

SUBSECRETARÍA DE EDUCACIÓN SUPERIOR  
DIRECCIÓN GENERAL DE EDUCACIÓN SUPERIOR  
TECNOLÓGICA  
INSTITUTO TECNOLÓGICO DE TUXTLA GUTIÉRREZ



SECRETARÍA DE  
EDUCACIÓN PÚBLICA



SEP

## **TRABAJO PROFESIONAL**

**COMO REQUISITO PARA OBTENER EL TITULO DE:**

# **INGENIERO MECÁNICO**

**QUE PRESENTA:**

## **HORACIO DÍAZ ESTRADA**

**CON EL TEMA:**

**“MANEJO Y ESTABILIZACIÓN DE CONDENSADOS,  
RECTIFICACIÓN Y ENDULZAMIENTO DE GAS, INCLUYE  
SUSTITUCIÓN DE RECTIFICADOR FA-6103, PLANTA  
ENDULZADORA DE 20 MMPCD EN LA TMDB (ETAPA 4 L-5)”**

**MEDIANTE:**

## **OPCION X**

**(MEMORIA DE RESIDENCIA PROFESIONAL)**

"2015, Año del Generalísimo José María Morelos Y Pavón"

DIRECCIÓN  
SUBDIRECCIÓN ACADÉMICA  
DIVISIÓN DE ESTUDIOS PROFESIONALES  
Tuxtla Gutiérrez, Chiapas 15 de enero del 2015

OFICIO NUM. DEP-CT-491-2015


**C. HORACIO DÍAZ ESTRADA**  
PASANTE DE LA CARRERA DE INGENIERÍA MECÁNICA  
EGRESADO DEL INSTITUTO TECNOLÓGICO DE TUXTLA GUTIÉRREZ.  
PRESENTE.

Habiendo recibido la comunicación de su trabajo profesional por parte de los CC. ING. MARIO TOLEDO MARTÍNEZ, ING. JOSÉ MANUEL RASGADO BEZARES e ING. JULIO CESAR LLAVEN GORDILLO., En el sentido que se encuentra satisfactorio el contenido del mismo como prueba escrita, **AUTORIZO** a Usted a que se proceda a la impresión del mencionado Trabajo denominado:

**" MANEJO Y ESTABILIZACIÓN DE CONDENSADOS, RECTIFICACIÓN FA-6103, PLATA ENDULZAMIENTO DE GAS DE 20 MMPCD EN LA TMDB( ETAPA 4L-5)"**

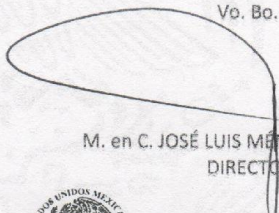
Registrado mediante la opción:  
**X (MEMORIA DE RESIDENCIA PROFESIONAL)**

**ATENTAMENTE**  
**"CIENCIA Y TECNOLOGÍA CON SENTIDO HUMANO"**

  
ING. JUAN JOSÉ ARREOLA ORDAZ  
JEFE DEL DEPARTAMENTO DE LA DIVISIÓN DE  
ESTUDIOS PROFESIONALES

C.c.p.- Departamento de Servicios Escolares  
C.c.p.- Expediente  
I'JLMN/I'JJAO/I'eeam

Vo. Bo.

  
M. en C. JOSÉ LUIS MÉNDEZ NAVARRO  
DIRECTOR



Secretaría de Educ. Pública  
Instituto Tecnológico  
de Tuxtla Gutiérrez,  
Div. de Est. Profesionales



## TERMINOLOGÍA Y ABREVIACIONES

**API:** Instituto Americano del Petróleo.

**TMDB:** Terminal Marítima Dos Bocas.

**MMPCD:** Millones de Pies Cúbicos por Día (@ 1 atmósfera y 60 °F).

**MBPD:** Miles de Barriles por Día.

**SNR:** Sistema Nacional de Refinación.

**L5:** Línea 5.

**°API:** Escala numérica para diferenciar la calidad del crudo.

**Ft:** Pies (medida del sistema inglés).

**In:** Pulgadas (medida del sistema inglés).

**Lbf:** Libras fuerza.

## INDICE

<b>INTRODUCCIÓN</b> .....	<b>4</b>
<b>JUSTIFICACION</b> .....	<b>5</b>
<b>1.- OBJETIVOS</b> .....	<b>6</b>
1.1.- OBJETIVO GENERAL: .....	6
1.2.- OBJETIVOS ESPECÍFICOS:.....	6
<b>2.- CARACTERIZACIÓN DEL ÁREA EN QUE SE PARTICIPÓ</b> .....	<b>7</b>
2.1 TERMINAL MARÍTIMA DOS BOCAS .....	7
2.1.1- <i>Antecedentes:</i> .....	7
2.1.2- <i>Ubicación geográfica:</i> .....	7
2.2 PEMEX: EXPLORACIÓN Y PRODUCCIÓN.....	8
2.2.1- <i>Misión.</i> .....	8
2.2.2- <i>Visión.</i> .....	9
2.2.3- <i>Organigrama.</i> .....	9
<b>3.- PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA</b> .....	<b>9</b>
<b>4.- ALCANCES Y LIMITACIONES</b> .....	<b>12</b>
4.1.- ALCANCES:.....	12
4.2.- LIMITACIONES:.....	12
<b>5.- FUNDAMENTO TEÓRICO</b> .....	<b>12</b>
5.1.- SEPARADORES .....	14
5.1.1.- <i>Clasificación de los separadores según su función</i> .....	15
5.1.2.- <i>Teoría de asentamiento.</i> .....	17
5.1.3.- <i>Velocidad del vapor.</i> .....	22
5.2.- DIABLOS O PIG'S .....	23
5.3.- TRAMPAS DE DIABLOS .....	23
5.4.- OLEODUCTO .....	24
5.5.- GASODUCTOS .....	24
5.6.- TIPOS DE VÁLVULAS.....	24
5.6.1.- <i>Tipo compuerta</i> .....	24
5.6.2.- <i>De retención.</i> .....	25
5.6.3.- <i>De globo.</i> .....	26
5.6.4.- <i>Tipo macho.</i> .....	26
5.6.5.- <i>De bola.</i> .....	27
5.6.6.- <i>De mariposa.</i> .....	28
5.6.7.- <i>De diafragma.</i> .....	28
5.7.- FLUJOS EN TUBERIAS .....	29
5.7.1.- <i>Pérdidas por fricción en tuberías.</i> .....	29
5.7.1.1.- <i>Pérdidas por fricción en accesorios</i> .....	29
5.7.2.- <i>Tuberías en serie.</i> .....	31
5.7.3.- <i>Tuberías en paralelo.</i> .....	32
<b>6.- ACTIVIDADES REALIZADAS</b> .....	<b>33</b>

6.1.- RECOPIACIÓN Y ANÁLISIS DE INFORMACIÓN.....	33
6.2.- ANÁLISIS Y VERIFICACIÓN DE TUBERÍAS, INSTRUMENTOS Y ACCESORIOS.....	34
6.2.1.- Selección de material.....	34
6.2.2.- Cálculo de diámetro de tubería.....	35
6.2.3.- Espesor de tubería.....	38
6.2.4.- Selección de válvula.....	39
6.2.5.- Selección de codos.....	39
6.2.6.- Selección de material y dimensionamiento de nuevo rectificador.....	39
6.2.6.1.- Selección de material.....	39
6.2.6.2.- Dimensionamiento.....	40
6.2.6.2.1.- Primer método.....	42
6.2.6.2.2.- Segundo método.....	47
6.2.6.2.3.- Dispositivos internos del rectificador.....	52
6.2.6.2.3.1.- Dispositivo de entrada.....	52
6.2.6.2.3.2.- Eliminadores de neblina.....	52
6.2.6.2.3.3.- Rompe vórtices.....	52
6.2.6.2.3.4.- Rompe espuma.....	52
6.2.6.2.4.- Espesores mínimos de envoltentes y cabezas.....	53
6.2.6.2.5.- Cálculo de la boquilla de entrada.....	53
6.2.6.2.6.- Cálculo de la boquilla de salida de gas.....	53
6.2.6.2.7.- Cálculo de la boquilla de salida de líquido.....	54
6.3 DETERMINACIÓN DE EQUIPOS REQUERIDOS Y SUS CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS.....	54
6.3.1 Dispositivos de seguridad para el rectificador.....	55
6.4 INTEGRACIÓN DE LOS EQUIPOS AL SISTEMA.....	55
6.5 PRUEBAS DE OPERACIÓN.....	55
<b>7.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....</b>	<b>56</b>
<b>8.- COMPETENCIAS DESARROLLADAS Y/O APLICADAS.....</b>	<b>57</b>
<b>9.- REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS Y VIRTUALES.....</b>	<b>58</b>
<b>ANEXO 1: DIAGRAMA DE MOODY.....</b>	<b>59</b>
<b>ANEXO 2: FICHA TÉCNICA DE RECTIFICADOR FA-6103.....</b>	<b>60</b>
<b>ANEXO 3: COMPONENTES DE SEPARADORES.....</b>	<b>61</b>
<b>ANEXO 4: TABLAS DE RELACIÓN LONGITUD-DIÁMETRO.....</b>	<b>62</b>
<b>ANEXO 5: NUEVO RECTIFICADOR.....</b>	<b>64</b>
<b>ANEXO 5 (CONT.): NUEVO RECTIFICADOR.....</b>	<b>65</b>
<b>ANEXO 6: CARTA DE ACEPTACIÓN.....</b>	<b>66</b>
<b>ANEXO 7: CARTA DE PRESENTACIÓN.....</b>	<b>67</b>
<b>ANEXO 8: CARTA DE TERMINACIÓN.....</b>	<b>68</b>

## INTRODUCCIÓN

La producción de gas y condensados de los campos de la Región Marina Suroeste (RMSO), son productos de la separación del aceite y gas en baterías de separación instalados en los complejos de producción de dicha región, los cuales son: Abkatún Alfa, Pol-Alfa, Abkatún Delta. La producción de gas de los complejos de producción es manejada por medio de módulos de compresión de gas, que elevan la presión del gas de  $4.5 \text{ Kg/Cm}^2$  a  $70.0 \text{ Kg/Cm}^2$ , esto con el fin de mandar el gas a través de un sistema integral de gasoductos hacia el Centro Procesador de Gas y Condensados de Atasta (instalación de la Región Marítima Noreste (RMNE)), en donde se separa el gas y condensados, para que el gas sea recomprimido de  $45 \text{ Kg/cm}^2$  a  $80 \text{ Kg/cm}^2$ . Para hacerlo llegar a los centros procesadores de gas de Pemex Gas y Petroquímica Básica (PGyPB).

Por otra parte los condensados son subproductos obtenidos de gas, por su compresión y en el sistema de gasoductos de transporte por el enfriamiento del lecho marino, el cual se maneja en las plataformas de compresión por medio de un sistema de recuperación de condensados de intermedia y alta presión.

Para lograr el manejo de gas y condensados y llevarlo hasta los lugares para su acondicionamiento se requiere de sistemas de tuberías, los cuales se encargan de distribuir los fluidos a lo largo de la terminal para depositarlos en los lugares para su pronto tratamiento; dichas tuberías deben de cumplir tanto con normas internacionales, así como las normas de referencia establecidas por PEMEX. A este sistema le debe de seguir una serie de accesorios, los cuales permitirán al sistema controlar las velocidades y presiones que se produzcan en ellas.

Así también en la terminal se cuentan con equipos que logran el tratamiento de los gases y sus condensados para cumplir con requisitos de calidad de los fluidos que se requiere para exportación o bien consumo interno.

## JUSTIFICACION

La cartera 13.401, basa la explotación y comercialización de petróleo crudo en las mezclas de crudo ligero con el pesado y extra pesado para su comercialización. Sin embargo, la cartera en comento, se basa en los exploratorios de ligero que a partir del 2016 tienen que empezar a ser explotados, por lo que en caso contrario, existe una elevada probabilidad de alta déficit de crudo ligero para mezclas lo que implica el cierre de producción de crudo pesado, aunado a esta situación la calidad en °API en el crudo ligero tiene una tendencia a la baja, que conjugado con una baja en los °API del crudo pesado implica un mayor volumen de Crudo Ligero Costa Afuera para mezclado.

Así mismo, la disponibilidad de crudo ligero y el crudo que no se logre mezclar costa afuera, los pronósticos de manejo de crudo en la TMDB de acuerdo a la cartera en comento, implica que tendremos que estabilizar un volumen de 1500 a 2300 MBPD total de petróleo crudo.

La filosofía de operación de L5 contempla también la instalación de un equipo de compresión booster para poder descargar los vapores de la TMDB al Gasoducto de 36" que va a Cunduacán a 80 Kg/cm<sup>2</sup>, por lo que estos equipos booster en la TMDB demandarán un consumo adicional de gas dulce y con el objeto de mantener la confiabilidad al 100% del suministro de gas dulce para éstos equipos, se debe de complementar con una Planta Endulzadora de relevo de la misma capacidad a la instalada actualmente, ya que la Planta Endulzadora actual cuenta con una confiabilidad del 92%, por lo que en caso de no complementarse, se quemarían 29 días al año el volumen total de los vapores, es decir 960 MMPC de gas anualmente.

## **1.- OBJETIVOS**

### **1.1.- Objetivo general:**

- Garantizar la calidad de °API de crudo en un 100% al SNR para la generación de destilados a nivel nacional, así como, mantener la exportación de crudo Maya, Istmo y Olmeca (Istmo Plus).

### **1.2.- Objetivos específicos:**

- Aumentar la confiabilidad operacional y el nivel de seguridad del sistema de manejo de vapores en la plataforma de estabilizado a través de la sustitución del rectificador FA-6103 por su incremento derivado a la filosofía de operación de L5, asegurando la continuidad operativa de la TMDB.
- Incrementar la confiabilidad al 100% del suministro de gas dulce para los turbocompresores booster (descarga a 80 Kg/cm<sup>2</sup>) que se instalarán en la TMDB por la filosofía de operación de L5, mediante una Planta Endulzadora de relevo de la misma capacidad a la instalada actualmente, ya que la Planta Endulzadora actual cuenta con una confiabilidad del 92%.



## **2.- CARACTERIZACIÓN DEL ÁREA EN QUE SE PARTICIPÓ**

### **2.1 TERMINAL MARÍTIMA DOS BOCAS**

#### **2.1.1- Antecedentes:**

El desarrollo petrolero del Golfo de Campeche y la potencialidad productiva de hidrocarburos en el área mesozoica de Chiapas y Tabasco, determinaron la necesidad de construir una gran terminal marítima petrolera, destinada a sustentar las actividades de exploración, perforación y explotación de los yacimientos petrolíferos, así como las asociadas con las operaciones de procesamiento, manejo y exportación de aceite crudo y diversos productos petroquímicos básicos. Los principales aspectos que llevaron a seleccionar “Dos Bocas” con relación a otros lugares estudiados, fueron los siguientes:

- Zona de influencia de los campos y plataformas petroleras marinas y terrestres.
- Mareas, batimetría y corrientes submarinas.
- Características geológicas.
- Infraestructura actual y potencial de las vías de comunicación.
- Disponibilidad de área y factibilidad de ampliaciones.

La Terminal Marítima Dos Bocas (TMDB), fue construida a finales de 1979 e inició operaciones el 14 de marzo de 1980. Para ese entonces solo se contaba con sistemas de generación de energía eléctrica (Turbogeneradores) y el de rebombeo de aceite crudo tipo maya en la Casa de Bomba 4T (CB4T).

Quince meses después inicia actividades de Estabilizado, Almacenamiento y Exportación de aceite crudo, que junto con los procesos siguientes de Deshidratación del aceite crudo ligero y Tratamiento de Efluentes, así como recientemente el proceso de Deshidratación del aceite crudo pesado, son en la actualidad las funciones básicas de la Gerencia de Transporte y Distribución de Hidrocarburos de la Región Marina Suroeste (GTDH-RMSO) en la TMDB.

#### **2.1.2- Ubicación geográfica:**

La Terminal Marítima de Dos Bocas se encuentra ubicada en la costa Norte del estado de Tabasco, en la jurisdicción del municipio de Paraíso a 130 Km. Del área de plataformas y 160 Km. De Ciudad del Carmen, Campeche. En las coordenadas:

- Longitud Oeste 93° 10' 20"
- Latitud Norte 18° 24, 00"

Límites geográficos: Al norte, el litoral del golfo de México, al sur el cauce del río seco, al oriente la laguna de mecoacán y al poniente, el poblado el limón.

Tiene una superficie de 1,143 Hectáreas con 2,091 m. de muelle, los cuales cubren un canal de acceso a embarcaciones hasta de 5.5 m de calado.



