

# **ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL**

**ESCUELA DE INGENIERÍA**

**ESTUDIO Y EVALUACIÓN DE LAS FACILIDADES DE  
SUPERFICIE PARA OPTIMIZAR EL SISTEMA DE VENTEO  
DE GAS EN LA ESTACIÓN VILLANO A DE AGIP OIL  
ECUADOR B.V.**

**PROYECTO PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIERO EN  
PETRÓLEOS**

**SANDRA PATRICIA CARRILLO ROJAS**

**DIRECTOR: ING. OCTAVIO SCACCO**

**Quito, Febrero 2007**

## **DECLARACIÓN**

Yo, Sandra Patricia Carrillo Rojas, declaro bajo juramento que el trabajo aquí descrito es de mi autoría; que no ha sido previamente presentado para ningún grado o calificación profesional; y, que he consultado las referencias bibliográficas que se incluyen en este documento.

A través de la presente declaración cedo mis derechos de propiedad intelectual correspondientes a este trabajo, a la Escuela Politécnica Nacional, según lo establecido por la Ley de Propiedad Intelectual, por su Reglamento y por la normatividad institucional vigente.

---

Sandra Patricia Carrillo Rojas

## **CERTIFICACIÓN**

Certificó que el presente trabajo fue desarrollado por Sandra Patricia Carrillo Rojas, bajo mi supervisión.

---

Ing. Octavio Scacco Franco  
DIRECTOR DEL PROYECTO

## CONTENIDO GENERAL

<b>PRESENTACIÓN.....</b>	<b>I</b>
<b>RESUMEN.....</b>	<b>II</b>

### **CAPÍTULO 1. ANÁLISIS DE LOS FLUÍDOS MANEJADOS EN LA PLANTA VILLANO A**

1.1 Generalidades .....	1
1.1.1 Ubicación geográfica y marco de referencia geológico.....	1
1.1.1.1 Ubicación Geográfica.....	1
1.1.1.2 Geología.....	2
1.1.1.3 Estratigrafía del Campo villano.....	2
1.2 Descripción de las características de producción del campo Villano.....	7
1.2.1 Formaciones Productoras.....	7
1.2.1.1 Estratigrafía y sedimentología de la Formación Hollín Principal.....	7
1.2.1.2 Estructura.....	8
1.2.2 Mecanismos de Producción.....	8
1.2.3 Principales problemas de producción en un pozo de petróleo... 8	
1.2.3.1 Problemas de Presión.....	8
1.2.3.2 Problemas de Gas.....	9
1.2.3.3 Problemas de Agua.....	9
1.2.3.4 Problemas de Parafina.....	9
1.2.3.5 Problemas de Corrosión.....	10
1.3 Descripción de las propiedades de los fluidos.....	10
1.3.1 Propiedades del petróleo.....	10
1.3.1.1 Viscosidad.....	10
1.3.1.2 Densidad.....	11
1.3.1.3 Gravedad Específica.....	11
1.3.1.4 Factor Volumétrico.....	12

1.3.1.5	Asfáltenos.....	12
1.3.1.6	Contenido de Azufre.....	12
1.3.2	Propiedades del agua.....	13
1.3.2.1	Salinidad.....	13
1.3.2.2	Conductividad.....	13
1.3.2.3	Potencial de Hidrógeno.....	14
1.3.3	Propiedades del gas.....	14
1.3.3.1	Poder Calorífico.....	14
1.3.3.2	Análisis Cromatográfico.....	14
1.3.4	Parámetros del campo villano.....	15
1.3.4.1	Petróleo.....	15
1.3.4.2	Agua.....	15
1.3.4.3	Gas.....	16

## **CAPÍTULO 2. DESCRIPCIÓN DE LAS FACILIDADES DE TRATAMIENTO ACTUALES Y DETERMINACIÓN DE LA PROBLEMÁTICA EXISTENTE**

2.1	Introducción.....	17
2.2	Facilidades de superficie existentes en Villano A.....	17
2.2.1	Descripción general de las facilidades.....	17
2.2.1.1	Manifolds o Múltiple de Producción.....	17
2.2.1.2	Separadores.....	18
2.2.1.2.1	Definición.....	18
2.2.1.2.2	Clasificación.....	19
2.2.1.2.2.1	Separadores Trifásicos.....	19
2.2.1.2.3	Problemas en un separador.....	22
2.2.1.2.4	Factores que afectan su eficiencia.....	22
2.2.1.2.4.1	Tamaño de la partícula de líquido..	22
2.2.1.2.4.2	Velocidad del gas.....	23

2.4.1.2.4.3	Presión de separación.....	23
2.4.1.2.4.4	Temperatura de separación.....	23
2.4.1.2.4.5	Densidad del líquido y gas.....	23
2.4.1.2.4.6	Viscosidad del gas.....	24
2.4.1.3	Tanques.....	24
2.4.1.3.1	Tanques de almacenamiento.....	24
2.4.1.3.2	Accesorios en tanques superficiales de pared sencilla.....	25
2.4.1.3.2.1	Venteo normal.....	25
2.4.1.3.2.2	Venteo de emergencia.....	26
2.4.1.3.2.4	Válvula de presión y vacío.....	26
2.4.1.3.2.5	Arresta Llama.....	26
2.4.1.3.2.6	Sistema a Tierra.....	26
2.4.1.3.2.7	Transmisores de nivel.....	26
2.4.1.3.3	Factores para su selección.....	27
2.4.1.3.3.1	Pérdidas por Filtración.....	27
2.4.1.3.3.2	Pérdidas por Evaporación.....	27
2.4.1.3.3.3	Corrosión.....	27
2.4.1.4	Hidrociclones.....	28
2.4.4.1	Definición.....	28
2.4.1.5	Bombas.....	30
2.4.1.5.1	Definición.....	30
2.4.1.5.2	Clasificación.....	30
2.4.1.5.2.1	Centrifugas.....	30
2.4.1.6	Bota de gas.....	33
2.4.1.7	Scrubber de gas.....	34
2.5	Descripción del tratamiento de los fluidos del campo villano alfa.....	34
2.5.1	Tratamiento del petróleo.....	34
2.5.2	Tratamiento del agua.....	39
2.5.3	Tratamiento del gas.....	42
2.6	Características de los equipos.....	45
2.7	Determinación de la problemática existente.....	46

# **CAPÍTULO 3. EVALUACIÓN Y OPTIMIZACIÓN DE LAS FACILIDADES DE TRATAMIENTO DE CRUDO PESADO EN LA PLANTA VILLANO A**

3.1 Descripción de la optimización.....	57
3.1.1 Proceso de los separadores.....	57
3.1.2 Cálculo de los condensados recuperados.....	58
3.1.2.1 Condensados en el domo de los Free Water knock – out.....	58
3.1.2.2 Condensados en el Scrubber.....	60
3.1.2.3 Cantidad de petróleo en los condensados.....	62
3.1.3 Proceso de los tanques.....	62
3.1.4 Cálculo de las emisiones de vapor en un tanque de petróleo...	63
3.1.5 Diseño del Tamaño del Scrubber.....	66
3.1.5.1 Capacidad del Gas.....	66
3.1.5.2 Capacidad del Líquido.....	67

# **CAPÍTULO 4. ANÁLISIS TÉCNICO - ECONÓMICO DEL PROYECTO**

4.1 Determinación de los tipos de costos.....	77
4.1.1 Costos de ingeniería.....	78
4.1.2 Costos por equipos, accesorios y materiales.....	79
4.1.3 Costos de instalación.....	80
4.2 Costo total de la instalación.....	81
4.3 Beneficios de la optimización.....	82
4.4 Cálculo de ingresos por recuperación de condensados.....	83
4.5 Amortización de las inversiones propuestas.....	84

## **CAPÍTULO 5. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES**

5.1 Conclusiones.....	86
5.2 Recomendaciones.....	88
<b>BIBLIOGRAFÍA.....</b>	<b>89</b>



# INDICE DE FIGURAS

## CAPITULO 1.

Figura 1.1. Ubicación del Campo Villano.....	1
Figura 1.2. Secuencia Estratigráfica General de la Cuenca Oriente.....	6
Figura 1.3. Corte Estructural del Campo Villano.....	7

## CAPITULO 2.

Figura 2.1 Manifold.....	18
Figura 2.2 Free Water Knockout.....	21
Figura 2.3 Tanque de almacenamiento.....	24
Figura 2.4 Hidrociclones cilíndricos.....	29
Figura 2.5 Bombas centrífugas.....	31
Figura 2.6 Bota de gas.....	33
Figura 2.7 Scrubber de gas.....	34
Figura 2.8 Tratamiento de Petróleo.....	38
Figura 2.9 Tratamiento de Agua.....	41
Figura 2.10 Tratamiento de Gas.....	44
Figura 2.11. Situación actual del Campo Villano Alfa.....	48
Figura 2.12. Valores de rugosidad relativa para tuberías de materiales comunes.....	55
Figura 2.13. Factor de fricción para flujo desarrollado en tuberías circulares.....	56

## CAPITULO 3.

Figura 3.1 Proceso de los Separadores.....	58
Figura 3.2. Propuesta de Separadores.....	74
Figura 3.3 Proceso de los tanques.....	63
Figura 3.4 Volumen Estimado de Vapores en un tanque.....	65
Figura 3.5 k vs. SP/T.....	75
Figura 3.6 Propuesta de Tanques.....	76

## INDICE DE TABLAS

### CAPITULO 1.

Tabla 1.1 Parámetros del Petróleo.....	15
Tabla 1.2 Parámetros del Agua.....	15
Tabla 1.3 Parámetros del Gas.....	16
Tabla 1.4 Análisis Cromatográfico.....	16

### CAPITULO 2.

Tabla 2.1 Características de los equipos de Villano Alfa.....	45
Tabla 2.2 Pérdidas en Tuberías en condiciones operativas.....	53
Tabla 2.3 Pérdidas en Tuberías en condiciones extremas.....	54

### CAPITULO 3.

Tabla 3.1. Condiciones Iniciales.....	68
Tabla 3.2 Altura del Gas.....	69
Tabla 3.3 Volumen de Gas.....	69
Tabla 3.4 Número de Moles.....	69
Tabla 3.5. Condiciones Finales.....	70
Tabla 3.6. Masa de gas escapado.....	70

### CAPITULO 4.

Tabla 4.1 Costos de ingeniería.....	78
Tabla 4.2 Costos por equipos, accesorios y materiales.....	79
Tabla 4.3 Costos de Instalación.....	81
Tabla 4.4 Costos Total de la Propuesta.....	82

## **PRESENTACIÓN**

En la estación Villano Alfa, una de las empresas operadoras totalmente nuevas en inversión extranjera Italiana, actualmente tiene una cuota de producción aprobada por el SOTE de 25.000 BPDO. Esto representa un alto potencial económico para el país, siendo de gran importancia el tratamiento de los fluidos obtenidos aplicando las mejores técnicas disponibles, tomando en cuenta el aspecto económico.

AGIP OIL ECUADOR B.V. tiene unas instalaciones lo suficientemente modernas para el tratamiento de agua, petróleo y gas, más la necesidad de optimizar el sistema de venteo de gas con la instalación de nuevos equipos es para mejorar la calidad del crudo extraído y a su vez la seguridad en las instalaciones.

En la práctica, y por razones de diferente índole, la empresa AGIP Oil Ecuador B.V. debe considerar la optimización de sus instalaciones en el sistema de venteo de gas para obtener mayor seguridad en el proceso y recuperación de los elementos condensados en los equipos de gas.

El objetivo de este proyecto es mejorar el sistema de venteo de gas, evitando emisiones de vapor de agua y gas a la atmósfera, destinando exclusivamente un equipo para cada proceso de la estación. Para ello, se requiere, no solo implementar nuevo equipo sino la instalación de otras tuberías, que permitan el bloqueo de la conexión actual y la conexión de los equipos futuros.

## **RESUMEN**

En la primera parte de este proyecto de titulación se presentan los datos más importantes del Campo Villano Alfa. También se indican los conceptos básicos para definir las propiedades de los fluidos tratados en la planta y los parámetros del campo.

En la siguiente sección se revisan los conceptos correspondientes a los equipos que conforman la estación, se analizan las características de los equipos actuales y se realiza la determinación de la problemática.

En el capítulo 3 se señala la propuesta y los determinados cálculos del equipo que se va implementar. Se presenta la cantidad de petróleo que se recuperará de los diferentes equipos de gas, indicando el beneficio que esto traerá para la estación.

Luego de haber revisado todos los aspectos que se mencionan anteriormente, se realiza un análisis técnico – económico del proyecto indicando los costos individuales y generales del proyecto, a fin de analizar la factibilidad de la propuesta.

El estudio termina con las conclusiones y recomendaciones necesarias para optimizar la operación del sistema de venteo de gas y mejorar las condiciones del mismo.

## CAPÍTULO 1

# ANÁLISIS DE LOS FLUÍDOS MANEJADOS EN LA PLANTA VILLANO A

## 1.1 GENERALIDADES

### 1.1.1 UBICACIÓN GEOGRÁFICA Y MARCO DE REFERENCIA GEOLOGICO

#### 1.1.1.1 Ubicación Geográfica

El campo Villano está ubicado en la Cuenca del Amazonas, aproximadamente a 8 km de la ciudad del Puyo en el bloque 10 de la Provincia de Pastaza. El bloque 10 se asienta en el lado norte de una estribación que separa la cuenca del Río Villano al sur con el Río Llíquino al norte. La región es moderadamente colinada y generalmente cubierta de una densa selva húmeda tropical. El bloque 10 es bastante apartado y las poblaciones mas cercanas se encuentran diseminadas a lo largo del Río Villano. El Campo Villano está localizado en la parte noroeste del Bloque 10, aproximadamente a 35 km al este-sureste del C.P.F. y a 60 km al este-noreste del Puyo. (Figura 1.1).

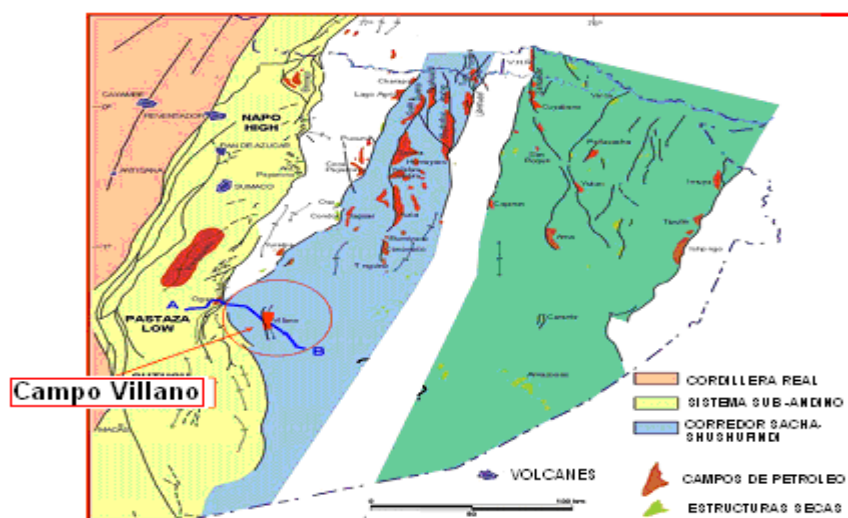


Figura 1.1. Ubicación del Campo Villano

El Bloque 10 está ubicado en la parte Suroeste de la Cuenca Oriente Ecuatoriana, en la zona de transición entre la llanura amazónica y la zona plegada Sub-Andina. La Cuenca Oriente se extiende desde el sur de Colombia, al norte, hasta el norte del Perú, al sur. Se muestra como una cuenca asimétrica con un incremento del espesor sedimentario hacia el suroeste. La mayor parte de los campos petrolíferos de la Cuenca Oriente se encuentran en trampas estructurales con tendencia nor-noreste y sur-suroeste. Este bloque cubre unas 200 mil hectáreas aproximadamente y se encuentra localizado en el occidente de la Selva Tropical húmeda. El campo Villano esta ubicado en la mitad del bloque 10.

#### **1.1.1.2 Geología**

El campo Villano se encuentra localizado en el centro – occidente del Bloque 10 que esta desarrollado al frente de la faja andina con plegamientos compresionales.

El relleno sedimentario del Campo Villano descansa sobre una basamento Paleozoico, el cual esta perforado por varios pozos en la parte Este de la Cuenca Oriente. La gran depositación terciaria permite el relleno rápido y progresivo del frente profundo de la Cordillera, por lo que las formaciones Tiyuyacu, Orteguzza, Chalcana, Arajuno y Chambira muestran un ambiente deposicional con pequeñas incursiones marinas. La sedimentación completa forma una cuña que se ensancha hacia el oeste en aproximadamente 5,000 metros. El Bloque 10 esta ubicado en el lado Oriental del frente profundo, en donde la sedimentación no alcanza su espesor máximo.

#### **1.1.1.3 Estratigrafía del Campo Villano**

En el área del Campo Villano están preservados alrededor de 5 km de sedimentos mesozoicos y cenozoicos. La formación Chapiza del Jurásico medio al Cretácico inferior, la cual consiste de depósitos continentales tipo “red beds” y depósitos volcánicos. En Villano el reservorio principal es la Formación Hollín Principal; sin

embargo trazas de hidrocarburo han sido encontradas en Hollín superior y la arenisca “T” de la formación Napo.

La siguiente secuencia estratigráfica general de la Cuenca Oriente se presenta en la Figura 2.

#### Reciente – Cuaternario:

- Formación Mesa-Mera: esta formada en su mayoría por areniscas indiferenciadas (localmente conglomeráticas) con arcillolitas y limolitas finamente estratificadas, las mismas que fueron depositadas en un ambiente deposicional continental.

#### Mioceno:

- Formación Chambira: principalmente formada por arcillas y areniscas cuarzosas intercaladas. En toda la sección predominan las arcillolitas, aunque las areniscas son mas frecuentes hacia la base.

- Formación Arajuno: está formada por una secuencia de arcillolitas con areniscas y limolitas finamente estratificadas. Esta formación principalmente constituida por arcillositas, presenta finos niveles de areniscas en la parte superior, las mismas que son más delgadas y se encuentran en menor número en la parte inferior. Las arcillolitas son de color café o gris y no calcáreo, y son el mineral más predominante de esta formación.

#### Oligoceno:

- Formación Chalcana: esta formación está formada por una secuencia de arcillolitas, que está caracterizada por la presencia de anhidrita, con escasas intercalaciones de limolitas o areniscas, las cuales son más significativas hacia la base. Las arcillolitas son de color café-anaranjado o café-rojizo, no calcáreas y normalmente con significantes inclusiones nodulares o laminadas de anhidrita.

- Formación Orteguzza: su litología superior es similar a la de la parte inferior de la formación Chalcana, en la cual predominan las arcillolitas con finas intercalaciones de limolitas y areniscas. Esta formación se caracteriza por la ausencia de

anhidrita. Hacia la base existe una sección de lutitas fósiles de color gris claro, las mismas que reaccionan con la presencia de agua.

#### ✚ Eoceno:

- Formación Tiyuyacu: principalmente formada por areniscas cuarzosas conglomeráticas con alto contenido de chert intercaladas con niveles gruesos de arcillolitas. La sección media esta formada de un grueso intervalo de arcillolitas raramente intercaladas con areniscas. El chert es abundante en los conglomerados de la base; con matriz arcillo - limosa.

#### ✚ Paleoceno:

- Formación Tena: es una secuencia monótona de arcillolitas calcáreas, con pocas areniscas y limolitas intercaladas. Existen algunos niveles de calizas en la parte media y de margas en la parte baja de la formación. Además hacia la base existe una capa delgada de arenisca confinada, que sobreyace discordantemente a la Formación Napo.

#### ✚ Santaniano Albiano:

- Formación Napo:

\* *Caliza-A*: esta caliza es una amplia sección compuesta principalmente por un lodo calcáreo uniforme (gris claro, beige a crema), llegando a ser más arcilloso y orgánico (gris oscuro gris-café) hacia la base. Se tienen escasas trazas de crudo pesado (generalmente restringido a fluorescencia de corte) y pueden presentarse pequeños rastros de gas hacia el tope.

\* *Arenisca U*: Está formada por areniscas cuarzosas glauconíticas, de grano muy fino a medio, de tonalidad gris clara, pero con inclusiones de glauconita; con intercalaciones de calizas y lutitas.

\* *Arenisca T*: Está formada por areniscas cuarzosas, de grano muy fino a fino, y pobre porosidad visible; presenta intercalaciones muy finas de



calizas y limolitas. Las calizas son micro-cristalinas, de color café claro o gris claro; las lutitas son gris oscuro, y no calcáreas.

✚ Aptiano - Albiano:

\* *Hollín Superior*: Está constituida en la parte alta por un fino intervalo compuesto por areniscas y limolitas intercaladas; y en la parte inferior por limolitas y lutitas estratificadas. Las areniscas de la parte alta son generalmente cuarzosas, café oscuro a café claro, de grano fino. Las lutitas son gris oscuro.

\* *Hollín Principal*: Esta sección está constituida por areniscas limpias, de grano medio a grueso, una buena porosidad, y con intercalaciones de lutitas; se presentan en menor cantidad y frecuencia que en Hollín Superior. Las areniscas son cuarzosas, de grano fino, (se ha reconocido una tendencia general de decrecimiento en el tamaño de grano hacia arriba) con matriz caolinítica, la que llega a ser más frecuente en las partes media e inferior del miembro.

En la Figura 1.2 se observa la Secuencia Estratigráfica General de la Cuenca Oriente.

