



# **ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL**

## **Facultad de Ingeniería en Ciencias de la Tierra**

“Análisis del Proceso de Captación, Transportación, Separación, Compresión y Tratamiento del Gas Natural para Obtención de Gasolina Natural en los campos Petroleros Gustavo Galindo Velasco”

### **TESIS DE GRADO**

Previo a la obtención del Título de:

### **INGENIERO EN PETROLEOS**

**Presentada por:**

Daniel Agustín Freile Cuadros

Tedys Eloy Zambrano Clavijo

**GUAYAQUIL – ECUADOR**

**Año: 2008**

## **TRIBUNAL DE GRADUACIÓN**

---

**ING. RICARDO GALLEGOS O.**

**DECANO DE LA FICT**

**DIRECTOR DE TESIS**

---

**ING. GABRIEL COLMONT M.**

**VOCAL**

---

**ING. KLEBER MALAVE T.**

**VOCAL**

## **DECLARACION EXPRESA**

“La responsabilidad del contenido de esta Tesis de Grado, me corresponde exclusivamente; y el patrimonio intelectual de la misma a la ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL”

(Reglamento de Graduación de la ESPOL)

---

Daniel Freile Cuadros

---

Tedys Zambrano Clavijo

## AGRADECIMIENTO

Al Ing. Ricardo Gallegos Orta por su valiosa contribución como Director de Tesis en la realización de este proyecto.

A la empresa Pacifpetrol S.A. y todo el personal de proyectos, operaciones planta de gasolina, producción, y geología, por la colaboración brindada y su total disponibilidad y apertura para el desarrollo de este tema de tesis.

## DEDICATORIA

A dios por permitir llegar hasta este punto de mi vida,  
y en especial a mis padres por todo su apoyo y  
esfuerzo durante todo este tiempo

*Tedys*

A Dios consumidor de  
mi fe, a mis padres, mi familia, y amigos, y todos  
aquellos que han contribuido para la consecución de  
mis metas y formación de un hombre de bien y de  
beneficio para la sociedad.

*Daniel*

## RESUMEN

El objeto de estudio de la tesis de grado es la optimización del uso y la obtención de la gasolina natural y otros derivados desde el gas natural. El área de acción del trabajo son las secciones 67, Tigre, Area Navarra, Plantas Compresoras y Planta de Extracción de Gasolina Natural de los campos petroleros Gustavo Galindo Velasco localizados en Ancón-Ecuador.

En el presente trabajo se realiza un análisis del manejo, transporte y tratamiento que se da al gas natural y a su vez se hace una caracterización del tipo, cantidad y calidad del gas natural que se procesa en la planta de obtención de gasolina natural.

Se obtiene un perfil de producción de gas natural para los próximos 9 años y se analiza las capacidades operativas y de procesos actuales y futuras del sistema de captación, separación y compresión del gas natural, todo esto con el fin de presentar un análisis técnico-económico del proyecto.

# INDICE GENERAL

	<b>Pág.</b>
RESUMEN.....	VI
INDICE GENERAL.....	VII
INTRODUCCION.....	1
<b>CAPITULO 1</b>	
1. GENERALIDADES Y CARACTERISTICAS BASICAS DEL GAS NATURAL.....	8
1.1. Denominación y Descripción del Gas Natural.....	8
1.1.1. Gas Asociado.....	8
1.1.2. Gas Libre.....	9
1.1.3. Gas Disuelto o en Solución.....	10
1.1.4. Gases Ácidos.....	10
1.1.5. Gases Licuados de Petróleos.....	11

1.1.6. Gas Natural Licuado.....	11
1.1.7. Líquidos del Gas Natural LGN.....	11
1.1.8. Galones por mil pies cúbicos.....	12
1.2. Componentes Generales del Gas Natural.....	12
1.3. Características del Gas Natural.....	14
1.4. Utilización del Gas Natural.....	16

## **CAPITULO 2**

2. GAS NATURAL DE ANCON.....	19
2.1. Tipo de Yacimiento.....	20
2.2. Propiedades Físico Químicas de los componentes del Gas Natural.....	25
2.2.1. Cromatografías de gas.....	25
2.3. Producción de Petróleo y Gas.....	38
2.3.1. GOR.....	40
2.4. Contenido Líquido del Gas Natural.....	49
2.5. Disponibilidad del Gas Natural para el proyecto.....	55



### CAPITULO 3

3. CAPTACION, SEPARACION Y ALMACENAMIENTO.....	57
3.1. Sistemas de Recolección de Gas.....	57
3.2. Líneas de Producción.....	69
3.3. Líneas de Flujo.....	70
3.4. Equipo Auxiliar en líneas de Gas.....	74
3.5. Separación gas-petróleo.....	76

### CAPITULO 4

4. COMPRESIÓN Y TRATAMIENTO DEL GAS NATURAL EN LAS ESTACIONES DE COMPRESIÓN.....	88
4.1. Tipos de Compresores.....	88
4.2. Planta de compresión de gas natural.....	92
4.2.1. Descripción del proceso.....	94
4.2.2. Descripción de los componentes de las estaciones de compresoras.....	106

4.3. Recuperación de condensados en el proceso de compresión....	115
4.4. Deshidratación con torres de tamices moleculares.....	116
4.5. Calidad y Cantidad del Gas Natural para su proceso en planta de producción de gasolina natural.....	119

## CAPITULO 5

5. ANALISIS ECONOMICO-TECNICO DEL PROYECTO.....	129
5.1. Análisis técnico.....	130
5.2. Análisis económico.....	153

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	174
-------------------------------------	-----

APÉNDICE

BIBLIOGRAFÍA

ANEXOS

## **INTRODUCCION**

El objetivo general del “Análisis del Proceso de Captación, Transportación, Separación, Compresión y Tratamiento del Gas Natural para obtención de Gasolina Natural en los Campos Petroleros Gustavo Galindo Velasco” es realizar un análisis del manejo, transporte, y tratamiento que se da al gas natural, y a su vez caracterizar el tipo, la calidad y la cantidad del gas natural para su procesamiento en la planta de extracción de gasolina natural, todo dentro del proceso de producción de petróleo en los campos marginales de Ancón.

Dada la escasa información existente el producto de este trabajo será una fuente bibliográfica que permita establecer parámetros técnicos sobre el manejo, transporte, compresión y tratamiento del gas natural. Se obtendrá un perfil de producción del gas natural en las secciones Tigre y 67. También analizara las capacidades Operativas y de Procesos actuales y futuras de separación y compresión y de las líneas de captación de las facilidades en las secciones Tigre y 67. Y finalmente, se realizara un análisis técnico y económico del proyecto de extracción de gasolina natural.

**ANTECEDENTES DEL CAMPO ANCON:** A lo largo del tiempo el campo “Gustavo Galindo Velasco” ubicado al sur de la Península de Santa Elena ha sido explotado por diferentes empresas. Se inicia la extracción de hidrocarburos con la compañía Anglo Ecuadorian Oilfields Ltd. en el año 1911 con un desarrollo de 2814 pozos perforados hasta 1976 y una producción de 10000 bbls/d de petróleo.

### **Una Gran Visión: La Gasolina Natural**

En el año 1963 se realizó un estudio para obtener los volúmenes de gas de todas las secciones del campo dando un total de 15319 MSCFD para los separadores de gas y 8691 MSCF para el proceso de gas lift. En los estudios también se demostró que el gas obtenido era rico en compuestos pesados y en gasolinas.