Fig. 1 Ubicación geográfica de Terminal Marítima Dos bocas (TMDB)

## 2.2 PEMEX: EXPLORACIÓN Y PRODUCCIÓN

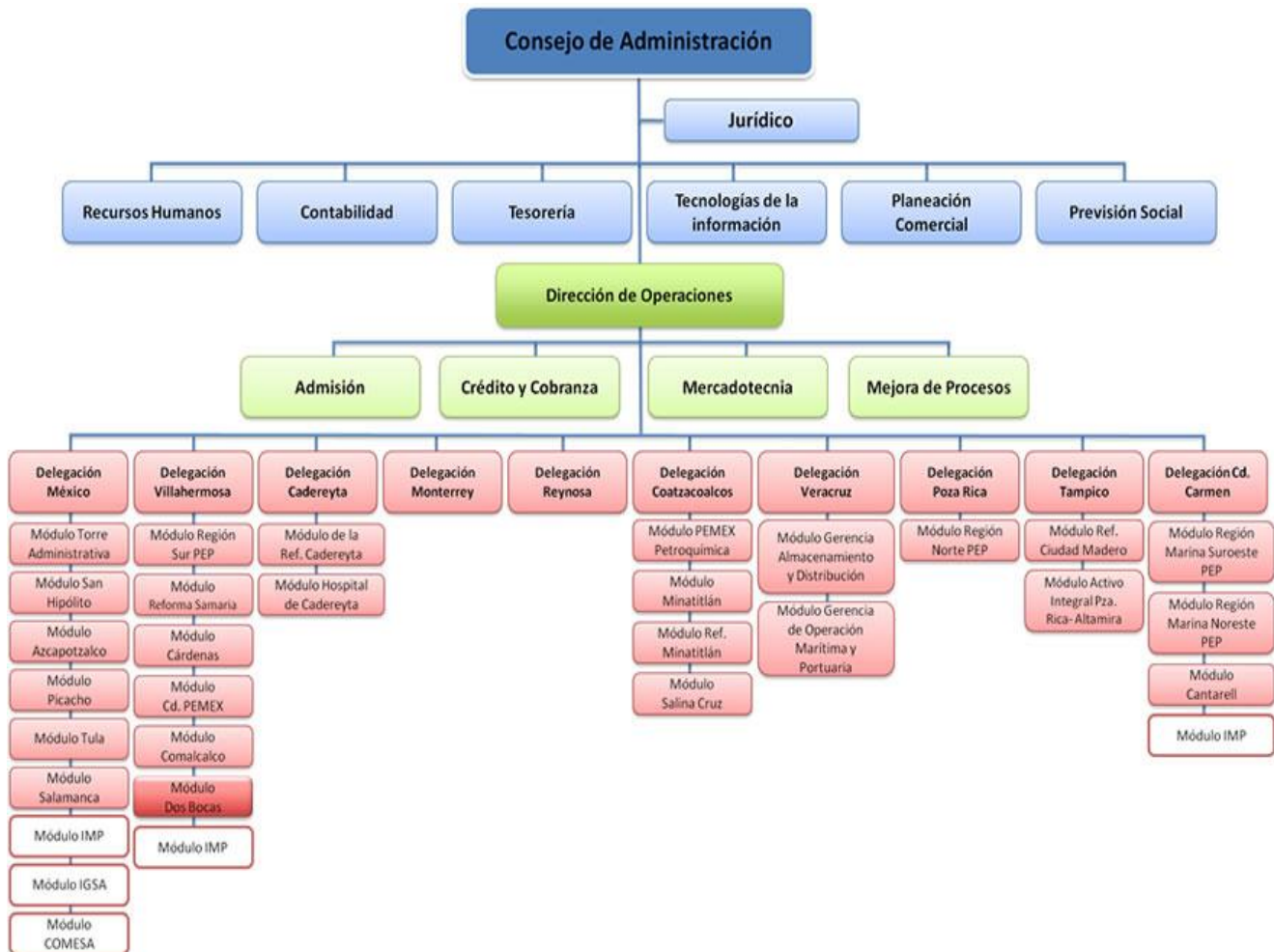
### 2.2.1- Misión.

La misión de PEMEX Exploración y Producción (PEP) es maximizar el valor económico a largo plazo de las reservas de crudo y gas natural del país, garantizando la seguridad de sus instalaciones y su personal, en armonía con la comunidad y el medio ambiente. Sus actividades principales son la exploración y explotación del petróleo y el gas natural; su transporte, almacenamiento en terminales y su comercialización de primera mano; éstas se realizan cotidianamente en cuatro regiones geográficas que abarcan la totalidad del territorio mexicano: Norte, Sur, Marina Noreste y Marina Suroeste.

### 2.2.2- Visión.

Ser reconocida como la mejor inversión de los mexicanos, como una empresa líder de exploración y producción en el ámbito internacional, comprometida con un desarrollo integral de su personal y con los más altos estándares de eficiencia, ética profesional, protección al ambiente y seguridad.

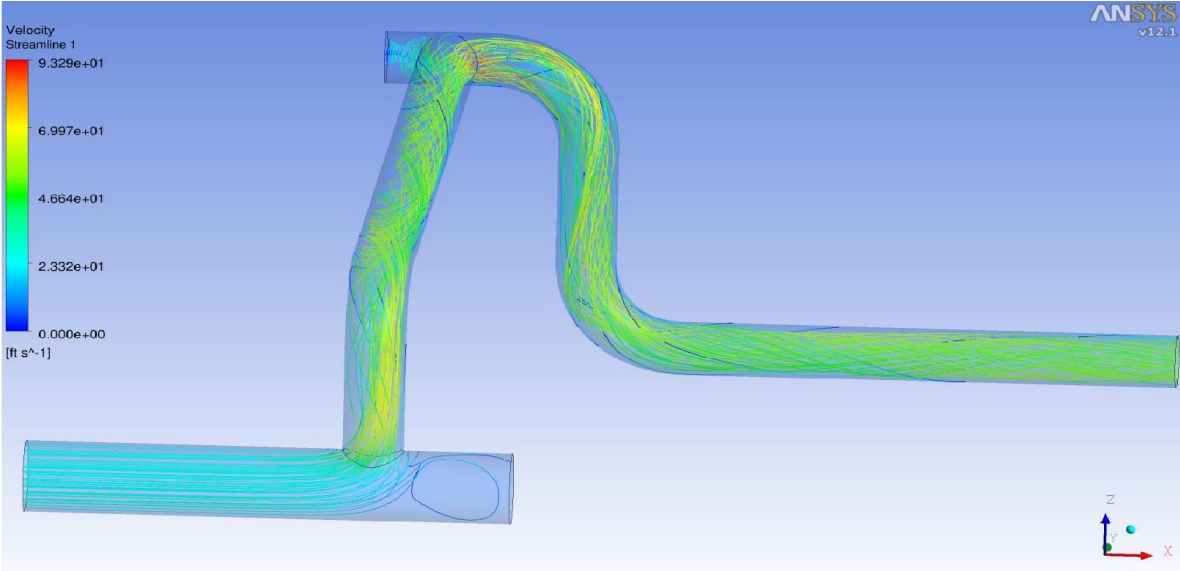
### 2.2.3- Organigrama.



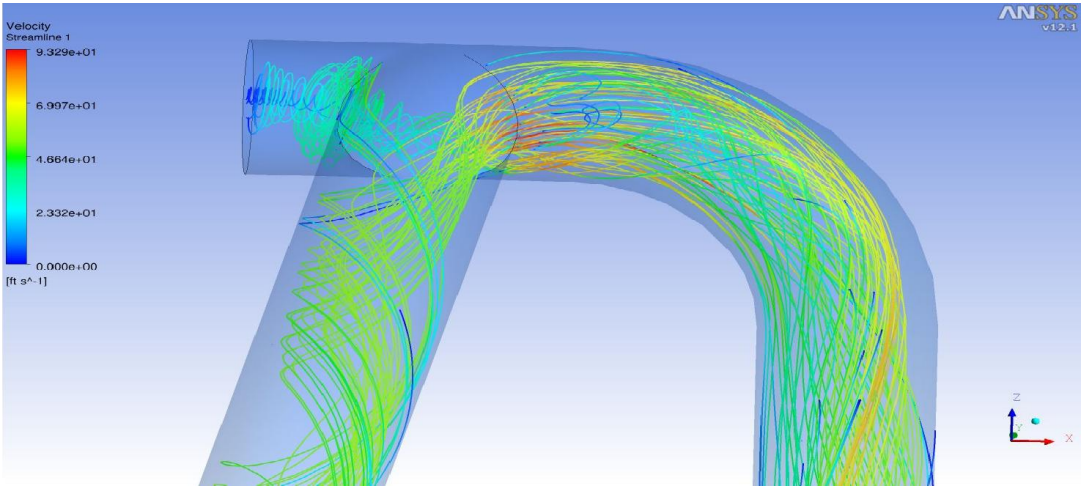
### 3.- PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

El rectificador FA-6103 que forma parte del sistema de manejo de vapores en la plataforma de estabilizado de la TMDB no tiene un nivel confiabilidad operativa aceptable, puesto que es un equipo con más de 10 años de servicio en la TMDB además de considerar que fue un equipo recuperado y reacondicionado para su operación. Derivado

a lo anterior los resultados de simulación dinámica por elemento finito demuestran que para caudales superiores a 34 MMPCD de gas en el sistema de recuperación de vapores el cabezal de 36" que alimenta éste rectificador, opera con velocidades del gas que superan los 60 ft/s recomendados por norma, como se muestra en las figuras.



**Fig. 2 Perfil de cabezal que alimenta al rectificador FA-6103**

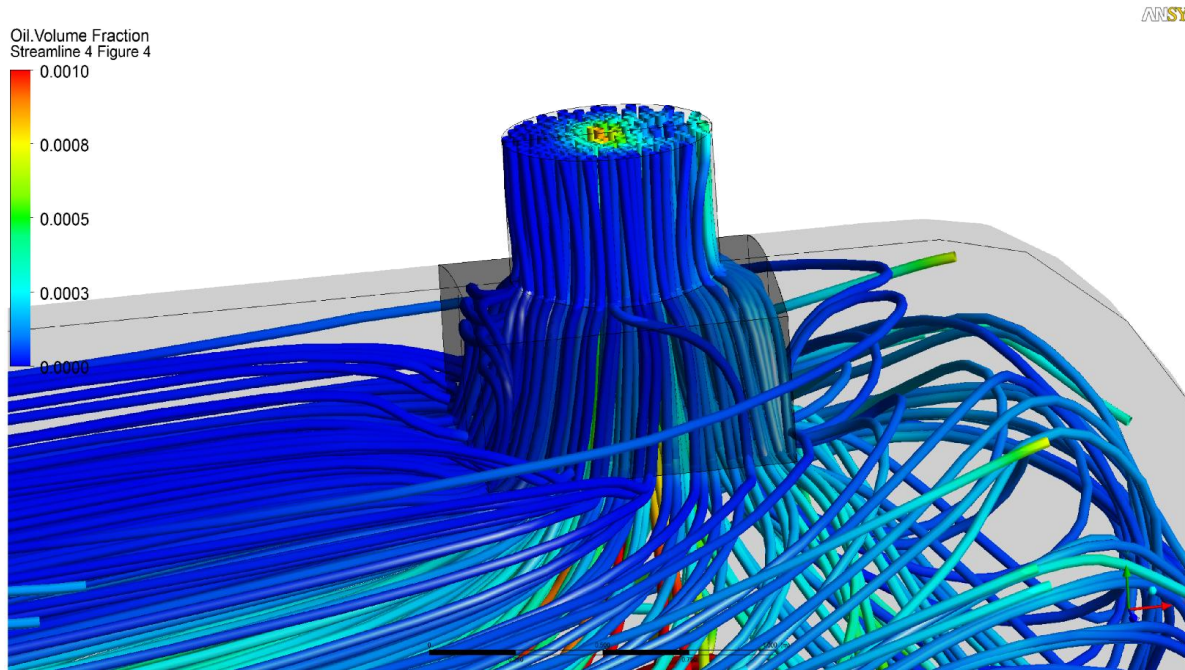


**Fig. 3 Perfil de cabezal que alimenta al rectificador FA-6103 (acercamiento)**

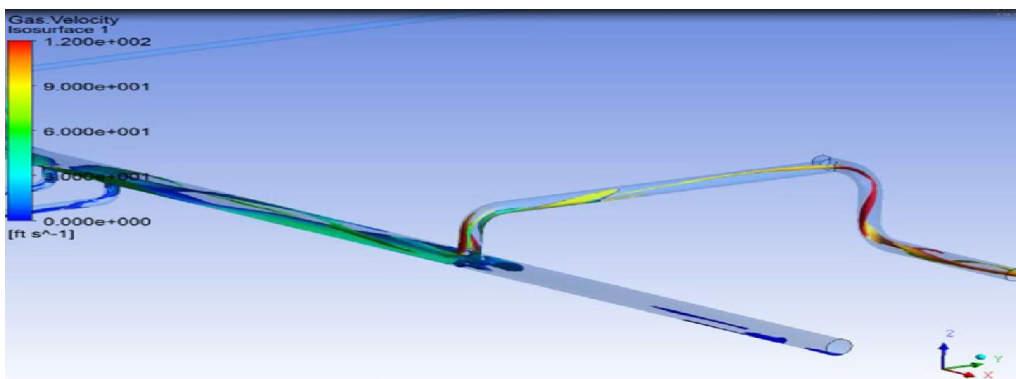
Si consideramos que este sistema tiene años trabajando bajo estas condiciones de operación, estos resultados de simulación nos permiten fundamentar la necesidad de la

evaluación de integridad mecánica de todo el sistema de manejo de vapores en la TMDB, en particular de este cabezal de 36" y desde luego del rectificador FA-6103, sustituyendo estos por un cabezal de 48" y un rectificador nuevo.

Los resultados de los estudios de simulación también muestran el arrastre de líquidos en la salida del gas de cada separador de estabilizado, como se ilustra en las figuras.



**Fig. 4 Arrastre de líquidos en la salida de los separadores de estabilizado**



**Fig. 5 Arrastre de líquidos en la salida de los separadores.**

## **4.- ALCANCES Y LIMITACIONES**

### **4.1.- Alcances:**

- Análisis de tubería a la entrada del rectificador FA-6103, así como su sustitución por una más grande.
- Sustitución del rectificador FA-6103, así como la aplicación de las recomendaciones del estudio de integridad mecánica para su interconexión a las líneas de todo el sistema de manejo de vapores de la plataforma de estabilizado.

### **4.2.- Limitaciones:**

- No se conoce muy bien los lugares donde se encuentran los equipos.
- No hay suficiente información acerca de los rectificadores.
- Se tiene un dominio muy bajo del inglés; por lo cual se dificulta la lectura de las normas; ya que éstas se encuentran disponibles en dicho idioma.
- Depende de la empresa la aplicación de este proyecto.

## **5.- FUNDAMENTO TEÓRICO**

El petróleo es un combustible fósil que se obtiene del subsuelo. Es la principal materia prima a nivel mundial, ya que de éste se obtiene diversos productos, tales como; gasolina, plásticos, entre otros.

Se conoce que la formación del petróleo está asociada al desarrollo de rocas sedimentarias depositadas en ambientes marinos o próximos al mar, y que es el resultado de procesos de descomposición de organismos de origen vegetal y animal, que en tiempos remotos quedaron incorporados en esos depósitos.

El petróleo no se encuentra distribuido de manera uniforme en el subsuelo, deben confluir por lo menos cuatro condiciones básicas para que éste se acumule: una roca permeable, de tal forma que bajo presión el petróleo pueda moverse a través de los poros microscópicos de la roca; una roca impermeable, que evite la fuga del aceite y gas hacia la superficie; el yacimiento debe comportarse como una trampa, ya que las rocas impermeables deben encontrarse dispuestas de tal forma que no existan movimientos laterales de fuga de hidrocarburos; y debe existir material orgánico suficiente y necesario para convertirse en petróleo por el efecto de la presión y temperatura que predomine en el yacimiento.

En su estado natural, el petróleo se le atribuye un valor mineral; es susceptible de generar, a través de procesos de transformación industrial, productos de alto valor, como son los combustibles, lubricantes, ceras, solventes y derivados petroquímicos.

El petróleo crudo podemos sub-clasificarlo en tres ramos según los siguientes criterios:

**PESADO:** Petróleo crudo con densidad API igual o inferior a 27°.

**LIGERO:** Petróleo crudo con densidad API superiora 27° hasta 38°.

**SUPERLIGERO:** Petróleo crudo con densidad API superior a 38°

Nota: El agua tiene una densidad API de 10°.

Para el mercado de exportación se preparan tres variedades de petróleo crudo con las siguientes calidades típicas:

**MAYA:** Petróleo crudo pesado con densidad de 22° API y 3.3% de azufre en peso.

**ISTMO:** Petróleo crudo ligero con densidad de 33.6° API y 1.3% de azufre en peso.

**OLMECA (ISTMO PLUS):** Petróleo crudo superligero con densidad de 39.3° API (que incluso se puede aceptar con 38° API) y 0.8% de azufre en peso.

La gravedad API diferencia las calidades del crudo por medio de una escala numérica sencilla y universal, expresada en grados API o °API de acuerdo con su densidad relativa con respecto a la del agua. En esta escala cuanto más liviano es el petróleo mayor es la gravedad API y, mientras más pesado, menor el valor de °API.

La gravedad API puede ser calculada en función de la siguiente fórmula.

$$^{\circ}API = \frac{141.5}{G_{es}} - 131.5 \dots \dots \dots (1)$$

Dónde:

$G_{es}$  = Gravedad específica del líquido (adimensional).

Por otra parte el gas natural que se obtiene principalmente en baterías de separación está constituido por metano con proporciones variables de otros hidrocarburos (etano, propano, butanos, pentanos y gasolina natural) y de contaminantes diversos. Representa aproximadamente 47% de los combustibles utilizados en el país y el 72% de nuestra petroquímica se deriva del metano y etano contenido en el gas, de ahí la importancia de este recurso como energético y como petroquímico.



Su procesamiento consiste principalmente en:

- La eliminación de compuestos ácidos ( $H_2S$  y  $CO_2$ ) mediante el uso de tecnologías que se basan en sistemas de absorción-agotamiento utilizando un solvente selectivo. El gas alimentado se denomina “amargo”, el producto “gas dulce” y el proceso se conoce generalmente como “endulzamiento”.
- La recuperación de etano e hidrocarburos licuables mediante procesos criogénicos (uso de bajas temperaturas para la generación de un líquido separable por destilación fraccionada) previo proceso de deshidratación para evitar la formación de sólidos.
- Recuperación del azufre de los gases ácidos que se generan durante el proceso de endulzamiento.
- Fraccionamiento de los hidrocarburos líquidos recuperados, obteniendo corrientes ricas en etano, propano, butanos y gasolina; en ocasiones también resulta conveniente separar el isobutano del n-butano para usos muy específicos.

### 5.1.- SEPARADORES

Un separador es un dispositivo mecánico usado en la separación de líquidos (agua, hidrocarburos, glicol, aminas, etc.) de los gases. Es un tambor metálico (generalmente de acero) que opera a una presión dada, el cual es utilizado para separar una mezcla, de forma tal, que la porción de la fase vapor salga por la parte superior del recipiente y los condensados por la parte inferior.