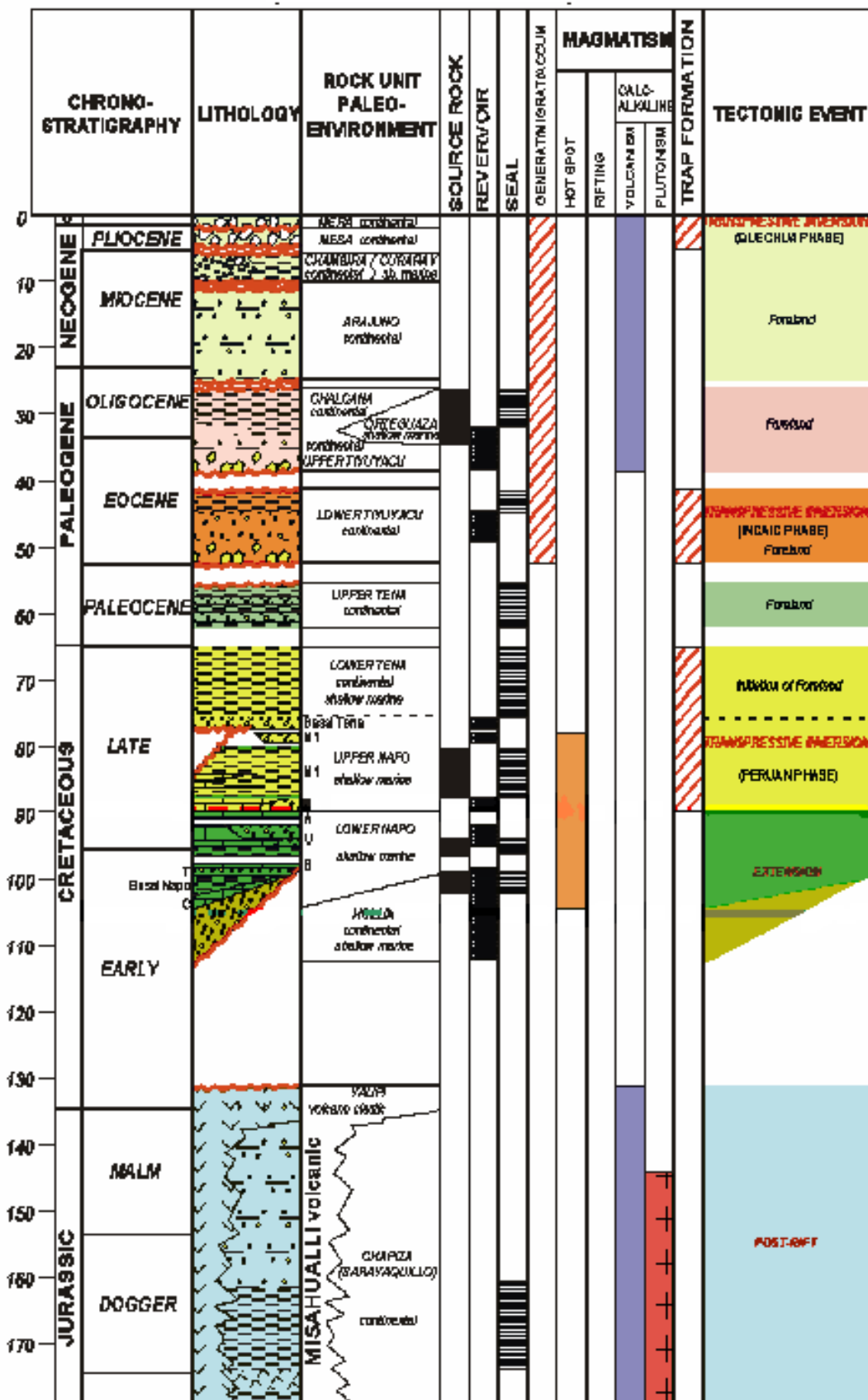


Figura 1.2. Secuencia Estratigráfica General de la Cuenca Oriente

## 1.2 DESCRIPCION DE LAS CARACTERISTICAS DE PRODUCCION DEL CAMPO VILLANO

### 1.2.1 FORMACIONES PRODUCTORAS

#### 1.2.1.1 Estratigrafía y sedimentología de la Formación Hollín Principal

El reservorio de la formación Hollín Principal está comprendido por una gruesa secuencia de areniscas, lutitas, calizas y arcillolitas, las mismas que proporcionan el sello hacia el tope.

La acumulación de crudo está caracterizada por un contacto agua – petróleo inclinado al ENE. La acumulación ha sido desplazada hacia la parte norte de la estructura. El área productora de la acumulación de crudo de Villano (10.5 x 2.5 km) es de alrededor de 26 km<sup>2</sup>, con una columna máxima de hidrocarburo de 350 pies. (Figura 1.3)

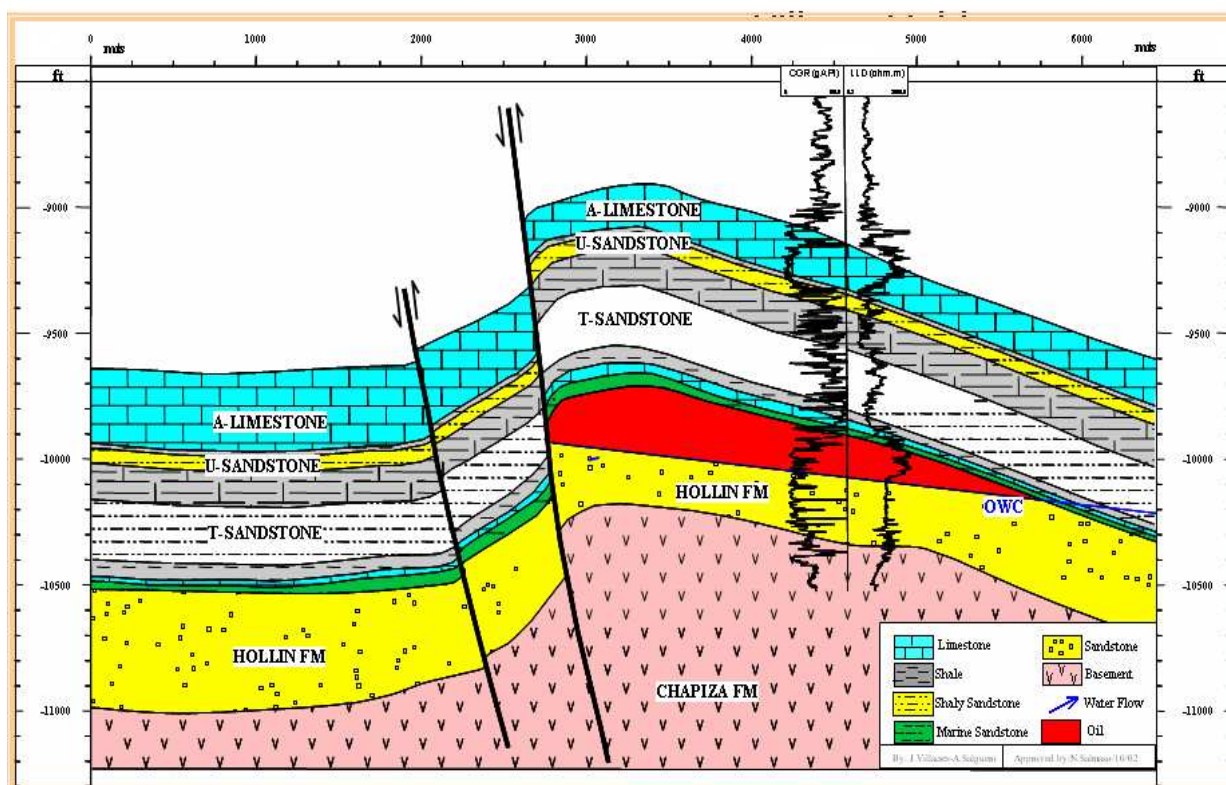


Figura 1.3. Corte Estructural del Campo Villano

### **1.2.1.2 Estructura**

La formación Hollín se deposita en un ambiente fluvial a un ambiente lagunar – marino poco profundo.

La estructura del Campo Villano es un anticlinal que tiene un cierre areal asimétrico de orientación nor – noreste (13 x 3.5 km). El reservorio de la formación Hollín Principal en el área del Bloque 10 está cubierto por una gruesa secuencia sedimentaria Terciaria-Cretácica compuesta principalmente de lutitas, calizas y arcillolitas, la que provee el sello hacia el tope. El flanco occidental, de mayor buzamiento, está cortado por una falla inversa de alto ángulo y divergencia hacia el oeste, con un salto máximo de falla de cerca de 650 pies, ligeramente al norte de la cresta de la estructura. El cierre por el buzamiento de la estructura es efectivo para los tres lados este, norte y sur.

### **1.2.2 MECANISMOS DE PRODUCCIÓN**

La Formación Hollín Principal del Campo Villano cuenta con la influencia de un empuje hidráulico activo basado en su referencia geológica y en el comportamiento de otros campos de la Cuenca Oriente del Ecuador. La Formación Hollín tiene un acuífero regional a lo largo de la Cuenca Oriental que se recarga continuamente desde la superficie y ha conseguido una inclinación hidrodinámica del contacto agua-petróleo en el campo Villano. Esto nos indica que el acuífero tendrá acción infinita, por lo que no será necesario un aumento de presión.

### **1.2.3 PRINCIPALES PROBLEMAS DE PRODUCCIÓN EN UN POZO DE PETRÓLEO**

#### **1.2.3.1 Problemas de Presión**

Por lo general cuando un yacimiento se depleta la presión en la cabeza del pozo ( $P_{wh}$ ) será menor y por consiguiente la presión disminuye desde el pozo a la

estación, por lo que el equipo de producción permite mantener la producción a un caudal y presión deseados.

### **1.2.3.2 Problemas de Gas**

Se evidencia la presencia de gas en el yacimiento de dos formas: en forma de gas libre proveniente de la capa de gas y de gas disuelto en el petróleo; el mismo que es liberado por la disminución de presión cuando el petróleo es transportado hacia la superficie y hasta los tanques de almacenamiento. El gas obtenido en superficie incluye las dos formas del gas, el gas disuelto del petróleo y cualquier otro gas libre producido por el yacimiento.

### **1.2.3.3 Problemas de Agua**

El tratamiento de agua producida representa un costo demasiado alto. Los métodos de tratamiento de agua varían con el volumen producido de crudo, la cantidad de agua producida, los equipos que se disponen para tratarla, y el costo.

Se tienen campos donde el volumen producido de agua es mínimo, estos se caracterizan por tener empuje de gas disuelto, empuje de la capa de gas y empujes combinados con entrada de agua limitada.

Luego del tratamiento es necesario liberarse del agua por: a) absorción de la arena (reinyección) o b) disposición de las aguas en los mares y ríos.

### **1.2.3.4 Problemas de Parafina**

Las parafinas son mezclas de hidrocarburos saturados y de alto peso molecular de fórmula general  $C_nH_{2n+2}$ , que se presentan en tuberías de producción, líneas de flujo y otros equipos de producción y almacenamiento.

La presencia de parafina causa problemas operativos tales como: disminución de la capacidad del crudo para fluir. Eliminar o controlar los depósitos de parafinas y

la pérdida de tiempo en la producción, representan costos elevados para las empresas que tratan con este problema.

#### **1.2.3.5 Problemas de Corrosión**

La corrosión se puede definir como la degradación de un metal, a través de sus combinaciones químicas con elementos no metálicos como O<sub>2</sub>, S. Se lleva a cabo en el ambiente que circunda al metal.

Este fenómeno tiene implicaciones industriales muy importantes; la degradación de los materiales, lo cual provoca interrupciones en las actividades de producción, pérdida de productos, contaminación ambiental, reducción de la eficiencia de los equipos del proceso y mantenimientos y sobrediseños costosos.

### **1.3 DESCRIPCION DE LAS PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS**

#### **1.3.1 PROPIEDADES DEL PETRÓLEO**

##### **1.3.1.1 Viscosidad**

La viscosidad es una de las características más importantes de los hidrocarburos en los aspectos operacionales de producción, transporte, refinación y petroquímica. La viscosidad, que indica la resistencia que opone el crudo al flujo interno, se obtiene por varios métodos y se le designa por varios valores de medición.

El poise o centipoise (0,01 poises) se define como la fuerza requerida en dinas para mover un plano de un centímetro cuadrado de área, sobre otro de igual área y separado un centímetro de distancia entre sí y con el espacio relleno del líquido investigado, para obtener un desplazamiento de un centímetro en un segundo. Es muy importante el efecto de la temperatura sobre la viscosidad de los crudos, en el yacimiento o en la superficie, especialmente concerniente a crudos pesados y extrapesados.

- ✚ Viscosidad relativa: es la relación de la viscosidad del fluido respecto a la del agua. A 20 °C la viscosidad del agua pura es de 1.002 centipoise.
- ✚ Viscosidad cinemática: es equivalente a la viscosidad expresada en centipoises dividida por la gravedad específica, a la misma temperatura. Se designa en stokes o centistokes.

### 1.3.1.2 Densidad

La densidad es una característica de cada sustancia. Nos vamos a referir a líquidos y sólidos homogéneos. Su densidad, prácticamente, no cambia con la presión y la temperatura; mientras que los gases son muy sensibles a las variaciones de estas magnitudes. Los crudos pueden pesar menos que el agua (livianos y medianos) o tanto o más que el agua (pesados y extrapesados). De allí que la densidad pueda tener un valor de 0,75 a 1,1. Estos dos rangos equivalen a 57,2 y -3 °API

### 1.3.1.3 Gravedad Específica

Es la relación de la densidad de una sustancia a determinada temperatura con la densidad de agua a 4°C.

La densidad, la gravedad específica o los grados API (API es la abreviatura de American Petroleum Institute), denota la relación correspondiente de peso específico y de fluidez de los crudos con respecto al agua.

La ecuación general de API es la siguiente:

$$\text{Gravedad específica} = \frac{141.5}{131.5 + \text{°API}} \quad (@ 60 \text{ °F ó } 15,5 \text{ °C}).$$

$$\text{°API} = \frac{141.5}{\text{Gravedad específica} - 131.5}$$

La clasificación de los crudos por rango de gravedad  $^{\circ}\text{API}$  utilizada en la industria de los hidrocarburos, a  $15,5^{\circ}\text{C}$  ( $60^{\circ}\text{F}$ ) es como sigue:

- ✚ Extrapesados, menos de  $16^{\circ}$
- ✚ Pesados, menos de  $21,9^{\circ}$
- ✚ Medianos  $22,0 - 29,9^{\circ}$
- ✚ Livianos  $30^{\circ}$
- ✚ Superlivianos  $40^{\circ}$  en adelante

#### **1.3.1.4 Factor Volumétrico**

Es el factor que relaciona la unidad de volumen de fluido en el yacimiento con la unidad de volumen en la superficie. Se tienen factores de volumen para el petróleo, para el gas y para el agua. Se pueden medir directamente de una muestra, calcularse u obtenerse por medio de correlaciones empíricas.

#### **1.3.1.5 Asfáltenos**

Son un grupo de hidrocarburos del petróleo que contienen diferentes proporciones de nitrógeno, azufre y oxígeno, conformados por diferentes estructuras unidas por cadenas de hidrocarburos de longitud variables.

Los asfáltenos causan diversos problemas relacionados con la extracción, el transporte y el procesamiento de petróleo, debido a que se incrustan en los espacios porosos del yacimiento y en las paredes de las tuberías de extracción y transporte, dificultando su libre movimiento. Además cuando un crudo presenta concentración elevada de estos compuestos, aumentan los costos para su refinación y disminuye su aprovechamiento económico en general.

#### **1.3.1.6 Contenido de Azufre**

El azufre está naturalmente presente en el petróleo crudo. Si éste no es eliminado durante los procesos de refinación, contaminará a los combustibles que se



produzcan. El contenido de azufre permite visualizar dificultades en el cumplimiento de especificaciones de productos y de emisiones a la atmósfera, ya que se necesita disponer de unidades de tratamiento para cumplirlas, además es dañino para algunos catalizadores. También permite visualizar si la metalurgia de la planta es la adecuada para procesarlo.

### **1.3.2 PROPIEDADES DEL AGUA**

#### **1.3.2.1 Salinidad**

Esta propiedad resulta de la combinación de las diferentes sales que se encuentran disueltas en el agua, siendo las principales los cloruros, carbonatos y sulfatos. Se define la salinidad como: "La cantidad de sales por kilogramo de agua, en el momento que todas las sustancias químicas llamadas carbonatos se convirtieran en óxidos, y el bromo y el yodo fueran reemplazados por cloro, y toda la materia orgánica se encontrará oxidada."

Los factores que hacen cambiar la salinidad son, en primer lugar, la temperatura ya que si es elevada provoca una evaporación intensa y por lo tanto un incremento de salinidad resultante de la concentración de sales; en segundo lugar, los aportes de agua dulce, que por dilución, disminuye la salinidad.

#### **1.3.2.2 Conductividad**

Se define como "la habilidad o poder de conducir o transmitir calor, electricidad o sonido". Las unidades son Siemens por metro [S/m] en sistema de medición SI y micromhos por centímetro [mmho/cm] en unidades estándar de EE.UU. El agua pura es un buen conductor de la electricidad.

Debido a que la corriente eléctrica se transporta por medio de iones en solución, la conductividad aumenta cuando aumenta la concentración de iones. De tal manera, que la conductividad cuando el agua disuelve compuestos iónicos tendrá mayor valor.

### **1.3.2.3 Potencial de Hidrógeno**

Es la relación entre la concentración de iones hidrógeno ( $H^+$ ) y oxhidrilos ( $OH^-$ ) que le confiere las características de alcalinidad o de acidez a una solución. El pH varía en función de la temperatura; si ésta aumenta, el pH disminuye y tiende a la acidez; también puede variar en función de la salinidad, de la presión o profundidad.

Las medidas del pH no pueden hacerse con facilidad *in situ*, sino atendiendo a la presión atmosférica, lo que produce errores, por ser diferentes las presiones parciales del bióxido de carbono en la atmósfera y en las profundidades de que proceden las muestras. Hoy en día, estos errores son calculados por las tablas de corrección.

## **1.3.3 PROPIEDADES DEL GAS**

### **1.3.3.1 Poder Calorífico**

El poder calorífico del gas natural depende de su composición química; entre mayor sea la cantidad de hidrocarburos más pesados que el metano que contenga, mayor será su poder calorífico.

Existen diferentes unidades de energía para medir el gas natural, dependiendo del sistema de unidades que se esté utilizando. En los países que emplean el Sistema Inglés de Unidades, se utiliza la Unidad Térmica Británica ó Btu, que representa la cantidad de energía que se requiere para elevar un grado Fahrenheit la temperatura de una libra de agua a condiciones atmosféricas normales.

### **1.3.3.2 Análisis Cromatográfico**

Es un método que se utiliza para la determinación de la composición química del gas natural. Los componentes de una muestra representativa se separan

físicamente por medio del método de cromatografía de gas y se comparan con los de una mezcla de referencia de composición conocida. La composición del gas natural incluye metano, etano, propano, butanos, hidrocarburos más pesados, nitrógeno, bióxido de carbono y oxígeno. El análisis cromatográfico proporciona datos para el cálculo de las propiedades fisicoquímicas, tales como el poder calorífico y la densidad relativa.

### 1.3.4 PARÁMETROS DEL CAMPO VILLANO <sup>(1)</sup>

#### 1.3.4.1 Petróleo

**Tabla 1.1 Parámetros del Petróleo**

<b>PARAMETRO</b>	<b>VALOR</b>
Gravedad específica del petróleo	0.9352
Temperatura observada	78 (°F)
Contenido de azufre	2.36 (%)
API observado	20.9
API <sub>corregido</sub> @ 60°F	19.8
API seco	19.83
$\mu_o$ @ 80°F	394 (cst)

#### 1.3.4.2 Agua

**Tabla 1.2 Parámetros del Agua**

<b>PARAMETRO</b>	<b>VALOR</b>
Conductividad	1890 ( $\mu\text{S}/\text{cm}$ )
Cloruros	560 (ppm)
BSW	0.3
$\rho_w$	1 $\text{g}/\text{cm}^3$
pH	6.95

(1) Se tomo de referencia los datos del CPF (Central Processing Facilities)

## 1.3.4.3 Gas

Tabla 1.3 Parámetros del Gas

PARAMETRO	VALOR
Poder calorífico	1735.7 BTU/pies <sup>3</sup> .

## - ANALISIS CROMATOGRAFICO

La siguiente tabla proporciona información del análisis cromatográfico de dos muestras de gas provenientes del crudo de AGIP, (10 de Mayo del 2004).

Tabla 1.4 Análisis Cromatográfico

Componente	MUESTRA 1		MUESTRA 2	
	% Peso	% Moles	% Peso	% Moles
Nitrógeno	6.41	6.10	3.82	3.91
Metano	36.79	61.34	31.42	56.33
CO <sub>2</sub>	10.02	6.07	10.21	6.66
Etano	9.50	8.45	10.43	9.98
Propano	14.67	8.89	17.48	11.39
Isobutano	4.80	2.21	5.91	2.92
n-Butano	6.90	3.17	8.58	4.24
Isopentano	4.68	1.73	5.76	2.30
n-Pentano	2.11	0.78	2.52	1.01
Pentano	0.21	0.08	0.23	0.09
Hexanos	2.75	0.85	2.59	0.86
Heptanos	1.17	0.31	1.06	0.30

## **CAPITULO 2**

### **DESCRIPCION DE LAS FACILIDADES DE TRATAMIENTO ACTUALES Y DETERMINACION DE LA PROBLEMÁTICA EXISTENTE**

#### **2.1 INTRODUCCIÓN**

El petróleo producido de un reservorio es una mezcla compleja de cientos de diferentes componentes de hidrógeno y carbono, todos con diferentes densidades, presiones de vapor y otras características físicas. El flujo de un pozo se presenta con una velocidad alta, con flujo turbulento y una constante mezcla de gases e hidrocarburos líquidos, íntimamente mezclados con vapor de agua, agua libre, sólidos y otros contaminantes.

Como el petróleo fluye de un reservorio caliente y de alta presión, el flujo del pozo pasa a una presión continua y experimenta una reducción de temperatura. Los gases emitidos de los líquidos, los condensados de vapor de agua, el cambio de líquido a burbujas de gas, neblina y gas libre producen un cambio en el flujo del pozo.