En el año de 1964 se instaló una Planta para recuperación de los condensables (propano, butano y gasolina) con una capacidad de operación de 16 MMSCFD y 600 bbl/d, la cual tuvo una extracción máxima de gasolina natural de 450 bbl/d en el año 1971 la cual no ha podido ser superada.

En la administración de CEPE-PETROECUADOR entre los años 1976 y 1996 la obtención de gasolina tuvo una declinación hasta llegar a los 36 bbl/d durante la administración de CGC se logro elevar la extracción de gasolina hasta 50 bbl/d con una producción de 2500 MSCFD.

### **Los Procesos y el Producto Final**

La obtención de la gasolina natural a partir de la administración de CGC se lograba luego de la captación de la producción de petróleo, agua y gas natural provenientes de los pozos que poseían sistema de levantamiento artificial mecánico y gas lift. Esta producción se transportaba a través de redes de tuberías que con el paso del tiempo pasaron a ser sobredimensionadas; y finalmente llegaba a las estaciones que existían y se encontraban operativas.

En el año de 1996 las estaciones que existían eran: estación 72 (con un compresor de 3 etapas y torre de absorción), estación 65 (con un compresor de 3 etapas y torre de absorción), estación 68 (con un compresor de 3 etapas), estación 69 (con un compresor de 2 etapas), estación 67 (con un compresor de 2 etapas y torre de absorción), estación 73 (con un compresor

de 2 etapas), estación 75 (con torre de absorción), y estación Santa Paula (con un compresor de 2 etapas).

Luego en cada una de las estaciones el líquido (petróleo - agua) y el gas eran separados en separadores bifásicos. El líquido era almacenado en tanques y el gas pasaba a un sistema de compresión, en primer lugar el gas era comprimido en dos etapas hasta una presión de 120-130 psi y en las estaciones que contaba con torres de absorción se ingresaba al gas a las torres para luego del proceso de absorción con el uso de aceite absorbedor (aceite pobre) se obtenía un gas pobre y aceite rico. El aceite rico era almacenado en tanques para luego ser bombeado a la planta de gasolina. Mientras que el gas se volvía a comprimir en una tercera etapa hasta una presión de 480 psi y luego era utilizado en pozos con el sistema de gas lift.

Finalmente en la Planta de Gasolina se recolectaba el aceite rico bombeado desde las estaciones que contaba con las torres de absorción y el gas natural rico que se comprimía en la otras a 120 – 130 psi. En la planta de gasolina con procesos totalmente químicos se extraía la gasolina natural y a través de un circuito cerrado de líneas de tubería el aceite absorbedor (aceite pobre) que se obtenía producto de la destilación se bombeaba a las estaciones para continuar el proceso de absorción y obtención del aceite rico en ellas. A

pesar de poseer algunos equipos sobredimensionados y por la reducción de la producción de gas en los pozos, el sistema se encontraba en un estado de operación aceptable.

### **Cierre de Operaciones en Planta de Gasolina y sus Motivos**

En la administración de Pacifpetrol encargada desde el año 2002 inició con la extracción de 72 bbl/d de gasolina natural, la cual fue disminuyendo en su producción promedio de gasolina natural a 57 bbl/d de gasolina, siguió decayendo a 35 bbl/d en el 2003, para luego tener una producción de 9 bbl/d en el 2004.

Los problemas que obligaron a parar la producción de gasolina natural estuvieron principalmente en los compresores de cada sección, los cuales dejaron de funcionar porque no existía disponibilidad de repuestos y su fabricación en ese tiempo era muy costosa, a su vez los costos de mantenimiento de estos eran muy costosos con lo cual dejó de ser económicamente rentable continuar con la producción de la gasolina.

## **Reactivación y Optimización de Sistema de Captación, Compresión y Planta de Gasolina.**

Actualmente Pacifpetrol S.A. se encuentra en la reactivación de la producción de gasolina natural a través de un proyecto de captación, compresión, y Planta de Gasolina. Este consta de tres etapas las cuales se desarrollan en Santa Paula, Sección Tigre y 67, y Planta de Gasolina.

Santa Paula, se encuentra en operación, sin embargo se requiere implementar en sus facilidades, el sistema de proceso de enriquecimiento del aceite absorbedor con el gas natural 'rico' para la obtención de aceite rico y en línea con Planta de Gasolina, obtener Gasolina Natural. Los equipos requeridos para Santa Paula, fueron recuperados de otras secciones fuera de operación.

Para la captación del gas natural de pozos de las diferentes secciones del campo Ancón, se implemento 2 Plantas Compresoras, las cuales comprimen el gas a la presión requerida para el proceso de absorción en Planta de Gasolina. Los equipos de Plantas Compresoras son nuevos de importación.



Los equipos como el horno, caldero, intercambiadores, compresor, aéroenfriadores, scrubbers, tanques, bombas y torres de absorción y destilación de Planta de Gasolina pasaron por un proceso de mantenimiento y limpieza íntegra.

Con todo lo mencionado Pacifpetrol S.A. espera manejar volúmenes aproximados de 950 MSCFD de las secciones 67 y Tigre, 215 MSCFD de la sección Navarra y 450 MSCFD de Santa Paula que con el proceso de absorción se obtendrá aceite rico que se lo enviara a la Planta de Gasolina a través de tanqueros. Todo esto para la obtención del producto final que es la gasolina natural.

# **CAPITULO 1**

## **1. GENERALIDADES Y CARACTERISTICAS BASICAS DEL GAS NATURAL**

### **1.1. Denominación y Descripción del Gas Natural**

Se denomina como gas natural a la mezcla de gases de hidrocarburos livianos que se encuentran en yacimientos en el subsuelo, y que en ocasiones se halla asociado con el petróleo; aunque también se lo puede encontrar en estado libre, como es el caso de algunos depósitos gasíferos en el Norte de Canadá y actualmente en los Campos de Volcanera en Colombia o en Camisea en el Perú. Algo similar es lo que tenemos en el Campo Amistad del Golfo de Guayaquil.

#### **1.1.1. Gas Asociado**

Un gas se denomina asociado cuando se halla disuelto en el petróleo del yacimiento de modo que cuando se lo extrae, junto

con él viene el gas. En yacimientos de este tipo, dentro de las condiciones de presión y temperatura existente, los líquidos están saturados de gases, que se desprenden durante el proceso de extracción.

En el gas asociado, el contenido de etano es más alto que en los gases no asociados y suelen contener cantidades importantes de propano ( $C_3H_8$ ), butanos ( $C_4H_{10}$ ), pentano ( $C_5H_{12}$ ) hasta los hexanos ( $C_6H_{14}$ ), por lo que es una fuente importante para la obtención de GLP.

El gas producido en el nororiente ecuatoriano como en los campos Shushufinfi, Sacha, Lago Agrio, o los de la Península, es un gas asociado. Mientras más pesado es el crudo que se produce, menos cantidad de gas asociado trae consigo. Esta es la razón por la que el petróleo explotado por Pacifpetrol, siendo muy liviano, tiene un alto contenido de gas asociado.

### **1.1.2. Gas Libre**

Es el gas que existe en forma independiente del petróleo, sea porque su generación haya sido independiente de la formación

de crudo como porque la relación gas petróleo es de tal naturaleza que se lo puede considerar como un campo de gas con pequeña proporción de petróleo.