A continuación se enuncian los principios de operación que se debe tener en cuenta en la separación física de los de varias fases. Sin embargo, aunque toda separación puede emplear uno o más de estos principios, se debe tener en cuenta que las condiciones para que dos fases sean separables son: que exista un diferencial entre las densidades de ambos fluidos y que las fases sean inmiscibles entre sí.

- **Momentum:** Es la cantidad de movimiento que tiene un fluido de cierta densidad. Así, cuando una mezcla bifásica es sometida a un cambio violento en su dirección, ambos fluidos alcanzarán diferentes velocidades debido a que poseen distintas densidades.
- **Asentamiento por gravedad:** La separación por gravedad resulta, cuando la fuerza gravitacional que actúa sobre la partícula líquida, supera a la fuerza de arrastre que el vapor ejerce sobre la partícula a separar.



- **Coalescencia:** Es el fenómeno por medio del cual partículas líquidas de tamaño pequeño (que no se separan fácilmente por la acción de la gravedad), se unen entre sí para formar partículas de mayor tamaño, que sí pueden separarse posteriormente por asentamiento gravitatorio.



Fig. 6 Separador horizontal

#### 5.1.1.- Clasificación de los separadores según su función

- **Separadores bifásicos:** Son dispositivos para separar mezclas bifásicas, de los cuales podemos sub-dividirlos en:
  - a) **Separadores líquido-vapor:** Tal y como su nombre lo indica, este tipo de unidades separa mezclas bifásicas compuestas por una fase vapor y una fase líquida. En esta categoría se pueden encontrar algunos separadores conocidos específicamente según la actividad a desarrollar como:
    - Depurador o Scrubber: Son separadores sencillos, utilizados principalmente para remover pequeñas cantidades de líquido de una gran cantidad de vapor. Son recipientes diseñados generalmente, de forma vertical y se colocan en la succión de compresores, aguas arriba de contactores y sistemas combustibles, o como separadores secundarios aguas abajo de un separador primario.

- Slug Cácher: Es un separador diseñado particularmente para recibir grandes volúmenes de líquido en intervalos irregulares.
  - Line Drip: Típicamente utilizados para altas relaciones vapor - líquido, en las que se desea asegurar que la línea de salida sólo contenga vapor.
  - Tanques Flash: Son recipientes utilizados para separar el vapor que se produce debido a la expansión de un líquido.
  - Knock Out Drums (KOD) o Trampas: Son recipientes diseñados para disgregar mezclas con una relación vapor/líquido alta, es decir la cantidad de vapor a manejar es grande con respecto a la cantidad de líquido.
  - Separadores ciclónicos: Son separadores que emplean como fuerza motriz para la separación la fuerza centrífuga, en lugar de la fuerza de gravedad.
  - Filtros Separadores: Separadores que poseen elementos filtrantes diseñados específicamente para retener partículas de un tamaño determinado. Este tipo de equipos, contiene un filtro coalescente para la separación inicial del líquido y el vapor y posee además, un eliminador de neblina capaz de remover las partículas líquidas que puedan haber quedado retenidas en el vapor.
- b) **Separadores líquido-líquido:** La mezcla bifásica está compuesta por dos fases líquidas inmiscibles. En esencia, es una unidad exacta a un separador líquido - vapor, pero con velocidades mucho más bajas y en las que la separación es mucho más difícil.
- **Separadores trifásicos:** Son recipientes que se utilizan para separar mezclas en las que se encuentran una fase vapor y dos fases líquidas inmiscibles de densidades distintas.

Cuando se desea dimensionar un separador líquido- vapor, la velocidad máxima que podrán alcanzar las partículas líquidas, es el parámetro principal que debe de tomar en cuenta el ingeniero que pretende realizar dicho diseño.

Para ello es necesario estudiar el comportamiento de dichas partículas cuando caen a través del vapor dentro del separador y los fenómenos que determinan que esto suceda.

### 5.1.2.- Teoría de asentamiento.

Cuando existe un movimiento relativo entre la partícula y un fluido circundante, el fluido ejercerá una fuerza de arrastre sobre la partícula que cae bajo la influencia de la gravedad; la partícula acelerará hasta que se produzca el equilibrio entre las fuerzas que actúan sobre ella. A partir de ese momento, su aceleración será nula y la partícula caerá a una velocidad constante, conocida como la velocidad terminal de la partícula.



Fig. 7 Fuerzas que actúan sobre la partícula del fluido.

- a) **Fuerza de arrastre:** Es la fuerza ejercida sobre la partícula esférica por el flujo de vapor, en dirección opuesta a la velocidad de dicha partícula, y está dada por la ecuación general, la cual en resumen expresa que la esfera debe de desplazar un volumen de gas ideal al área proyectada por la esfera en la dirección del movimiento del fluido.

$$F_D = \frac{\rho_v v_t^2 C_D A_p}{2} \dots (2)$$

Dónde:

$F_D$ = Fuerza de arrastre (Newton)

$\rho_v$ = Densidad del vapor ( $\text{Kg/m}^3$ )

$v_t$ = Velocidad teórica del fluido (m/s)

$C_D$ = Coeficiente de arrastre (adimensional)

$A_p$ = Área de la partícula ( $\text{m}^2$ )

b) **Fuerza de flotación:** se debe al principio de flotación de Arquímedes, la cual afirma que todo cuerpo sumergido en un fluido experimenta un empuje vertical y hacia arriba igual al peso del fluido desalojado.

$$F_B = \rho_v g V_p \dots (3)$$

$F_B$ = Fuerza de flotación (Newton).

$\rho_v$ = Densidad del vapor ( $\text{Kg/m}^3$ ).

$g$ = Constante de la gravedad ( $9.81 \text{ m/s}^2$ ).

$V_p$ = Volumen de partícula ( $\text{m}^3$ )

c) **Fuerza gravitacional:** Es la fuerza que actúa sobre la partícula en dirección opuesta a la fuerza de flotación, se debe a la fuerza que ejerce la tierra sobre los cuerpos por acción de la gravedad.

$$F_G = \rho_L g V_p \dots (4)$$

Dónde:

$F_G$ = Fuerza gravitacional (Newton).

$\rho_L$ = Densidad de líquido ( $\text{Kg/m}^3$ ).

$g$ = Constante de la gravedad ( $9.81 \text{ m/s}^2$ ).

$V_p$ = Volumen de partícula ( $\text{m}^3$ )

Si aplicamos un balance de fuerzas gracias a la ley de Newton podemos establecer que:

$$\sum F = ma = 0 \dots \dots \dots (5)$$

Sustituimos todas las fuerzas que actúan sobre la partícula en (2) y suponiendo la fuerza de gravedad como positiva, nos queda la siguiente ecuación:

$$\sum F = F_G - F_B - F_D = 0 \dots \dots \dots (6)$$

Sustituimos  $F_G$ ,  $F_B$  y  $F_D$  en la ecuación (3):

$$[\rho_L g V_P] - [\rho_V g V_P] - \left[ \frac{\rho_V V_t^2 C_D A_P}{2} \right] = 0 \dots\dots\dots(7)$$

Agrupando términos:

$$g V_P (\rho_L - \rho_V) = \left[ \frac{\rho_V V_t^2 C_D A_P}{2} \right] \dots\dots\dots(8)$$

Si suponemos para el análisis que dichas partículas líquidas son esferas rígidas el volumen de dichas partículas vendrá dado por:

$$V_P = \frac{4}{3} \left( \frac{D_P}{2} \right) A_P \dots\dots\dots(9)$$

Sustituyendo entonces la ecuación (6) en la ecuación (5) obtenemos:

$$\frac{4}{3} g \left( \frac{D_P}{2} \right) A_P (\rho_L - \rho_V) = \left[ \frac{\rho_V V_t^2 C_D A_P}{2} \right] \dots\dots\dots(10)$$

Multiplicando la ecuación (7) por  $\frac{2}{A_P}$  obtenemos de nueva forma:

$$\frac{4}{3} g (D_P) A_P (\rho_L - \rho_V) = [\rho_V V_t^2 C_D] \dots\dots\dots(11)$$

Despejando de (8) la velocidad terminal, nos resulta la ecuación:

$$V_t = \sqrt{\frac{4g D_P (\rho_L - \rho_V)}{3 C_D \rho_V}} \dots\dots\dots(12)$$

Como se puede observar en la ecuación (8), el cálculo de la velocidad terminal de las partículas líquidas, implica conocer las densidades de las fases a manejar, el diámetro de la partícula que se desea separar y el coeficiente de arrastre según el régimen en que se encuentra la mezcla en el separador.

Este último parámetro, supone que el que el ingeniero que diseña conozca el régimen de flujo en el interior de la unidad, el cual viene dado por el número de Reynolds de la partícula, expresada como sigue:

$$Re = \frac{D_p V_t \rho_v}{\mu_v} \dots\dots\dots (13)$$

Dónde:

Re= Numero de Reynolds (adimensional).

D<sub>p</sub>= Diámetro de partícula (micrón).

V<sub>t</sub>= Velocidad del fluido (m/s).

ρ<sub>v</sub>= Densidad del vapor (kg/m<sup>3</sup>).

μ<sub>v</sub>= Viscosidad dinámica (N\*s/m<sup>2</sup>).

Se puede observar que el número de Reynolds, a su vez, es función de la velocidad terminal, razón por la cual el proceso tendría que ser iterativo y tedioso, en adición, el número de Reynolds está definido en un rango de valores muy extenso; debido a esto es preciso definir la velocidad terminal en cada uno de éstos regímenes y para ello se deben considerar las distintas leyes que aplican para cada régimen.

Cada una de las leyes que se estudia a continuación se, están definidas para un régimen de flujo determinado, el cual aplicará para un determinado rango de valores del número de Reynolds, para los cuales se ha estudiado como varía el coeficiente de arrastre. En cada régimen de flujo se aplicará a ley correspondiente para el rango de valores del diámetro de partícula para los cuales está definido; en este sentido, para cada una de las leyes existirá un diámetro crítico de las partículas a separar el cual vendrá dado por la siguiente expresión:

$$D_{PC} = K_{CR} \cdot \left[ \frac{\mu_v^2}{g \rho_v (\rho_L - \rho_v)} \right]^{\frac{1}{3}} \dots\dots\dots(14)$$

1. **Ley de Newton** para la fuerza de resistencia sobre una esfera, aplica para un régimen de flujo turbulento, esta región está delimitada por los valores encontrados en la siguiente tabla.

Variable	Ley de Newton
Re (adim)	$500 < Re < 200.000$
$C_D$ (adim)	0,44
$D_P$ ( $\mu\text{m}$ )	$1500 < D_P < 100.000$
$K_{CR}$ (adim)	2360

Fig. 8 Valores de resistencia en la partícula.

2. **Ley intermedia**, aplica para el régimen de flujo transitorio, región que está delimitada por los valores de la tabla siguiente:

Variable	Ley Intermedia
Re (adim)	$2 < Re < 500$
$C_D$ (adim)	$\frac{18,5}{Re^{0,6}}$
$D_P$ ( $\mu\text{m}$ )	$100 < D_P < 1500$
$K_{CR}$ (adim)	43,5

Fig. 9 Ley intermedia.

3. **Ley de Stokes**, fue derivada a partir de las fuerzas ejercidas sobre una partícula esférica pequeña, que fluye a través de un fluido viscoso con cierta velocidad.

Variable	Ley de Stokes
Re (adim)	$0,0001 < Re < 2$
$C_D$ (adim)	$\frac{24}{Re}$
$D_P$ ( $\mu\text{m}$ )	$3 < D_P < 100$
$K_{CR}$ (adim)	33

Fig. 10 Valores de Stokes

### 5.1.3.- Velocidad del vapor.

Con respecto a la velocidad del flujo de vapor en el separador, se deben definir principalmente los siguientes conceptos:

- a) **Velocidad terminal:** Como se expuso anteriormente, es la velocidad relativa constante con que cae la partícula líquida en el separador a través del flujo de vapor, una vez que las fuerzas ejercidas sobre dicha partícula se equilibran. Esta velocidad es utilizada en el dimensionamiento de separadores líquido-vapor que no poseen dispositivos internos de coalescencia, debido a que la separación en el recipiente, en la sección en que ambas fases fluyen libremente, se basa únicamente en las fuerzas ejercidas sobre las partículas líquidas.
- b) **Velocidad crítica:** Es la velocidad máxima permisible que puede alcanzar el flujo de vapor en la sección de asentamiento del separador sin que se produzca arrastre de líquidos. Esta velocidad es utilizada en el dimensionamiento de separadores líquido- vapor que poseen eliminadores de neblina, debido a que la separación en el recipiente, no sólo ocurre en la sección secundaria; sino que dicha separación de las fases se ve afectada por el elemento de choque.

$$v_c = K \sqrt{\frac{(\rho_L - \rho_v)}{\rho_v}} \dots\dots\dots(15)$$

- c) **Velocidad de diseño:** Es el valor que se toma para realizar el dimensionamiento del vapor, en un separador nuevo que se va a construir. Su valor depende de los criterios de diseño; sin embargo, se propone utilizar el 75% de la velocidad crítica.

$$v_d = 0.75 v_c \dots\dots\dots(16)$$

- d) **Velocidad del vapor:** En el caso de un separador ya construido, vendrá dada por la expresión:

$$v_v = \frac{Q_v}{A_T} \dots\dots\dots(17)$$



## 5.2.- DIABLOS O PIG'S

Es el accesorio que corre a través del interior de una tubería con la finalidad de limpiar, dimensionar o inspeccionar oleoductos, gasoductos, acueductos, redes de agua potable y otros circuitos en general.

Son elementos de poliuretano de diferentes densidades, diseños y tamaños adaptados a los requerimientos que el servicio necesite; de acuerdo a las necesidades existen más de 500 diseños y tipos diferentes de pigs para satisfacerla.



Fig. 11 Diablo o Pig.

## 5.3.- TRAMPAS DE DIABLOS

Las trampas de diablos, ya sea lanzador (pig launcher), receptor (pig receiver) o lanzador/receptor (dual), son equipos que se utilizan para correr diablos (pig's) con el fin de dar mantenimiento o inspeccionar ductos de transporte de hidrocarburos. La limpieza de tubería por raspado (pigging) es la clave para la conservación de los ductos. Realizar corridas de diablos rinde buenos dividendos al asegurar una productividad de largo plazo, esto reduce la posibilidad de obstrucciones que disminuyen el flujo de las líneas y/o amenazan la integridad de los sistemas de tubería.



Fig. 12 Trampas de Diablos

#### **5.4.- OLEODUCTO**

Se le denomina oleoducto a la tubería e instalaciones conexas utilizadas para el transporte de petróleo, sus derivados y biobutanol, a grandes distancias. La excepción es el gas natural debido a que se encuentra en estado gaseoso y requiere otro tipo de análisis para su transporte.

Los oleoductos se hacen de tubos de acero. Donde sea posible, se construyen sobre la superficie. Sin embargo, en áreas que sean más desarrolladas, urbanas o con flora sensible, se entierran a una profundidad típica de un metro.

#### **5.5.- GASODUCTOS**

Es una condición de tuberías que sirve para transportar gases combustibles a gran escala. Consiste en una conducción de tuberías de acero, por la que el gas natural circula a alta presión, desde el lugar de origen hasta el centro de distribución. Se construyen enterrados en zanjas de a una profundidad habitual de un metro hasta dos metros, dependiendo del terreno y la seguridad.



**Fig. 13 Sistema de oleoductos y/o gasoductos**

#### **5.6.- TIPOS DE VÁLVULAS**

##### **5.6.1.- Tipo compuerta**

Es utilizada para el flujo de fluidos limpios y sin interrupción, este tipo de válvula no es recomendable para estrangulamiento ya que posee un disco que se alterna en el cuerpo lo que causaría una erosión arruinando su funcionamiento.

Existen diferentes tipos de válvulas de compuerta, los que se diferencian mayormente por el tipo de disco para el cierre, como lo son válvula de compuerta tipo cuña sólida, tipo flexible, tipo abierta, válvulas de guillotina, válvula de cierre rápido.

Normalmente este tipo de válvulas son construidas en su cuerpo de latón, bronce, hierro, acero fundido. En su interior normalmente son de bronce, acero inoxidable, acero aleado, monel, cromo, estelita o molibdeno. Dependiendo del uso que se le dé a la válvula y del tipo de fluido va a cambiar el material de construcción. Otro cambio que surge es el tipo de unión, a veces es con hilo, otras con soldadura, con bridas, etc.



Fig. 14 Válvula de compuerta

### 5.6.2.- De retención.

Se usan como medida de seguridad para evitar que el flujo retroceda en la tubería, también se usan para mantener la tubería llena cuando la bomba no está funcionando, se usan en posición vertical u horizontal.

Un tipo de válvula de retención es la de vapor, la cual se utiliza en las instalaciones de calderas para evitar contracorriente de vapor.

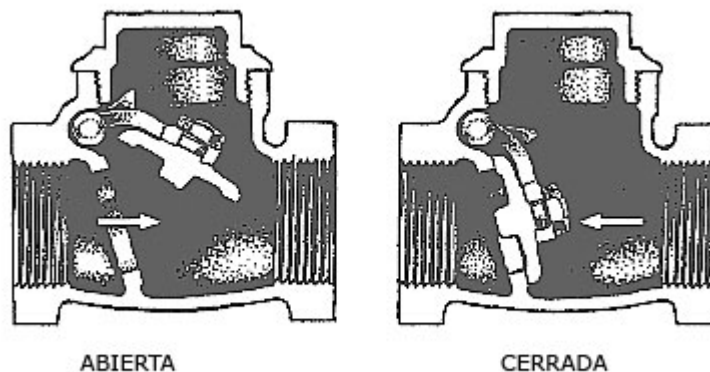


Fig. 15 Válvula de retención.

### 5.6.3.- De globo.

Su función principal es regular el flujo de un fluido, regulan el fluido desde el goteo hasta el sellado hermético. Además siguen siendo eficientes en cualquier posición del vástago.