#### **2.2 FACILIDADES DE SUPERFICIE EXISTENTES EN VILLANO A**

##### **2.2.1 DESCRIPCIÓN GENERAL DE LAS FACILIDADES**

###### **2.2.1.1 Manifolds o Múltiple de Producción**

Es una combinación de tuberías, accesorios y válvulas utilizadas para combinar flujos de varios orígenes y dirigirlos al equipo apropiado.

Se usa como el primer medio de centralizar o recolectar el petróleo producido por los pozos, al igual que como medio de distribución; para de esta manera dirigir el crudo a los dos separadores y a la flowline y proceder con el tratamiento respectivo del crudo. En la figura 2.1 se presenta un manifold.



**Figura 2.1 Manifold**

## **2.2.1.2 Separadores**

### *2.2.1.2.1 Definición*

Se define como separador a un recipiente metálico cerrado que separa las fases de un fluido en forma mecánica cuando este lo atraviesa, generalmente las fases que integran los fluidos a separarse son: agua, petróleo y gas. El fluido debe permanecer en reposo dentro del recipiente durante cierto lapso de tiempo para que ocurra la separación física de éstas fases.

El separador es muy utilizado en la industria hidrocarburífera, tanto en el proceso de deshidratación del petróleo, como en el procesamiento industrial del mismo ya que se los puede utilizar en estaciones de producción como fase primaria, de separación, en la cabeza del pozo, refinerías, plantas de gas, trampas de líquido

en líneas de conducción de gas, en la succión y en la descarga de los compresores, etc.

#### *2.2.1.2.2 Clasificación*

Los separadores se clasifican en “bifásicos” si separan gas de la corriente total de líquido y “trifásicos” si también separan la corriente de líquidos en petróleo crudo y agua.

##### *2.2.1.2.2.1 Separadores Trifásicos*

Comúnmente llamados “*Free Water Knockout*” nos permiten separar GAS – PETROLEO y AGUA LIBRE. El fluido entra al separador y golpea en una placa deflectora. Este cambio repentino en el momentum inicia la separación inicial del líquido y el vapor. En muchos diseños, la placa deflectora contiene un elemento que direcciona el flujo del líquido bajo la interfase gas – petróleo y cerca de la interfase petróleo – agua. La fuerza de gravedad causa que las gotas de líquido se separen del gas cayendo al fondo del recipiente donde es recolectado. La sección de recolección de líquido provee el tiempo de retención requerido para permitir que el petróleo y la emulsión formen una capa en el tope. El agua libre se ubica en el fondo y el gas que se separa del petróleo se eleva hacia el espacio de vapor. El líquido luego sale del recipiente a través de la válvula de descarga de líquido. La válvula de descarga de líquido es regulada por un controlador de nivel.

El agua producida fluye desde una tubería del recipiente localizada en la parte inferior. El controlador de nivel de la interfase mide la altura de la interfase petróleo – agua. El controlador envía una señal a la válvula controladora de agua que permite la cantidad correcta de agua para salir del recipiente, de

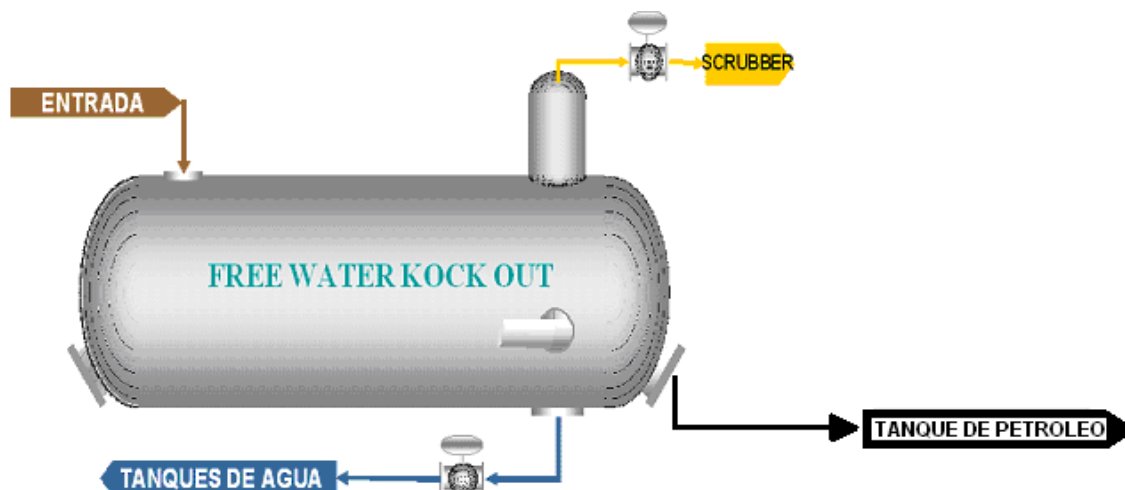
tal manera que la interfase petróleo – agua es mantenida a la altura de diseño.

El gas fluye sobre la placa deflectora y luego horizontalmente a través de la sección de segregación gravitacional sobre el líquido. Como el gas fluye a través de esta sección, pequeñas gotas de líquido que habían entrado en el gas y no fueron separadas por la placa deflectora son separadas por gravedad y caen a la interfase gas – líquido.

Algunas de estas gotas son de diámetro pequeño que no son tan fácilmente separadas en la sección de segregación gravitacional. Antes de que el gas salga del recipiente, este pasa a través de una sección coalescedora o extractor de neblina. Esta sección usa elementos de vanes, mallas de alambre, o placas para coalescer y remover las gotas más pequeñas de líquido en una separación final antes de que el gas salga del recipiente.

La presión en el separador es mantenida por un controlador de presión. Los sensores del controlador de presión indican los cambios de presión en el separador y envían una señal de abrir o cerrar la válvula de control de presión. Para controlar la rata de gas que va a salir por el espacio de vapor del recipiente, se debe mantener una determinada presión. Normalmente, los separadores horizontales son operados con la mitad llena de líquido para maximizar el área superficial de la interfase gas – líquido. (Figura 2.2)





**Figura 2.2 Free Water Knockout**

#### DATOS DE LOS SEPARADORES DE LA ESTACION VILLANO ALFA

Los separadores free water knock-out de la estación Villano Alfa tienen dos secciones:

- Primera sección: free water knock – out
- Segunda sección: deshidratador electrostático
- Capacidad: 22.500 bbl/día de petróleo seco + 40.000 bbl/d de agua de formación

\* Características del crudo:

- °API: 22.8 / 20.9
- $\mu$  @ 100°F = 70 cP máx
- $\mu$  @ 200°F = 15 cP máx
- $\mu$  @ 300°F = 5.9 cP máx
- Contenido de BSW = sobre los 40.000 bbl/día

\* Condiciones de operación:

- Temperatura de entrada = 205°F
- Presión de entrada = 270 psig aproximadamente
- Agua efluente = sobre los 40.000 bbl/día

\*Distribución del equipo:

El recipiente está diseñado de acuerdo a las siguientes especificaciones:

- Diámetro interno = 3000 mm
- Longitud total = 19800 mm
- Cabezas = semi - elípticas
- Presión de diseño = 300 psig
- Temperatura de diseño = 260°F
- Capacidad nominal = 882 bbl

#### *2.2.1.2.3 Problemas en un separador*

Con el objeto de prever los posibles problemas en la operación de un separador es necesario, con pruebas de laboratorio, determinar las tendencias de crudo a formar espumas para incluir o no en el diseño los platos rompen espumas. Para el caso en que se tenga crudos parafínicos, se deberá utilizar extractores de niebla de platos o centrífugos.

Especial atención se debe dar en las válvulas cuando se tenga arrastre de sólidos (arenamiento) en el flujo. La interfase gas-líquido será máxima para lo cual el nivel en la sección de almacenamiento deberá ser controlado, especialmente en los separadores horizontales y esféricos donde es función del nivel.

#### *2.2.1.2.4 Factores que afectan su eficiencia*

Los principales factores que afectan la eficiencia de separación gas-líquido:

##### *2.2.1.2.4.1 Tamaño de la partícula de líquido*

De experiencia de campo se ha determinado que partículas de líquido de 100 micrones o mayores son removidas en la sección de asentamiento gravitacional del separador.

Este parámetro incide directamente en la velocidad de asentamiento, de las partículas de líquido, la misma que indica la velocidad máxima que debe tener el gas para permitir que partículas de líquido de este diámetro o mayores se separen del gas en movimiento.

#### *2.2.1.2.4.2 Velocidad del gas*

El diseño del separador debe considerar que las partículas de líquido de 100 micras o mayores sean separadas en la sección de asentamiento gravitacional, de allí que si la velocidad del gas supera a la de diseño, existirá un arrastre de gotas de líquido en la corriente de flujo de gas.

#### *2.2.1.2.4.3 Presión de separación*

Si se considera maximizar la recuperación de líquidos es adecuado que las presiones sean bajas, de allí que esta variable sea importante para el análisis de la eficiencia de un separador.

#### *2.2.1.2.4.4 Temperatura de separación*

Si la temperatura disminuye en un separador se tendrá un incremento en la estabilidad de la emulsión, por lo que será más difícil la recuperación de líquidos

#### *2.2.1.2.4.5 Densidad del líquido y gas*

Como se demostrará posteriormente, muchas fórmulas involucradas en el diseño están en función de la diferencia de densidades, de allí la incidencia de ellas en la eficiencia del separador.

#### 2.2.1.2.4.6 Viscosidad del gas

Por la ley de Stokes, utilizada en la formulación de la velocidad de asentamiento de las partículas de líquido, se deduce que a medida que aumenta la viscosidad del gas, disminuye la velocidad de asentamiento y por consiguiente la eficiencia de operación del separador.

### 2.2.1.3 Tanques

#### 2.2.1.3.1 Tanques de almacenamiento

Son tanques diseñados para operar a presiones de hasta 0.5 psi sobre la presión atmosférica la cual es medida en la parte superior del tanque.

Tienen una forma cilíndrica, son instalados en forma vertical para un volumen superior a los 500 bls y horizontal para menores volúmenes, las partes que forman estos tanques son: el fondo, las paredes o cuerpo, el techo o cubierta del tanque y las estructuras auxiliares. En la figura 2.3 se indica un tanque de almacenamiento.

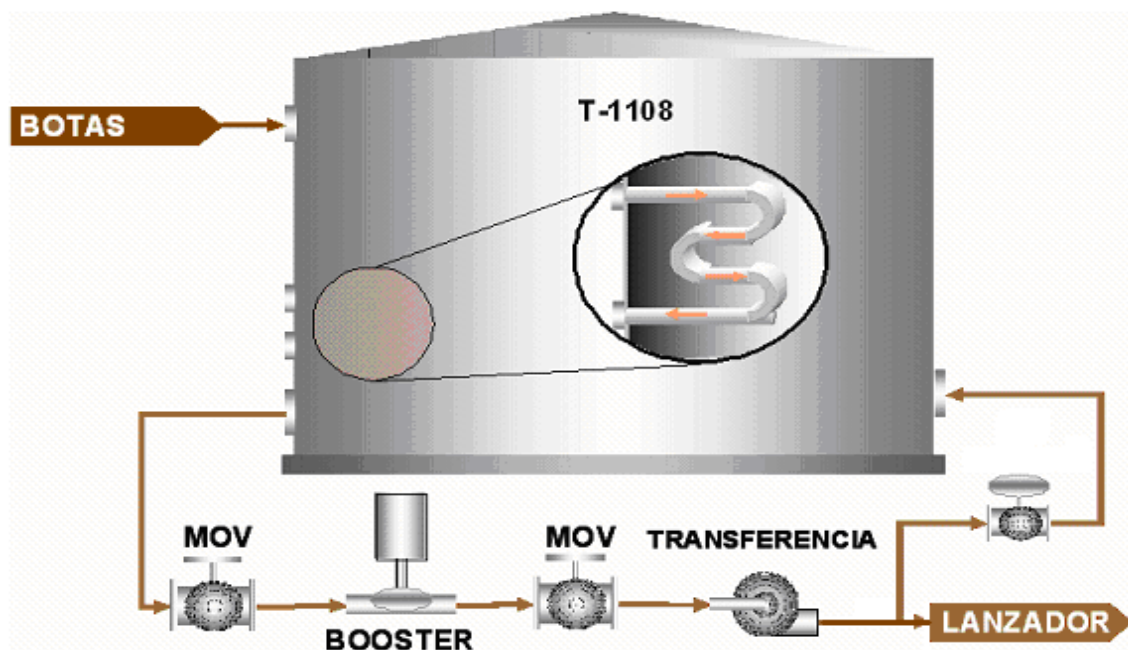


Figura 2.3 Tanque de almacenamiento

## DATOS DE LOS TANQUES DE LA ESTACION VILLANO ALFA

### \* Tanque de petróleo

- Capacidad nominal: 10.000 bbl
- Presión de diseño en el techo: 3.5 " WC (0.1264 psi)
- Presión interna de diseño: 3.5525 " WC (la presión interna de diseño es más grande que la presión de diseño requerida en el techo)
- Temperatura de diseño: 200 °F (93.3 °C)
- Temperatura de operación: 174.2 °F (79 °C)

### \* Tanque de desnatado "A" y "B"

- Capacidad nominal: 5.000 bbl
- Presión de diseño: 2 oz / -0.57 oz.
- Temperatura de operación: 174.2 °F (79 °C)
- Gravedad específica: 1 @ 200°F

### \* Tanque de surgencia

- Capacidad nominal: 5.000 bbl
- Presión de diseño: 2 oz / -0.57 oz
- Temperatura de operación: 174.2 °F (79 °C)
- Gravedad específica: 1 @ 200°F

#### *2.2.1.3.2 Accesorios en tanques superficiales de pared sencilla*

*2.2.1.3.2.1 Venteo normal:* Deberán instalarse de acuerdo a los siguientes criterios: en hidrocarburos líquidos con temperatura de inflamación mayor a 60°C (combustible diesel) se utilizarán boquillas para venteos con arresta - llamas. En hidrocarburos líquidos con temperatura de inflamación menor a 60°C (gasolinas) se usarán vent eos con válvulas de presión/vacío.

*2.2.1.3.2.2 Venteo de emergencia:* Todos los tanques deben tener un venteo adicional, con el fin de relevar la presión interna producida en caso de incendio. Para esto se instalarán una o varias válvulas de alivio.

*2.2.1.3.2.3 Válvula de presión y vacío:* Es un dispositivo de seguridad que sirve para evitar que el tanque se sobre-presione debido a la entrada del fluido, considerando que el volumen que entra en líquido es igual al volumen que se desplaza de aire o gas que sale del tanque por la válvula de alivio o presión. Otra consideración es cuando el tanque esta despachando a altas ratas de flujo y se necesita compensar el volumen de liquido que sale del mismo, ésta válvula permite el ingreso de aire o gas, para evitar que el tanque colapse.

*2.2.1.3.2.4 Arresta Llama:* Su función es proporcionar un control absoluto de las llamaradas que se presentan al ocurrir un incendio en el exterior de un equipo expuesto a la llama; evitar que el incendio se propague hacia el interior del equipo y consecuentemente anular la posibilidad de una explosión que resulte en una multiplicación de los perjuicios fatales para la planta y sus alrededores. Detiene la propagación de la llama al disipar el calor y disminuir el oxígeno. Este efecto lo produce el panel del arresta llama gracias a su construcción formada por una gran cantidad de venas dispuestas en posición paralela al flujo de los vapores.

*2.2.1.3.2.5 Sistema a Tierra:* Todos los tanques están conectados a tierra o aterrizados por medio de varios cables especiales a una celda de varillas de cobre, para evitar que la gran masa de hierro y acero que están contruidos atraigan las descargas eléctricas producidas por las tormentas eléctricas o rayos.

*2.2.1.3.2.6 Transmisores de nivel:* Son elementos electrónicos que nos dan la información de nivel y volumen, temperatura del fluido que contiene el tanque, nos brindan protección por alto nivel evitando que se derrame el liquido al medio ambiente nos da alarma de alto nivel o por bajo nivel

evitando que se quede sin nivel y volumen, protegiendo a las bombas que están evacuando el fluido.

### *2.2.1.3.3 Factores para su selección*

#### *2.2.1.3.3.1 Pérdidas por Filtración*

En los tanques de acero, las pérdidas por filtración son despreciables. Estas pérdidas se consideran mínimas en depósitos revestidos de concreto construidos correctamente, por lo general las pérdidas más comunes a través de revestimientos de concreto se presentan debido a la expansión o contracción desigual, dobleces o hundimientos como resultado de cimentaciones imperfectas.

#### *2.2.1.3.3.2 Pérdidas por Evaporación*

Las pérdidas por evaporación en el proceso de almacenamiento se dan principalmente en los crudos más ligeros y su valor varía del 1 al 25% dependiendo de la volatilidad del crudo, la temperatura y la velocidad del viento, la cantidad de agitación que sufre el crudo y la duración del tiempo de almacenaje.

Estas pérdidas son de gran importancia, ya que la cantidad que se evapora representa los constituyentes más ligeros y valiosos que forman la gasolina. Por lo general el techo de un tanque no es hermético, entonces el vapor escapa y la evaporación continúa indefinidamente.

#### *2.2.1.3.3.3 Corrosión*

Uno de los factores que se debe tener en cuenta en la selección de un tipo de tanque es la facilidad que los materiales que se utilizan para su construcción pueden presentar a la corrosión, donde el acero es el más

propicio para corroerse, pero se tiene la ventaja que esta puede ser combatida con los medios de seguridad más adecuados.

La corrosión que se presenta en el interior y exterior de un tanque y se reduce pintando de vez en cuando el techo y la coraza del mismo. Para lo cual se utiliza pintura asfáltica de cuerpo grueso, para el exterior se emplea una capa adicional de acabado con blanco de plomo o zinc.

#### **2.2.1.4 Hidrociclones**

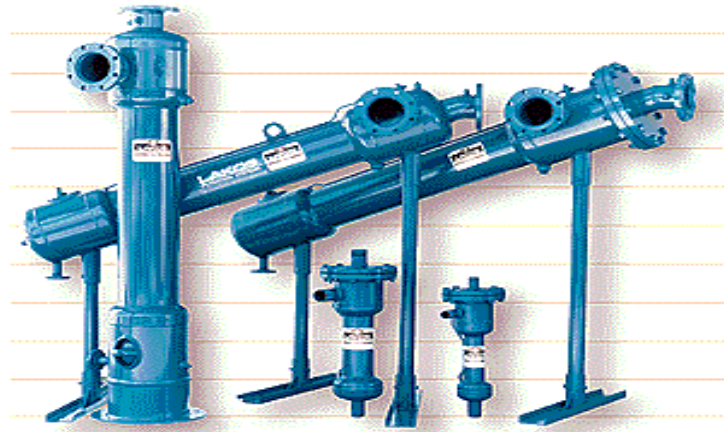
##### *2.2.1.4.1 Definición*

Los hidrociclones son aparatos diseñados para separar la parte sólida de la fluida en mezclas bifásicas, donde una de las fases está formada por partículas sólidas. El diseño más típico de los hidrociclones consiste en introducir la mezcla sólido/fluido tangencial o axialmente en la parte superior de un recipiente cilíndrico.

La mezcla baja rotando por el hidrociclón. Debido a la fuerza centrífuga, la fase sólida es lanzada hacia las paredes exteriores del hidrociclón, desciende y es recogida en la parte inferior, que frecuentemente acaba en un cono. La fase fluida, una vez en el fondo, asciende rotando y es recogida mediante una tubería situada en el centro del hidrociclón. El rendimiento de un hidrociclón depende del tamaño de las partículas.

En general, cuanto más pequeñas sean las partículas, peor rendimiento, y cuanto más grandes sean, mejor rendimiento. En la figura 2.4 se tiene un ejemplo de estos equipos.





**Figura 2.4 Hidrociclones cilíndricos**

**DATOS DE LOS HIDROCICLONES DE LA ESTACION VILLANO ALFA**

\* Parámetros de Operación

- Velocidad de flujo del diseño = Máx 660
- Presión de entrada = 200 psig
- Temperatura de entrada = 205°F
- Densidad del agua @ T&P = 960 Kg/m<sup>3</sup>
- Densidad del aceite = 870 Kg/m<sup>3</sup>
- Tenor del aceite en la entrada = 10.000 ppm
- Tenor de sólido @ entrada = posibilidad de arena
- Talla de una gota de aceite = 30 micrones

\* Dimensiones y pesos

- Longitud = 2046 mm
- Anchura = 1180 mm
- Altura = 1299 mm
- Peso en seco = 4130 lb
- Peso operativo = 5170 lb

## **2.2.1.5 Bombas**

### *2.2.1.5.1 Definición*

Una bomba es una turbo máquina generadora para líquidos. La bomba se usa para transformar la energía mecánica en energía hidráulica. Las bombas se emplean para bombear toda clase de líquidos, (agua, aceites de lubricación, combustibles ácidos, líquidos alimenticios, cerveza, leche, etc.). También se emplean para bombear los líquidos espesos con sólidos en suspensión, como pastas de papel, melazas, fangos, desperdicios, etc.

### *2.2.1.5.2 Clasificación*

#### *2.2.1.5.2.1 Centrifugas*

Una bomba centrífuga es una máquina que convierte la potencia de entrada (rotativa, motor) en energía cinética en el fluido por medio de un mecanismo giratorio, el impulsor. El principal fenómeno físico de transferencia de energía es el efecto centrífugo ejercido sobre el fluido. Adicionalmente, el efecto de la forma de la carcasa sobre el fluido es la transformación de energía (de cabeza de velocidad a cabeza de presión) por el fenómeno de continuidad, también contribuye al aumento del nivel energético del fluido en la descarga de la bomba. (Fig. 2.5)



**Figura 2.5 Bombas centrífugas**

DATOS DE LAS BOMBAS DE LA ESTACION VILLANO ALFA

1. *Bombas de la flowline A/B/C/D:* Es una bomba horizontal de tornillo provista de una cámara de empuje que en su interior contiene un sello de crudo y un sello de aceite.
  - Capacidad = 619 / 276 GPM (mínima y máxima)
  - Diff. Cabeza = 3550 psi
  - Tipo = Horizontal de tornillo
  - Motor = 800 / 400 HP ( 2 velocidades ) (1800 / 900 RPM)
  - Capacidad de bombeo = 20.000 BFPD
  - Presión de descarga = 1920 psi
  
2. *Bomba de Transferencia A/B:* Son bombas de desplazamiento positivo, accionadas por motores eléctricos.
  - Capacidad = 200 GPM
  - Motor = 100 HP
  - Presión de descarga = 300 a 600 psi

Se las utiliza específicamente para enviar el fluido del tanque de crudo hacia la succión de las bombas de la flowline A/B/C/D y mantener siempre un nivel bajo de crudo con un stock estimado en 1500 barriles.