### **1.1.3. Gas Disuelto o en Solución**

Como se dijo anteriormente son hidrocarburos gaseosos que están en solución con petróleo crudo, bajo condiciones iniciales de presión y temperatura. El gas disuelto en el petróleo tiende a aumentar el volumen y la gravedad API de este, reduciendo la viscosidad y la tensión superficial.

### **1.1.4. Gases Ácidos**

Son aquellos que contienen contaminantes que lo hacen menos comerciales y que requieren tratamientos especiales para su producción, transporte y utilización. Los principales contaminantes son el azufre, en forma de diferentes compuestos y el gas carbónico los cuales deben ser eliminados previos a su comercialización. El azufre es la peor impureza que se puede encontrar en los gases, puesto que los convierte en tóxicos y corrosivos.

### **1.1.5. Gases Licuados de Petr6leos GLP**

Se denomina como GLP a las fracciones licuables del gas natural, principalmente al propano y butano en proporciones diferentes, obtenidas por procesos de extracci6n especiales en plantas de gas o gasolina natural, o en refinerías de petr6leo y que son mantenidos en estado l6quidos a presiones relativamente bajas y temperatura ambiental.

### **1.1.6. Gas Natural Licuado**

Es la conversi6n del gas natural en l6quido, mediante bajas temperaturas y presiones relativamente altas, operaci6n que contrae su volumen con el fin de transportarlo en grandes cantidades en buques metaneros.

## **1.2. Componentes Generales del Gas Natural**

En t6rminos generales, el gas natural es una mezcla en proporciones variables de elementos de naturaleza tanto org6nica (parafinas) como inorg6nica, los cuales pueden clasificarse como: Combustibles, diluyentes y contaminantes.

**COMBUSTIBLES:** Son los hidrocarburos que van desde el Metano hasta el Heptano e incluso hidrocarburos más pesados. Normalmente el Metano es el constituyente de mayor proporción en la mezcla.

**DILUYENTES:** Son compuestos inertes, no combustibles, considerados como agentes que disminuyen el poder calorífico del gas natural. Los más comunes son: Dióxido de Carbono, Nitrógeno, Oxígeno, Vapor de Agua, Helio, Argón, Kriptón, Xenón, etc. Dependiendo de la concentración de estos compuestos, puede ser necesaria su remoción para cumplir con las especificaciones de calidad que debe tener el gas natural para su transporte y utilización.

**CONTAMINANTES:** Los contaminantes en el gas natural pueden causar daño (por efectos de corrosión) principalmente a las instalaciones metálicas que estén en contacto con el mismo. Para evitar aquello, y además para cumplir con las normas sanitarias que existen tradicionalmente, estos deben ser eliminados o mantenidos a muy bajas concentraciones. Algunos de ellos tienen una acción tóxica y perjudicial para el medio ambiente. Lo más comunes son: Nitrógeno, Vapor de Agua, Sulfuro de Hidrogeno, Disulfuro de

Carbono, Sulfuro de Carbonilo, Mercaptanos, Azufre orgánico y libre. Los sólidos que pueden presentarse en el gas como suciedad y al igual que el contenido líquido deben eliminarse para conformar un gas limpio.

En el análisis ordinario de una muestra de gas natural, el grupo de componentes orgánicos (parafínicos) representa normalmente más del 90 % en volumen y está formado por los siguientes compuestos: Metano, 60 – 90 %; Etano, 3 – 10 %; Propano, 1.5 – 6 %; Butano Normal e Isobutano, 0.5 – 4 %; Pentano Normal e Isopentano, 0.3 – 2 %; Hexanos, 0 – 1.5 %; y Heptanos Plus, 0 – 1 %. Este último es un componente complejo y su denominación es adoptada para describir todo el remanente de componentes pesados, su peso es mayor que el de los Hexanos y debido a las infimas concentraciones en el gas, resulta difícil su identificación desde el punto de vista de laboratorio.

El grupo de componentes inorgánicos (no hidrocarburos) aportan normalmente menos del 10 % en volumen en la muestra de gas y están representados generalmente por: Dióxido de Carbono, 1 – 8 %; Sulfuro de Hidrogeno, 0 – 1 %; Nitrógeno, 0 – 3 %. Además de los

compuestos anteriores también se encuentren presente en el gas natural cantidades variables de agua, la misma que no se incluye en los análisis de composición ya que estos se realizan en base seca, dándose por descontado su presencia.

### **1.3. Características del Gas Natural**

El gas natural tiene ciertas características que dependen de su origen y formación y otras que son inherentes a todo gas. Las principales son las siguientes:

- a) Tienen en su composición hidrocarburos pesados, esto quiere decir desde los pentanos hacia arriba (C5+). Estos hidrocarburos son líquidos a una temperatura y presión muy cercanas a las atmosféricas, razón por la que se transforman en líquidos con muy bajos niveles de compresión o de disminución de la temperatura. Estos hidrocarburos son los que forman la gasolina natural, que es un subproducto de las plantas de fabricación de GLP o mezcla de propano y butanos.
- b) Los gases de origen natural, sea en estado libre o asociado, son gases saturados, esto quiere decir que no contienen compuestos



con dobles enlaces o triples enlaces. Por lo tanto la composición de estos gases responderán a la formula general de  $C_nH_{(2n+2)}$ .

- c) El propano y butanos mezclados y que según hemos indicado constituyen el GLP, son hidrocarburos que se mantienen líquidos a la temperatura ambiente, siempre que su presión supere las 140 psi. Obviamente a mayor temperatura ambiente, mayor será la presión requerida para mantenerse en estado líquido.
  
- d) En nuestro medio, el gas se produce en el Oriente y en la Península, está libre de contaminantes como el Sulfuro de Hidrogeno, salvo en contadas excepciones, razón por la cual carece de olor.

#### **1.4. Utilización del Gas Natural**

El descubrimiento del gas natural y las posibilidades de transportarlo a grandes distancias, abrieron en muchos países consumidores nuevos horizontes en la industria del gas, teniendo que incorporar a los antiguos sistema de producción y distribución, los más moderno desarrollos tecnológicos en la materia. En países que son grandes consumidores de gas manufacturado, paulatinamente se operó el

cambio hacia la utilización del gas natural y del gas obtenido por la refinación del petróleo.

Las formas más comunes de empleo y uso son como combustible y como materia prima para la industria petroquímica. Como combustible compite con todas las demás formas de energía, a las que técnicamente puede reemplazar en casi el 80% de sus usos, inclusive se lo está empleando como carburante en motores de vehículos donde presenta ventajas por su rendimiento y escasa contaminación que produce frente a otros combustibles.

No puede, sin embargo, reemplazar al coke metalúrgico en hornos de altas temperaturas o en iluminación, pero en todo los demás empleos puede sustituir a cualquier otro combustible.

El gas Natural tiene ciertas cualidades específicas que le dan ventaja sobre los demás combustibles:

- La combustión del gas es completamente limpia y produce muy escasa contaminación.

- Es posible conseguir una mejor regulación del calor y control de temperatura.
- Presenta facilidades para su uso comparables a la electricidad y es preferido en los sectores comerciales y domésticos para su calefacción y acondicionamiento de aire.
- El uso de gas suministra mejores productos y menor pérdida en industrias de precisión y artesanías, de mecanización de metales, de mosaicos, vidrios, ladrillos, cemento, papel, textiles, etc.

La distribución de gas natural a gran escala, para ser utilizado como combustible, se realiza mediante redes de tuberías instaladas para abastecer los centros de consumo.