Debido a que la caída de presión es bastante fuerte (en todo caso siempre controlado) se utilizan en servicios donde la válvula de compuerta no puede. Estas válvulas necesitan igual espacio y pesan casi lo mismo que las válvulas de compuerta. Se componen principalmente de volante, vástago, bonete, asientos, disco y cuerpo. Estas válvulas se construyen de variados tipos como por ejemplo:

- Esférico.
- Disco cónico.
- Aguja.
- Émbolo o pistón.
- Ángulo.



Fig. 16 Válvula de globo

### 5.6.4.- Tipo macho.

Esta válvula al igual que la de compuerta se destina para el servicio de paso y cierre a  $\frac{1}{4}$  de vuelta. Dado que el flujo por la válvula es suave y sin interrupción, existe poca turbulencia dentro de ella y por lo tanto la caída de presión es baja. El macho es cónico o cilíndrico y tiene un conducto por el cual circula el líquido. En la posición abierta, la cavidad en el macho conecta los extremos de entrada y salida de la válvula y permite flujo lineal.

Hay dos tipos de válvulas de machos:

- Lubricadas: cuya función es evitar las fugas entre la superficie del macho y el asiento en el cuerpo, y reducir la fricción durante la rotación. Se pueden utilizar para estrangulación.
- No lubricadas: donde el macho posee un revestimiento que elimina la necesidad del lubricante. Este tipo de válvulas no suelen ser aptas para

estrangulamiento, salvo son pequeñas caídas de presión, por el peligro de contracción y aplastamiento de la camisa.

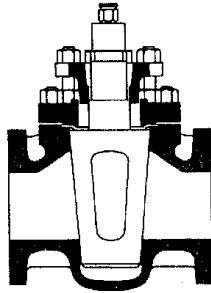


Fig. 17 Válvula tipo macho.

#### 5.6.5.- De bola.

Este tipo de válvula posee un macho esférico que controla la circulación del líquido. Éstas son válvulas de macho modificadas, y su uso estaba limitado debido al asentamiento de metal con metal, el que no permitía el debido cierre. Ahora producto de los avances en la fabricación de plástico se han sustituido los asientos metálicos por elastómeros modernos.

Consisten en un cuerpo con orificio de Venturi y anillos de asiento, una bola para producir el cierre y una jaula con vástago para desplazar la bola en relación con el orificio. Hay dos tipos principales de cuerpos para válvulas de bola:

- Cuerpo dividido: La bola y asientos se instalan desde los extremos.
- Entrada superior: La bola y los asientos se instalan por la parte superior.

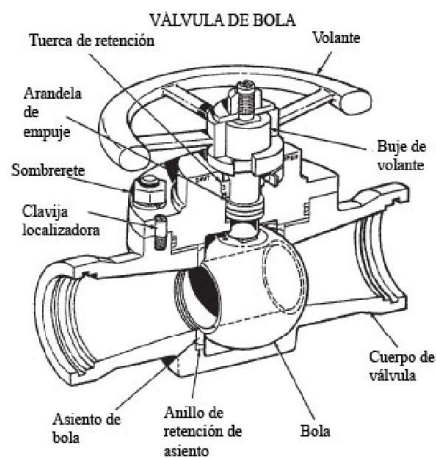


Fig. 18 Válvula de bola.

### **5.6.6- De mariposa.**

El nombre de esta válvula viene de la acción tipo aleta del disco regulador de flujo, el que opera en torno a un eje que está en ángulo recto al flujo. Esta válvula obtura y regula. La válvula de mariposa consiste en un disco (llamado también chapaleta u hoja), un cuerpo con cojinetes y empaquetadura para sellamiento y soporte, un eje y un disco de control de fluido.

Aunque estas válvulas son excelentes utilizándolas para control de fluido, su uso más común es para servicio de corte y estrangulamiento cuando se manejan grandes volúmenes de gases y líquidos a presiones relativamente bajas.



**Fig. 19 Válvula de mariposa.**

### **5.6.7.- De diafragma.**

Se utilizan para el corte y estrangulación de líquidos con gran cantidad de sólidos en suspensión, además desempeñan una serie de servicios importantes para el control de fluidos. Entre sus componentes principales tenemos el cuerpo, el bonete y el diafragma flexible. Los dos tipos generales son:

- Válvulas de diafragma con cuerpo rectilíneo.
- Válvulas de diafragma con cuerpo tipo vertedero o Sauners.

En las válvulas de diafragma se aísla el fluido del mecanismo de operación, es decir, los fluidos no tienen contacto con las piezas de trabajo porque se produciría corrosión y fallaría el servicio. Las aplicaciones de este tipo de válvulas son mayormente para presiones bajas y pastas aguadas que a la mayoría de los demás equipos corroería y obstruiría.



**Fig. 20 Válvula de diafragma.**

## **5.7.- FLUJOS EN TUBERIAS.**

Los flujos internos en oleoductos y ductos en general se encuentran en todas las partes de la industria. Desde el suministro de agua potable hasta el transporte de líquidos industriales.

Se considera que las tuberías se componen de elementos y componentes. Básicamente, los elementos de tubos son tramos de tubos de diámetro constante y los componentes son válvulas, té, codos, reductores o cualquier otro dispositivo que provoque una pérdida en el sistema. Además de los elementos y componentes, las bombas agregan energía al sistema y las turbinas extraen energía.

### **5.7.1.- Pérdidas por fricción en tuberías.**

Las pérdidas se dividen en dos categorías: a) aquellas provocadas por cortante en la pared de elementos de tuberías, y b) las provocadas por componentes de tuberías. Las primeras se distribuyen a lo largo de los elementos de tuberías. Las segundas se tratan como discontinuidades discretas en la línea piezométrica y en la línea de energía y comúnmente se conocen como pérdidas menores; se deben principalmente a flujos separados o secundarios.

#### **5.7.1.1.- Pérdidas por fricción en accesorios.**

A medida que un fluido fluye por un conducto, tubo o algún otro dispositivo, ocurren pérdidas de energía debido a la fricción que hay entre el líquido y la pared de la tubería; tales energías traen como resultado una disminución de la presión entre dos puntos del sistema de flujo.

En estructuras largas, las pérdidas por fricción son muy importantes, por lo que ha sido objeto de investigaciones teórico-experimentales para llegar a soluciones satisfactorias de fácil aplicación. Para estudiar el problema de la resistencia al flujo resulta necesario volver a la clasificación inicial de los flujos laminar y turbulento. En el caso de un conducto cilíndrico a presión, el número de Reynolds se define así:

$$Re = \frac{VD}{\nu} \dots\dots\dots(18)$$

En donde:

V= Velocidad media (m/s).

D= Diámetro interno de la tubería (m).

$\nu$  = Viscosidad cinemática del fluido (m<sup>2</sup>/seg).

Re<2000	Flujo laminar
Re> 4000	Flujo Turbulento

El coeficiente de fricción es un parámetro que se utiliza para poder calcular la fricción en función del material que conforma el conducto y tendrá valores distintos dependiendo de sí se encuentra en una situación estática, dinámica o fricción bajo lubricación y evidentemente, serán diferentes al cambiar las superficies en contacto. Tradicionalmente, el mecanismo de fricción en contacto deslizante se explica mediante el efecto de adhesión entre las rugosidades superficiales.

**Ecuación de Darcy-Weisbach:** Es una de las fórmulas que nos sirve para calcular las pérdidas por fricción de flujos en conductos a presión y se expresa de la siguiente forma:

$$h_L = f \frac{L}{D} \frac{V^2}{2g} \dots\dots\dots(19)$$

Para el régimen laminar el coeficiente de fricción se obtiene de la siguiente forma:

$$f = \frac{64}{Re} \dots\dots\dots(20)$$



El coeficiente de fricción ( $f$ ) para el caso de los flujos turbulentos se puede obtener de dos formas, las cuales se enuncian a continuación:

- a) **Diagrama de Moody:** Es la representación gráfica doblemente logarítmica del factor de fricción en función del número de Reynolds y la rugosidad relativa de una tubería. Este diagrama se presenta en el anexo1 de este documento.
- b) **Mediante ecuaciones:** Dichas ecuaciones se aplican de acuerdo a los siguientes criterios:

$$(21)... \frac{1}{\sqrt{f}} = 2 \log \left( \frac{\text{Re} \sqrt{f}}{2.51} \right) \dots\dots \text{(Ecuación de Nikuradse para tubería lisa; si } \text{Re} > 4000).$$

$$(22)... \frac{1}{\sqrt{f}} = 1.8 \log \left( \frac{\text{Re}}{6.9} \right) \dots\dots\dots \text{(Ecuación de Coolebrook para tubería lisa; si } 4000 \leq \text{Re} \leq 1\text{E}8).$$

$$(23)... \frac{1}{\sqrt{f}} = 2 \log \left( \frac{3.7}{e/D} \right) \dots\dots \text{(Ecuación de Von Karman para tubería rugosa independiente del Reynolds).}$$

$$(24)... \frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log \left( \frac{e/D}{3.7} + \frac{2.51}{\text{Re} \sqrt{f}} \right) \dots\dots\dots \text{(Ecuación de Coolebrook flujo turbulento para toda tubería).}$$

$$(25)... \frac{1}{\sqrt{f}} = -1.8 \log \left[ \left( \frac{e/D}{3.7} \right)^{1.11} + \frac{6.9}{\text{Re}} \right] \dots\dots \text{(Ecuación de Hadland para toda tubería; si } 4000 \leq \text{Re} \leq 1\text{E}8).$$

**5.7.2.- Tuberías en serie.**

Un sistema de tuberías en serie está formado por un conjunto de tuberías conectadas una a continuación de la otra y que comparten el mismo caudal. Las tuberías pueden o no tener diferente sección transversal.

Se verifica que el caudal en todas las tuberías es el mismo, cumpliéndose así la ecuación de continuidad.

$$Q_T = Q_1 = Q_2 = \dots = Q_n \dots\dots\dots (26)$$

La pérdida de carga total en todo el sistema es igual a la suma de las pérdidas en cada una de las tuberías. Esto es:

$$h_T = (h_{L1} + h_{a1}) + (h_{L2} + h_{a2}) + \dots + (h_{Ln} + h_{an}) \dots\dots\dots (27)$$

**5.7.3.- Tuberías en paralelo.**

Un sistema de tuberías en paralelo está formado por un conjunto de tuberías que nacen en un mismo punto inicial y terminan en un único punto final. En dichas tuberías el caudal total será la suma de los caudales individuales en cada ramal.

$$Q_T = Q_1 + Q_2 + \dots + Q_n \dots\dots\dots (28)$$

Las pérdidas de carga son las mismas en cada tubería.

$$(h_{L1} + h_{a1}) = (h_{L2} + h_{a2}) = \dots = (h_{Ln} + h_{an}) \dots\dots\dots (29)$$

Condiciones que deben de cumplirse:

$$h_{ft} = \left( \frac{P_A}{\gamma} + Z_A \right) - \left( \frac{P_B}{\gamma} + Z_B \right) \rightarrow h_{ft} = \left( \frac{P_A - P_B}{\gamma} \right) + (Z_A - Z_B) \dots\dots(30)$$

Existen dos tipos de soluciones para tuberías en paralelo:

- a) Si se conoce el gasto volumétrico es necesario calcular la distribución del flujo y la pérdida de carga, para ello debemos conocer el diámetro de la tubería, la rugosidad, propiedades del fluido (viscosidad, densidad, peso específico, etc.).
- b) Ahora si se conoce la altura de la línea motriz (piezométrica)  $\left( \frac{P}{\gamma} + Z \right)$  en A y B calcular la descarga del fluido.

*Procedimiento de cálculo:*

1. Suponga una descarga  $Q'_1$  en la tubería 1.
2. Calcule  $h_{L1}'$  considerando  $Q'_1$ .
3. Calcule  $Q_2'$  considerando  $Q'_1$  cuando encuentre  $h_{L1}'$ .

4. Para estas tres descargas con pérdidas en común se tiene:

$$Q_1 = \frac{Q_1'}{\sum Q'} \cdot Q_e \dots (31) \quad Q_2 = \frac{Q_2'}{\sum Q'} \cdot Q_e \dots (32) \quad Q_3 = \frac{Q_3'}{\sum Q'} \cdot Q_e \dots (33)$$

5. Compruebe la validez de éstas descargas mediante el cálculo de  $h_{L1}=h_{L2}=h_{L3}$  para los gastos  $Q_1, Q_2, Q_3$  calculados previamente.

## 6.- ACTIVIDADES REALIZADAS

### 6.1.- Recopilación y análisis de información.

En esta parte se buscó toda la información posible en cuanto el manejo del petróleo crudo. Para ello se contó con el **“Contexto Operacional de los Procesos de Manejo de Aceite en la Terminal Marítima Dos Bocas”**; esto es un manual el cual explica de manera muy específica los procesos en los cuales es sometido el petróleo crudo y de todos los equipos que trabajan en conjunto para lograr dicho objetivo.

Por otra parte se investigó el proceso de gas el cual se maneja a partir de su separación con el crudo. Para esto también se contó con el documento titulado: **“Contexto Operacional del Área de: Transporte y Distribución de Hidrocarburos Gas sector Dos Bocas (TDHGSDB)”**. Éste señala paso por paso los procesos a los cuales el gas es sometido para su acondicionamiento y transporte en la terminal.

Cabe mencionar que de toda la información que ofrecen dichos documentos sólo se tomó lo necesario para conocer a grandes rasgos los procesos tanto para el crudo como para el gas. Con estos conocimientos adquiridos por los documentos mencionados se esclarece el panorama que se tenía en cuanto a los procesos a los que se someten los combustibles; ya que no se conocía a ciencia cierta dichas técnicas.

Dentro de esta actividad se obtuvieron también algunas de las normas que se aplican en este tipo de industria, en las cuales establecen todas las consideraciones que se debe de hacer para seleccionar el material de las tuberías y de los accesorios que se deben de usar. Esto con el fin de proporcionar la máxima eficiencia de los materiales y cerciorarse de la seguridad a la hora de operar en la planta.

Del mismo modo se buscó información necesaria, la cual fue obtenida por medio de apuntes realizados en clases, que nos servirán para desarrollar los cálculos correspondientes para los problemas que se plantean; dicha información incluye datos acerca de los flujos de fluidos; así como de los cálculos que se deben hacer para establecer las pérdidas en tuberías y accesorios.

## 6.2.- Análisis y verificación de tuberías, instrumentos y accesorios.

En la siguiente imagen se observa una evaluación a través de una simulación en la tubería que lleva el fluido hacia el rectificador.

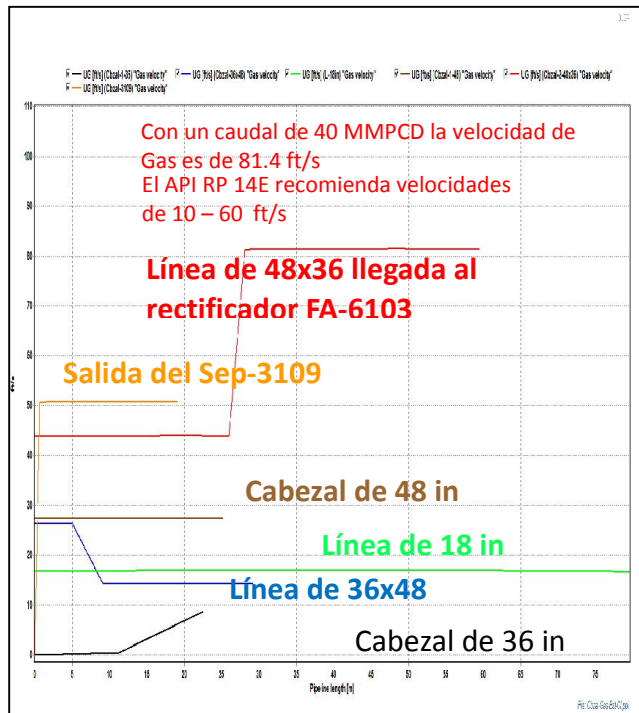


Fig. 21 Simulación en Olga de velocidad del fluido en cabezal de 36” y tubería a analizar.

Como observamos en la línea de 36” se eleva la velocidad del gas rebasando los rangos de la norma establecida, por lo cual se procede con los siguientes cálculos.

### 6.2.1.- Selección de material.

Según el **API RP 14E Sección 2; 2.1 Grados de Tuberías (b) y (c)** establecen que los materiales más usados para las líneas de hidrocarburos corrosivos son los siguientes materiales sin costura, los cuales tienen las siguientes características:

**Tabla 1 Propiedades mecánicas de materiales para tubería.**

ASTM A106 Gr B	ASTM A333 Gr 1	API 5L Gr B
Esfuerzo Perm.= 60 KSI	Esfuerzo Perm.= 60 KSI	Esfuerzo Perm.= 60 KSI
Factor de efi. de junta = 1	Factor de efi. de junta = 1	Factor de efi. de junta = 1
Coefficiente de temp.= 0.4	Coefficiente de temp.= 0.4	Coefficiente de temp.= 0.4
Esfuerzo mínimo Perm.=35 KSI	Esfuerzo mínimo Perm.=30 KSI	Esfuerzo mínimo Perm.=35 KSI

Como vemos los tres materiales presentan características similares por tanto para los siguientes análisis consideraremos los tres, y dependerá del valor económico de dichos materiales el cual determine el material a utilizar. (Normalmente en la industria petrolera se utiliza el API 5L GR. B para estas aplicaciones de tuberías).

### 6.2.2.- Cálculo de diámetro de tubería.

Para proceder con el cálculo del diámetro de tubería se cita a la revista de ingeniería e investigación de la UNAM titulada “*Solución de Redes de Flujo para Gases Usando el Modelo de Balance de Nodos y el Método de Linealización de Ecuaciones*”.

Se establece la ecuación de Spitzglass la cual se define de la siguiente manera:

$$Q_G = 0.09 \sqrt{\frac{(P_1 - P_2) d^5}{\rho_r L \left(1 + \frac{3.6}{d} + 0.03d\right)}} \dots (34)$$

Dónde:

$Q_G$  = Caudal de gas a condiciones estándar (MMPCD).