3. *Water Injection Pumps A/B*: Son bombas centrífugas accionadas por motor eléctrico, están provistas de dos sellos, en el lado coupling y en el lado libre de la bomba.

- Velocidad = 2890 a 3590 RPM
- Tipo = centrífuga
- Caudal = 20749 BAPD
- Presión de descarga : 3040 psi
- Presión de succión : 150 PSI
- Diferencial de cabeza = 6820 pies

4. *Oil Booster Pumps A/B/C*. Son bombas centrífugas verticales provistas de un sello.

- Capacidad normal = 820 GPM = 186 m<sup>3</sup>/h
- Capacidad de bombeo = 205 m<sup>3</sup>/h
- Capacidad mínima = 34.4 m<sup>3</sup>/h
- Presión de succión = 300 psi
- Diferencial de cabeza @ capacidad de bombeo = 289 m
- Temperatura = 220°F
- Densidad @ temperatura de bombeo = 877 kg/m<sup>3</sup>
- Viscosidad @ temperatura de bombeo = 15 cp
- Presión de vapor @ temperatura de bombeo = 237 ps

5. *Water Booster Pumps A/B/C*: Son bombas centrífugas verticales provistas de un sello.

- Velocidad = 3600 RPM
- Tipo = centrífuga

- Caudal = 30144 BPD
- Presión de descarga = 150 psi
- Presión de succión = 10 psi

### 2.2.1.6 Bota de gas

Su finalidad es la de separar el gas remanente que contiene el crudo proveniente de los separadores. Actúa como un separador vertical. La entrada de crudo es tangencial que se dirige 30 grados hacia abajo, lo cual permite que el crudo se revolucione y forme remolinos al chocar con las paredes.

La bota tiene un extractor de niebla el cual separa las partes líquidas del gas ascendente, es hecha de mallas de acero entre las cuales hay una lana de acero inoxidable.

En estos equipos el gas que se encontraba disuelto en el crudo que sale de las deshidratadoras es liberado por un proceso de expansión brusca. El crudo que ingresa a las Botas sigue su camino hacia los tanques y el gas ingresa al sistema de recuperación de gases y condensados. (Figura 2.6)

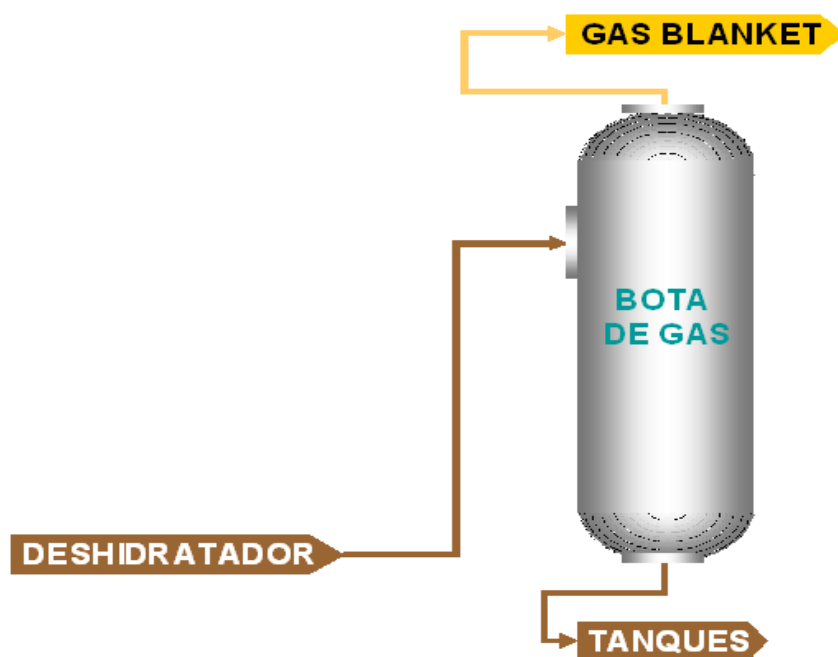


Figura 2.6 Bota de gas

### 2.2.1.7 Scrubber de gas

Los separadores son llamados “Scrubber de Gas” cuando la relación del gas a la de líquido es muy alta. En estos equipos se consigue precipitar los líquidos llamados condensados de hidrocarburos, vapor de agua, etc., que son arrastrados por el gas a las salidas de los FWKO y tanques, de esta manera se eliminan los líquidos por la parte inferior del recipiente permitiendo que el gas fluya hacia el vent stack para luego ser venteado a la atmósfera. El líquido acumulado es evacuado por medio de una bomba que se encuentra en la parte inferior del scrubber. (Figura 2.7)

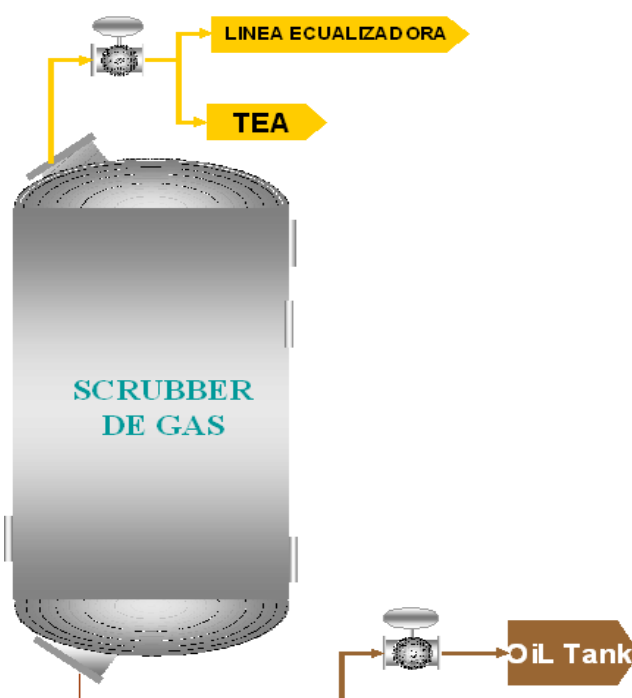


Figura 2.7 Scrubber de gas

## 2.3 DESCRIPCIÓN DEL TRATAMIENTO DE LOS FLUIDOS DEL CAMPO VILLANO ALFA

### 2.3.1 TRATAMIENTO DEL PETRÓLEO

El tratamiento del crudo en la estación Villano Alfa consiste en decantación por gravedad + separación coalescedora electrostática alcanzada en un mismo

separador – tratador free water knock-out. La sección de la decantación por gravedad alcanza una separación superior al 12% del volumen de agua, y la sección coalescedora alcanza la especificación externa del crudo tratando aproximadamente el 40% del volumen total de fluido.

El petróleo separado en los dos tratadores free water knock-out es bombeado por dos bombas booster (provistas con una unidad de repuesto común) a las líneas de flujo de las bombas de petróleo. El agua separada en los tratadores además es desaceitada en un grupo de dos hidrociclones donde el contenido de petróleo en el agua es reducido a 30 ppm y el petróleo removido es transportado a un tanque de petróleo.

El agua tratada en los hidrociclones es almacenada en dos tanques de surgencia con un desnatador interno. Después de enviar el agua a los tanques y realizar el tratamiento de la misma con los respectivos químicos, el contenido de petróleo se reduce a 20 ppm. El agua es bombeada, primero por bombas booster, luego por las bombas de inyección al pozo de re-inyección, después de recibir una inyección de oxígeno.

Las bombas de las líneas de flujo transfieren el crudo procesado en los tratadores y en los hidrociclones al CPF (Central Processing Facility).

Las líneas de flujo de las bombas son alimentadas por un grupo de tres bombas booster (dos operacionales, una de reserva) instaladas con el propósito de elevar la presión del petróleo tratado a la presión requerida para la succión de las bombas de transferencia. El tanque de petróleo ha sido inicialmente destinado para mantenimiento, el cual podría ser requerido en la línea de flujo desde Villano hacia Triunfo Nuevo y para control operacional múltiple.

Después que el tanque de petróleo haya adquirido los usos adicionales para su propósito inicial, que era almacenar los fluidos de la línea. Este todavía retiene esa función, también como retiene las funciones (a) manejo temporal del exceso de producción, el cual no puede ser inmediatamente transferido a la línea de flujo

y (b) manejar los hidrocarburos destilados del sistema de alcantarillado del agua aceitosa.

El propósito adicional del tanque de crudo era conectarlo con la instalación de los hidrociclones. Los hidrociclones proveen la separación del petróleo del agua en el tratador, el petróleo es normalmente transportado al tanque de petróleo.

Las facilidades introducidas en el campo Villano tienen el propósito de incrementar la capacidad de transferencia de petróleo de 33,000 a 45,000 BOPD, por separación del volumen de contenido de agua en el crudo. Se añadieron los dos separadores free water knock – out, el tanque skimmer “B” de agua y el tanque de surgencia.

Las facilidades de tratamiento consisten en dos tratadores de petróleo, cada uno diseñado para manejar 50 por ciento de la capacidad total del campo. El crudo es enviado bajo presión desde las cabezas de los pozos al tratador FWKO A y B por medio de bombas electro – sumergibles. Cada tratador está dividido en dos secciones. La primera sección es un separador petróleo – agua, donde la separación es alcanzada por decantación por gravedad del agua producida.

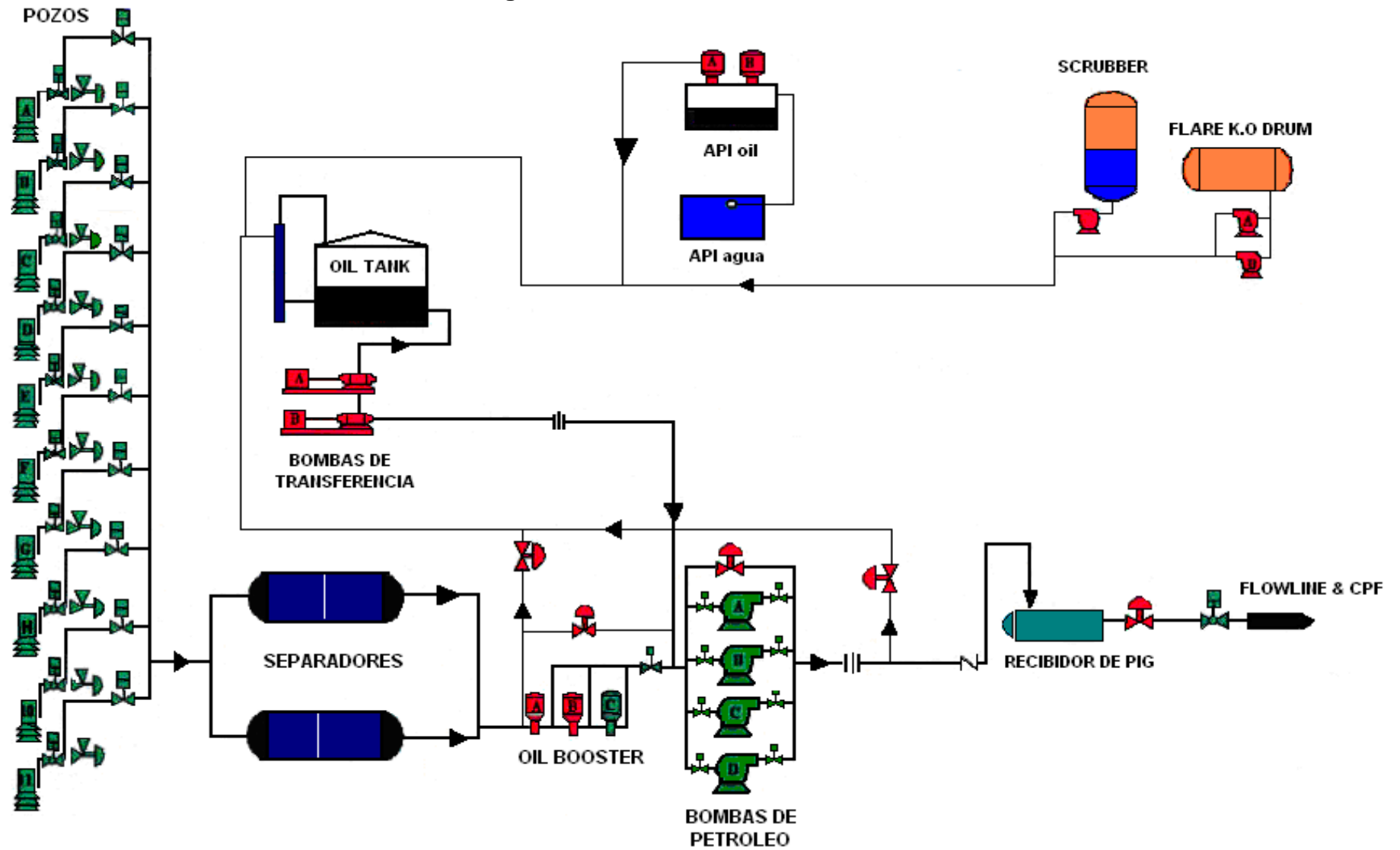
Esta separación se logra por la inyección de un demulsificador y por un grupo de aspas internas. El agua aceitosa separada es enviada bajo control de nivel al tratamiento de agua, mientras el petróleo es enviado a la sección de tratamiento secundario, el cual es un coalescedor electroestático. No se requiere calor porque la temperatura del crudo de la cabeza del pozo es adecuadamente alta (205 – 215°F). El agua liberada de la sección del coalescedor es distribuida al agua liberada de la sección de decantación.

La presión es mantenida a 270 psig para regresar al tratamiento de la presión sobre el punto de burbuja. El agua aceitosa recibida de los separadores es además tratada y desaceitada en un grupo de hidrociclones. El tratamiento de petróleo en el Free Water Knock-out requiere de una elevación significativa de presión para el traslado desde la salida del manifold y poder cumplir con la presión de diseño de los tratadores Free Water K.O.



La presión es reducida por la caída de presión en el separador, la cual no cumple con las condiciones de la presión de succión requerida por las bombas de las líneas de flujo, por lo tanto el petróleo tratado no puede ser transportado a la tubería sin un levantamiento previo de presión. El levantamiento de presión es logrado por un grupo de tres bombas booster de petróleo, una de las cuales es la reserva de la bomba. Las bombas booster de petróleo están equipadas con un circuito cerrado de recirculación de flujo, para lograr control del proceso especialmente en el inicio. (Figura 2.8)

Figura 2.8 Tratamiento de Petróleo



### 2.3.2 TRATAMIENTO DEL AGUA

El tratamiento del agua comienza al salir de los dos FWKO, en estos recipientes se obtiene una separación de aproximadamente el 50% del agua total contenida en todo el fluido obtenido de los pozos, el agua obtenida es enviada a dos hidrociclones, los mismos que se encargan de eliminar la mayor cantidad de sólidos y partículas de petróleo contenidas en el agua, para de esta manera enviarla a los tanques de desnatado "A y B", capacidad de 5000 bbl cada uno, los mismos que proveen la separación de las trazas de petróleo del agua por un proceso de flotación de gas.

El gas es originado de los metanos disueltos en el agua, el mismo que es recolectado en la parte superior de los tanques, es succionado por los educutores y transportado a una chimenea vertical localizada en el centro del tanque. Las burbujas de gas son liberadas a través de un grupo de agujeros que recolectan las partículas de petróleo bajo un plato en forma de paraguas, donde el petróleo forma una capa flotante que escapa del lado inferior del paraguas y se coloca en la superficie. El agua es enviada al tanque de surgencia (capacidad 5000 bbl), donde es recolectada por un grupo de dos bombas booster (mas una bomba de reserva).

El agua que llega al tanque de surgencia debe ser tan clara como se requiera para la especificación de re-inyección. El tanque de petróleo ha sido inicialmente destinado para mantenimiento, el cual podría ser requerido en la línea de flujo desde Villano hacia Triunfo Nuevo y para control operacional múltiple. Después que el tanque de petróleo haya adquirido los usos adicionales para su propósito inicial, que era almacenar los fluidos de la línea. Este todavía retiene esa función, también como retiene las funciones (a) manejo temporal del exceso de producción, el cual no puede ser inmediatamente transferido a la línea de flujo y (b) manejar los hidrocarburos destilados del sistema de alcantarillado del agua aceitosa.

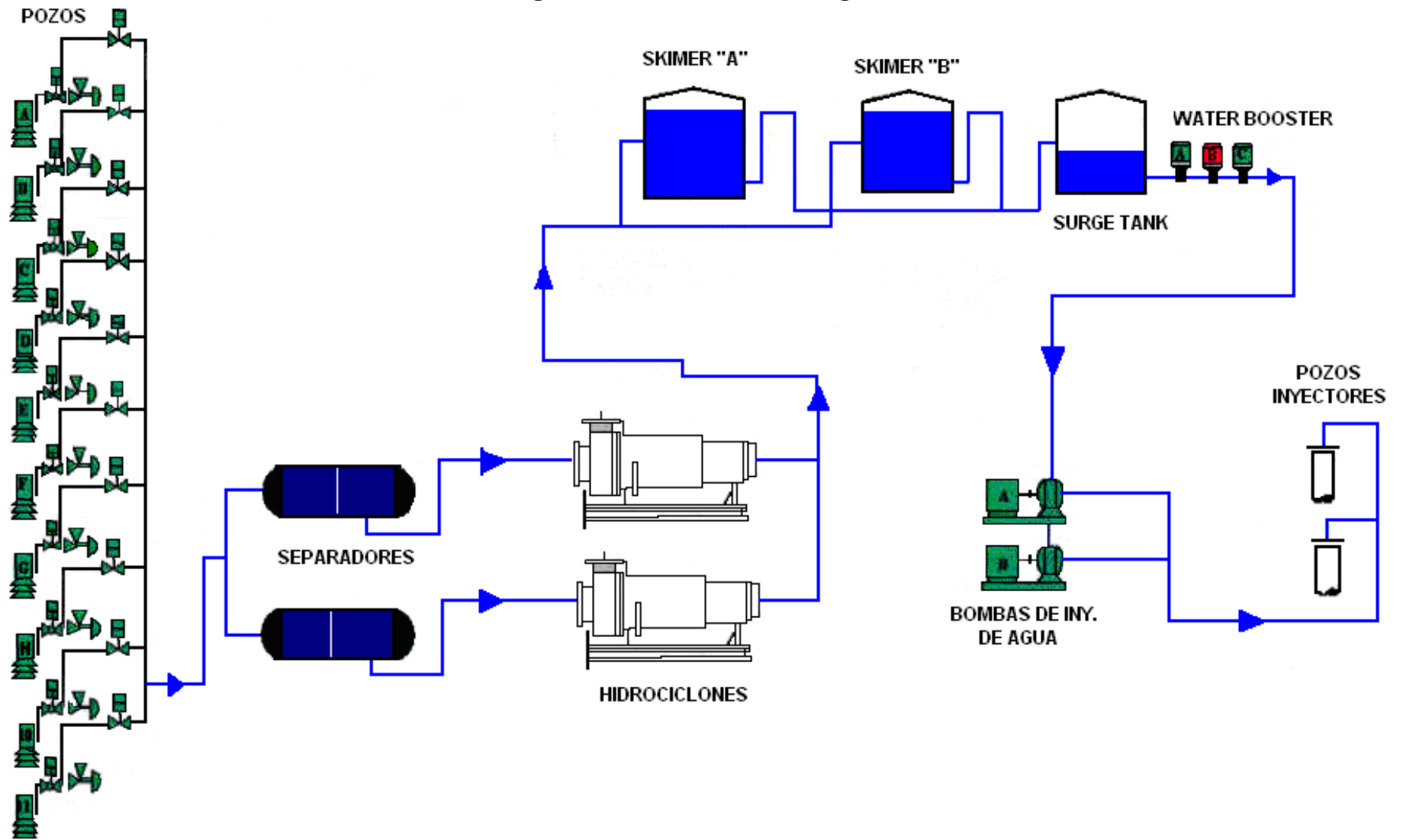
El propósito adicional del tanque de crudo era conectarlo con la instalación de los hidrociclones. Los hidrociclones proveen la separación del petróleo del agua en el tratador, el petróleo es normalmente transportado al tanque de petróleo. El tanque de petróleo está diseñado con la especificación API 650 y tiene una capacidad de almacenamiento de líquido de 10,000 bbl. Este está equipado con una bota desgasificadora para remover los vapores antes que el petróleo entre al tanque de almacenamiento.

Al inicio el agua tratada de los separadores e hidrociclones no alcanza la especificación necesaria para la inyección debido al alto contenido de petróleo, aproximadamente 120 ppm. Del tanque de petróleo la mezcla de petróleo y agua es tratada otra vez en el tratador – separador, donde además toma lugar la separación del agua. Cuando el agua tratada en los hidrociclones ha alcanzado el contenido de petróleo por especificación, el agua aceitosa es enviada a los tanques de agua y la planta tendrá una operación normal.

En operación normal el agua aceitosa recibida de los hidrociclones es además desaceitada por la característica de destilación de los tanques de agua, y es almacenada en el tanque de surgencia de agua, de donde es transportada a un grupo de bombas booster de agua y eventualmente a las bombas de inyección. La función del sistema de agua producida es tratar el agua aceitosa recibida de los hidrociclones para limpiarla, para almacenarla e inyectarla en el reservorio por medio de bombas de alta presión. Los dos tanques de agua provistos con dispositivos destiladores proveen la separación de las huellas de petróleo del agua por un proceso de flotación de gas.