Para el abastecimiento de pequeños consumos domésticos y comerciales, donde no es posible o no se justifica el tendido de redes, se utiliza GLP en botellas o en cilindros.

El gas natural es utilizado en grandes cantidades en varias ramas de la industria del acero, para su uso es favorable por muchas ventajas que se presenta al ser quemado: alta pureza, estabilidad de composición, llama químicamente inactiva, ausencia de ceniza y productos sulfurados, alta eficiencia de combustión, flexibilidad de acción y fácil control del proceso de combustión.

Es importante rescatar como en el mundo se registra un avance en la utilización del gas natural como generadores de energía eléctrica, debido a la alta eficiencia y a su naturaleza no contaminante.

Además constituye un recurso económico para la fabricación de un gran número de productos petroquímicos. En países más desarrollados que el nuestro, los productos derivados de la separación de los hidrocarburos del gas se los emplea en la industria petroquímica para la producción de etilenos, a partir del etano de monómeros de polietileno, polipropileno y otros, que son la base para la industria de plástico, resinas y pegamentos. Actualmente el gas natural y el petróleo crudo son la fuente para la obtención de cerca del 80% de los productos orgánicos industriales.

# CAPITULO 2

## 2. GAS NATURAL DE ANCON

De la misma manera que el petróleo, el gas natural se origina por la descomposición de materias orgánicas y puede ocurrir como tal ya sea asociado con yacimientos de petróleo, en yacimientos de gas condensado o, en yacimientos de gas libre; siendo esta última la forma más común de encontrarlo en el mundo. Dependiendo de estos modos de ocurrencia y de la posición geográfica del país de procedencia, los elementos que lo conforman y el porcentaje en que intervienen varían muy ampliamente, lo cual ha hecho que se lo pueda clasificar como gas dulce o agrio, gas rico o pobre, según sea el caso.

Hablando del Campo Ancón, el gas natural es producido conjuntamente con el petróleo (por estar disuelto en el) y sus componentes químicos, propiedades y características más importantes tales como peso específico (molecular), poder calórico, porcentajes molares de los compuestos que lo conforman, entre otras, serán determinadas en el

presente capítulo con el objeto de analizar su calidad como combustible y además para disponer de los parámetros básicos que se requieren en el diseño del sistema de captación.

También se analizará la producción en conjunto de petróleo y de gas natural para su respectiva determinación de GOR de producción; y se estimará la declinación de la producción del gas natural en las secciones del Campo Ancón donde se llevo a cabo la captación. Usando la caracterización realizada se establecerá el contenido líquido del gas y en conjunto con los factores de recobro de los componentes líquidos presentes en el gas, que se establecen por el proceso de absorción se estimará la producción de gasolina natural. Finalmente la disponibilidad del gas natural que puede entrar al proceso de captación a futuro se establecerá.

## **2.1. Tipo de Yacimiento**

**UBICACIÓN GEOGRAFICA:** El conjunto de yacimientos denominado Campos Petroleros de la Península de Santa Elena “Ing. Gustavo G. Velasco” se encuentra en la península de Santa Elena ubicado en el sudeste de la Provincia de Guayas, Ecuador, distante

120 km de la ciudad de Guayaquil. El bloque comprende 1200 km<sup>2</sup> de las cuales el 40% son costa afuera.

En él se han perforado aproximadamente 2900 pozos. El principal yacimiento es el campo Ancón, que produce de reservorios de edad Terciaria, habiendo acumulado hasta el presente 114.6 MM bls (95% de la producción acumulada total de la Península). El 5% restante (6.25 MM bls) proviene de un conjunto de pequeños yacimientos cuya producción proviene de reservorios de edad Cretácica (Santa Paula, Achallan, Petropolis, Carolina, San Raymundo, Cautivo).

**ESTRATIGRAFIA:** En la secuencia Terciaria atravesada en la Península presenta varios reservorios, siendo el más importante las Atlanta Sandstones, equivalente en el subsuelo de Ancón de la Formación Azúcar. En la siguiente secuencia cretácica en orden de importancia de acuerdo a la producción los niveles arenosos son las Formaciones Passage Beds, C.P.B (Clay Pebble Beds), y Socorro.

Las columnas litológicas de las áreas de estudio se las presenta en la **figura II-1** y **figura II-2:**

**FIGURA II-1 COLUMNA LITOLOGICA SECCIONES 67 Y TIGRE**

EDAD	FORMACION	PROF.	ESP.	LITOLOGIA	DESCRIPCION
EOCENO MED.	SOCORRO	0			
		350'	350'		Lutita gris con intercalaciones de arenisca de grano fino
	C.P.B.	350'	150'		Arcilla con clastos redondeados a subredondeados de arcilla suave
		500'	300'		Arenisca muy fina intercalada con lutita gris
C.P.B.	800'	800'		Arcilla con clastos redondeados a subredondeados de arcilla suave	
	1600'				
EOCENO INF.	PASSAGE BEDS	1600'			
		500'			Intercalaciones de areniscas de grano fino a medio con lutita gris
		2100'	150'		Arenisca fina. Clastos de cuarza subangulosa. Lutita gris.
		2250'	550'		Intercalaciones de areniscas de grano fino a medio con lutita gris.
PALEOCENO	ATLANTA	2800'			
		5800'	3000'		Areniscas de grano medio a fino con partículas de lutita. Ocasionalmente cuarzo anguloso.

**FIGURA II-2 COLUMNA LITOLOGICA AREA NAVARRA**

EDAD	FORMACION	PROF.	ESP.	LITOLOGIA	DESCRIPCION
EOCENO MED.	C.P.B.	0'			Arenisca muy fina intercalada con lutita gris.
		1600'	1600'		Arcilla con clastos redondeados a subredondeados de arcilla suave.
EOCENO INF.	PASSAGE BEDS	1600'			
		4000'	2400'		Intercalaciones de areniscas de grano fino a medio con lutita gris. Intercalaciones de areniscas de grano fino a medio con lutita gris, con lignito y pirita.
PALEOCENO	ATLANTA	4000'	600'		
		4600'			Areniscas de grano medio a fino con partículas de lutita. Ocasionalmente con cuarzo anguloso.
		5000'	250'		



**CARACTERIZACIÓN DE LOS RESERVORIOS:** La evolución de la relación gas-petróleo a lo largo de la vida de los pozos perforados a Atlanta sugiere un mecanismo de producción por expansión de gas disuelto. Si bien no se tienen mediciones precisas del gas producido, se consigna en los informes de A.E.O. que la relación gas-petróleo aumentaba rápidamente al poner los pozos en producción, estabilizándose en un alto GOR en zonas de desarrollo maduro (1350 cu.ft./bbl), para declinar en pozos viejos o zonas depletadas.

La temperatura promedio para los reservorios de Atlanta en el campo Ancón es de 50°C (120 °F) y se estima un gradiente de 2.4°C cada 100 metros (corregido).

Los datos consignados por los A.E.O presentan una gran dispersión, estimándose que la presión inicial de reservorio era de 1400 a 1850 psi dependiendo de la zona del campo y la posición estructural de los reservorios.

Las rocas reservorio en todo el campo Ancón son areniscas. En el caso de la formación Atlanta son areniscas turbidíticas de grano fino

a grueso, de baja permeabilidad y porosidad. Presenta tanto porosidad primaria como secundaria. En las formaciones Passage Beds y Socorro las areniscas turbidíticas presentan mejores propiedades petrofísicas que la Atlanta pero menor espesor de arena neta.