$P_1$  = Presión absoluta en el punto 1 (Psia).

$P_2$  = Presión absoluta en el punto 2 (Psia).

$d$  = Diámetro de tubería (Pulgadas)

$\rho_r$  = Densidad relativa de gas.

$L$  = Longitud de tubería (Pies).

De la ecuación anterior conocemos la cantidad de flujo que tendremos según los escenarios que fueron proporcionados por la empresa, los cuales se muestran en la siguiente tabla.

C a s o s	Caso Actual				Estabilizado		Gas Quemado	Arrastre de Líquidos
	FA-100		FA-101		Q <sub>l</sub> (MBPD)	Q <sub>g</sub> (MMPCD)	Q <sub>g</sub> (MMPCD)	Q <sub>l</sub> (MBPD)
	Q <sub>l</sub> (MBPD)	Q <sub>g</sub> (MMPCD)	Q <sub>l</sub> (MBPD)	Q <sub>g</sub> (MMPCD)				
Actual	165.0	162.5	90.0	28.4	1156.0	40.0	-	1.86
Esc. 1	205.0	75.2			1191.0	41.5	-	1.97
Esc. 2	213.0	79.5			1201.0	43.0	-	2.04
Esc. 3	224.0	83.9			1211.0	44.5	-	2.11
Cap. Sep.	250	250	150	82.7	2000	33.5**	NA	NA

\*Se considera una capacidad máxima de compresión de 47.0 MMPCD de gas por lo cual no hay quema de gas.  
 \*\* Volumen de gas sin sobrepasar la velocidad de 60 ft/s recomendada por norma.

**Fig. 22 Escenarios de producción.**

Podemos observar que el máximo caudal esperado de gases es de 44.5 MMPCD por lo cual podemos redondearlo a 45 MMPCD; debido a que actualmente se encuentran instalados unos separadores antes de la entrada de estabilizado y el máximo caudal que se espera es de aproximadamente 30 MMPCD; por lo que se optará tomar 45 MMPCD para condiciones de diseño.

**Tabla 2 Propiedad del fluido de trabajo**

GAS		LIQUIDO	
PROPIEDAD		PROPIEDAD	
Flujo Volumétrico (MMSCFD)	45	Flujo Volumétrico (Barriles/día)	2110
Densidad (Lb/ft <sup>3</sup> )	0.1065	Densidad (Lb/ft <sup>3</sup> )	49
Viscosidad (cp.)	1.02E-02	Viscosidad (cp.)	1.60E+00
Temperatura(°C )	55	Temperatura(°C )	55
Presión (Psig)	1.99	Presión (Psig)	2
Factor de compresibilidad	0.9892		
Peso molecular (lb/mol)	40		

Para conocer la densidad relativa del gas recurrimos a la ecuación siguiente:

$$\rho_r = \frac{\rho_G}{\rho_A} \dots (35)$$

Dónde:

$\rho_G$  = Densidad del gas (lb/ft<sup>3</sup>)

$\rho_A$  = Densidad del aire equivalente a 0.081lb/ft<sup>3</sup>

Consultando la densidad del gas en la tabla 1 de este documento y aplicando la ecuación 35 se obtiene el siguiente resultado:

$$\rho_r = \frac{0.1065 \text{ lb/ft}^3}{0.081 \text{ lb/ft}^3} \approx 1.31$$

Teniendo los siguientes datos proporcionados:

$Q_G = 45$  MMPCD.

$P_1 = 2.5 + 14.7 = 17.2$  Psia

$P_2 = 2 + 14.7 = 16.7$  Psia

$d$  = Diámetro de tubería (Pulgadas)

$\rho_r = 1.31$

$L = 34m \left( \frac{1ft}{0.3048m} \right) \approx 111.55ft$

Ahora aplicando la ecuación 34 se obtiene el siguiente diámetro.

$$45 = 0.09 \sqrt{\frac{(17.2 - 16.7)d^5}{(1.31)(111.55) \left( 1 + \frac{3.6}{d} + 0.03d \right)}} \rightarrow 45 = 0.09 \sqrt{\frac{0.4}{(146.13 + \left( \frac{526.07}{d} \right) + 4.38d)}}$$

Resolviendo se obtiene el siguiente diámetro:

$$d = 46.89in.$$

Comercialmente no encontramos este valor de diámetro para tubería; por lo que recurriendo al catálogo de CANACERO, vemos que el diámetro próximo superior al diámetro que hemos obtenido es del valor de 48”.

Con esto se da por hecho que la tubería será capaz de transportar el caudal del gas arriba mencionado sin rebasar las velocidades permitidas.

### 6.2.3.- Espesor de tubería.

Para calcular el espesor de la tubería según la norma de referencia de Pemex **NRF-032-PEMEX- 2005**. La cual establece en la parte 8.1.2.11.1.2 se debe aplicar la siguiente ecuación para tuberías rectas:

$$t = \frac{Pd}{2(SE + PY)} \dots\dots(38)$$

Dónde:

t= Espesor de tubería (pulgadas o milímetros)

P= Presión interna manométrica de diseño (Psi o Pascales)

d = Diámetro exterior del tubo (Pulgadas o milímetros).

E= Factor de calidad de junta de la tabla A-1B del ASME B31.3 o equivalente.

S= Valor del esfuerzo básico permisible el cual corresponde al valor menor entre un tercio del  $\sigma_u$  o dos tercios del  $\sigma_y$  indicado en la tabla A-1 del ASME B31.3 o equivalente.

Y= Coeficiente de la tabla 2, para los materiales indicados, siempre y cuando t sea menor a D/6. Para temperaturas intermedias la temperatura puede interpolarse.

Para nuestro caso los valores a considerar serán los siguientes:

P= La presión de operación del fluido es de 2 PSI; pero según la NRF-032- PEMEX- 2005 en el párrafo 8.1.2.1 establece que la presión de diseño debe ser un 10% o 25 lb/pulg<sup>2</sup> arriba de la presión de operación. Para la condición de dicha presión se debe tomar en cuenta la que dé como resultado el máximo espesor, por lo que la presión a tomar en cuenta es de 27 PSI.

d = 48 in.

E= 1

S= 60 ksi

Y= 0.4



A continuación sustituimos estos valores en la ecuación (38) y obtenemos el valor del espesor:

$$t = \frac{(27)(48)}{2[(60000)(1) + (27)(0.4)]} \therefore t \approx 0.0108in$$

Como podemos observar el espesor de la tubería requerida es muy pequeño y obviamente no encontramos este espesor en los valores comerciales; el valor comercial más cercano al requerido es de 0.375 in. Por lo que podemos optar por este espesor, el cual nos garantizará por mucho que soportará el esfuerzo por presión del fluido.

#### **6.2.4.- Selección de válvula.**

El fluido con el que se trabaja es gas amargo; es decir, es un fluido corrosivo. Por lo que se sugiere utilizar válvulas de serie austenítica, ya que presentan mayor resistencia a la corrosión.

Las válvulas que manejan mejor el flujo de gas son las válvulas de macho; por lo que se sugiere una válvula de este tipo en la tubería que alimentará al rectificador.

Debido a que la presión del fluido a operar es de 2 Psig. Se sugiere utilizar válvulas de libraje #150; ya que es capaz de soportar dicha presión hasta una presión máxima de 150 Psi.

#### **6.2.5.- Selección de codos.**

Los codos que se requieren se determinarán de acuerdo se realice la ingeniería de detalle. Es decir, se determinará cuando la tubería esté en instalación y se delegará al técnico encargado de la ejecución de la obra. Debido a que depende del espacio que se vaya a utilizar para dicha tubería.

Se sugiere utilizar codos de radio largo, debido a que presentan menor pérdidas de presión en el fluido.

#### **6.2.6.- Selección de material y dimensionamiento de nuevo rectificador.**

##### **6.2.6.1.- Selección de material.**

Para la selección de material del nuevo rectificador se tomará en cuenta la norma **ASME Sección VIII DIV. 1**. La cual establece que se pueden utilizar aceros al carbono y de baja aleación para fluidos corrosivos; que en nuestro caso es aplicable, ya que manejaremos gas amargo. El cual es sumamente corrosivo ya que aún no ha sido endulzado; es decir,

que no se le ha sido quitado los gases tóxicos tales como el ácido sulfhídrico (H<sub>2</sub>S) y el bióxido de carbono (CO<sub>2</sub>).

En la figura que encontramos en el anexo 2 observamos las características de diseño del rectificador FA-6103 (actualmente instalado en la TMDB).

Como observamos en dicha imagen el material utilizado para el cuerpo del recipiente es un ASME SA 516, Gr. 70 o ASTM A516, Gr. 70 placas de acero al carbono, el cual presenta las siguientes propiedades mecánicas según la norma ASTM A516.

	Resistencia a la tracción (ksi)	Resistencia a la tracción (MPa)	Fluencia (ksi)	Fluencia (MPa)	Elongación en 200mm (%)	Elongación en 50mm (%)
<b>A516 Grado 55</b>	55-75	380-515	30	205	23	27
<b>A516 Grado 60</b>	60-80	415-550	32	220	21	25
<b>A516 Grado 65</b>	65-85	450-585	35	240	19	23
<b>A516 Grado 70</b>	70-90	485-620	38	260	17	21V

**Fig. 23 Propiedades mecánicas de los aceros al carbono.**

Por esta razón podemos utilizar este mismo material para el diseño del nuevo rectificador; ya que se encuentra dentro de norma establecida por **ASME Sección VIII DIV. 1**.

#### **6.2.6.2.- Dimensionamiento.**

Para el dimensionamiento del rectificador, primeramente vamos a considerar al rectificador como un separador bifásico y dado a esta consideración nos referimos a la norma **API SPEC 12J**, las cual regulariza el tamaño y dimensión de los separadores.

A continuación se presenta una serie de ventajas y desventajas que se presentan tanto en los separadores horizontales como verticales.

Horizontal	Vertical
<p>Ventajas</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• La dirección del flujo no se opone al drenado en la extracción de neblina.</li> <li>• Gran control de turbulencia.</li> <li>• Mejor manejo para la retención de volumen.</li> <li>• Mayor área de superficie líquida.</li> <li>• Fácil mantenimiento y servicio.</li> <li>• Mejor para el manejo de espuma.</li> <li>• Mayor capacidad de líquido con un alto RGP.</li> </ul>	<p>Ventajas</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Puede manejar grandes cantidades de sedimentos o lodo.</li> <li>• Buena capacidad de oleada.</li> <li>• No requiere de mucho espacio físico.</li> <li>• Puede ser limpiado fácilmente.</li> </ul>
<p>Desventajas</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Requiere mayor espacio físico.</li> <li>• Los extractores de neblina a veces se tapan y explotan.</li> <li>• No es bueno para el manejo de sedimentos o lodo.</li> </ul>	<p>Desventajas</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Más costoso para procesar iguales cantidades de gas.</li> <li>• Menor capacidad para el drenado de neblina.</li> <li>• No es bueno para la espuma.</li> <li>• Dificultad para revisar equipos en la parte superior.</li> <li>• Baja capacidad de líquido con un alto RGP.</li> </ul>

Fig. 24 Ventajas y desventajas de separadores bifásicos.

Actualmente el rectificador que se encuentra instalado es un rectificador horizontal que tiene una longitud de 42.354 m (139 ft. Aprox.), con un diámetro de 4.358 m (14.3 ft. Aprox.). Y dado que en la tabla se presenta más ventajas en los separadores horizontales que los verticales podemos dar por hecho que el nuevo rectificador será también horizontal y del mismo modo tratar de ocupar el espacio que deje el recipiente a sustituir.

Para empezar con los cálculos del nuevo rectificador debemos conocer las propiedades del fluido a trabajar, las cuales se presentan en la tabla número 2 de este documento.

Utilizaremos dos métodos para dimensionamiento del rectificador; el primer método sugiere iteraciones para obtener los valores del diámetro base y las longitudes tanto efectiva como de costura-costura. Dicho método fue obtenido de la tesis titulada: “**Diseño**

**y evaluación de separadores bifásicos y trifásicos”,** de la Universidad Central de Venezuela.

Por otra parte el segundo método es tomado de la norma **API SPEC 12J** de la cual ya hemos tomado algunas consideraciones; y cabe mencionar que el primer método nos hace dirigirnos de igual manera a esta norma para recopilar algunos datos.

**6.2.6.2.1.- Primer método.**

Se procede a calcular el coeficiente de arrastre y la velocidad de asentamiento, mediante el siguiente método iterativo y aplicando la siguiente ecuación:

$$V_{ts} = 0.0204 \left( \frac{(\rho_l - \rho_g) * d_m}{\rho_g} \right)^{1/2} \dots\dots(39)$$

Dónde:

$V_{ts}$  = Velocidad de asentamiento supuesta (ft/s).

$\rho_l$  = Densidad de líquido (lb/ft<sup>3</sup>).

$\rho_g$  = Densidad de gas (lb/ft<sup>3</sup>).

$d_m$  = Diámetro de la gota (micrón). (Si esto no es un dato suponer 100 micrones).

Como ya conocemos todos los datos que se nos pide en la ecuación (39) procedemos a calcular la velocidad de asentamiento del líquido. El cual presenta el siguiente resultado:

$$V_{ts} = 0.0204 \left( \frac{(49 - 0.1065) * 100}{0.1065} \right)^{1/2} \therefore V_{ts} \approx 4.37 \text{ ft/s}$$

A continuación calculamos el Reynolds a través de la siguiente fórmula:

$$Re = 0.0049 \left( \frac{\rho_g * d_m * V_t}{\mu_g} \right) \dots\dots(40)$$

Dónde:

$\mu_g$  = Viscosidad del gas (cp.).

Sustituimos valores y obtenemos el siguiente resultado:

$$Re = 0.0049 \left( \frac{0.1065 * 100 * 4.37}{1.02E - 02} \right) \therefore Re \approx 22.36$$

A continuación se calcula el coeficiente de arrastre  $C_D$  mediante la siguiente ecuación:

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{Re^{1/2}} + 0.34 \dots (41)$$

Sustituyendo el valor del Reynolds, nos queda:

$$C_D = \frac{24}{22.36} + \frac{3}{22.36^{1/2}} + 0.34 \therefore C_D \approx 2.05$$

Se recalcula el valor de  $V_t$  mediante:

$$V_t = 0.0119 * \left( \left( \frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right) * \frac{d_m}{C_D} \right)^{1/2} \dots (42)$$

Y obtenemos:

$$V_t = 0.0119 * \left( \left( \frac{49 - 0.1065}{0.1065} \right) * \frac{100}{2.05} \right)^{1/2} \therefore V_t \approx 1.78 \text{ ft/s}$$

A partir de este cálculo se comienza con el proceso iterativo partiendo con el Reynolds. Hasta que el resultado tenga convergencia, los resultados los ilustraremos en la siguiente tabla y las ecuaciones que utilizaremos serán 40,41 y 42.

**Tabla 3 Iteraciones para velocidad de asentamiento y coeficiente de arrastre.**

No. Iteraciones	$\rho_l$ (lb/ft <sup>3</sup> )	$\rho_g$ (lb/ft <sup>3</sup> )	$d_m$ (micrones)	$\mu_g$ (cp.)	$V_t$ (ft/s)	Re	$C_D$
1°	49	0.1065	100	0.0102	1.78	9.10679412	3.96951431
2°	49	0.1065	100	0.0102	1.27976148	6.54748559	5.17795132
3°	49	0.1065	100	0.0102	1.12051775	5.73276654	5.77942593
4°	49	0.1065	100	0.0102	1.06060915	5.42626359	6.05079935
5°	49	0.1065	100	0.0102	1.0365526	5.30318602	6.16830662
6°	49	0.1065	100	0.0102	1.02663187	5.25242984	6.21831823
7°	49	0.1065	100	0.0102	1.02249513	5.23126554	6.23944972
8°	49	0.1065	100	0.0102	1.02076219	5.22239952	6.2483513

9°	49	0.1065	100	0.0102	1.02003483	5.2186782	6.25209627
10°	49	0.1065	100	0.0102	1.01972929	5.21711498	6.25367097
11°	49	0.1065	100	0.0102	1.01960089	5.2164581	6.25433295

Como vemos los resultados convergen en los siguientes resultados:

$$V_t \approx 1.02 \frac{ft}{s}$$

$$C_D \approx 6.25$$

Ahora procedemos a calcular la constante de Souders y Brown (K). Mediante:

$$K = \left[ \left( \frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) * \frac{C_D}{d_m} \right]^{1/2} \dots\dots\dots(43)$$

Obteniendo como resultado:

$$K = \left[ \left( \frac{0.1065}{49 - 0.1065} \right) * \frac{6.25}{100} \right]^{1/2} \therefore K \approx 0.012$$

Para calcular la capacidad de gas se utiliza la siguiente ecuación:

$$d * L_{eff} = 420 \frac{T * Z * Q_g}{P} * K \dots\dots\dots(44)$$

Dónde:

T= Temperatura (°R).

Z= Factor de compresibilidad.

$Q_g$  = Tasa de gas a condición estándar (MMPCD).

d = Diámetro (pulgadas).

P = Presión (Psia).

$L_{eff}$  = Longitud efectiva (pies).