El agua obtenida por la gravedad se dirige al tanque de surgencia, donde es recolectada por un grupo de dos bombas booster (mas una bomba de repuesto). El agua que llega al tanque de surgencia debe ser tan clara como se requiera para la especificación de re-inyección. El agua recolectada en el tanque de destilación no reúne tal calidad, por lo que el agua debe ser reciclada por una línea de 6" a las bombas de transferencia y al tanque de petróleo, para reprocesarla en los tratadores FWKO. (Figura 2.9)

Figura 2.8 Tratamiento de Agua



### 2.3.3 TRATAMIENTO DEL GAS

El tratamiento del gas en la Estación Villano Alfa comienza su recorrido en los dos separadores free water knock-out (FWKO's), los mismos que tienen dos salidas para el gas:

La primera es a través de las PSV's (pressure safety valve), las que se accionarán en caso de que exista un sobre presionamiento en el separador, el gas pasa por una tubería de 2 pulgadas de diámetro y se dirige al Blow Down, que se encarga de almacenar el crudo arrastrado por el gas y agua que podría fluir en caso de que las válvulas de seguridad de los separadores se abrieran.

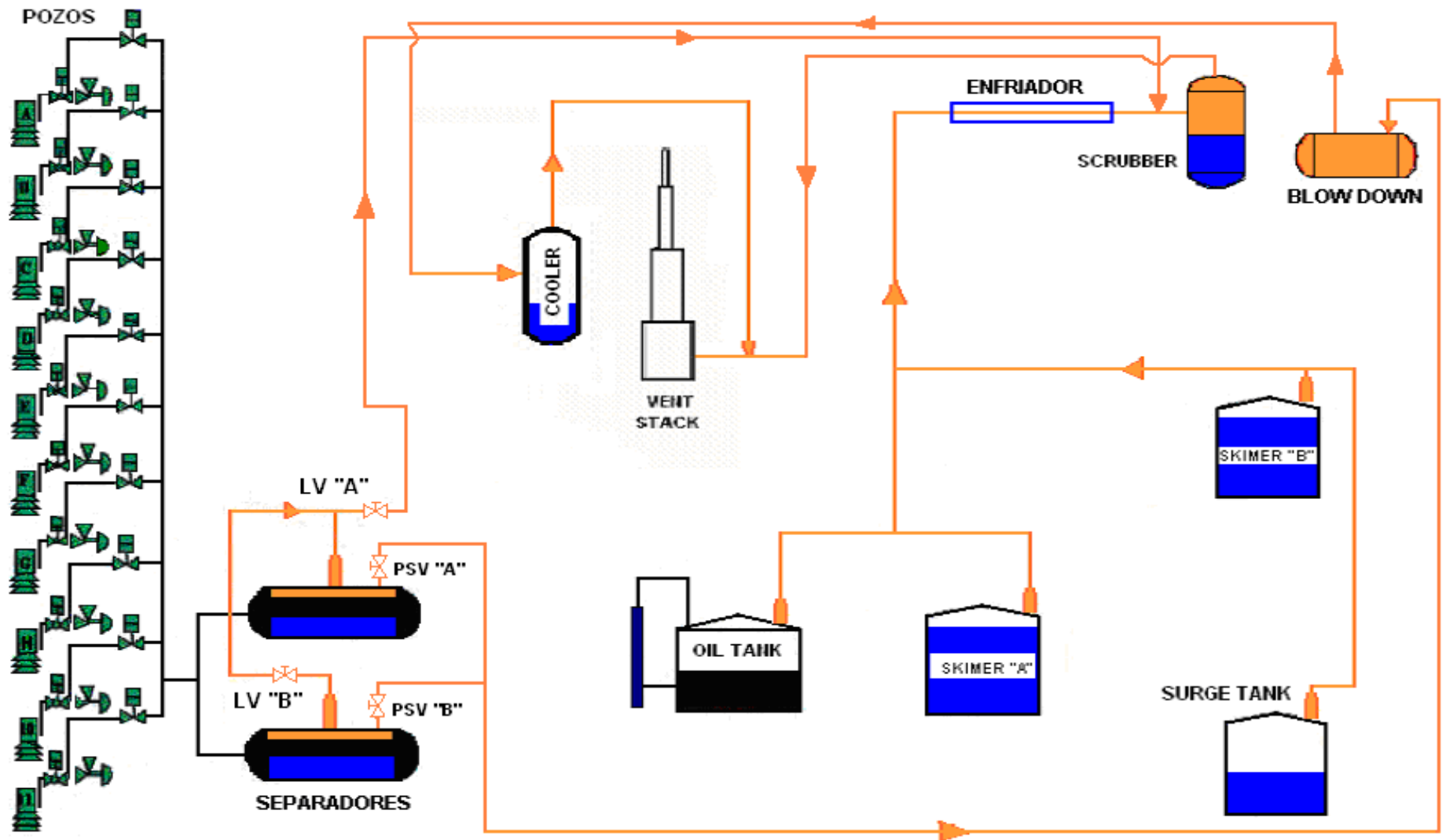
El crudo es extraído por medio de dos bombas booster conectadas en paralelo, para aumentar la presión del fluido y enviado al tanque de petróleo, el gas es enviado a un enfriador que se encarga de realizar una separación del gas y del vapor de agua, para de esta manera obtener las partículas de agua suspendidas en el gas y enviarlas a un sistema de drenaje de agua, el gas obtenido en el enfriador es enviado al vent stack para que se ventee a la atmósfera.

La segunda salida es a través de un domo, el mismo que está conectado con unas válvulas de nivel (LV's) que se encuentran enlazadas en un manifold de 12 pulgadas. Esta tubería se dirige al scrubber de gas, que es el que se encarga de separar los elementos condensados del gas y a la vez los livianos. Los elementos condensados se extraen con una bomba booster hacia el tanque de petróleo, mientras que los livianos son enviados al vent stack para ser emitidos a la atmósfera. El scrubber de gas está conectado con una línea ecualizadora de gas, cuya función es mantener la presión positiva en los tanques de agua y petróleo, y a su vez permite dirigir el exceso de vapores hacia el scrubber para obtener la mayor cantidad de condensados recuperables.

El enfriador cuenta con una camisa formada por una tubería de 12 pulgadas que recubre la parte externa de la camisa y por la cual se envía el agua que se

encarga de proporcionar un sistema de enfriamiento a los condensados que circulan por la tubería de 10 pulgadas. (Figura 2.10)

Figura 2.10 Tratamiento de Gas





## 2.4 CARACTERÍSTICAS DE LOS EQUIPOS

**Tabla 2.1 Características de los Equipos de Villano Alfa**

<b>EQUIPO</b>	<b>DESCRIPCION DEL EQUIPO</b>	<b>TAMAÑO</b>
FWKO Tratador	Tratador horizontal: 22,500 BOPD, 40,000 BWPD	12' OD * 60' de costura a costura. Presión de diseño 300 psig @ 260°F
Scrubber de gas	Recipiente vertical: 81 barriles	5.5' OD * 19.25' de altura
Blow Down	Recipiente horizontal: 82 barriles	2 m OD * 4.15m de longitud
Enfriador	Recipiente vertical: 3 barriles	0.5 m OD * 2.5 m de altura
Bombas booster de petróleo	Bomba centrífuga- 240psig de succión, 600 psig de descarga	875 gpm (30,000 BPD)
Hidrociclones	Sistema cíclico múltiple con placa tubular	Presión de diseño 300 psig @ 250°F
Tanque de desnatado	Tanque con cubierta en forma de cono	5,000 barriles: 38' – 8" día * 24' -0" alto
Tanque de surgencia de agua	Tanque con cubierta en forma de cono	5,000 barriles: 15'-6" día * 16'-0" alto
Tanque de petróleo	Tanque con cubierta en forma de cono	10,000 barriles
Bombas booster de agua	Bombas centrífugas verticales en línea	800 gpm (27,400 BPD)
Bombas de inyección de agua	Bombas centrífugas, 600 psig de succión, 3000 psig de descarga, motores de velocidad variable	600 gpm (20,571 BPD)
Vent Stack	Chimenea retenida	10' diámetro, 130' altura

## **2.5 DETERMINACIÓN DE LA PROBLEMÁTICA EXISTENTE**

Al analizar las características del proceso del petróleo y del gas en la Estación Villano Alfa y describir las diferentes facilidades de superficie del mismo, se pudo evidenciar que en el área de los tanques de crudo y agua se tiene la presencia de emisiones de gas y vapor de agua hacia la atmósfera a través de las válvulas de presión y vacío de los tanques en cantidades significativas que pueden ocasionar daños tanto al personal de trabajo como a las instalaciones.

Como se describió anteriormente el gas comienza su recorrido en los dos separadores Free Water Knock-out, en estos recipientes se tiene una presión promedio de operación de 150 psi en cada recipiente, el gas almacenado en el domo del separador mantendrá la presión de operación del separador, por lo que al empezar su recorrido hacia el scrubber tiene una presión alta de 150 psi, la misma que irá disminuyendo a medida que avanza su recorrido por la tubería, llegando al scrubber, el mismo que mantiene una presión aproximada de 1.5 psi. Como se describió anteriormente, se dispone de una línea ecualizadora que es la encargada de mantener la presión positiva en los tanques y permitir el flujo de exceso de vapores desde éstos hacia el scrubber.

El gas del separador que llega por la tubería de 12 pulgadas debe ingresar directamente al scrubber para ser tratado, pero éste al tener una presión mayor a la que se maneja en la línea ecualizadora que es de 2.5 pulgadas de agua aproximadamente, en lugar de continuar su recorrido hacia el scrubber se dirige por la tubería del enfriador a dicha línea ecualizadora y produce un exceso de vapor de agua y gas en los tanques.

Ante la presencia de este exceso de vapor de agua y gas proveniente de los separadores, se produce una contra presión en la tubería que conecta el enfriador con los tanques, por lo tanto los vapores de agua como el gas se evacuan por las válvulas de alivio de los tanques. Las válvulas de alivio de los tanques están calibradas a 3 pulgadas de agua (presión) y 0.5 pulgadas de agua (vacío), por lo que el exceso de vapores se libera por dichas válvulas.

Por lo que se puede concluir que el problema se presenta por la interconexión que existe entre las salidas de gas de los separadores free water knock-out y la sección de los tanques a través de la línea ecualizadora. Se pudo concluir esto, ya que la presión con la que llega el gas de las salidas de los separadores, el punto de interconexión es mayor a la presión que debería tener el gas y los vapores de agua que salen de los tanques.

Al analizar el recorrido del gas en la línea ecualizadora se pudo evidenciar que la presión con la que viaja no es suficiente para alcanzar el recorrido señalado y llegar hacia el vent stack, es por esa razón que el gas proveniente de los separadores ingresa con mayor facilidad hacia la línea ecualizadora.

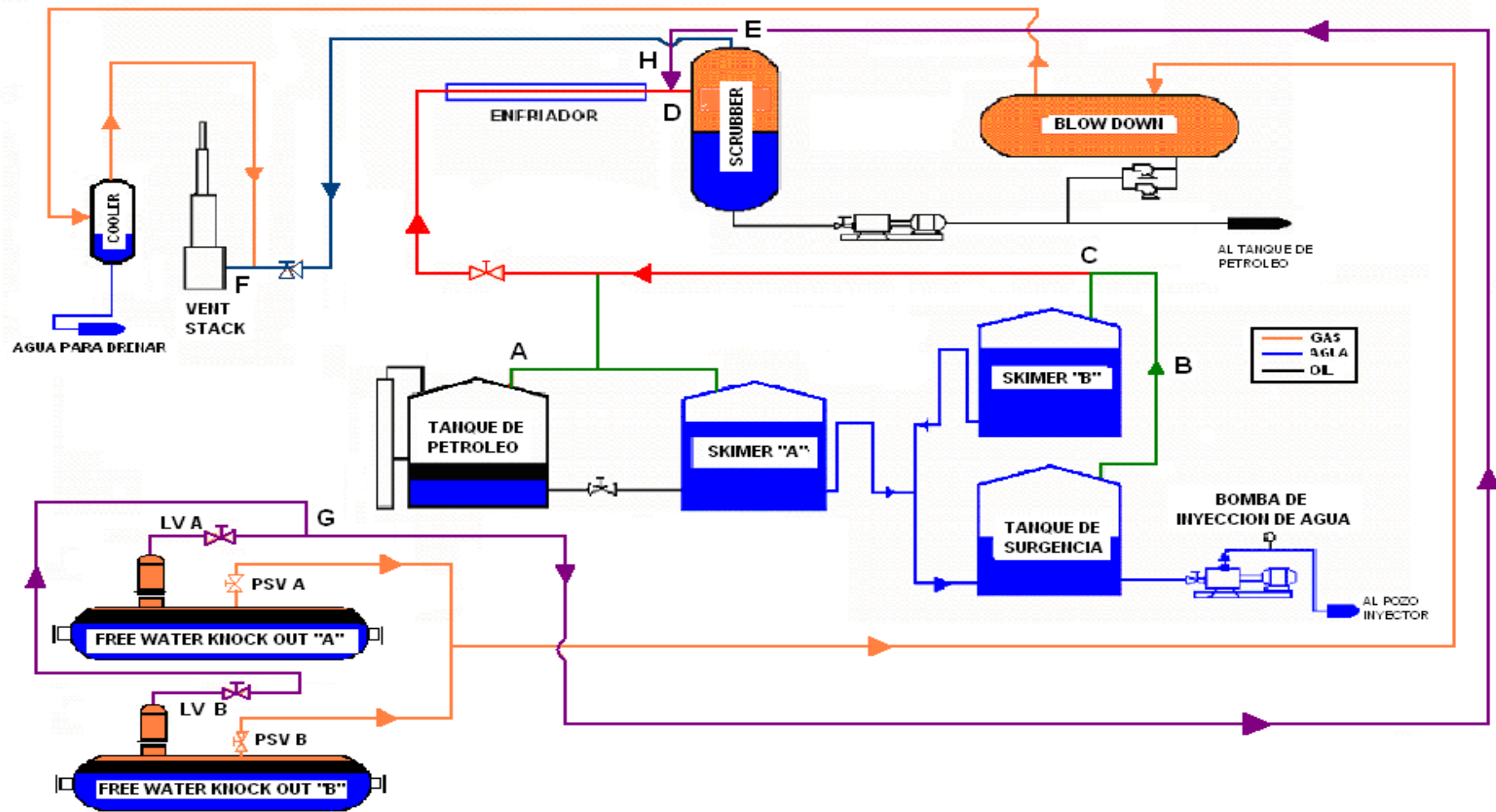
Se puede decir que el gas proveniente de los separadores está ingresando en cierta cantidad hacia el scrubber pero cierta cantidad está dirigiéndose a la línea ecualizadora de los tanques, por lo que al existir una cantidad de gas y vapor de agua extra al producido en los tanques, el único lugar de desfogue es por las válvulas de alivio.

Para llegar a esta conclusión se realizó el cálculo de las pérdidas por fricción en las tuberías del sistema y se evidenció las diferentes magnitudes de presión que se pierden en los tramos que se describen a continuación: (Figura 2.11)

### **CALCULO DE LAS PERDIDAS POR FRICCION EN TUBERIAS**

- Tramo A – B: Desde la línea ecualizadora de los tanques hasta el scrubber. Tubería de 12 pulgadas. (tramo rojo)
- Tramo C – D: Interconexión entre el tanque de petróleo, skimmer “A”, skimmer “B” y tanque de surgencia. Tuberías de 10 pulgadas. (tramo verde)
- Tramo E – F: Desde el scrubber hacia el vent stack. Tuberías de 6 pulgadas. (tramo azul)
- Tramo G – H: Desde las válvulas de nivel de los separadores hasta el scrubber. Tubería de 2 pulgadas. (tramo morado)

Figura 2.11  
SITUACION ACTUAL



### DATOS DEL PROCESO

<b>DATOS OPERATIVOS</b>
Temperatura del proceso = 200°F
Presión máxima de trabajo = 3 " WC
Descarga de gases = venteo a la atmósfera
Densidad del aire = 1,065 kg/m <sup>3</sup> = 0,062 lbm/ft <sup>3</sup>
Viscosidad del gas = 0,012 cp @ 200°F
Viscosidad del vapor de agua = 0.011 cp @ 160°F
Gravedad = 32,174 ft/seg <sup>2</sup>

#### a) Cálculo De La Densidad Del Gas

Para calcular la densidad del gas que se tiene en AGIP Oil Ecuador B.V. se utilizó la fórmula de los gases ideales:

$$PV = nRT \quad (\text{Ec. 2.1})$$

$$\text{Si } \rho = \frac{M}{V} \quad (\text{Ec. 2.2})$$

$$PV = \frac{m}{PM} RT$$

$$P = \frac{mRT}{VPM}$$

$$\Rightarrow P = \rho \frac{RT}{PM} \quad (\text{Ec. 2.3})$$

Donde:

P = presión del gas, psia

R = constante de los gases, psia\*ft<sup>3</sup>/lb-mole\*°R

T = temperatura del gas, °R

PM = peso molecular del gas

Reemplazando la fórmula de la densidad para el gas y el aire tenemos:

$$\rho_{GAS} = \frac{P * PM_{GAS}}{RT} \quad y$$

$$\rho_{AIRE} = \frac{P * PM_{AIRE}}{RT}$$

Como la gravedad específica es igual a:

$$GE = \frac{\rho_{GAS}}{\rho_{AIRE}} \quad (\text{Ec. 2.4})$$

Si reemplazamos las fórmulas de la densidad del gas y del aire respectivamente en la ecuación 2.4 tenemos:

$$GE = \frac{\frac{P * PM_{GAS}}{RT}}{\frac{P * PM_{AIRE}}{RT}}$$

$$GE = \frac{PM_{GAS}}{PM_{AIRE}} \quad (\text{Ec. 2.5})$$

Se utilizó la cromatografía del gas de AGIP para calcular el peso molecular del gas:

$$\sum PM = Pmi \times Xi \quad (\text{Ec. 2.6})$$

MUESTRA DE GAS				
Componente	% Moles	Xi	PM	CALCULO
Nitrógeno	6,1	0,061	14,000	0,85
Metano	61,34	0,6134	16,043	9,84
CO <sub>2</sub>	6,07	0,0607	44,010	2,67
Etano	8,45	0,0845	30,070	2,54
Propano	8,89	0,0889	44,097	3,92
Isobutano	2,21	0,0221	58,123	1,28
n-Butano	3,17	0,0317	58,123	1,84
Isopentano	1,73	0,0173	72,150	1,25
n-Pentano	0,78	0,0078	72,150	0,56
Pentano	0,08	0,0008	72,150	0,06
Hexanos	0,85	0,0085	86,177	0,73
Heptanos	0,31	0,0031	100,200	0,31
			ΣPM	25,87

Realizando el cálculo de la gravedad específica se obtiene:

$$GE = \frac{25.87}{29}$$

$$GE = 0.892$$

Por lo que la densidad del gas es:

$$\rho_{GAS} = GE \times \rho_{AIRE}$$

$$\rho_{GAS} = 0.892 \times 0.062$$

$$\rho_{GAS} = 0.0553 \text{ Lb} / \text{ft}^3$$

#### b) Cálculo de la cantidad de gas

Para realizar el cálculo de la cantidad de gas que se tiene en el sistema de tuberías, se tomará en cuenta el bombeo de entrada al tanque de petróleo:

La rata de bombeo de entrada al tanque de petróleo es de 1167 gal/min. <sup>(1)</sup>

$$F_1 = 1167 \frac{\text{gal}}{\text{min}} \times \frac{1\text{bbl}}{42\text{gal}} \times \frac{60\text{min}}{1\text{hora}}$$

$$F_1 = 1667\text{bbl} / \text{hora}$$

$$Q_{\text{gas}} = 1667 \frac{\text{bbl}}{\text{hora}} \times \frac{1\text{m}^3}{6.29\text{bbl}} \times \frac{1\text{pie}^3}{0.02833\text{m}^3}$$

$$Q_{\text{gas}} = 20000\text{pies}^3 / \text{hora}$$

Por lo tanto la cantidad de gas que se maneja por las tuberías es de 20000 pies<sup>3</sup>/hora.

(1) Dato tomado de las hojas de especificaciones de las válvulas de presión y vacío del tanque de petróleo ubicado en Villano Alfa.

*c) Cálculo de pérdidas por fricción en tuberías de gas*

Para calcular las pérdidas por fricción en tuberías que transportan gas, se utiliza la siguiente fórmula:

$$hf = f \frac{L V^2}{D 2g} \quad (\text{Ec. 2.7})$$

Donde:

h = Pérdidas de presión en tuberías, psi/pie

f = factor de fricción

L = longitud de la tubería, pies

D = diámetro interno de la tubería, pies

V = velocidad del flujo, pies/seg

g = aceleración debido a la gravedad, pies/seg<sup>2</sup>



Para obtener los valores de la rugosidad relativa de las tuberías se utiliza la Figura 2.12.

El factor de fricción se lo obtiene del diagrama de Moody. (Figura 2.13)

### c.1) Condiciones Operativas

En la siguiente tabla se presentan las pérdidas por fricción que se tiene en el sistema de tuberías en la estación Villano Alfa, utilizando el caudal de gas obtenido en la sección b.