En perfiles eléctricos las areniscas presentan una resistividad variable entre 3.5 a 30 ohm-m para las formaciones Socorro y Passage Beds, y de 20 a 140 ohm-m para la Fm. Atlanta y la arenisca Santo Tomas.

Existen dos tipos de yacimientos: uno de gas asociado en las secciones 67 y Tigre y otro de gas libre en el área Navarra y al este de Tigre. En el caso del gas asociado estos yacimientos actualmente se encuentran por debajo del punto de burbuja.

Las perforaciones realizadas en el área de Navarra confirman la existencia de un casquete de gas con una delgada columna de aceite y agua; las correlaciones estratigráficas y las pruebas de producción

demuestran que en la parte sur del anticlinal es gasífera, y en la parte norte de la estructura es productora de petróleo y gas.

## **2.2 Propiedades Físico – Químicas de los componentes del Gas Natural**

Los gases naturales que se encuentran en el subsuelo se forman en diferentes espacios porosos – permeables bajo determinadas condiciones de presión y temperatura y están constituidos por una mezcla de varias sustancias gaseosas cuya composición química resultante es de carácter compleja, por lo que no es posible especificarla mediante una fórmula química ordinaria.

Para comprender en debida forma el comportamiento del gas, es necesario determinar los componentes que lo conforman y en qué proporción (porcentajes molares) se encuentran. Por consiguiente se determinan las propiedades físicas – químicas tales como peso molecular, gravedad específica, factor de compresibilidad y el poder calórico del gas natural. Para esto partiremos de varias composiciones del gas natural de las distintas secciones donde se captaron las muestras, **tabla II-1, tabla II-2 y tabla II-3:**

TABLA II-1

**CROMATOGRAFIAS DE GASES DE DOS  
MUESTRAS DE LA SECCION 67**

Muestra	ANC-0584	ANC-0604
Presión (psi)	5	7
T(°F)	90	85
Fecha de muestreo	14/8/2008	14/8/2008

Las muestras se analizaron a 50°C. Se obtuvieron los siguientes resultados:

COMPONENTE	ANC-0584		ANC-0604	
	% Moles	% Gasolina Natural: 14.8 % Propanos y Butanos: 9.43 % Pentanos y Pesados: 5.37	% Moles	% Gasolina Natural: 8.2 % Propanos y Butanos: 5.55 % Pentanos y Pesados: 2.65
Nitrógeno (N <sub>2</sub> )	0.08		0.31	
Metano (CH <sub>4</sub> )	78.87		85.72	
Dióxido de Carbono (CO <sub>2</sub> )	0.06		0.00	
Etano (C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> )	6.20		5.77	
Propano (C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> )	4.58		3.30	
Isobutano (iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> )	2.21		1.19	
n-Butano (nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> )	2.64		1.06	
Isopentano (iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> )	1.40		0.61	
n-Pentano (nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> )	0.68		0.26	
Hexano Plus (C <sub>6</sub> +)	3.29	1.78		

<b>ARENISCA PRODUCTORA</b>	SANTO TOMAS/PASSAGE BEDS/ATLANTA	SOCORRO/SANTO TOMAS/PASSAGE BEDS/ATLANTA
----------------------------	--	--

TABLA II-2

**CROMATOGRAFIAS DE GASES DE TRES  
MUESTRAS DE LA SECCION TIGRE**

Muestra	TIG-0051	TIG-0035	TIG-0050
Presión (psi)	5	8	3.5
T(°F)	88	84	88
Fecha de muestreo	19/7/2008	11/8/2008	11/8/2008

Las muestras se analizaron a 50°C. Se obtuvieron los siguientes resultados:

COMPONENTE	TIG-0051		TIG-0035		TIG-0050	
	% Moles	% Gasolina Natural: 15.14 % Propanos y Butanos: 10.27 % Pentanos y Pesados: 4.87	% Moles	% Gasolina Natural: 3.92 % Propanos y Butanos: 2.69 % Pentanos y Pesados: 1.23	% Moles	% Gasolina Natural: 19.31 % Propanos y Butanos: 12.16 % Pentanos y Pesados: 7.15
Nitrógeno (N <sub>2</sub> )	0.11		0.39		0.00	
Metano (CH <sub>4</sub> )	78.34		91.58		69.84	
Dióxido de Carbono (CO <sub>2</sub> )	1.75		0.00		3.02	
Etano (C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> )	4.65		4.10		7.83	
Propano (C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> )	5.21		1.82		6.58	
Isobutano (iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> )	2.32		0.47		2.60	
n-Butano (nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> )	2.74		0.40		2.98	
Isopentano (iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> )	1.18		0.07		1.61	
n-Pentano (nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> )	0.32		0.00		0.78	
Hexano Plus (C <sub>6</sub> +)	3.37	1.16	4.76			

ARENISCA PRODUCTORA	PASSAGE BEDS/ATLANTA	SOCORRO/PASSAGE BEDS/ATLANTA	PASSAGE BEDS/ATLANTA

**TABLA II-3**

**CROMATOGRAFÍAS DE GASES DE TRES MUESTRAS DEL AREA NAVARRA**

Muestra	ANC-1648	ANC-0701	ANC-1985
Presión (psi)	10	30	18
T(°F)	80	80	75

Fecha de muestreo	6/8/2008	6/8/2008	9/8/2008
-------------------	----------	----------	----------

Las muestras se analizaron a 50°C. Se obtuvieron los siguientes resultados:

COMPONENTE	ANC-1648		ANC-0701		ANC-1985	
	% Moles	% Gasolina Natural: 3.05 % Propanos y Butanos: 2.16 % Pentanos y Pesados: 0.89	% Moles	% Gasolina Natural: 2.09 % Propanos y Butanos: 1.69 % Pentanos y Pesados: 0.4	% Moles	% Gasolina Natural: 1.92 % Propanos y Butanos: 1.46 % Pentanos y Pesados: 0.46
Nitrógeno (N <sub>2</sub> )	0.19		0.17		0.14	
Metano (CH <sub>4</sub> )	92.90		94.27		94.63	
Dióxido de Carbono (CO <sub>2</sub> )	0.00		0.00		0.00	
Etano (C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> )	3.86		3.47		3.31	
Propano (C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> )	1.55		1.24		1.14	
Isobutano (iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> )	0.32		0.25		0.18	
n-Butano (nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> )	0.29		0.20		0.14	
Isopentano (iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> )	0.01		0.00		0.00	
n-Pentano (nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> )	0.00		0.00		0.00	
Hexano Plus (C <sub>6</sub> +) )	0.88	0.40	0.46			

<b>ARENISCA PRODUCTORA</b>	PASSAGE BEDS/ATLANTA	ATLANTA	ATLANTA
----------------------------	----------------------	---------	---------

Para la estimación de los parámetros básicos para el diseño del sistema de captación se usaron las composiciones del gas natural que se manejan en cada una de las plantas compresoras (la planta compresora de la sección Tigre acogerá el gas producido del área Navarra). Estas composiciones fueron establecidas por varias cromatografías a muestras que se tomaron en periodo de operación de las plantas, y con sus fracciones molares de cada componente y total; siendo las siguientes, **tabla II-4, tabla II-5:**