Teniendo los siguientes datos:

$$T = [(1.8 * 70) + 32] + 459.7 \therefore T = 617.7R$$

$$Z = 0.9892$$

$$Q_g = 45 \text{ MMPCD}$$

$$P = 2 + 14.7 \therefore P = 16.7 \text{ PSIA}$$

Sustituyendo estos valores en la ecuación (44) se tiene una capacidad de gas de:

$$d * L_{eff} = 420 \frac{617.7 * 0.9892 * 45}{16.7} * 0.012 \therefore d * L_{eff} \approx 8298.284 \text{ ft}^2$$

A través de lo anterior calculamos el diámetro base:

$$d = \frac{\sqrt{12 * (d * L_{eff})}}{R - 1} \dots\dots(45)$$

Dónde:

$$R = 3$$

Por tanto tenemos un resultado de:

$$d = \frac{\sqrt{12 * 8298.284}}{3 - 1} \therefore d \approx 157.78 \text{ in.}$$

Luego entonces calculamos la longitud efectiva ( $L_{eff}$ ) y longitud costura-costura ( $L_{ss}$ ).

$$L_{eff} = \frac{(d * L_{eff})}{d} \dots\dots(46)$$

$$L_{ss} = L_{eff} + \frac{d}{12} \dots\dots(47)$$

Sustituyendo valores y calculando; se obtiene:

$$L_{eff} = \frac{8298.284}{157.78} \therefore L_{eff} \approx 52.6 \text{ ft}$$

$$L_{ss} = 52.6 + \frac{157.78}{12} \therefore L_{ss} \approx 65.75 \text{ ft}$$

Enseguida se procede a calcular la capacidad del líquido para comparar la longitud que resulte de éste con la longitud que ya obtuvimos anteriormente; por lo cual utilizaremos la siguiente ecuación (empírica):

$$d^2 * L_{eff} = \frac{t_r * Q_l}{0.7} \dots\dots(48)$$

Dónde:

$d^2 * L_{eff}$  = Capacidad de líquido.

$t_r$  = Tiempo de retención (min.).

$Q_l$  = Tasa de líquido (BPD).

Para el tiempo de retención nos referimos al **API SPEC 12J** en el párrafo **C.1.7** donde nos especifica el tiempo de retención del fluido en un separador de acuerdo a su °API, dicha especificación se ilustra en la siguiente imagen.

<u>Oil Gravities</u>	<u>Minutes (Typical)</u>
Above 35° API	1
20 – 30° API	1 to 2
10 – 20° API	2 to 4

**Fig. 25 Tiempo de retención.**

Para saber la gravedad API del fluido obtenemos el valor de la densidad del líquido en la tabla 8 de este documento y convertimos a gravedad específica.

$$GE_l = \frac{49 \text{ lb/ft}^3}{62.4 \text{ lb/ft}^3} \approx 0.7852$$

**Nota: Los 62.4 lb/ft<sup>3</sup> es la densidad del agua.**

Ahora aplicamos la ecuación (1) de este documento para establecer el °API del fluido. Con lo cual obtenemos:



$$\circ API = \frac{141.5}{G_{es}} - 131.5 \rightarrow \circ API = \frac{141.5}{0.7852} - 131.5 \therefore \circ API \approx 48.7$$

Observamos que el fluido tiene una gravedad API arriba de 35; y de acuerdo con **API SPEC 12J** en el párrafo **C.1.7** el tiempo de retención es de un minuto. Ahora establecido el tiempo de retención y además contando con la tasa de líquido; la cual tiene un valor de 2110 BPD, procedemos con el cálculo de la capacidad del líquido; el cual nos da un resultado de:

$$d^2 * L_{eff} = \frac{1 * 2110}{0.7} \therefore d^2 * L_{eff} \approx 3014.29$$

Calculamos el diámetro base con la ecuación (45) considerando de nueva cuenta  $R=3$ ; por lo que obtenemos:

$$d = \frac{\sqrt{12 * 3014.29}}{3-1} \therefore d \approx 95.09 in. \approx 7.92 ft.$$

Para obtener los valores de longitud efectiva, longitud costura-costura; se debe calcular considerando las siguientes ecuaciones:

$$L_{eff} = \frac{t_r * Q_l}{0.7 * d_{base}^2} \dots\dots(49)$$

$$L_{ss} = \frac{4}{3} L_{eff} \dots\dots(50)$$

Por lo que obtenemos los siguientes valores:

$$L_{eff} = \frac{1 * 2110}{0.7 * 7.92^2} \therefore L_{eff} = 48.05 ft \quad L_{ss} = \frac{4}{3} * 48.05 \therefore L_{ss} \approx 64.07 ft.$$

#### 6.2.6.2.2.- Segundo método

El método utilizado a continuación se refiere a la norma **API SPEC 12J**, del cual se utiliza la ecuación:

$$V_a = K \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} \dots\dots\dots(51)$$

Dónde:

$V_a$  = Máxima velocidad superficial permisible en la segunda sección del separador (ft/s).

$\rho_L$  = Densidad del líquido (lb/ft<sup>3</sup>).

$\rho_G$  = Densidad del gas (lb/ft<sup>3</sup>).

$K$  = Constante en función del diseño y de las condiciones de operación (adimensional).

Para la constante  $K$  se toma el siguiente criterio de acuerdo a la siguiente tabla de la norma arriba mencionada.

K FACTORS FOR DETERMINING MAXIMUM ALLOWABLE SUPERFICIAL VELOCITY		
Type Separator	Height or Length L (Feet)	Typical K Factor Range
Vertical	5	0.12 to 0.24
	10	0.18 to 0.35
Horizontal	10	0.40 to 0.50
	Other Lengths	0.40 to $0.50 \times (L/10)^{0.56}$
Spherical	All	0.2 to 0.35

Fig. 26 Consideraciones de la constante K

Como vemos el valor de la constante depende directamente del valor de la longitud que tenga el separador por lo cual debemos suponer una longitud adecuada para el nuevo rectificador. Como ya se mencionó anteriormente; el rectificador posee una longitud de 42 metros aproximadamente. Por lo cual estableceremos un rango de longitudes de 2.5 a 40 metros. Como se ilustra en la siguiente tabla.

Tabla 4 Longitudes consideradas

L(ft)	L(m)
8.2021	2.5
16.4042	5
32.8084	10
49.2126	15
65.6168	20
82.021	25
98.4252	30
114.8294	35
131.2336	40

Enseguida se calcula los valores de  $K$  mediante las consideraciones de la tabla 10. Teniendo como resultado lo siguiente:

**Tabla 5 Resultados del valor de K**

L(ft)	L(m)	K
8.2021	2.5	0.357979
16.4042	5	0.527758
32.8084	10	0.778057
49.2126	15	0.976389
65.6168	20	1.147066
82.021	25	1.299745
98.4252	30	1.43946
114.8294	35	1.569241
131.2336	40	1.691084

Se calcula el valor de la velocidad superficial máxima permisible del fluido en la segunda sección del separador. Aplicando la ecuación (51); con los valores de  $\rho_L = 49 \text{ lb/ft}^3$  y  $\rho_G = 0.1065 \text{ lb/ft}^3$ . Se obtiene:

**Tabla 6 Resultado de la velocidad superficial permisible.**

L(ft)	L(m)	K	Va (ft/s)
8.2021	2.5	0.357979	7.670237
16.4042	5	0.527758	11.30799
32.8084	10	0.778057	16.67103
49.2126	15	0.976389	20.92057
65.6168	20	1.147066	24.57758
82.021	25	1.299745	27.84895
98.4252	30	1.43946	30.84255
114.8294	35	1.569241	33.62331
131.2336	40	1.691084	36.23397

Obtenido esto se procede a calcular el área mínima del flujo de gas aplicando la ecuación del caudal, en este caso se aplica el caudal conocido, tal como obtuvimos en la ecuación 36; por lo tanto, se enlistan los siguientes resultados:

Tabla 7 Área mínima del flujo de gas.

L(ft)	L(m)	K	Va (ft/s)	$Q_{Gop}$ (ft <sup>3</sup> /s)	Área min. de flujo $Q_{Gop} / Va$ (ft <sup>2</sup> )
8.2021	2.5	0.357979	7.670237	516.4319	67.3293319
16.4042	5	0.527758	11.30799	516.4319	45.66963151
32.8084	10	0.778057	16.67103	516.4319	30.97780987
49.2126	15	0.976389	20.92057	516.4319	24.68536794
65.6168	20	1.147066	24.57758	516.4319	21.01231546
82.021	25	1.299745	27.84895	516.4319	18.54403785
98.4252	30	1.43946	30.84255	516.4319	16.74413848
114.8294	35	1.569241	33.62331	516.4319	15.3593418
131.2336	40	1.691084	36.23397	516.4319	14.25269904

Una vez obtenido el área mínima de flujo se procede a calcular el diámetro mínimo con la ecuación del área del círculo. Dando como resultado:

Tabla 8 Diámetro mínimo interno del separador.

L(ft)	L(m)	K	Va (ft/s)	$Q_{Gop}$ (ft <sup>3</sup> /s)	Área min. de flujo $Q_{Gop} / Va$ (ft <sup>2</sup> )	Mínimo D <sub>int.</sub> Separador (in.)
8.2021	2.5	0.357979	7.670237	516.4319	67.3293319	111.1061119
16.4042	5	0.527758	11.30799	516.4319	45.66963151	91.50599575
32.8084	10	0.778057	16.67103	516.4319	30.97780987	75.36351613
49.2126	15	0.976389	20.92057	516.4319	24.68536794	67.27529332
65.6168	20	1.147066	24.57758	516.4319	21.01231546	62.06871491
82.021	25	1.299745	27.84895	516.4319	18.54403785	58.30931642
98.4252	30	1.43946	30.84255	516.4319	16.74413848	55.40732727
114.8294	35	1.569241	33.62331	516.4319	15.3593418	53.06670228
131.2336	40	1.691084	36.23397	516.4319	14.25269904	51.11923606

Dado esto, el **API SPEC 12J** prosigue con calcular tanto el volumen de líquido como la capacidad de líquido del separador. En el cual se debe de considerar un 30% de la longitud del separador para manejar el líquido. Donde se utilizan las siguientes ecuaciones.

$$V = \frac{A}{144} * \%L \left( \frac{1}{5.615} \right) \dots\dots(53)$$

$$W = \frac{1440(V)}{t} \dots\dots\dots(54)$$

Dónde:

Dónde:

$V$  = Volumen de líquido (Bls).

$W$  = Capacidad de líquido del separador (BPD).

$\%L$  = Porcentaje de la longitud (pies).

$t$  = Tiempo de retención (min).

De la ecuación (53) obtenemos los siguientes resultados:

**Tabla 9 Resultado del volumen de líquido.**

L(ft)	L(m)	K	Va (ft/s)	$Q_{Gop}$ (ft <sup>3</sup> /s)	Área min. de flujo $Q_{Gop} / Va$ (ft <sup>2</sup> )	Mínimo D <sub>int.</sub> Separador (in.)	Volumen líquido (Bls)
8.2021	2.5	0.357979	7.670237	516.4319	67.3293319	111.1061119	29.50535506
16.4042	5	0.527758	11.30799	516.4319	45.66963151	91.50599575	40.02709235
32.8084	10	0.778057	16.67103	516.4319	30.97780987	75.36351613	54.3009267
49.2126	15	0.976389	20.92057	516.4319	24.68536794	67.27529332	64.90638109
65.6168	20	1.147066	24.57758	516.4319	21.01231546	62.06871491	73.66487215
82.021	25	1.299745	27.84895	516.4319	18.54403785	58.30931642	81.2644958
98.4252	30	1.43946	30.84255	516.4319	16.74413848	55.40732727	88.05227746
114.8294	35	1.569241	33.62331	516.4319	15.3593418	53.06670228	94.23173357
131.2336	40	1.691084	36.23397	516.4319	14.25269904	51.11923606	99.93408434

Y de la ecuación (54) se obtienen:

**Tabla 10 Resultado de la capacidad de líquido del separador.**

L(ft)	L(m)	K	Va (ft/s)	$Q_{Gop}$ (ft <sup>3</sup> /s)	Área min. de flujo de gas $Q_{Gop} / Va$ (ft <sup>2</sup> )	Mínimo D <sub>int.</sub> Separador (in.)	Volumen líquido. (Bls.)	Capacidad de líquido de separador (BPD)
8.2021	2.5	0.357979	7.670237	516.4319	67.3293319	111.1061119	29.50535506	42487.71128
16.4042	5	0.527758	11.30799	516.4319	45.66963151	91.50599575	40.02709235	57639.01299
32.8084	10	0.778057	16.67103	516.4319	30.97780987	75.36351613	54.3009267	78193.33445
49.2126	15	0.976389	20.92057	516.4319	24.68536794	67.27529332	64.90638109	93465.18876
65.6168	20	1.147066	24.57758	516.4319	21.01231546	62.06871491	73.66487215	106077.4159
82.021	25	1.299745	27.84895	516.4319	18.54403785	58.30931642	81.2644958	117020.874
98.4252	30	1.43946	30.84255	516.4319	16.74413848	55.40732727	88.05227746	126795.2795
114.8294	35	1.569241	33.62331	516.4319	15.3593418	53.06670228	94.23173357	135693.6963
131.2336	40	1.691084	36.23397	516.4319	14.25269904	51.11923606	99.93408434	143905.0814

Las recomendaciones señalan que la relación entre la longitud y el diámetro del separador (denotado por la letra R) debe estar en el rango de 1.5 a 6. Por lo cual esto nos será de gran ayuda para determinar la longitud y el diámetro adecuado para el nuevo rectificador.

Se ha hecho una serie de evaluaciones para determinar los valores de la relación de cada una de las longitudes con cada uno de los diámetros obtenidos de la tabla anterior, las cuales se muestran en las tablas que se muestran en el anexo 4.

Dado a que se planea determinar un rectificador de alta eficiencia éste debe tener una relación longitud-diámetro de 1.5. Además de tomar en consideración el diámetro de la tubería de alimentación, la cual tiene un diámetro de 48”.

Es por esto que el diámetro que mejor se acomoda a estos requisitos es el de valor de 91.5” (7.625 pies), por lo cual podemos redondear el valor del diámetro a 8 pies (96”) para tener valores enteros de dimensiones.

Como suponemos un valor de relación longitud-diámetro igual a 1.5, el valor de la longitud deberá tener un valor de 12 pies (144”).

#### **6.2.6.2.3.- Dispositivos internos del rectificador.**

##### **6.2.6.2.3.1.- Dispositivo de entrada.**

Dado que se solicita un rectificador de alta eficiencia. Se sugiere emplear como dispositivo de entrada los **deflectores de tipo ciclónico**. Ya que contribuyen a la prevención de formación de espumas, reducen el tamaño y peso de equipos nuevos, se puede tener menor tiempo de residencia debido a que ayuda a separar mejor la mezcla en esta primera sección. Y sobre todo son de fácil instalación.

Aunque una de las principales desventajas de este tipo de dispositivo es que provoca una alta caída de presión.

##### **6.2.6.2.3.2.- Eliminadores de neblina.**

Se sugiere utilizar las **mallas eliminadoras de neblina**, debido a que su eficiencia ya está comprobada y son las que más se utilizan en los separadores.

Aunque si se prefiere una alta eficiencia se recomienda los **lechos de fibra** debido a que eliminan más neblina que las mallas, aunque su costo es muy elevado comparado con las anteriores.

##### **6.2.6.2.3.3.- Rompe vórtices.**

En este caso se sugiere emplear la **placa rompe vórtice**, debido a que el diámetro de la salida de líquido no rebasa 15% del diámetro del rectificador (*ver 8.2.6.2.7 de este documento*), esto quiere decir, que la placa resulta efectiva para impedir la formación de vórtices en la salida del líquido.

##### **6.2.6.2.3.4.- Rompe espuma.**

Se sugiere emplear una serie de placas paralelas longitudinales direccionadoras de flujo en la zona de retención de líquidos para forzar a la espuma a pasar entre ellas, de tal manera que ayude a la coalescencia.

#### 6.2.6.2.4.- Espesores mínimos de envolventes y cabezas.

Según la norma de referencia **NRF-028 PEMEX-2004** en el párrafo 8.1.2.7 establece que en todos los casos el espesor mínimo debe ser mayor a lo siguiente:

- a) El espesor sin considerar tolerancia por corrosión no debe ser menor de:

$$t_r = \left(0.1 + \frac{D}{1000} pu\ lg.\right) \rightarrow t_r = \left(0.1 + \frac{96}{1000} pu\ lg.\right) \therefore t_r = 0.196in.$$

- b) Para recipientes de acero al carbón y de baja aleación 5mm (3/16 in) más la tolerancia por corrosión.

#### 6.2.6.2.5.- Cálculo de la boquilla de entrada.

La boquilla de entrada tendrá un diámetro de 48 pulgadas, ya que es el diámetro de la tubería que alimentará a este rectificador. *Ver 8.2.1 de este documento.*

#### 6.2.6.2.6.- Cálculo de la boquilla de salida de gas.

Se calcula la velocidad del gas en la boquilla a través de la siguiente ecuación.

$$V_{bg} = \frac{80}{(\rho_g)^{1/2}} \dots\dots\dots(55)$$

Dónde:

$V_{bg}$  = Velocidad del gas en boquilla (ft/s).

$\rho_g$  = Densidad del gas (lb/ft<sup>3</sup>).

Procediendo con los cálculos, se obtiene:

$$V_{bg} = \frac{80}{(0.1065)^{1/2}} \therefore V_{bg} = 245.14 \frac{ft}{s}$$

Se procede a calcular el diámetro de la boquilla de salida de gas mediante la ecuación.

$$d_{bsg} = \left( \frac{4 * Q_{Gop}}{\pi * V_{bg}} \right)^{1/2} \dots\dots\dots(56)$$

Dónde:

$d_{bsg}$  = Diámetro de la boquilla de salida de gas (pies), llevar a pulgadas.

$Q_{Gop}$  = Tasa de gas a condiciones de operación (ft<sup>3</sup>/s).

Sustituyendo los datos y resolviendo la ecuación se obtiene los siguientes resultados.

$$d_{bsg} = \left( \frac{4 * 516.43}{\pi * 245.14} \right)^{1/2} \rightarrow d_{bsg} \approx 1.64 \text{ ft} \left( \frac{12 \text{ in}}{1 \text{ ft}} \right) \therefore d_{bsg} = 19.68 \text{ in} \approx 20 \text{ in}$$

#### 6.2.6.2.7.- Cálculo de la boquilla de salida de líquido.

El cálculo de la boquilla de salida de líquido se ejecuta mediante la siguiente ecuación:

$$d_{bsl} = \left( \frac{4 * Q_l}{\pi * V_{bl}} \right)^{1/2} \dots\dots\dots(57)$$

Dónde:

$Q_l$  = Tasa de líquido (ft<sup>3</sup>/s).