**Tabla 2.2 Pérdidas en Tuberías en condiciones operativas**

CONDICIONES NORMALES Q = 20000 BFPD						
PERDIDAS EN TUBERIAS						
Ø (in)	A (plg <sup>2</sup> )	A (ft <sup>2</sup> )	V (ft/h)	V (ft/seg)	ε/D	L (m)
Tramo A - B	113,10	0,79	25464,7	7,1	0,00013	152
Tramo C - D	78,54	0,55	36669,2	10,2	0,00017	120
Tramo E - F	28,27	0,20	101858,9	28,3	0,0003	5
Tramo G - H	3,14	0,02	916730	25,6	0,0009	22

CONDICIONES NORMALES Q = 20000 BFPD						
PERDIDAS EN TUBERIAS						
Ø (in)	L (ft)	d (ft)	Nre	f	hf (psi/pie)	hf (pulg. agua/pie)
Tramo A - B	46,3	1	45873,3	0,01	0,29	8,01
Tramo C - D	36,6	0,83	55048,0	0,01	0,85	23,60
Tramo E - F	1,5	0,5	10912000	0,02	0,57	15,80
Tramo G - H	6,7	0,17	27670	0,026	1,05	29,17
<b>Σ pérdidas en tuberías</b>						<b>76,57 (pulg. agua/pie)</b>

### c.2) Condiciones Extremas

A continuación se presenta una tabla con las pérdidas por fricción que se tendrían en caso de que el caudal de gas aumentará:

**Tabla 2.3 Pérdidas en Tuberías en condiciones extremas**

<b>CONDICIONES EXTREMAS Q = 40000 BFPD</b>						
<b>PERDIDAS EN TUBERIAS</b>						
<b>Ø (in)</b>	<b>A (plg<sup>2</sup>)</b>	<b>A (ft<sup>2</sup>)</b>	<b>V (ft/h)</b>	<b>V (ft/seg)</b>	<b>ε/D</b>	<b>L (m)</b>
Tramo A - B	113,10	0,79	50929,5	14,1	0,00013	152
Tramo C - D	78,54	0,55	73338,4	20,4	0,00017	120
Tramo E - F	28,27	0,20	203717,9	56,6	0,0003	5
Tramo G - H	3,14	0,02	183346	23,4	0,0009	22

<b>CONDICIONES EXTREMAS Q = 40000 BFPD</b>						
<b>PERDIDAS EN TUBERIAS</b>						
<b>Ø (in)</b>	<b>L (ft)</b>	<b>d (ft)</b>	<b>Nre</b>	<b>f</b>	<b>hf (psi/pie)</b>	<b>hf (pulg. agua/pie)</b>
Tramo A - B	46,3	1	91746,6	0,008	1,15	32,03
Tramo C - D	36,6	0,83	110095,9	0,012	3,40	94,38
Tramo E - F	1,5	0,5	10912000	0,015	2,28	63,22
Tramo G - H	6.7	0,17	125925	0,026	1,60	48,20
<b>Σ pérdidas en tuberías</b>						<b>237,83 (pulg. agua/pie)</b>

Con estos cálculos se puede observar las pérdidas que se tienen en el sistema de tuberías, por lo tanto será muy difícil que el gas logre realizar el recorrido destinado.

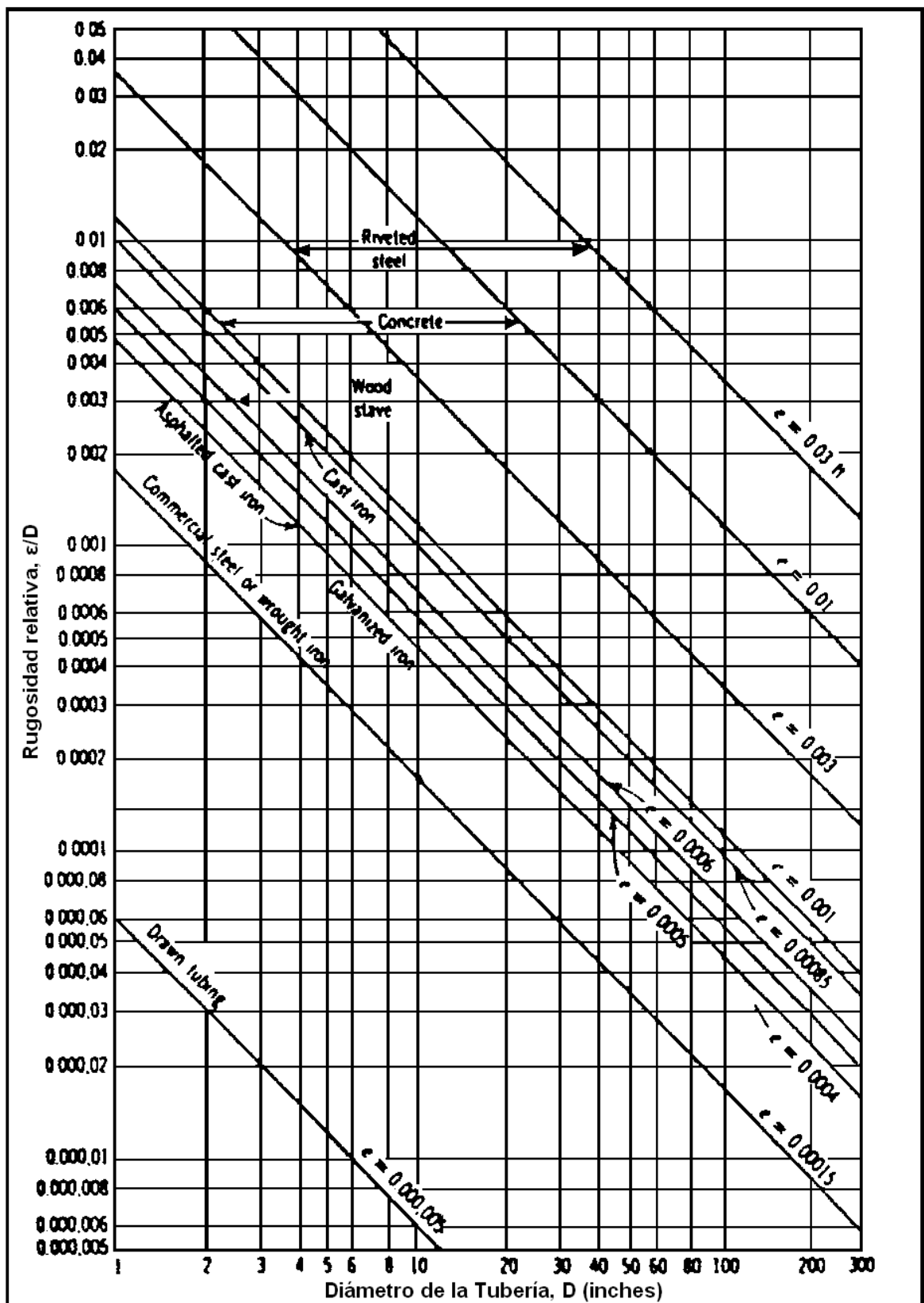


Figura 2.12. Valores de rugosidad relativa para tuberías de materiales comunes. Cortesía ASME

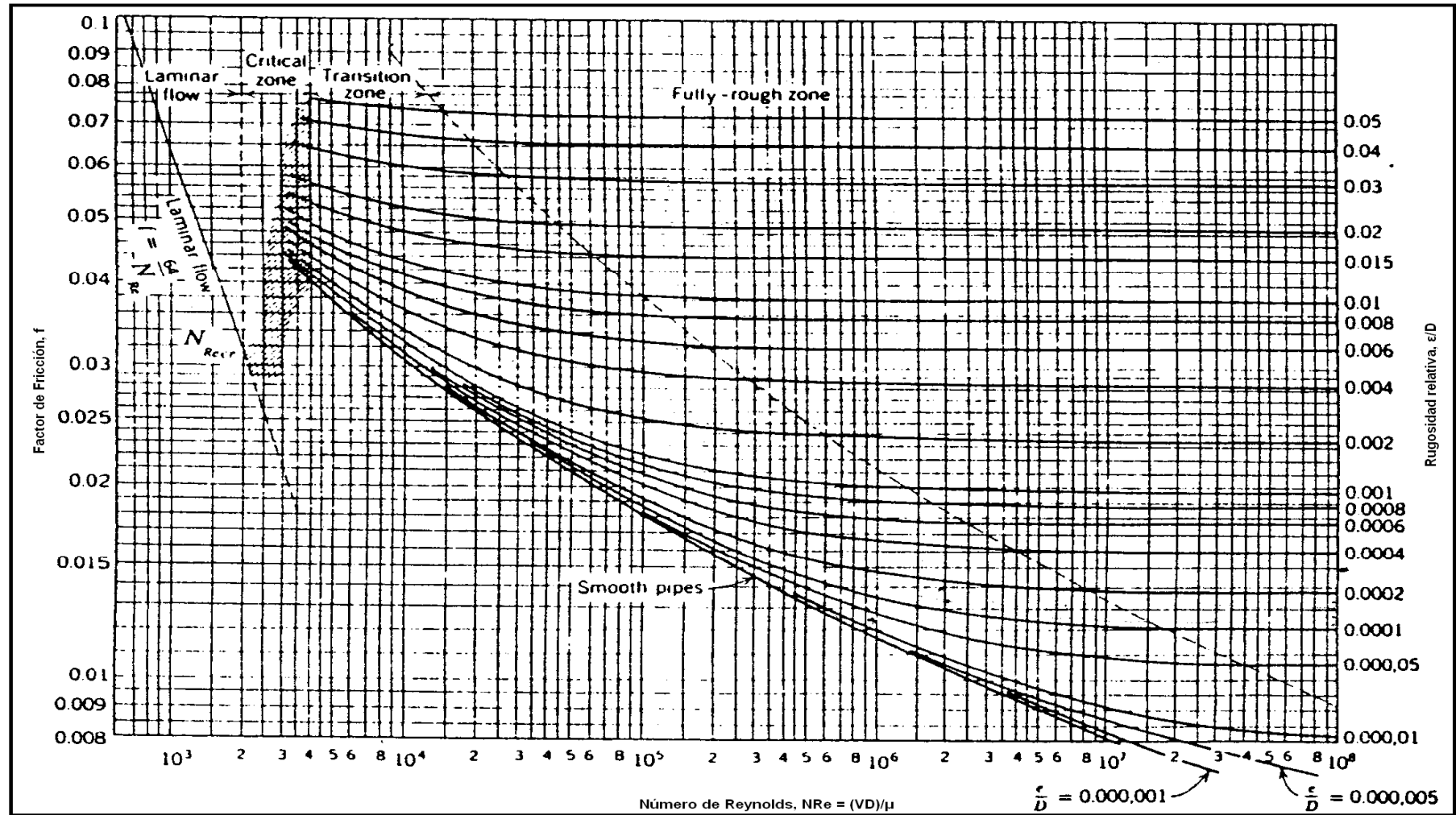


Figura 2.13. Factor de fricción para flujo desarrollado en tuberías circulares.  
Cortesía ASME

## **CAPITULO 3**

# **EVALUACION Y OPTIMIZACION DE LAS FACILIDADES DE TRATAMIENTO DE CRUDO PESADO EN LA PLANTA VILLANO A**

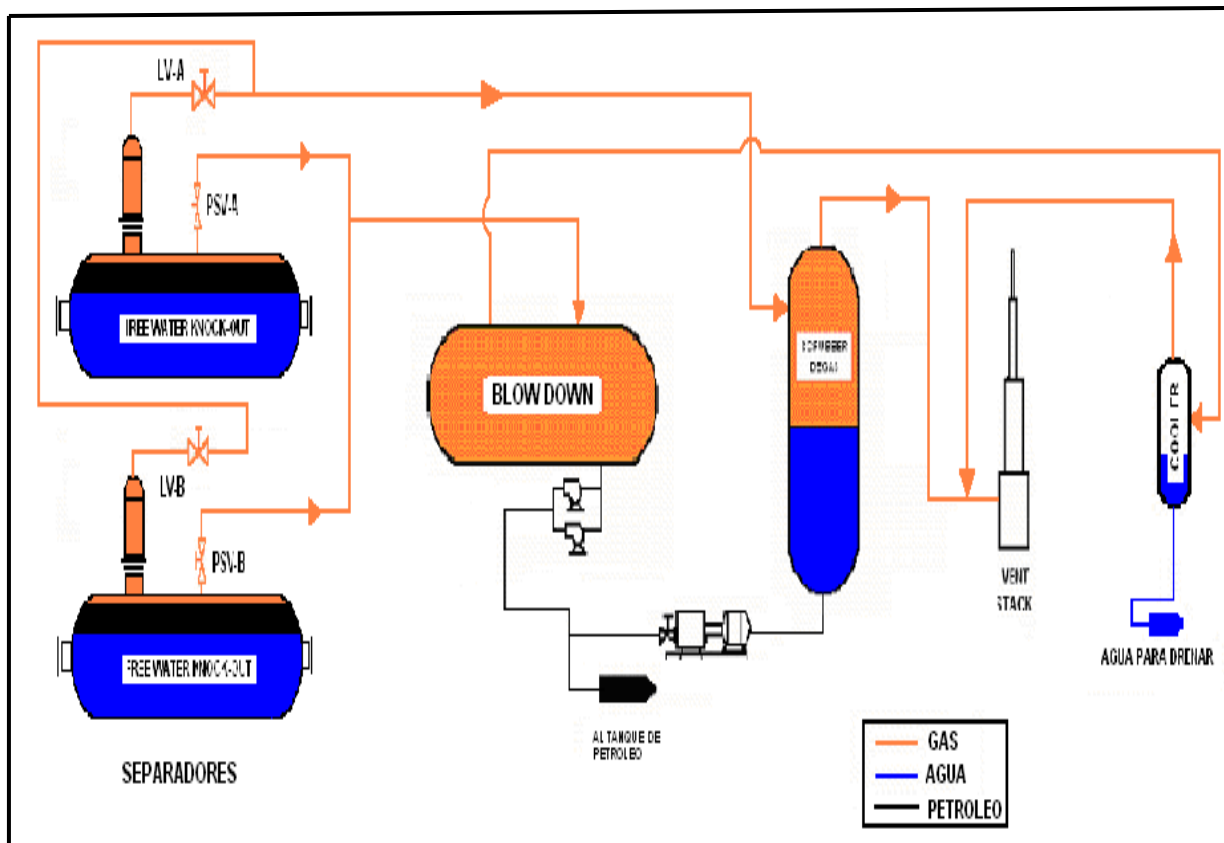
### **3.1 DESCRIPCIÓN DE LA OPTIMIZACIÓN**

Al realizar el análisis de las facilidades de tratamiento de crudo pesado de la estación Villano Alfa y después de determinar la problemática existente se concluyó que se requiere separar los dos procesos, tanto el proceso que empieza en los separadores free water knock-out y el proceso que involucra los tanques. Se realiza esta separación con el fin de evitar el ingreso del gas y vapor de agua que se obtiene de las salidas de los separadores hacia la línea ecualizadora de los tanques.

#### **3.1.1 PROCESO DE LOS SEPARADORES**

En este proceso se enviará trata de enviar el gas y vapores de agua que se obtienen de las válvulas de nivel que se encuentran en los domos de los separadores hacia un scrubber, de esta manera se obtienen los condensados que serán enviados por medio de una bomba hacia el tanque de petróleo y el gas remanente enviado al vent stack para que se ventee a la atmósfera.

(Figura 3.1)



**Figura 3.1 Proceso de los Separadores**

### 3.1.2 CALCULO DE LOS CONDENSADOS RECUPERADOS

Para determinar la cantidad de condensados que se están recuperando en este proceso se realizó la siguiente medición:

#### 3.1.2.1 Condensados en el domo de los Free Water knock – out

Para conocer la cantidad de condensados que se obtienen de los domos de los separadores se realizó el cálculo del volumen operacional del domo:

$$V = \pi \frac{D^2}{4} \times h$$

$$D = 8'' = 0.67 \text{ pies}$$

$$h = 70 \text{ cm} / 2.54 = 27.6'' = 2.3 \text{ pies}$$

$$V = \pi \frac{(0.67)^2}{4} \times 2.3$$

$$V = 0.811 \text{ pies}^3$$

Por lo tanto el volumen del domo es:

<b>0,811</b>	volumen del domo
--------------	------------------

Al hacer las pruebas de campo se determinó que las válvulas de nivel en el domo de cada separador se abren continuamente, se necesita este dato para conocer la cantidad de condensado que se obtiene al día:

FWKO A = abre 4 veces por minuto
FWKO B = abre 2 veces por minuto

Entonces los separadores emitirán la siguiente cantidad de condensado:

<b>FWKO A</b>	
Va1 = Volumen del domo * veces que abre al día	
Va1 = (0.811*4) = 3,24	pies <sup>3</sup> en 1 minuto
Va2 = Va1 * 60 min	Va2 = (3.24*60) = 194,62
Va = 194.62 * 24	pies <sup>3</sup> en 1 día
<b>Va = 4670,8</b>	pies <sup>3</sup> en 1 día

<b>FWKO B</b>	
Vb1 = Volumen del domo * veces que abre al día	
Vb1 = (0.811*2) = 1,62	pies <sup>3</sup> en 1 minuto
Vb2 = Vb1 * 60 min	Vb2 = (1.62*60) = 97,3
Vb = 97.3 * 24	pies <sup>3</sup> en 1 día
<b>Vb = 2335,4</b>	pies <sup>3</sup> en 1 día

Sumando los volúmenes de los dos separadores tenemos:

$V_t = V_a + V_b$	
7006,2	pies <sup>3</sup> en 1 día

En el cuadro anterior se presenta el volumen de condensados que se obtiene de los dos separadores free water knock – out, que está a la presión de operación de los separadores, 150 psi.

### 3.1.2.2 Condensados en el Scrubber

Para conocer la cantidad de condensados que se recuperarán en el scrubber, cuya presión es de aproximadamente 1.5 psi; se realizaron los siguientes cálculos:

En esta tabla se detalla el nivel de condensados que se tiene en el scrubber y el tiempo de funcionamiento de la bomba, que se encarga de transportar los condensados al tanque de petróleo.

El nivel de inicio y apagado de la bomba se obtuvo de los datos del set point del equipo en el programa wanderware.

INICIO bomba (cm)	FIN bomba (cm)	Nivel de condensados (cm)
200	160	40
<b>Arranque de bomba</b>		
cada 2H30m		

Para conocer la cantidad de condensados que se obtiene de acuerdo al volumen del scrubber:



CALCULO DEL VOLUMEN DEL SCRUBBER		
D (m)	L (m)	$\pi$
1,67	0,4	3,1416

Aplicando la fórmula del volumen de un cilindro tenemos:

$$V = \pi \frac{D^2}{4} \times L_T$$

$$V = \pi \frac{(1.67)^2}{4} \times 0.4$$

$$V = 0.876m^3$$

El valor obtenido está en metros cúbicos, por lo que para obtener en barriles realizamos la respectiva transformación:

$$V = 0.876m^3 \times \frac{6.29BBL}{1m^3} = 5.5BBL$$

<b>5.5 bbl</b>	volumen del scrubber
----------------	----------------------

Por lo tanto el scrubber puede manejar un flujo de 5.5 barriles cada 2 horas 30 minutos.

Volumen del Scrubber	Veces que arranca la bomba	BBL recuperados al día de condensados
5.5 barriles	9,6 veces al día	52,8

Los datos del cuadro anterior indican el volumen de condensados que se recuperan del scrubber a una presión de 1.5 psi.

### 3.1.2.3 Cantidad de petróleo en los condensados

Para determinar la cantidad de petróleo y agua que se tiene en los condensados, se realizó una prueba de corte de agua (%BSW):

Al realizar la prueba de corte de agua a una muestra del fluido obtenido en el scrubber, se determinó que se tiene un BSW de 27%.

Por lo que se tendrá:

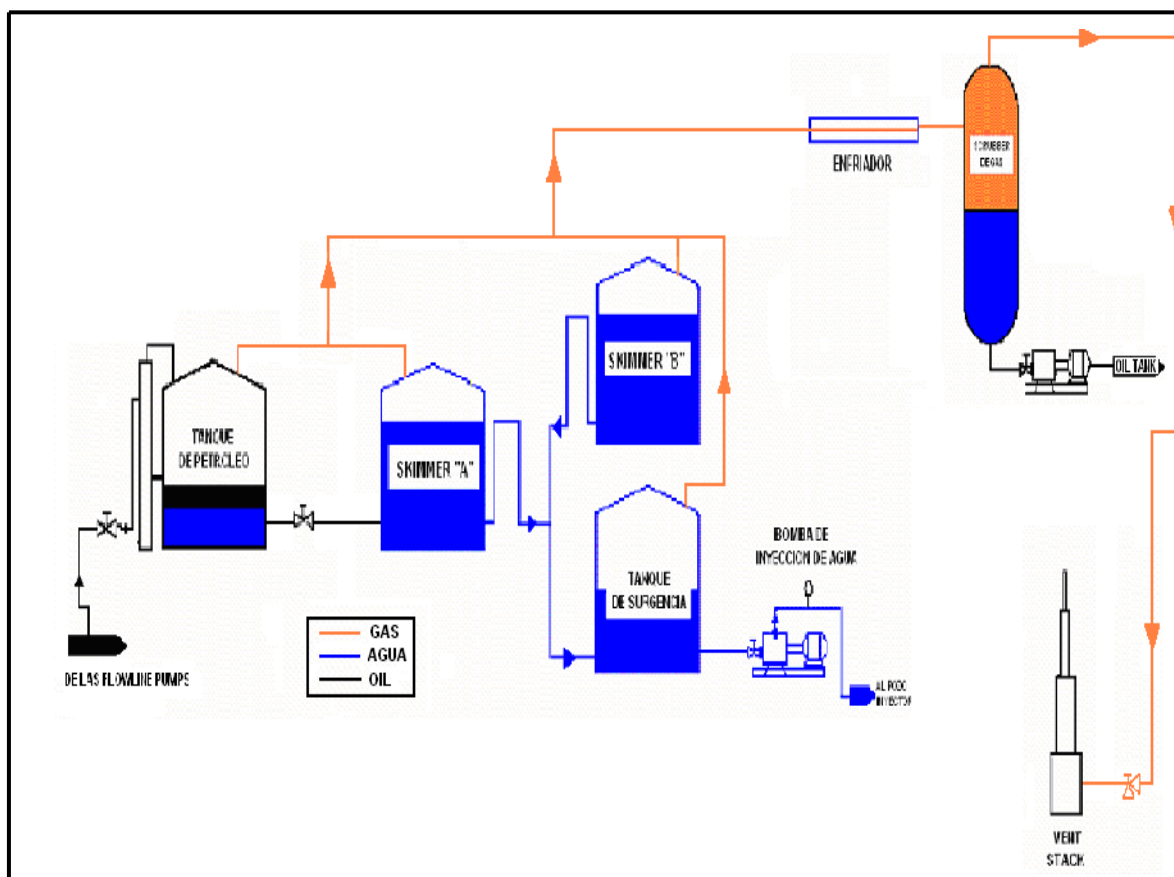
<b>PETROLEO Y AGUA RECUPERADOS</b>	
<b>BSW</b>	
	27
<b>BBL recuperados al día de condensados</b>	
	52,8
<b>Oil Recuperado (BBL)</b>	
	39
<b>Agua recuperada (BBL)</b>	
	13,8

Por lo tanto se recuperan 39 barriles de petróleo al día, esto se debe al arrastre de petróleo que se tiene de las válvulas de nivel de los separadores.