TABLA II-4

**COMPOSICION DEL GAS EN LA PLANTA  
COMPRESORA DE LA SECCION 67**

COMPONENTE	Flujo Molar (lbm/hr)	Fracción Molar (Yi)
Nitrógeno	18.47	0.0852
Metano	165.08	0.7615
CO2	0.99	0.0046
Etano	11.28	0.0520
Propano	7.56	0.0349
Iso-Butano	2.78	0.0128
n-Butano	3.17	0.0146
Iso-Pentano	1.63	0.0075
n-Pentano	0.70	0.0032
C6+	5.12	0.0236
<b>TOTAL</b>	<b>216.78</b>	<b>1.0000</b>

TABLA II-5

**COMPOSICION DEL GAS EN LA PLANTA  
COMPRESORA DE LA SECCION TIGRE**

COMPONENTE	Flujo Molar (lbm/hr)	Fracción Molar (Yi)
Nitrógeno	17.91	0.0957
Metano	147.41	0.7874
CO2	0.65	0.0034
Etano	8.56	0.0457
Propano	4.66	0.0249
Iso-Butano	1.62	0.0087
n-Butano	1.79	0.0096
Iso-Pentano	0.79	0.0042

n-Pentano	0.34	0.0018
C6+	3.48	0.0186
<b>TOTAL</b>	187.20	1.0000

**PESO MOLECULAR APARENTE DEL GAS NATURAL:** El peso molecular aparente de un gas natural, formado por 'n' componentes, puede calcularse a partir de la fracción molar y pesos moleculares individuales de cada componente, mediante la siguiente ecuación matemática:

$$Ma = \sum_{i=1}^n (Y_i) (M_{wi}) \quad \text{EC 2.1}$$

Donde:

Ma : Peso molecular aparente de la mezcla de gas, lbm/lbm-mol.

Mwi: Peso molecular del componente 'i' de la mezcla de gas.

Yi : Fracción molar del componente 'i' de la mezcla de gas.

n : Numero de componentes en la mezcla de gas.

**GRAVEDAD ESPECÍFICA DEL GAS NATURAL:** La gravedad específica de un gas o de una mezcla de gases en general, Gg, es definida como la razón de la densidad del gas a la densidad del aire



seco, cuando son medidas a las mismas condiciones de presión y temperatura; es decir:

$$G = \frac{\rho_g}{\rho_{aire}} \quad \text{EC. 2.2}$$

Donde:

$G$  : Gravedad específica del gas natural.

$\rho_g$  : Densidad del gas natural, lbm/ft<sup>3</sup>.

$\rho_{aire}$  : Densidad del aire, lbm/ft<sup>3</sup>.

Modelando el comportamiento del gas y del aire como gases ideales a condiciones estándar (14.65 psia y 60 °F), la ecuación (2.2) puede ser expresada como:

$$G = \frac{M_a}{M_{aire}} \quad \text{EC. 2.3}$$

Donde:

$M_a$ : Peso molecular aparente del gas natural, lbm/lbm-mol.

$M_{aire}$ : Peso molecular del aire, 28.9625 lbm/lbm-mol.

**FACTOR DE COMPRESIBILIDAD DEL GAS NATURAL:** El factor de compresibilidad,  $Z$ , es una cantidad adimensional que se usa en la industria del gas natural para corregir el comportamiento ideal de los gases ( $Z = 1$ ) a su comportamiento real, por medio de la ecuación de estado  $PV = nZRT$ . La compresibilidad del gas o el factor  $Z$  está en función de la presión y temperatura seudoreducidas. Los valores seudoreducidos se definen como:

$$P_{sr} = \frac{P}{P_{sc}}$$

EC. 2.4

$$T_{sr} = \frac{T}{T_{sc}}$$

Donde:

$P$  : Presión a la cual se desea determinar 'Z'; psia.

$T$  : Temperatura a la cual se desea determinar 'Z'; °R.

$P_{sr}$  : Presión seudoreducida.

$T_{sr}$  : Temperatura seudoreducida.

$P_{sc}$  : Presión seudocrítica.

$T_{sc}$  : Temperatura seudocrítica.

Si la composición del gas es conocida, los valores pseudocríticos son calculados por medio de:

$$P_{sc} = \sum_{i=1}^n (Y_i)(P_{ci})$$

EC. 2.5

$$T_{sc} = \sum_{i=1}^n (Y_i)(T_{ci})$$

Donde:

$Y_i$  : Fracción molar del componente 'i' de la mezcla de gas.

$P_{ci}$  : Presión crítica de componente 'i' de la mezcla de gas.

$T_{ci}$  : Temperatura crítica de componente 'i' de la mezcla de gas.

$n$  : Numero de componentes en la mezcla de gas.

Muchas ecuaciones o algoritmos hay disponibles para reproducir la correlación de Standing – Katz presentada en **Apéndice A**, y los más precisos son los iterativos o de prueba y error. Uno de los más simples, que determina valores suficientemente precisos para cálculos de un flujo de dos fases, fue publicado por Brill and Beggs y modificado por Standing. La ecuación es:

$$Z = A + (1 - A) \text{EXP}(-B) + C(P_{sr})^D$$

EC. 2.6

Donde:

$$A = 1.39(Tsr - 0.92)^{0.5} - 0.36(Tsr) - 0.101$$

$$B = P_{sr}(0.62 - 0.23Tsr) + P_{sr}^2 \left[ \frac{0.066}{Tsr} - 0.86 - 0.037 \right] +$$

$$0.32 \frac{P_{sr}^6}{EXP[20.723(Tsr-1)]}$$

$$C = 0.132 - 0.32 \log Tsr$$

$$D = EXP(0.715 - 1.128 Tsr + 0.42 (Tsr)^2)$$

No se realizara ninguna corrección porque el contenido de contaminantes es despreciable con respecto al CO<sub>2</sub> y no esta presente H<sub>2</sub>S.

**PODER CALORIFICO DEL GAS NATURAL:** El poder calórico, denominado también valor o potencia calorífica, es una característica importante del gas natural y su precio como combustible depende de dicha propiedad. Se lo define como el calor liberado al quemarse completamente un volumen unitario del gas bajo determinadas

condiciones de presión y temperatura. El poder calorífico bruto se puede calcular de la siguiente manera:

$$PC = \sum_{i=1}^n (Y_i) (PC_i) \quad \text{EC. 2.7}$$

Donde:

PC : Poder calorífico del gas natural; BTU / SCF.

Y<sub>i</sub> : Fracción molar del componente 'i' de la mezcla de gas.

PC<sub>i</sub> : Poder calorífico del componente 'i' del gas; BTU / SCF.