$d_{bsl}$  = Diámetro de la boquilla de salida de líquido (ft), llevar a pulgadas.

$V_{bl}$  = Velocidad del líquido en la boquilla de salida. Ésta velocidad se encuentra en el rango de 1 a 3 ft/s. por lo cual se trabajará con 2 ft/s.

Sustituyendo datos y realizando las operaciones llegamos al siguiente resultado.

$$d_{bsl} = \left( \frac{4 * 0.137}{\pi * 2} \right)^{1/2} \rightarrow d_{bsl} \approx 0.3 \text{ ft} \left( \frac{12 \text{ in}}{1 \text{ ft}} \right) \therefore d_{bsl} = 3.6 \text{ in} \approx 4 \text{ in}.$$

### 6.3 Determinación de equipos requeridos y sus características técnicas.

El equipo que será requerido como parte de sustitución en este proyecto es un **rectificador horizontal bifásico** cuyas características se enuncian a continuación.

Longitud: 12 pies (3.66 m).

Diámetro: 96 pulgadas (2.44 m).

Material cuerpo: Acero al carbono SA 516 Gr. 70

Presión de diseño: 16.7 PSIA (1.174 kg/cm<sup>2</sup> absoluta.)

Presión de operación: 2 PSIG (0.14 kg/cm<sup>2</sup>)

Flujo de diseño (gas): 40 MMPCD.



Flujo de operación: 24.81 MMPCD

Arrastre de líquido de diseño: 1860 BPD

Arrastre de líquido de operación: 74.5 BPD

Temperatura de diseño: 70 °C

Temperatura de operación: 55 °C

**Nota:** Estas características se fundamentan a partir del punto 8.2 de este documento.

### 6.3.1 Dispositivos de seguridad para el rectificador.

Cant.	DESCRIPCION
1	Válvula de alivio calibrada a 1.174 kg/cm <sup>2</sup> .
1	Manómetro
1	Válvula controladora de nivel
1	Válvula de salida de líquido
1	Válvula de salida de gas
1	Controlador de presión

### 6.4 Integración de los equipos al sistema.

Dado que este proyecto está presupuestado para mediano plazo, es decir, de 1 a 2 años, no es posible ejecutar la integración del equipo en el sistema de proceso, se sugiere realizar una simulación para comprobar la efectividad del recipiente.

### 6.5 Pruebas de operación.

Las pruebas de operación según se ha establecido por parte de la empresa, deben ser realizadas por el fabricante (en caso del rectificador).

Es necesario aplicar también un estudio de simulación dinámica de fluidos tanto en el rectificador como en la tubería de alimentación; debido a que la simulación demanda un equipo sofisticado para hacer dicha tarea, se limita este estudio por parte del alumno. Por lo cual corresponde a la empresa encontrar soporte en este estudio.

Por nuestra parte se muestra un diseño del recipiente hecho con ayuda del programa *solidworks*; el cual se muestra en el anexo 5.

## **7.- Conclusiones y recomendaciones**

### **7.1.- Conclusiones.**

El principal problema del que tuve la oportunidad de analizar y contribuir a la solución, fue el de sustituir el rectificador FA-6103 por uno nuevo.

Primeramente se reunió todo los fundamentos necesarios para saber el funcionamiento de un rectificador; el cual se comporta como un separador de aceite y gas, con la diferencia que el rectificador es un equipo de “seguridad” para evitar que el gas lleve líquidos a la estación de compresión. Estos líquidos se forman por la disminución de presión del fluido.

Una vez conocido estos conceptos claves y teniendo en cuenta la aplicación de normas, se procedió con el dimensionamiento del rectificador, así también se determinó los dispositivos internos que éste debe de llevar para su óptimo funcionamiento y así lograr el objetivo específico que es el de separar de manera eficiente el gas del líquido.

Por tanto se logra concluir que el nuevo rectificador ha sido optimizado en cuanto a dimensiones con respecto al antiguo rectificador que hasta la fecha sigue en operación en la terminal marítima, logrando así reducir espacios de operación.

### **7.2.- Recomendaciones.**

- Hacer un análisis de fluidos dinámicos al rectificador en *ansys* para su aprobación final en cuanto a su eficiencia de separación.
- Aplicar las recomendaciones de instalación para el rectificador.
- Instalar dispositivos de seguridad en el rectificador.
- Aplicar recubrimiento de pintura para disminuir los efectos de corrosión en cuerpo de rectificador y tubería.

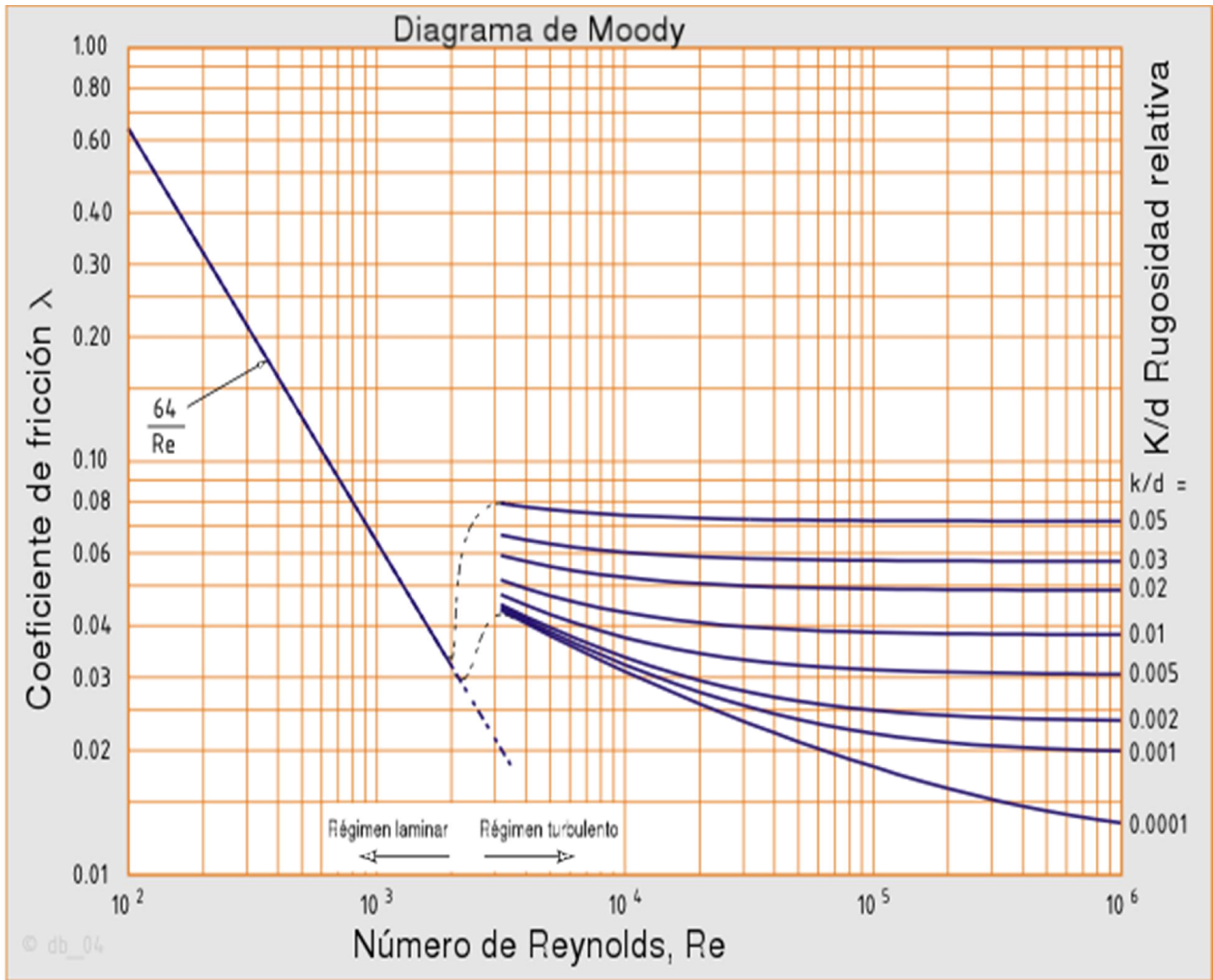
### **8.- Competencias desarrolladas y/o aplicadas.**

- Conocimiento de términos técnicos como número Reynolds, factor de compresibilidad, vórtices, flujos turbulentos y laminares.
- Aplicación de ecuación de gasto volumétrico.
- Conocimiento de materiales.
- Lengua extranjera (inglés).
- Reconocimiento de selección de válvulas.
- Aplicación de normas.
- Criterio de dimensionamiento de rectificador.
- Aplicación de software **Solidworks**.

### 9.- Referencias bibliográficas y virtuales.

- <http://repositorios.unimet.edu.ve/docs/31/ATTP155O53P4.pdf>
- <http://www.hidroserviciosindustriales.com/corrida.php>
- <http://iepsamx.com.mx/recipientesapreciontrampasdediablo.html>
- <http://es.wikipedia.org/wiki/Oleoducto>
- <http://es.wikipedia.org/wiki/Gasoducto>
- <http://es.scribd.com/doc/29349320/Petroleo-Manual-Operativo-por-Hector-Hdez>
- <http://fluidos.eia.edu.co/hidraulica/articulos/flujoentuberias/fricci%C3%B3n/fricci%C3%B3n.htm>
- Potter Merle, "Mecánica de fluidos", Editorial Thomson, México, tercera edición.
- <http://marcanord.files.wordpress.com/2012/11/guia-1-tablas-y-graficos-tema-1-copia.pdf>
- Norma ASME B31.8a-2000 "Gas transmission and distribution piping".
- Norma ASME B31.1-2001 "Code for pressure piping".
- Norma ASME sección VIII Div.1 "Requirements for pressure vessel constructed of carbon and low alloy Steel".
- Norma NRF-032 PEMEX 2005 "Sistema de tuberías en plantas industriales-diseño y especificaciones de materiales".
- Norma NRF-028 PEMEX 2004 "Diseño y construcción de recipientes a presión"
- Norma API SPEC 12J-89 "Specification for oil and gas separators".
- [http://www.comeval.es/formacion\\_criterios\\_2007.htm](http://www.comeval.es/formacion_criterios_2007.htm)
- Requena G. José L. y Rodríguez M. Mauricio F., "Diseño y evaluación de separadores bifásicos y trifásicos", Tesis, Universidad Central de Venezuela. 2006
- Narváez César Paulo, "Solución de Redes de Flujo para Gases Usando el Modelo de Balance de Nodos y el Método de Linealización de Ecuaciones", Revista Ingeniería e Investigación, Diciembre de 1999.

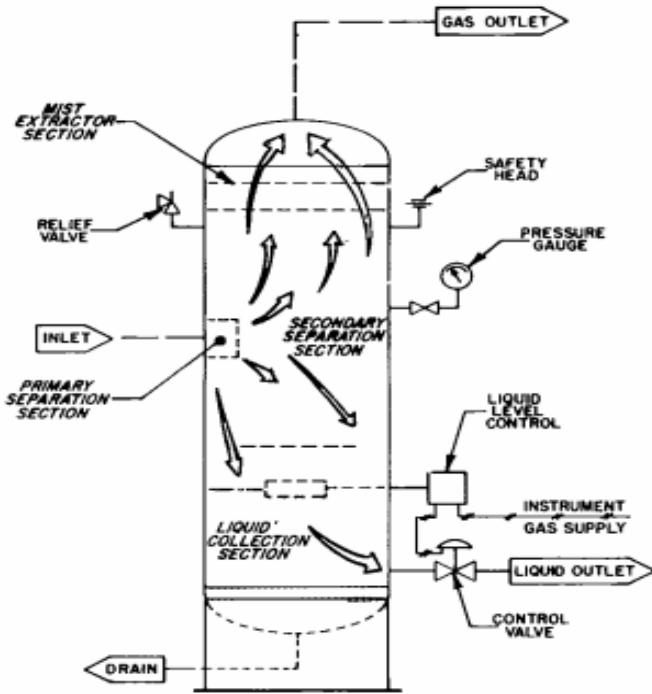
# ANEXO 1: DIAGRAMA DE MOODY.



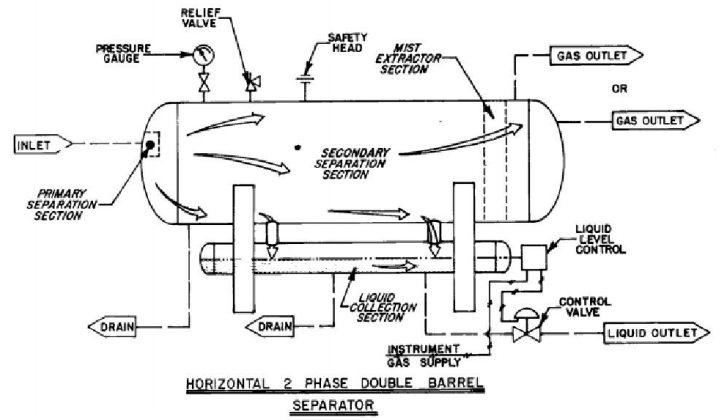
## ANEXO 2: FICHA TÉCNICA DE RECTIFICADOR FA-6103

CARACTERÍSTICAS DE DISEÑO						
CODIGO DE DISEÑO	ASME SECCION VIII DIV. 1	PRESION DE CALIBRACION VALV. SEGURIDAD	2.4 Kg/cm <sup>2</sup>			
FACTOR DE SEGURIDAD	3	EFICIENCIA DE SOLDADURA CUERPO/TAPAS	0.85 / 1			
VOLUMEN NOMINAL	185 858 m <sup>3</sup>	RADIOGRAFIADO CUERPO/TAPAS	PUNTOS / TOTAL			
FLUIDO DE OPERACION	CRUDO	RELEVO DE ESFUERZOS	SI			
PRESION DE DISEÑO INTERNA	2.4 Kg/cm <sup>2</sup>	TOLERANCIA A LA CORROSION	0 mm			
PRESION OPERACION	0.4 Kg/cm <sup>2</sup>	PESO VACIO/PRUEBA				
PRESION DE PRUEBA $P_p = 1.3 \times P_d \times (S_p/S_d)$	3.12 Kg/cm <sup>2</sup>	FABRICANTE DEL RECIPIENTE	--			
TEMPERATURA DE DISEÑO	65 °C	TIPO DE AUTORIZACION	FUNCIONAMIENTO			
TEMPERATURA DE OPERACION	50 °C	ESTAMPADO ASME	--			
		AÑO DE FABRICACION	--			
MATERIAL						
PARTE CUERPO	MATERIAL SA-516-70	ESFUERZO FERM 1230.3 Kg/cm <sup>2</sup>	PARTE CUELLO DE BOQUILLAS	MATERIAL SA-105-B		
TAPAS	SA-516-70	1230.3 Kg/cm <sup>2</sup>	TORNILLOS/TUERCAS			
SOPORTES			EMPAQUES			
BRIDAS & COPLES	SA-105		ACCESORIOS SOLD.			
CUADRO DE CONEXIONES						
MCA	CANT	DIAM (PULG)	BRIDA TIPO	BRIDA RANGO	SERVICIO	ACCESORIOS
39 A/C	2	1"	WN	150 #		
49 A/B/C/F/G/V/J /K/N/P, 7 B, 46 N, 36 N, 0, 39 D	16	2"	WN	150 #		
49 HQ	2	4"	WN	150 #		
49 E/S/T, 39 B/E/F	6	6"	WN	150 #		
49 D, 7 A	2	10"	WN	150 #		
49 L	1	16"	WN	150 #		
1, 40 A	2	20	WN	150 #		
11	1	36	WN	150 #		
40 B	1	48"	WN	150 #		

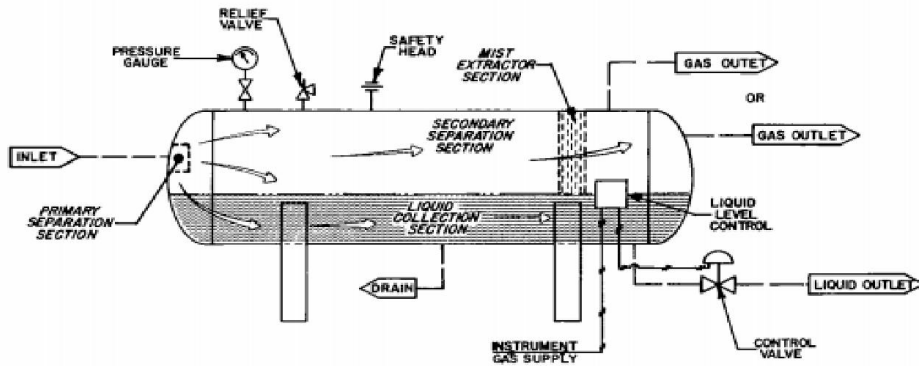
### ANEXO 3: COMPONENTES DE SEPARADORES



VERTICAL 2 PHASE SEPARATOR



HORIZONTAL 2 PHASE DOUBLE BARREL SEPARATOR



HORIZONTAL 2 PHASE SEPARATOR

**ANEXO 4: TABLAS DE RELACIÓN LONGITUD-DIÁMETRO.**

L(ft)	Mínimo ID separador (in.)	R	L(ft)	Mínimo ID separador (in.)	R	L(ft)	Mínimo ID separador (in.)	R
8.202 1	111.1061119	0.885 86666	16.40 41995	111.1061119	1.771 73326	32.80 8399	111.1061119	3.543 46652
	91.50599575	1.075 61476		91.50599575	2.151 22946		91.50599575	4.302 45892
	75.36351613	1.306 00594		75.36351613	2.612 0118		75.36351613	5.224 02361
	67.27529332	1.463 02149		67.27529332	2.926 04289		67.27529332	5.852 08578
	62.06871491	1.585 74574		62.06871491	3.171 49137		62.06871491	6.342 98274
	58.30931642	1.687 98412		58.30931642	3.375 96813		58.30931642	6.751 93625
	55.40732727	1.776 39321		55.40732727	3.552 78631		55.40732727	7.105 57262
	53.06670228	1.854 74499		53.06670228	3.709 48985		53.06670228	7.418 97971
	51.11923606	1.925 40436		51.11923606	3.850 8086		51.11923606	7.701 61719