En la Figura 3.2 se observa el gráfico de la estación con esta propuesta.

### 3.1.3 PROCESO DE LOS TANQUES

En este proceso el gas y los vapores de agua que se obtienen en los tanques comienzan su recorrido en la línea ecualizadora, que es la encargada de mantener la presión positiva en los tanques, dirigiéndose hacia el intercambiador de calor. La propuesta es incrementar un nuevo scrubber para recuperar los condensados obtenidos del tanque de petróleo y los elementos livianos enviarlos hacia la atmósfera a través del vent stack. (Figura 3.3)



**Figura 3.3 Proceso de los Tanques**

### 3.1.4 CALCULO DE LAS EMISIONES DE VAPOR EN UN TANQUE DE PETROLEO

Las emisiones de vapor pueden ser medidas o estimadas. Una prueba de orificio y un manómetro (medidor de presión) pueden ser usados para medir las máximas ratas de emisiones de vapor. Sin embargo, esto no puede ser suficiente para medir el volumen total de emisiones debido a las bajas presiones que se tienen en los tanques. Calcular las emisiones totales de vapor de un tanque de petróleo puede ser complicado porque muchos factores afectan la cantidad de gas que se relevará de un tanque de petróleo, incluyendo:

1. Presión y temperatura de operación del separador y presión y temperatura en el tanque,
2. Composición del petróleo y gravedad API,

3. Características de operación del tanque (ratas de flujo, tamaño del tanque, etc.),
4. Temperatura del ambiente

### Cálculo del Caudal de Gas

Por lo que para calcular las emisiones de vapor en el tanque de petróleo de la estación se deberá calcular las emisiones de vapor por cada barril por día. Una vez que la rata de emisiones por barril sea calculada, la cantidad total de emisiones del tanque puede ser determinada multiplicando las emisiones por barril por la cantidad total de petróleo circulado que entra al tanque.

Para determinar la cantidad de emisiones de vapor por cada barril por día usaremos el gráfico 2.1. Se debe tomar en cuenta la presión del separador a 100 ºF.

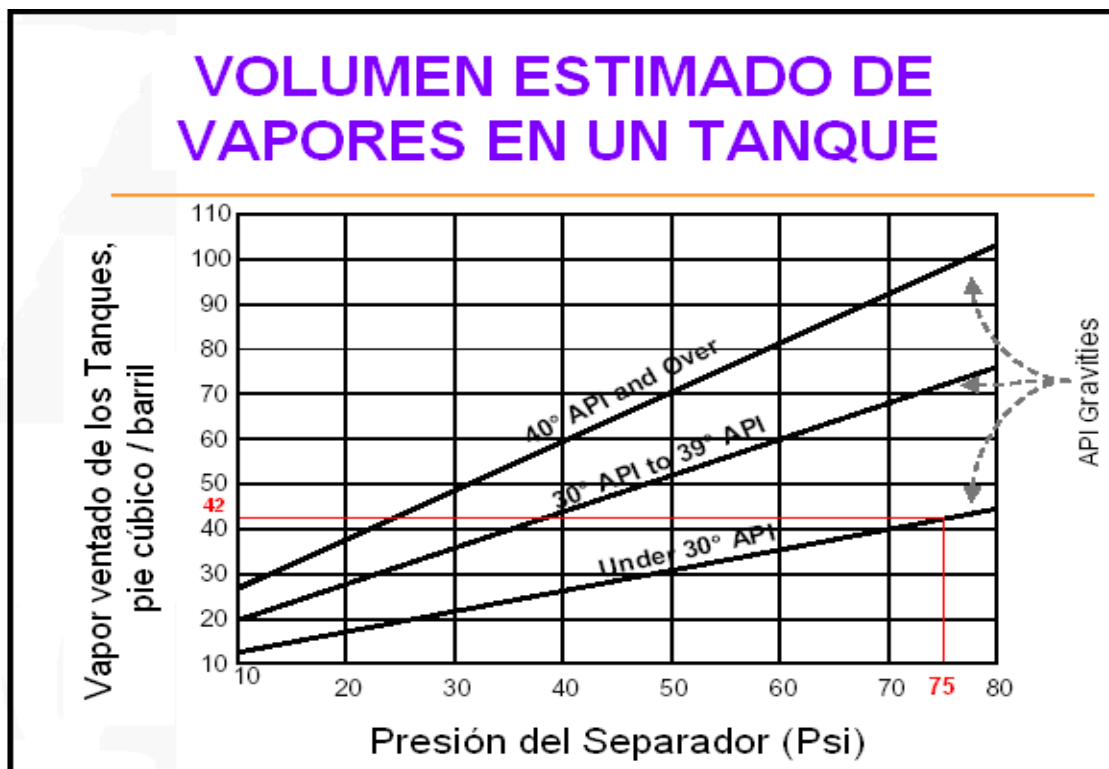
### *DATOS PARA EL CÁLCULO*

Presión del separador = 150 psi

Temperatura de operación = 220 ºF

Gravedad API del petróleo = 19°

Petróleo circulado = 20.000 bbl/día



**Figura 3.4 Volumen Estimado de Vapores en un tanque**

Por lo tanto para calcular la cantidad de emisiones de vapor en el tanque de petróleo a 150 psi se extrapolará la curva de la figura 3.4 de la siguiente manera:

Si a una presión de 75 psi y una temperatura de 100 °F se tienen: 42 pies<sup>3</sup>/barril.

Y a una presión de 10 psi y una temperatura de 100 °F se tienen: 12 pies<sup>3</sup>/barril.

Obtenemos la pendiente de la curva:

$$\frac{42 - 12}{75 - 10} = \frac{Y - 12}{150 - 10}$$

$$30 \times 140 = 65Y - 780$$

$$4200 - 780 = 65Y$$

$$3420 = 65Y$$

$$Y = 53$$

Por lo tanto la rata de emisiones de vapor = 53 pies<sup>3</sup>/barril

$Q_{\text{gas}} = \text{Rata de emisiones de vapor} * \text{Petróleo circulado}$

$Q_{\text{gas}} = 53 \text{ pies}^3/\text{bbl} \times 20.000 \text{ bbl/día}$

$Q_{\text{gas}} = 1.06 \text{ MM pies}^3/\text{día}$

Para saber el tamaño del scrubber que se implementará, se realizará el diseño del equipo con el cálculo de un separador bifásico vertical:

### 3.1.5 Diseño del Tamaño del Scrubber

#### 3.1.5.1 Capacidad del Gas

$$d^2 = 504 \left[ \frac{T * Z * Q_g}{P} \right] K$$

El diámetro de la partícula de líquido se ha considerado 100 micrones

Donde:

$K$  = es una constante que depende de las propiedades del gas – líquido y del tamaño de la gota que se separa del gas.

$d_m$  = diámetro de la gota del líquido en micrones

$C_D$  = coeficiente de arrastre

$\gamma_g$  = densidad del gas

$\gamma_L$  = densidad del líquido

$T$  = temperatura de operación (°R)

$Z$  = factor de desviación del gas

$P$  = presión de operación (psi)

Para calcular el valor de  $k$  se utiliza la figura  $k$  vs.  $SP/T$

$S$  = gravedad específica del gas

$P$  = presión de trabajo, (psi)

$T$  = temperatura de operación, (°R)

En el capítulo II se realizó el cálculo de la gravedad específica del gas que se obtiene en la estación Villano Alfa, utilizando la cromatografía del gas. Para la presión se utilizará un máximo valor de operación de 35 psi, y la temperatura de operación de 140°F.

$$GE_{\text{gas}} = 0.892$$

$$P_{\text{máxima}} = 35 \text{ psi}$$

$$T_{\text{operación}} = 140^{\circ}\text{F}$$

$$\frac{SP}{T} = \frac{(0,892) * (35)}{(140 + 460)}$$

$$\frac{SP}{T} = 0,052$$

Al utilizar la figura 3.5 k vs. SP/T se obtiene que el valor de k = 0.134

$$d^2 = 504 \left[ \frac{T * Z * Q_g}{P} \right] K$$

$$d^2 = 504 \left[ \frac{(600 \times 1 \times 1.06)}{35} \right] \times 0.134$$

$$d = \sqrt{504 \left[ \frac{636}{35} \right] \times 0.134}$$

$$d = \sqrt{1227}$$

$$\mathbf{d = 36 \text{ pulgadas}}$$

Considerando aspectos constructivos se establece que el diámetro mínimo del scrubber es de 36 pulgadas, el mismo que será suficiente para manejar la cantidad de vapor que se obtiene del tanque de petróleo.

### 3.1.5.2 Capacidad del Líquido

En base a las pruebas de campo basadas en diferentes mediciones, se determinó que la cantidad de condensado obtenido de los vapores provenientes de los tanques es:

Para estas pruebas se tomó en cuenta la presión, temperatura y volumen de los tanques de desnatado, tanque de petróleo y el tanque de surgencia.

Para calcular la masa de gas que se escapa al abrirse las válvulas de alivio de cada tanque, se deben tomar en cuenta las condiciones iniciales de operación, cuando los tanques están llenándose de los diferentes fluidos y las condiciones finales cuando ya se ha desfogado el gas.

### Condiciones Iniciales

**Tabla 3.1. Condiciones Iniciales**

Tanque	Diámetro (pies)	Diámetro (cm)	Radio (cm)	Altura (pies)	Altura (cm)
Petróleo	60	1828,8	914,4	24	731,5
Skimer "A"	38	1158,2	579,1	24	731,5
Skimer "B"	38	1158,2	579,1	24	731,5
Surgencia	38	1158,2	579,1	24	731,5

Tanque	Presión, (In H <sub>2</sub> O)	Presión, (atm)	Temperatura, (F)	Temperatura, (K)
Petróleo	2,8	0,006	100	311
Skimer "A"	2,8	0,006	212	373
Skimer "B"	2,8	0,006	203	368
Surgencia	2,8	0,006	200	366

Tanque	Área, (cm <sup>2</sup> )	Volumen, (cm <sup>3</sup> )	Volumen, (pies <sup>3</sup> )	Volumen, (bbl)
Petróleo	2626778	1921540433	67858,6	12086
Skimer "A"	1053630	770751218	27218,8	4848
Skimer "B"	1053630	770751218	27218,8	4848
Surgencia	1053630	770751218	27218,8	4848

Si tomamos en cuenta el nivel de cada tanque de acuerdo a las condiciones de operación, tendremos que la altura del gas, será el resultado de la altura total del tanque menos la altura del fluido contenido en el mismo. (Tabla 3.2)

$$H_{\text{gas}} = H_{\text{total}} - H_{\text{fluido}}$$



**Tabla 3.2. Altura del Gas**

Tanque	Altura total, (cm)	Altura del fluido, (cm)	Altura del gas, (cm)
Petróleo	731,5	150	581,5
Skimer "A"	731,5	610	121,5
Skimer "B"	731,5	588	143,5
Surgencia	731,5	408	323,5

Con la altura del gas, se calculó el volumen de gas que se tiene en el interior de cada tanque: (Tabla 3.3)

**Tabla 3.3. Volumen de Gas**

Tanque	Área, (cm <sup>2</sup> )	Volumen, (cm <sup>3</sup> )	Volumen, (pies <sup>3</sup> )	Volumen, (bbl)
Petróleo	2626778	1527523776	53944	9607
Skimer "A"	1053630	128037084	4522	805
Skimer "B"	1053630	151216939	5340	951
Surgencia	1053630	340870289	12038	2144

Con los valores de la tabla 3.3, se obtuvo la masa de gas que se tiene en el interior de cada tanque: (Tabla 3.4)

Para calcular el número de moles se utilizó la ley de los gases:

$$n = \frac{PV}{RT}$$

**Tabla 3.4 Número de Moles**

Tanque	Moles, (g - moles)
Petróleo	1856
Skimer "A"	156
Skimer "B"	260
Surgencia	626

### Condiciones finales

En estas condiciones varían las presiones y las temperaturas. (Tabla 3.5)

**Tabla 3.5. Condiciones Finales**

Tanque	Presión, (In H2O)	Presión, (atm)	Temperatura, (F)	Temperatura, (K)
Petróleo	1	0,002	90	305
Skimer "A"	0,4	0,0008	212	273
Skimer "B"	0,4	0,0008	203	368
Surgencia	0,4	0,0008	200	366

Con los datos de la tabla 3.5, se realizó el cálculo del número de moles que se tiene a las condiciones finales:

Tanque	Área, (cm <sup>2</sup> )	Volumen, (cm <sup>3</sup> )	Moles, (g - moles)
Petróleo	2626778	1527523776	980
Skimer "A"	1053630	128037084	147
Skimer "B"	1053630	151216939	190
Surgencia	1053630	340870289	431

Por lo tanto, el gas que se escapa al abrirse las válvulas de cada tanque es la diferencia del número de moles a condiciones iniciales menos el número de moles a condiciones finales. (Tabla 3.6)

**Tabla 3.6. Masa de gas escapado**

Tanque	Moles Iniciales	Moles finales	Moles de gas escapado
Petróleo	1856	980	876
Skimer "A"	156	147	9
Skimer "B"	260	190	70
Surgencia	626	431	195
TOTAL			1150

Para conocer el volumen de gas que se escapa en todos los tanques se tomó en cuenta la densidad del gas, obtenida en el capítulo 2.

$$\rho_{GAS} = GE \times \rho_{AIRE}$$

$$\rho_{GAS} = 0.892 \times 0.062$$

$$\rho_{GAS} = 0.0553 \text{ Lb} / \text{ft}^3$$

Utilizando la ecuación de la densidad:

$$\rho = \frac{m}{V}$$

$$V = \frac{m}{\rho}$$

Densidad, (lb/pies <sup>3</sup> )	Densidad, (g/cm <sup>3</sup> )	Masa, (g - mol)	Volumen, (cm <sup>3</sup> )	Volumen, (pies <sup>3</sup> )	Volumen, (bbl)
0,0553	0,00088	1150,0	1308594,5	46,2	8,2

Por lo tanto, en el sistema de conexión de los tanques se recuperarán 8,2 barriles al día de condensados.

Para calcular la altura del scrubber, se utiliza la siguiente ecuación:

$$d^2 \times h = \frac{tr \times Q_L}{0.1}$$

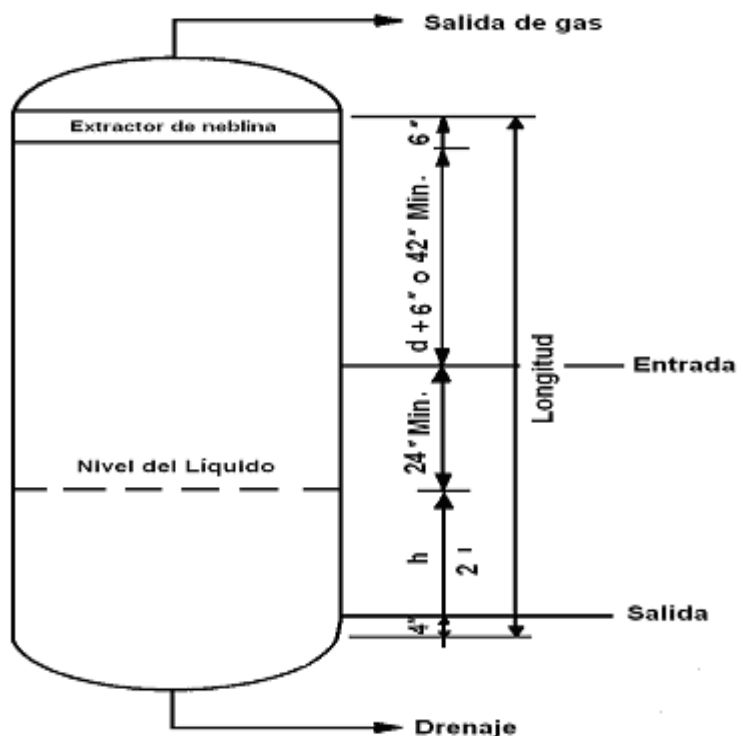
Donde:

h = altura del volumen de líquido, (plg)

d = diámetro mínimo, (plg)

tr = tiempo de retención, (min)

Q<sub>L</sub> = caudal de líquido, (bbl/día)



Con el diámetro mínimo de 36 pulgadas, determinaremos la altura del fluido  $h$ , considerando un tiempo de retención  $tr = 5$  minutos y un caudal de líquido (condensado) de 8.2 bbl/día.

$$d^2 \times h = \frac{tr \times Q_L}{0.1}$$

$$(36)^2 \times h = \frac{5 \times 8.2}{0.1}$$

$$h = \frac{41}{0.1 \times 1296}$$

$$h = \frac{41}{129.6}$$

$$h = 4$$

- Longitud desde la costura inferior hasta la descarga = 4 pulgadas
- Longitud desde la salida hasta el nivel del líquido = 24 pulgadas
- Longitud hasta la entrada = 24 pulgadas mínimo
- Longitud desde la entrada hasta el extractor de neblina =  $d + 6$  pulgadas =  $36 + 6 = 42$  pulgadas

- Extractor de neblina = 6 pulgadas

Por lo tanto el scrubber tendrá una altura de: 100 pulgadas =

$$L_{\text{scrubber}} = L_{\text{costura - nivel líquido}} + L_{\text{entrada}} + L_{\text{entrada - extractor}} + \text{Extractor de neblina}$$

$$L_{\text{scrubber}} = 24 \text{ plg} + 24 \text{ plg} + 42 \text{ plg} + 6 \text{ plg} + 4 \text{ plg}$$

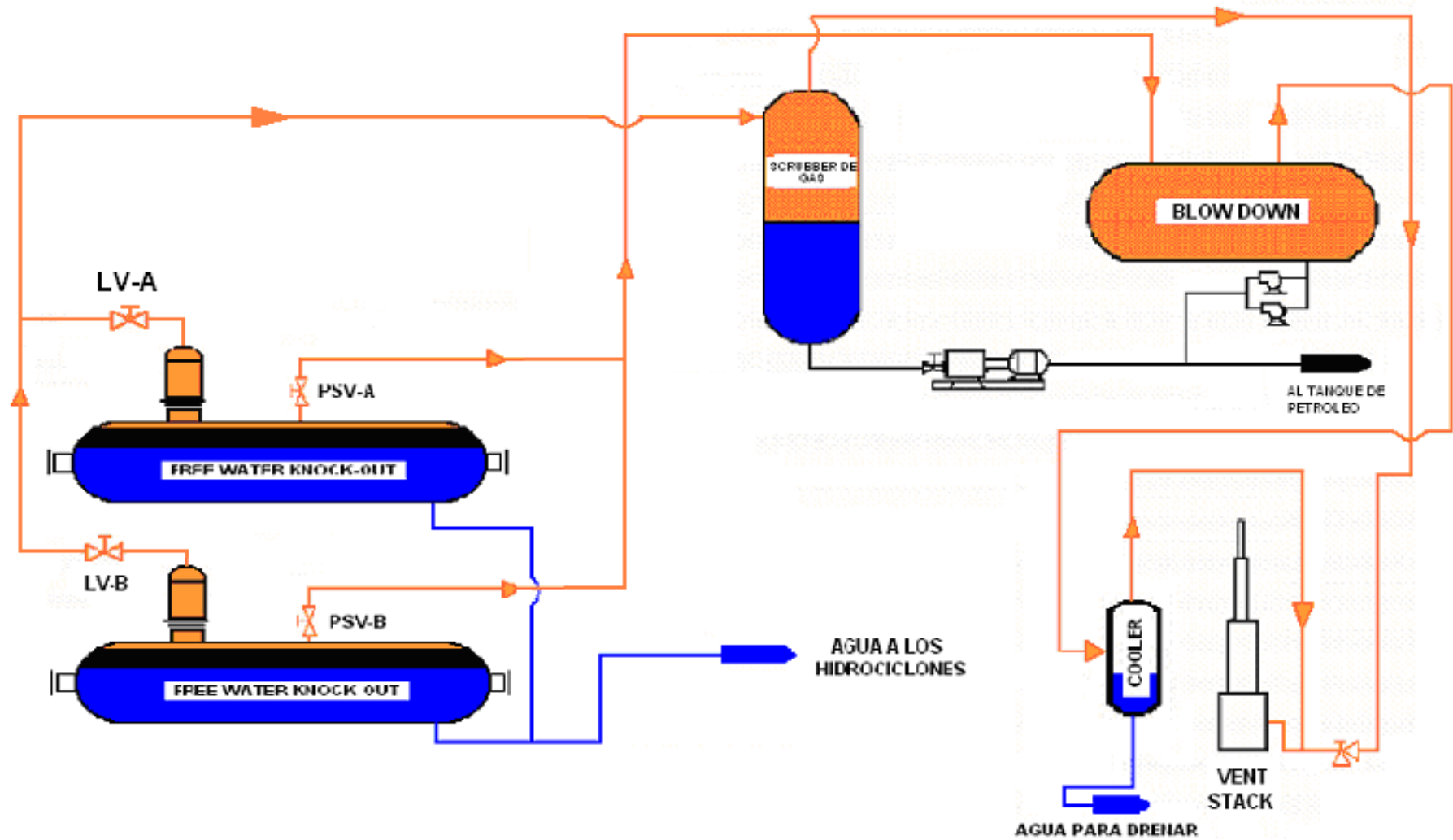
$$L_{\text{scrubber}} = \mathbf{100 \text{ pulgadas}}$$

El scrubber que se necesita para este proceso será:

- Diámetro = 36 pulgadas = 3 pies
- Longitud = 100 pulgadas = 8.8 pies
- Presión de diseño = 35 psi
- Temperatura de diseño = 140°F

En la figura 3.6 se observa el gráfico de la estación con esta propuesta.