A continuación se determinan las propiedades físico – químicas que fueron descritas, de cada una las secciones; **tabla II-6, tabla II-7:**

TABLA II-6

## PROPIEDADES FISICO – QUIMICAS DE LA SECCION TIGRE

PRESION (psia):	14.7
TEMP. (°R) =	537

COMPONENTE	Yi	Tci (°R)	Tsc (°R)	Pci (psia)	Psc (psia)	Mwi	Ma	PCi (BTU/SCF)	PC BRUTO (BTU/SCF)
Nitrógeno	0.10	227.51	21.77	492.80	47.15	28.01	2.68	0.00	0.00
Metano	0.79	343.34	270.36	667.00	525.21	16.04	12.63	1010.00	795.30
CO2	0.00	550.07	1.90	1069.50	3.69	44.01	0.15	0.00	0.00
Etano	0.05	547.73	25.04	707.80	32.36	30.07	1.37	1769.60	80.91
Propano	0.02	665.92	16.57	615.00	15.30	44.10	1.10	2516.10	62.62
Iso-Butano	0.01	734.41	6.36	527.90	4.57	58.12	0.50	3251.90	28.17
n-Butano	0.01	765.60	7.31	548.80	5.24	58.12	0.56	3262.30	31.16
Iso-Pentano	0.00	828.96	3.51	490.40	2.08	72.15	0.31	4000.90	16.94
n-Pentano	0.00	845.70	1.52	488.10	0.88	72.15	0.13	4008.90	7.19
C6+	0.02	911.80	16.95	439.50	8.17	86.18	1.60	4755.90	88.38
<b>TOTAL</b>	<b>1.00</b>		<b>371.28</b>		<b>644.66</b>	<b>MWt =</b>	<b>21.03</b>		<b>1110.67</b>

## VALORES SEUDOREDUCIDOS Y SEUDOCRITICOS

Tsc (°R)	371.28
Psc (psia)	644.66
Tsr	1.45
Psr	0.02

## RESULTADOS 'GRAVEDAD ESPECIFICA Y FACTOR DE COMPRESIBILIDAD Z'

G	0.73
Z	1.00

## RESULTADOS 'PESO MOLECULAR APARENTE Y PODER CALORIFICO'

Ma	21.03
PC BRUTO	1110.67

TABLA II-7

## PROPIEDADES FISICO – QUIMICAS DE LA SECCION 67

PRESION (psia):	14.7
TEMP. (°R) =	542

COMPONENTE	Yi	Tci (°R)	Tsc (°R)	Pci (psia)	Psc (psia)	Mwi	Ma	PCi (BTU/SCF)	PC BRUTO (BTU/SCF)
Nitrógeno	0.09	227.51	19.39	492.80	41.99	28.01	2.39	0.00	0.00
Metano	0.76	343.34	261.47	667.00	507.95	16.04	12.22	1010.00	769.16
CO2	0.00	550.07	2.51	1069.50	4.88	44.01	0.20	0.00	0.00
Etano	0.05	547.73	28.50	707.80	36.82	30.07	1.56	1769.60	92.07
Propano	0.03	665.92	23.24	615.00	21.46	44.10	1.54	2516.10	87.79
Iso-Butano	0.01	734.41	9.40	527.90	6.76	58.12	0.74	3251.90	41.63
n-Butano	0.01	765.60	11.18	548.80	8.02	58.12	0.85	3262.30	47.65
Iso-Pentano	0.01	828.96	6.23	490.40	3.69	72.15	0.54	4000.90	30.08
n-Pentano	0.00	845.70	2.74	488.10	1.58	72.15	0.23	4008.90	13.00
C6+	0.02	911.80	21.52	439.50	10.37	86.18	2.03	4755.90	112.23
<b>TOTAL</b>	<b>1.00</b>		<b>386.17</b>		<b>643.52</b>	<b>MWt =</b>	<b>22.31</b>		<b>1119.61</b>

VALORES SEUDOREDUCIDOS Y SEUDOCRITICOS

Tsc (°R)	386.17
Psc (psia)	643.52
Tsr	1.40
Psr	0.02

RESULTADOS 'GRAVEDAD ESPECIFICA Y FACTOR DE COMPRESIBILIDAD Z'

G	0.77
Z	1.00

RESULTADOS 'PESO MOLECULAR APARENTE Y PODER CALORIFICO'

Ma	22.31
PC BRUTO	1193.61

### 2.3. Producción de Petróleo y Gas

El petróleo y gas natural ya sea que se encuentren asociados o libres en el yacimiento son producidos en cada una de las secciones por medio de sistemas de levantamiento artificial. Esto se debe principalmente por el agotamiento de la energía disponible (presión) en el yacimiento para poder levantar estos fluidos hasta la superficie.

Una vez que el petróleo, el gas natural y el agua emergen a la superficie es necesario establecer qué cantidad de los recursos no renovables se maneja. En lo que respecta al Campo Ancón la estimación de los caudales de petróleo es realizada de forma diaria y continúa en el campo y en las facilidades de superficie. Mientras que la medición de los caudales de gas fue realizada de forma puntual entre diciembre del 2006 y mayo del 2007, con el uso de un medidor rotatorio de desplazamiento positivo diseñado para manejar el tipo de gases que se produce y con la flexibilidad de manejar caudales ya sean constantes y variables, y con un rango de operación de hasta 72000 SCFD y presión máxima de operación de 175 psig. A continuación se presentan las 78 mediciones de caudales de gas, con lo cual se determinó el GOR de producción y la declinación de la producción del gas en las secciones 67, Tigre y Navarra, **tabla II-8:**



TABLA II-8

**CAUDALES MEDIDOS DE GAS EN LAS SECCIONES 67, TIGRE Y NAVARRA**

No.	POZO	SECCION	SISTEMA DE LEV. ART.	FORMACION PRODUCTORA	CAUDAL DE GAS (SCFD)
1	ANC0551	TIGRE	BM	CPB/ST/PB/AT	6913
2	ANC0580	TIGRE	SW	CPB/ST/AT	12594
3	ANC0584	67	BM	ST/PB/AT	14456
4	ANC0588	67	BM	ST/PB	7271
5	ANC0600	67	SW	PB/AT	9733
6	ANC0602	67	BM	PB/AT	6356
7	ANC0603	67	BM	SO/ST/PB/AT	5859
8	ANC0604	67	BM	SO/CPB/PB/AT	34114
9	ANC0609	67	SW	SO/CPB/ST/PB	6339
10	ANC0661	67	BM	ST/PB/AT	13100
11	ANC0663	67	HL	CPB/ST/PB/AT	4507
12	ANC0668	67	BM	SO/CPB/ST/PB/AT	8823
13	ANC0701	NAVARRA	AB	AT	70000
14	ANC0702	67	BM	SO/CPB/ST/PB/AT	13895
15	ANC0703	67	BM	CPB/ST/PB/AT	6746
16	ANC0706	67	BM	SO/CPB/PB/AT	16227
17	ANC0708	67	BM	ST/PB	1979
18	ANC0770	TIGRE	SW	AT	9206
19	ANC0772	67	SW	ST/PB	16443
20	ANC0796	TIGRE	SW	CPB/ST/AT	1904
21	ANC1232	67	BM	SO/CPB/ST/PB	20764
22	ANC1236	67	BM	SO/CPB/ST/PB/AT	24861
23	ANC1242	67	BM	SO/CPB/ST/PB/AT	16230
24	ANC1253	67	BM	SO/CPB/ST/PB/AT	26746
25	ANC1254	67	SW	AT	14163
26	ANC1262	67	SW	SO/CPB/ST/PB	6793
27	ANC1266	67	SW	ST/PB/AT	8482
28	ANC1273	67	SW	ST/AT	5103
29	ANC1288	67	SW	CPB/ST/PB/AT	10809
30	ANC1552	TIGRE	SW	CPB/PB/AT	4053
31	ANC1648	NAVARRA	SW	PB/AT	45000
32	ANC1884	67	SW	ST/AT	6310
33	ANC1894	67	BM	SO/CPB/ST	5193
34	ANC1905	67	BM	SO/CPB/ST	11944
35	ANC1912	TIGRE	BM	ST/AT	6673
36	ANC1913	TIGRE	BM	ST/AT	12501
37	ANC1915	67	BM	SO/CPB/ST	37642
38	ANC1928	67	AB	SO/CPB/ST	4587
39	ANC1934	67	BM	SO/CPB/ST/PB/AT	13392
40	ANC1946	TIGRE	BM	AT	12523
41	ANC1949	67	BM	ST/PB/AT	4383
42	ANC1952	67	AB	AT	5864
43	ANC1962	TIGRE	BM	ST/AT	1730
44	ANC1985	NAVARRA	AB	AT	100000
45	ANC2004	71	AB	ST	29915
46	TIG0011	TIGRE	BM	CPB/PB/AT	6435
47	TIG0012S	TIGRE	BM	SO/CPB	7404
48	TIG0013	TIGRE	BM	ST/PB/AT	10239
49	TIG0014	TIGRE	BM	ST/PB/AT	14169