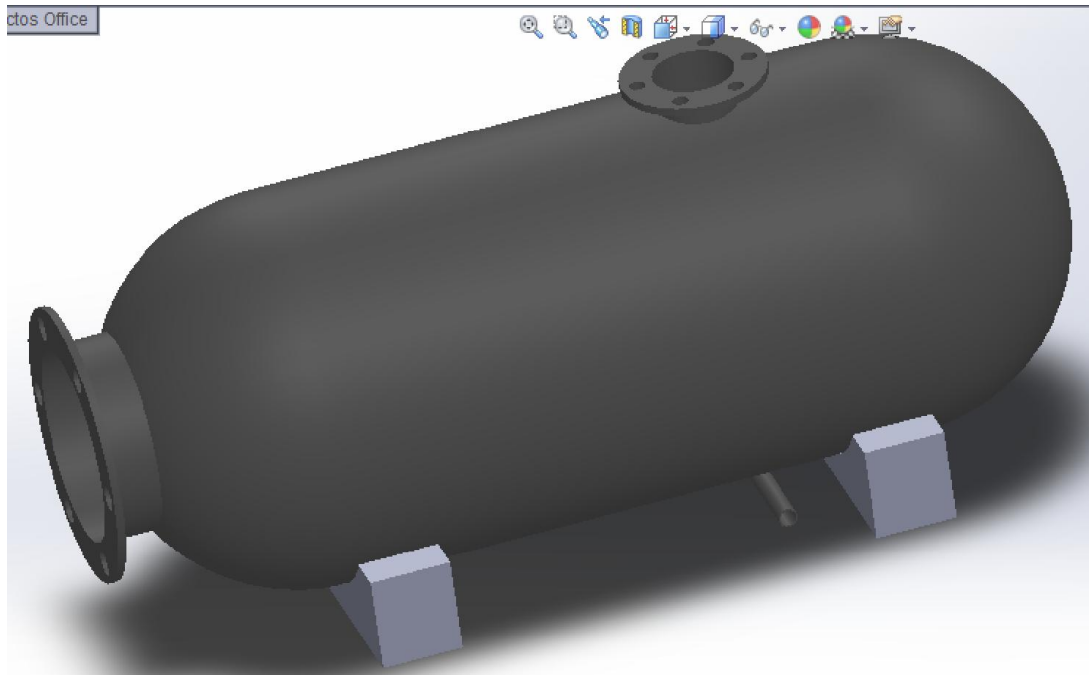
L(ft)	Mínimo ID separador (in.)	R	L(ft)	Mínimo ID separador (in.)	R	L(ft)	Mínimo ID separador (in.)	R
49.21 25984	111.1061119	5.315 19978	65.61 67979	111.1061119	7.086 93303	82.02 09974	111.1061119	8.858 66629
	91.50599575	6.453 68838		91.50599575	8.604 91783		91.50599575	10.75 61473
	75.36351613	7.836 03541		75.36351613	10.44 80472		75.36351613	13.06 0059
	67.27529332	8.778 12867		67.27529332	11.70 41716		67.27529332	14.63 02145
	62.06871491	9.514 47411		62.06871491	12.68 59655		62.06871491	15.85 74569
	58.30931642	10.12 79044		58.30931642	13.50 38725		58.30931642	16.87 98406
	55.40732727	10.65 83589		55.40732727	14.21 11452		55.40732727	17.76 39315
	53.06670228	11.12 84696		53.06670228	14.83 79594		53.06670228	18.54 74493



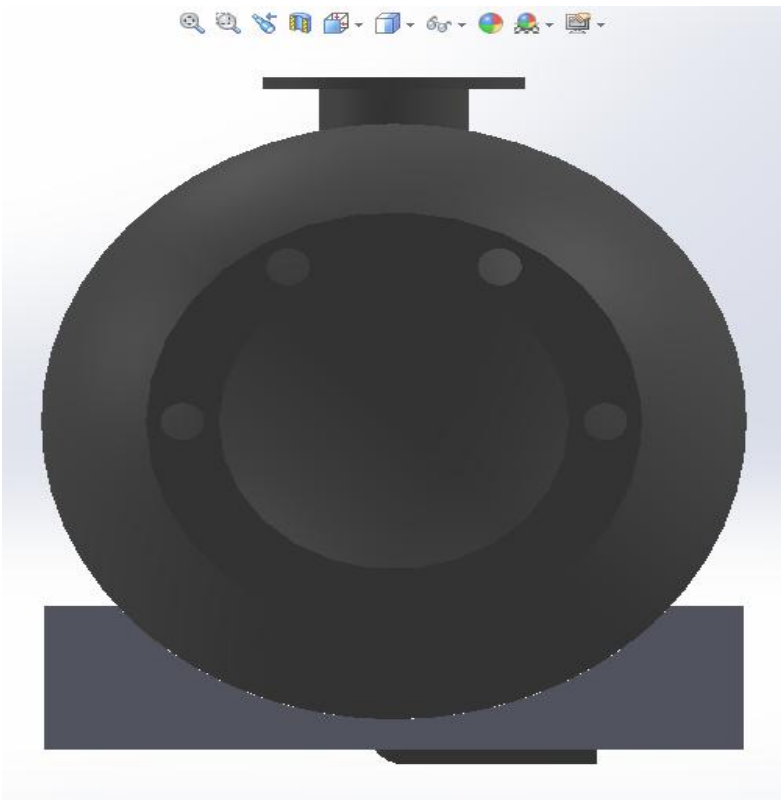
	51.11923606	11.55 24258		51.11923606	15.40 32344		51.11923606	19.25 4043
--	-------------	----------------	--	-------------	----------------	--	-------------	---------------

L(ft)	Mínimo ID separador (in.)	R	L(ft)	Mínimo ID separador (in.)	R	L(ft)	Mínimo ID separador (in.)	R
98.42 51969	111.1061119	10.63 03996	114.8 29396	111.1061119	12.40 21328	131.2 33596	111.1061119	14.17 38661
	91.50599575	12.90 73768		91.50599575	15.05 86062		91.50599575	17.20 98357
	75.36351613	15.67 20708		75.36351613	18.28 40826		75.36351613	20.89 60944
	67.27529332	17.55 62573		67.27529332	20.48 23002		67.27529332	23.40 83431
	62.06871491	19.02 89482		62.06871491	22.20 04396		62.06871491	25.37 1931
	58.30931642	20.25 58088		58.30931642	23.63 17769		58.30931642	27.00 7745
	55.40732727	21.31 67178		55.40732727	24.86 95042		55.40732727	28.42 22905
	53.06670228	22.25 69391		53.06670228	25.96 6429		53.06670228	29.67 59188
	51.11923606	23.10 48516		51.11923606	26.95 56602		51.11923606	30.80 64688

## ANEXO 5: NUEVO RECTIFICADOR

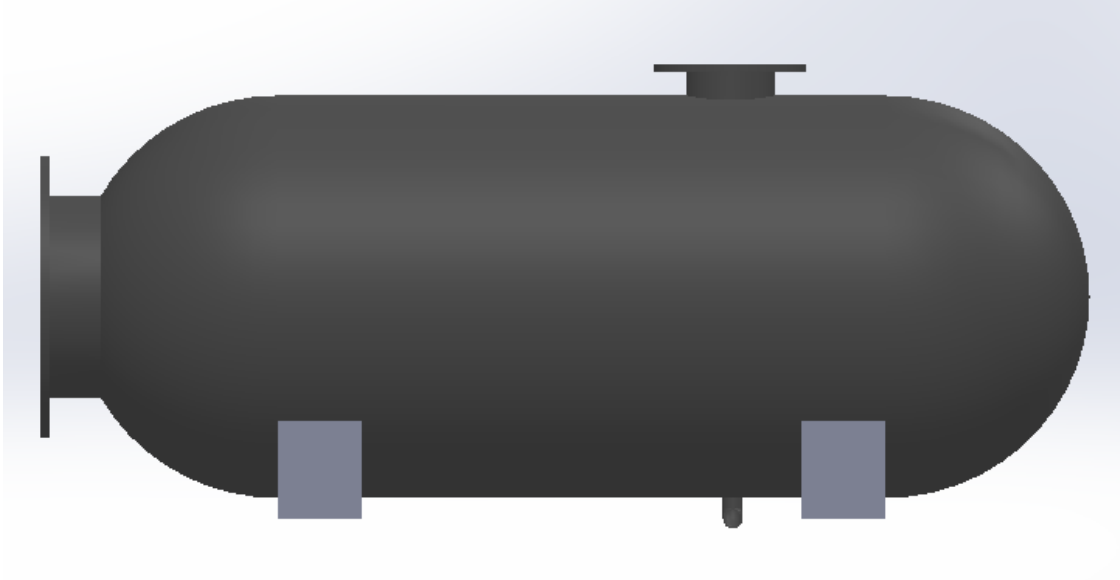


Vista isométrica de rectificador

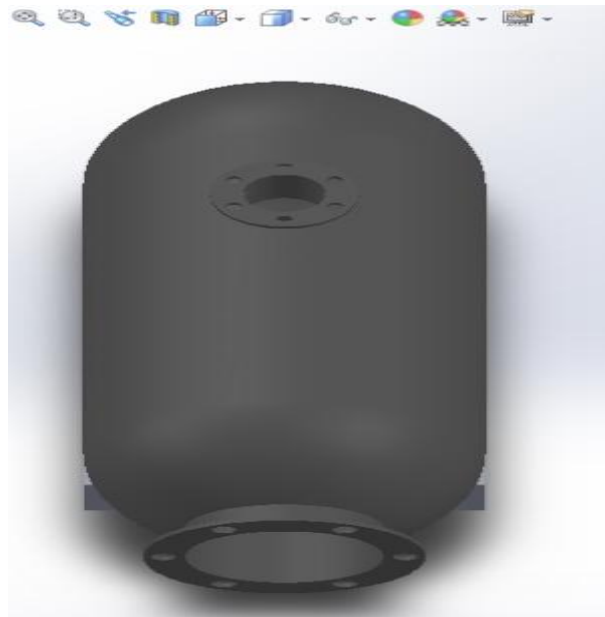


Vista frontal de rectificador

## ANEXO 5 (CONT.): NUEVO RECTIFICADOR



Vista lateral derecha de rectificador.



Vista superior de rectificador.

## ANEXO 6: CARTA DE ACEPTACIÓN



"2013, Año de la Lealtad Institucional y Centenario del Ejército Mexicano"

PARAÍSO, TAB. A 05 DE DICIEMBRE DE 2013  
SRHRL-GRRHRLSE-SAPCC-9-7- /2013

SUBDIRECCION DE RECURSOS HUMANOS Y RELACIONES LABORALES  
GERENCIA REGIONAL DE RECURSOS HUMANOS Y REL. LABORALES SURESTE  
SUBGERENCIA DE ADMINISTRACION DE PERSONAL CD. DEL CARMEN  
DEPARTAMENTO DE PERSONAL DOS BOCAS  
ÁREA DE CAPITAL HUMANO

00006977

M.C. MIJANGOS LOPEZ JORGE ANTONIO  
JEFE DEL DEPTO. DE SERVICIOS ESCOLARES  
INSTITUTO TECNOLOGICO TUXTLA GUTIERREZ  
TUXTLA GUTIERREZ, CHIAPAS.

ASUNTO: INICIO DE RESIDENCIA PROFESIONAL.

Nos referimos a su oficio **DSE-2437/2013** de fecha 27 de Noviembre de 2013, en el que nos solicita la autorización para que el (a) **C. HORACIO DIAZ ESTRADA** alumno(a) de la carrera **INGENIERIA MECANICA** con No. de Control **09270694** de esa Institución Educativa, realice su **RESIDENCIA PROFESIONAL** en este Centro de Trabajo.

Al respecto, le informamos que esta empresa ha determinado la aceptación de dicho alumno(a) para realizar su **RESIDENCIA PROFESIONAL** en el área de **SUPERINTENDENCIA DE PROGRAMACION DE CONDENSADOS, RECTIFICACION Y ENDULZAMIENTO DE GAS** de la **GERENCIA DE TRANSPORTE Y DISTRIBUCION DE HIDROCARBUROS MSO**, en la Terminal Marítima Dos Bocas, por lo que suscribió con la empresa el Convenio de **RESIDENCIA PROFESIONAL Estudiante-Empresa**, con una vigencia del **13 de Enero** al **13 de Mayo** de 2014.

Para los trámites que correspondan ante la Institución que usted representa, se extiende la presente el **cinco de Diciembre** del dos mil trece, en Paraíso, Tabasco.

Atentamente

Lic. Francisco Javier Izquierdo Avalos  
E.D. del Departamento

Elaboró: Lic. Yaniré Teresa Gómez Sánchez  
angy\*



Página 1

## ANEXO 7: CARTA DE PRESENTACIÓN



INSTITUTO TECNOLÓGICO DE TUXTLA GUTIÉRREZ



Departamento: GESTION TEC. Y VINC  
No. de Oficio: 030  
Fecha: 17/01/14

ASUNTO: PRESENTACIÓN DEL ALUMNO  
Y AGRADECIMIENTO

**Ing. Luis Fernando López Cisneros**  
**Superintendente de Programación y Dstribución de aceite y gas**  
**PEMEX. Exploración y Producción**  
**Paraíso, Tabasco**  
**PRESENTE**

El Instituto Tecnológico de Tuxtla Gutiérrez, tiene a bien presentar a sus finas atenciones al (la) alumno (a): **Horacio Díaz Estrada** número de control: **09270694** carrera de: **Ingeniería Mecánica** quien desea desarrollar en ese organismo el proyecto de Residencias Profesionales denominado **Manejo y estabilización de condensados, rectificación y endulzamiento de gas, incluye sustitución de rectificador FA-6103, planta endulzadora de 20 MMPCD en la TMDB (etapa 4 L-5)** cubriendo un total de 640 horas, en un período de cuatro a seis meses, en el periodo Enero- Junio 2014.

Es importante hacer de su conocimiento que todos los alumnos que se encuentran inscritos en esta institución cuentan con un seguro contra accidentes personales con la empresa **MetLife**, Según póliza No. **AE1489**, e inscripción en el IMSS.

Así mismo, hacemos patente nuestro sincero agradecimiento por su buena disposición y colaboración para que nuestros alumnos, aun estando en proceso de formación, desarrollen un proyecto de trabajo profesional, donde puedan aplicar el conocimiento y el trabajo en el campo de acción en el que se desenvolverán como futuros profesionistas.

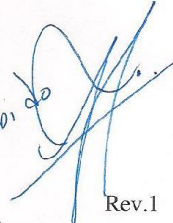
Al vernos favorecidos con su participación en nuestro objetivo, sólo nos resta manifestarle la seguridad de nuestra más atenta y distinguida consideración.



SECRETARIA DE EDUCACION  
PUBLICA  
Instituto Tecnológico de Tuxtla Gutiérrez  
Departamento de Gestión Tecnológica y Vinculación

ATENTAMENTE

  
**LIC. JOSÉ ERASMO CÁCERES MOTA**  
**JEFE DEL DEPARTAMENTO DE GESTIÓN TECNOLÓGICA Y VINCULACIÓN**

*Recibido*  


ITTG-AC-PO-007-03

Carretera Panamericana Km. 1080, Tuxtla Gutiérrez, Chiapas. C. P. 29050, apartado Postal 599  
Teléfonos: (961) 615-0380, 615-0461 Fax: (961) 615-1687  
www.ittxlagutierrez.edu.mx

Rev.1



## ANEXO 8: CARTA DE TERMINACIÓN



Paraíso, Tab., 06 de Mayo de 2014  
SRHRL-GRRHRLSE-SAPCC-9-7- 2090 /2014

SUBDIRECCIÓN DE REC. HUM. Y REL. LABORALES  
GERENCIA REGIONAL DE REC. HUM. Y REL. LABORALES SURESTE  
SUBGCIA. DE ADMON. DE PERSONAL CD. DEL CARMEN  
DEPARTAMENTO DE PERSONAL DOS BOCAS  
AREA DE CAPITAL HUMANO

LIC. JOSE ERASMO CAMERAS MOTA  
JEFE DEL DEPARTAMENTO DE GESTIÓN TECNOLÓGICA Y VINCULACION  
INSTITUTO TECNOLÓGICO TUXTLA GUTIERREZ  
TUXTLA GUTIERREZ, CHIAPAS.

ASUNTO: TERMINACION DE RESIDENCIA PROFESIONAL.

Con referencia a nuestro oficio No.SRHRL-GRRHRLSE-SAPCC-9-7-00006977-13 de fecha 05 de Diciembre de 2013, en donde autorizamos llevar a cabo su RESIDENCIA PROFESIONAL (a) C. HORACIO DIAZ ESTRADA alumno(a) de la carrera INGENIERIA MECANICA, con No. de Control 09270694, en esa Institución Educativa, le informamos que ha concluido satisfactoriamente las actividades en el área de la SUPERINTENDENCIA DE PROGRAMACION DE CONDENSADOS, RECTIFICACION Y ENDULZAMIENTO DE GAS, de la GERENCIA DE TRANASPORTE Y DISTRIBUCION DE HIDROCARBUROS, en la Terminal Marítima Dos Bocas, en el periodo comprendido del 13 de Enero al 13 de Mayo de 2014, de acuerdo al Convenio que suscribió con esta Empresa.

Para los trámites que correspondan ante la Institución que usted representa, se extiende la presente el día seis de mayo del dos mil catorce, en Paraíso, Tabasco.

Atentamente

Ing. José Ángel López Gutiérrez  
Jefe del Departamento

Elaboró: Lic. Yaniré Teresa Gómez Sánchez  
ogms\*



PETROLEOS MEXICANOS

[www.pemex.com](http://www.pemex.com)

Página 1