Figura 3.2  
PROPUESTA



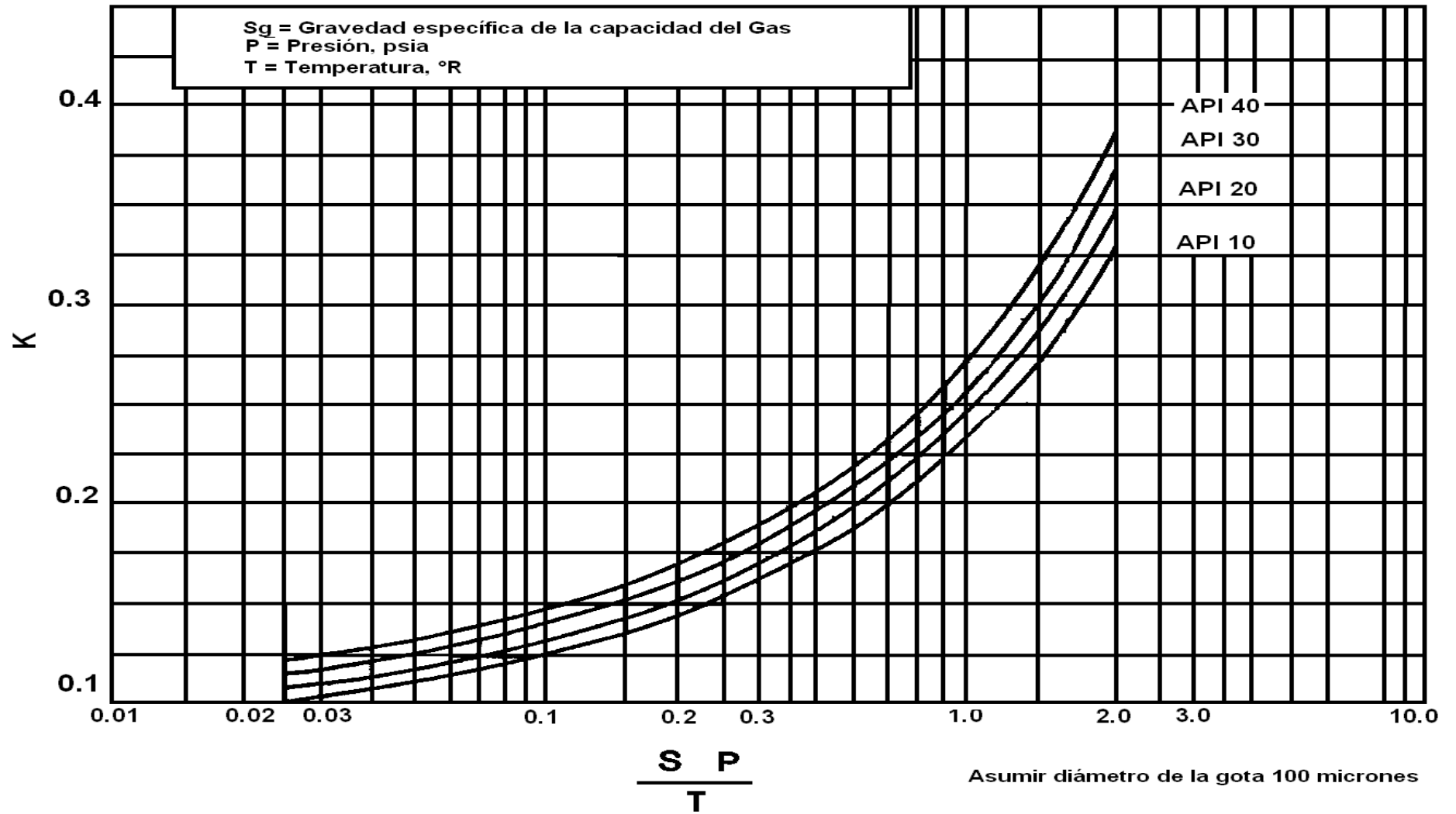
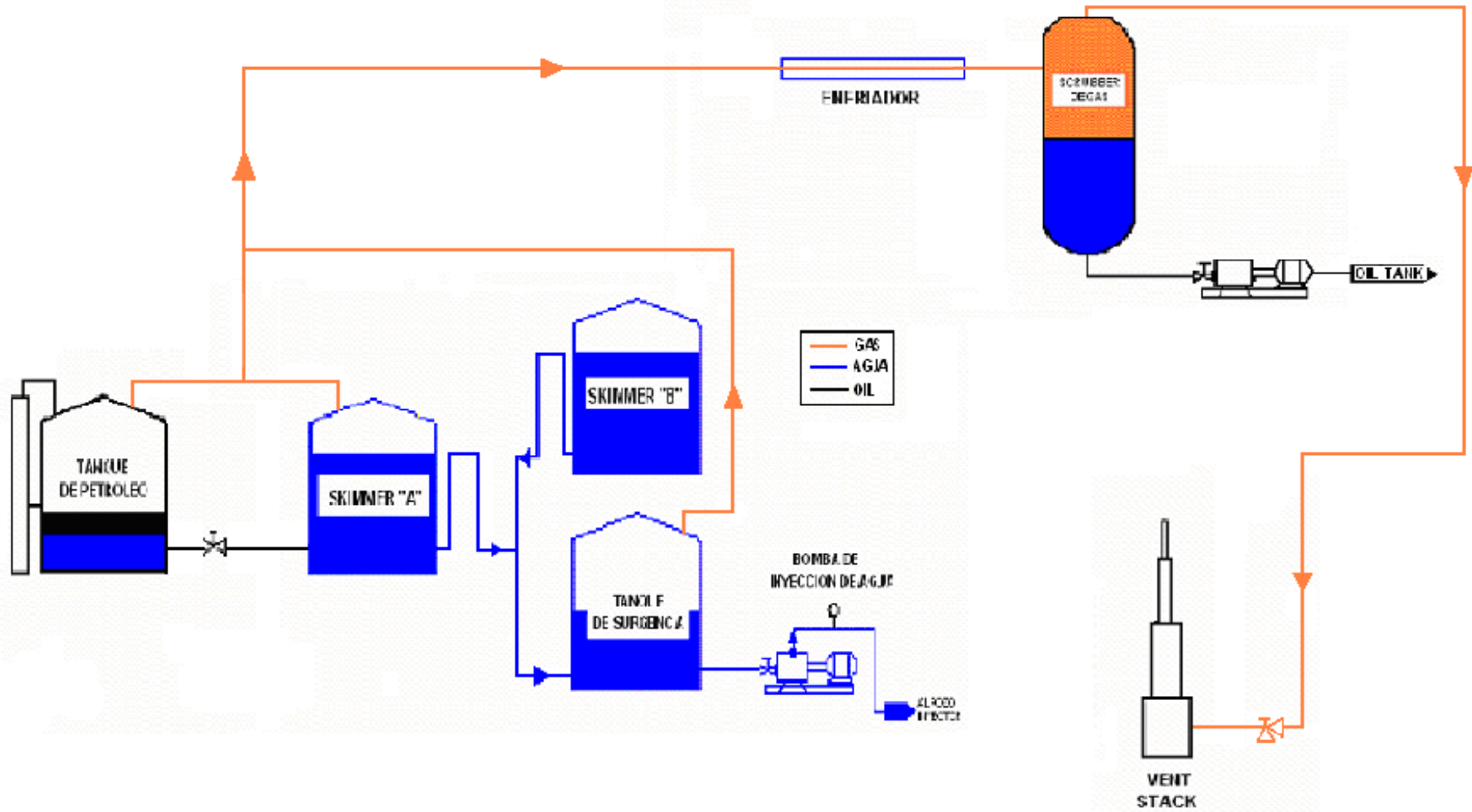


Figura 3.5. k vs. SP / T

Figura 3.6  
PROPUESTA





## **CAPITULO 4**

### **ANÁLISIS TÉCNICO - ECONÓMICO DEL PROYECTO**

Para el análisis técnico – económico de las facilidades de superficie, es necesario referirse a los cambios, propuestas y al tipo de equipos que se van a utilizar bajo las condiciones de operación de AGIP Oil Ecuador B.V.

El estudio de las facilidades de superficie para optimizar el sistema de venteo de gas depende de dos aspectos: tiempo y costos.

El tiempo se reduce, principalmente debido a: (1) los estudios de ingeniería que se realizan para determinar el fluido que se manejará en el equipo propuesto, todas sus características y posibles problemas que puedan causar al equipo; (2) a los cálculos que interviene para el diseño del equipo, aspecto que optimiza el costo si se elige un equipo que cumpla con las necesidades del proceso; (3) el tiempo que se demore en realizar la licitación para la adquisición del nuevo equipo, este aspecto mejora el costo si se especifica claramente las necesidades de la estación.

En el análisis de costos se incluirán: los costos de ingeniería, costos de equipos, accesorios y materiales necesarios, la instalación de los equipos y trabajo de taller.

Adicionalmente se considera el costo de otras actividades tales como: análisis de los fluidos que se tratarán en el equipo, transporte de los materiales a utilizarse, análisis del tratamiento de los fluidos, etc.

#### **4.1 DETERMINACIÓN DE LOS TIPOS DE COSTOS**

Se ha definido las siguientes categorías de costos:

1. Costos de Ingeniería
2. Costos por equipos, accesorios y materiales
3. Costos de instalación y trabajo de taller

#### 4.1.1 COSTOS DE INGENIERÍA

Este tipo de costos se aplica durante el tiempo que el área de ingeniería está realizando los estudios pertinentes, desde el inicio de la instalación hasta el funcionamiento de la misma. Se ha establecido que los trabajos que intervienen en este punto son:

- Análisis de los fluidos para la determinación de sus propiedades
- Diseño de los recipientes y modificación requerida
- Análisis del tratamiento de los fluidos en las condiciones actuales

Se debe considerar los químicos que se utilizan para el tratamiento de los fluidos tratados en la planta.

El costo de ingeniería suma US \$ 15500 y su cálculo se presenta en la tabla 4.1

**Tabla 4.1 Costos de ingeniería**

<b>COSTOS DE INGENIERIA</b>		
<b>DESCRIPCION</b>	<b>PRECIO UNITARIO</b>	<b>PRECIO TOTAL</b>
Serv. Análisis de los fluidos	3400	3400
Serv. de Ingeniería	2800	2800
Análisis del tratamiento de los fluidos	3300	3300
Programación en el sistema wanderware para el monitoreo de la nueva instalación	6000	6000
<b>TOTAL</b>	15500	<b>15500</b>

#### 4.1.2 COSTOS POR EQUIPOS, ACCESORIOS Y MATERIALES

Los accesorios y materiales que se deben implementar en los equipos a ser utilizados son:

- Válvulas de bola para el control de la entrada del flujo
- Controladores de nivel
- Manómetros
- Termómetros
- Tubería de 6 pulgadas para la descarga del gas
- Tubería de 6 pulgadas para la conexión entre el scrubber y el vent stack.
- Bridas
- Construcción del scrubber

Su costo total representa US \$ 17210. Su cálculo se presenta en la tabla 4.2

**Tabla 4.2 Costos por equipos, accesorios y materiales**

<b>COSTOS POR EQUIPOS, ACCESORIOS Y MATERIALES</b>			
<b>DESCRIPCION</b>	<b>CANTIDAD</b>	<b>PRECIO UNITARIO</b>	<b>PRECIO TOTAL</b>
Válvula de bola para el control del flujo	1	1060	1060
Controlador de nivel	1	800	800

Termómetros	1	120	120
Manómetros 0 - 200 psi, 6"	2	250	500
Tubería de 6" conexión entre el scrubber y el vent stack	10 metros (32 pies)	90	450
Bridas	2	140	280
Construcción del scrubber	1	14000	14000
<b>TOTAL</b>		16460	<b>17210</b>

#### 4.1.3 COSTOS DE INSTALACION

Representan los trabajos programados en la estación, así como imprevistos que considerando que puede presentarse durante el trabajo.

En este trabajo se realizarán los siguientes arreglos:

- Eliminar conexión entre los separadores y línea ecualizadora de tanques
- Arreglos de las tuberías de conexión
- Colocar bridas para realizar bloqueos entre líneas
- Transporte de los equipos
- Equipo de montaje

Los tiempos de espera del personal y equipo previsto para este trabajo dependerán de la fabricación de los equipos y la llegada de los mismos.

Los costos de instalación ascienden al valor de US \$ 10100 y su cálculo se presenta en la tabla 4.3.

**Tabla 4.3 Costos de Instalación**

<b>COSTOS DE INSTALACION</b>		
<b>DESCRIPCION</b>	<b>PRECIO UNITARIO</b>	<b>PRECIO TOTAL</b>
Eliminar conexión entre separadores y línea ecualizadora	1800	1800
Arreglos de las tuberías de conexión	3200	3200
Colocar bridas para realizar bloqueos entre líneas	1100	1100
Transporte de los equipos	2500	2500
Equipo de montaje	1500	1500
<b>TOTAL</b>	<b>10100</b>	<b>10100</b>

#### **4.2 COSTO TOTAL DE LA INSTALACION**

En la tabla 4.4, se presenta el costo total de la optimización del sistema de venteo de gas en la estación Villano Alfa, valor que asciende a US \$ 42810, considerando un 10% de imprevistos.

En el valor del 10% de imprevistos se consideran costos de contratiempos como: accidentes en el área de la instalación, tiempos de espera, etc.

**Tabla 4.4 Costos Total de la Propuesta**

<b>COSTO TOTAL DE LA PROPUESTA</b>	
<b>DESCRIPCION</b>	<b>PRECIO TOTAL</b>
Costos de Ingeniería	15500
Costos de Accesorios	17210
Costos de Instalación	10100
<b>TOTAL</b>	<b>42810</b>

### **4.3 BENEFICIOS DE LA OPTIMIZACION**

Normalmente la instalación de nuevos equipos en una estación de producción de petróleo representa un alto costo debido a la interrupción de producción que se debe hacer para instalar un nuevo equipo.

Esta optimización propuesta permite continuar con la producción normal de la planta, ya que sólo se bloquearán ciertas tuberías para que los procesos sean separados y el recorrido de los fluidos tengan un camino adecuado de tal manera que no se vea afectada la salud del personal que labora en la estación.

La optimización de costos se basa en los siguientes rubros:

1. Disminuir el riesgo de enfermedades y preservar la salud del personal que labora en las instalaciones; además lograr mayor seguridad en las inmediaciones de la estación Villano Alfa y obtener una mayor conservación del medio en el cual está ubicada la estación.
2. Un ahorro al evitar la instalación de nuevas válvulas de presión y vacío en la parte superior de los tanques, que actualmente tienen un valor de US \$ 37000 cada válvula, considerando que se necesitarían dos para cada tanque.

3. Un ingreso por la cantidad de petróleo que se va a recuperar del tanque de petróleo y de los separadores free water knock – out. Aunque debe añadirse el costo de mantenimiento del nuevo equipo para su correcto funcionamiento.

#### **4.4 CÁLCULO DE INGRESOS POR RECUPERACIÓN DE CONDENSADOS**

Para realizar este cálculo se considera que la cantidad de condensados provenientes de los vapores de los tanques que se recuperan en el scrubber es de 8.2 bbl/día.

Si consideramos una tarifa de transporte del gas por día de US \$18, tendremos que el precio del barril será de US \$22.

Por lo tanto, tendremos:

$$\text{Valor recuperado} = \text{BBL de condensado} \times \text{US \$ BBL}$$

$$\text{Valor recuperado} = 8.2 \text{ bbl/día} \times \text{US \$22/bbl}$$

$$\text{Valor Recuperado} = \text{US \$ 180/día}$$

En un año con la operación se recuperarán:

$$\text{RECUPERACION} = \frac{180\text{US\$}}{\text{día}} \times \frac{365\text{días}}{1\text{año}}$$

$$\text{RECUPERACION} = 65700 \text{ US / mes}$$

Se recuperarán US \$65700 por año, lo cual será destinado en su totalidad para amortizar las inversiones realizadas.

#### 4.5 AMORTIZACION DE LAS INVERSIONES PROPUESTAS.

El tiempo en el cual se amortizará la inversión se calcula de la siguiente manera:

$$Ra_{n,i} = V$$

Donde

$$a_{n,i} = \frac{1 - (1+i)^{-n}}{i}$$

$i$  = Interés actual (se asume la tasa comercial vigente a la fecha de crédito en dólares, 12%)

$R$  = Valor a pagar cada año

$n$  = Número de años

$V$  = costo de la inversión

Despejando  $n$  y reemplazando  $a_{i,n}$ , la ecuación nos queda:

$$n = -\frac{\log\left(1 - \frac{iV}{R}\right)}{\log(1+i)}$$

Reemplazando los valores de nuestro proyecto tendremos que:

Si consideramos que cada año se pagará US \$ 65700:

$$n = -\frac{\log\left(1 - \frac{(0.12 \times 42810)}{65700}\right)}{\log(1+0.12)}$$

Por lo tanto el costo total del proyecto se pagará en:



$$n = -\frac{\log(0.921808)}{\log(1.12)}$$

$$**n = 0.7 años**$$

## **CAPÍTULO 5**

### **CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES**

#### **5.1 CONCLUSIONES**

- Para evitar la emisión continua de gas en la estación Villano Alfa se deben separar los procesos, el proceso de los separadores con el scrubber, y el proceso de la línea ecualizadora de los tanques con el scrubber.
- Se observa que se logra evitar el paso de gas de los separadores hacia la línea ecualizadora de los tanques, con la separación de los procesos.
- Es necesaria esta separación al identificar que el gas proveniente de los tanques no realiza el recorrido designado, por la poca presión disponible que no logra superar la pérdida de presión que se tiene en las tuberías.
- El gas de los separadores se está dirigiendo hacia la línea ecualizadora, debido a la baja presión en los tanques. Por lo tanto estos desfogon dicho exceso por las válvulas de presión y vacío hacia la atmósfera.
- Al bloquear el paso del gas de los separadores a la línea ecualizadora de los tanques, se obliga al gas a cumplir su recorrido inicial que es dirigirse hacia el scrubber para recuperar la mayor cantidad de condensados y enviarlos hacia el tanque de petróleo; mientras que los elementos más livianos se ventean hacia la atmósfera.
- La cantidad de condensados que se recuperan en el scrubber conectado con los separadores es de 52.8 bbl/día, de los cuales se tienen 39 barriles de petróleo; lo que representa ingresos muy significativos considerando el alto precio del petróleo.

- El tanque de petróleo emitirá 1.06 MM pies<sup>3</sup>/día de vapores, por lo que estos vapores al atravesar el enfriador, llegarán a condensarse y se los enviará a un nuevo scrubber, en el cual se recuperarán los elementos pesados y los elementos livianos se enviarán al vent stack.
- Al realizar el diseño del scrubber que se conectará con la línea ecualizadora de los tanques, se pudo notar que este es un separador bifásico vertical de pequeñas dimensiones; lo que implica que la compra e instalación de este equipo es muy conveniente.
- El costo total de la optimización del sistema de venteo de gas es de US \$42810, con un valor anual recuperado de US \$ 65700, lo que indica que el proyecto se pagará en 0.7 años. Situación muy conveniente considerando los beneficios obtenidos.
- La optimización presentada en este proyecto permite mejorar el recorrido del gas, recuperar la mayor cantidad de condensados; y a su vez proporciona seguridad en las instalaciones de la estación Villano Alfa, y protección a la salud del personal.
- Este proyecto nos proporciona una recuperación significativa de petróleo en los equipos de tratamiento de gas y se envían bajas cantidades de gases a la atmósfera.
- Ante lo expuesto, la optimización presentada en este proyecto permite reducir la emisión continua de gas a los alrededores de las instalaciones de Villano Alfa y, de esta manera reducir los niveles de riesgo de incendio en la estación y de contaminación para el medio ambiente.

## 5.2 RECOMENDACIONES

- Es importante disponer a tiempo del equipo solicitado y de las modificaciones sugeridas, para obtener una mejora del sistema lo más pronto posible.  
Considerando que el equipo sugerido debe tener las dimensiones calculadas, o una dimensión mayor a fin de manejar condiciones extremas de operación.
- Es aconsejable realizar los trabajos de taller recomendados en este proyecto, ya que de esta manera se disminuye el riesgo para el personal y para las instalaciones.
- Los equipos que se utilizan en esta optimización deberán cumplir con las normas de seguridad y mantenimiento recomendadas por la ASME y API. Deben ser livianos y fáciles de manejar.
- Se recomienda realizar pruebas de campo para verificar la cantidad de condensados que se están recuperando en cada scrubber; a fin de llevar un control del adecuado funcionamiento del sistema.
- Mantener un adecuado control de las características del fluido que ingresa a los equipos; a fin de evitar daños en los mismos y optimizar su funcionamiento.
- Se recomienda instalar un enfriador de mayor capacidad que el existente en la estación, siempre y cuando se siga un control de la cantidad de condensados que se podrían obtener del tanque de petróleo, y se esta manera enviar bajas ratas de gases hacia el vent stack.
- Debido al costo que este proyecto representa y los beneficios obtenidos, se recomienda su inmediata implementación.

## **BIBLIOGRAFIA**

- SURFACE PRODUCTION OPERATIONS, Volumen 1, DESIGN OIL SYSTEMS AND FACILITIES, Ken Arnold and Maurice Steward, Primera edición, 1986, Edit. Gulf Publishing Company USA.
- INTRODUCTION TO PETROLEUM PRODUCTION, Skinner, Volumen 1, 2, 3, Edit. Gulf Publishing Company USA.
- GAS PRODUCTION ENGINEERING, Volumen 4, Sanjay Kumar, Segunda edición, 1987, Edit. Gulf Publishing Company USA.
- GAS PRODUCTION OPERATIONS, H. Dale Beggs, Segunda edición, 1985, Edit. Oil and Gas Consultants International, Inc.
- EPR, SURFACE FACILITIES SCHOOL, OIL AND GAS SEPARATION, Exxon Inc., USA, 1974.