50	TIG0018	TIGRE	SW	SO/CPB/ST/PB/AT	11426
51	TIG0019	TIGRE	BM	SO/CPB/ST/PB/AT	12647
52	TIG0020	TIGRE	BM	CPB/PB/AT	8899
53	TIG0021	TIGRE	BM	PB/AT	7489
54	TIG0022	TIGRE	BM	CPB/PB/AT	7071
55	TIG0025	TIGRE	SW	PB	5915
56	TIG0027	TIGRE	BM	CPB/PB/AT	7814
57	TIG0028	TIGRE	BM	CPB/PB/AT	18262
58	TIG0030	TIGRE	SW	SO/CPB/PB/AT	2820
59	TIG0035	TIGRE	SW	SO/PB/AT	33050
60	TIG0037S	TIGRE	BM	CPB/ST	2605
61	TIG0039	TIGRE	BM	CPB/PB/AT	15801
62	TIG0040	TIGRE	BM	ST/PB/AT	12381
63	TIG0040S	TIGRE	BM	PB	2025
64	TIG0042	TIGRE	BM	ST/PB	2979
65	TIG0043	TIGRE	BM	CPB/ST/PB/AT	5924
66	TIG0045	TIGRE	HL	CPB/PB/AT	4946
67	TIG0045S	TIGRE	BM	ST	1082
68	TIG0046	TIGRE	BM	CPB/PB/AT	5521
69	TIG0050	TIGRE	BM	PB/AT	18788
70	TIG0051	TIGRE	BM	PB/AT	22821
71	TIG0055	TIGRE	BM	ST/PB/AT	15724
72	TIG0056	TIGRE	SW	CPB/ST/AT	5567
73	TIG0057	TIGRE	BM	CPB/ST	8342
74	TIG0059	TIGRE	BM	CPB/ST/PB/AT	11078
75	TIG0059S	TIGRE	BM	PB	3361
76	TIG0060	TIGRE	SW	CPB/ST/PB/AT	6093
77	TIG0062	TIGRE	SW	CPB/ST/PB/AT	3840
78	TIG0064	TIGRE	BM	PB/AT	6186

**RELACION GAS – PETRÓLEO DE PRODUCCION (GOR):** Se define como la razón de los pies cúbicos estándar, SCF, de gas que están siendo producidos a ese tiempo con respecto a los barriles de petróleo que están siendo producidos a ese mismo tiempo en el tanque de almacenamiento, STB.

Los SCF de gas que se están produciendo pueden provenir no solo del gas que está en solución, o del gas libre mas el gas de solución, de allí que, el valor del GOR es constante e igual a la solubilidad del

gas ( $R_s$ ) siempre y cuando la presión de yacimiento se encuentre por arriba de la presión de burbujeo o saturación, lo cual sucede al inicio de la producción de un pozo en yacimientos de petróleo subsaturado. Por debajo de la presión de burbujeo el GOR aumenta debido a que el gas libre en el yacimiento se mueve más rápido que el petróleo, para finalmente, al final de la vida de los yacimientos, decrecer el GOR de producción.

El GOR es medido en superficie y su valor depende principalmente de la presión y temperatura a la cual está operando el separador, por eso, la selección óptima de estos dos últimos parámetros es importante si se quiere obtener la máxima recuperación de petróleo y la mínima producción de gas (valores de relación gas – petróleo bajos). La ecuación que se utiliza para determinar el GOR de producción es:

$$GOR = \frac{Q_g}{Q_o} \quad \text{EC. 2.8}$$

Donde:

GOR: Relación gas - petróleo de producción; SCF/STB.

$Q_g$  : Tasa de producción de gas; SCF/día.

$Q_o$  : Tasa de producción de petróleo; STB/día.

El cálculo del GOR se lo hará utilizando los caudales de gas de los pozos que están conectados al sistema de captación, y la producción diaria de petróleo durante el 2007, **tabla II-9 y tabla II-10:**

**TABLA II-9**

**RELACION GAS – PETRÓLEO DE PRODUCCION  
(GOR) DE LA SECCION 67**

No.	POZO	PRODUCCION		
		STB/AÑO	STBD	SCFD
1	ANC0584	3923	10.748	14433
2	ANC0588	2459	6.738	7271
3	ANC0600	1598	4.379	9733
4	ANC0602	829	2.272	6356
5	ANC0603	829	2.271	5859
6	ANC0604	2888	7.913	34114
7	ANC0609	1019	2.792	6339
8	ANC0661	1975	5.410	13100
9	ANC0668	1516	4.152	8823
10	ANC0702	3932	10.772	13895
11	ANC0703	1917	5.251	7325
12	ANC0706	4374	11.983	16227
13	ANC0708	1690	4.631	1979
14	ANC0772	543	1.488	16443
15	ANC1232	5323	14.584	20764
16	ANC1236	2009	5.503	24151
17	ANC1242	1044	2.861	16230
18	ANC1253	2389	6.545	26746
19	ANC1254	1694	4.640	14163
20	ANC1262	1526	4.182	6793
21	ANC1266	462	1.266	8482

22	ANC1273	402	1.102	4391
23	ANC1288	632	1.731	10809
24	ANC1884	390	1.068	6310
25	ANC1894	2350	6.438	5193
26	ANC1905	4659	12.765	11944
27	ANC1915	730	2.001	37642
28	ANC1949	673	1.844	4383
<b>CAUDAL PROMEDIO DIARIO</b>			<b>5.26</b>	<b>12853</b>
<b>GOR (SCF/STB)</b>			<b>2443</b>	

TABLA II-10

**RELACION GAS – PETRÓLEO DE PRODUCCION  
(GOR) DE LA SECCION TIGRE**

No.	POZO	PRODUCCION		
		STB/AÑO	STBD	SCFD
1	ANC0551	504	1.382	6913
2	ANC0580	516	1.414	12594
3	ANC0770	322	0.883	9206
4	ANC0796	1494	4.094	1904
5	ANC1912	447	1.224	6673
6	ANC1913	1474	4.039	12501
7	ANC1946	391	1.070	12523
8	ANC1962	521	1.426	1730
9	TIG0011	1043	2.857	6435
10	TIG0013	2261	6.196	10239
11	TIG0014	4324	11.846	14169
12	TIG0019	1588	4.351	12647
13	TIG0020	458	1.256	8899
14	TIG0021	1288	3.530	7489
15	TIG0022	953	2.610	7071
16	TIG0028	2166	5.935	18262
17	TIG0035	438	1.201	33050
18	TIG0037S	403	1.104	2605
19	TIG0039	1442	3.952	15801
20	TIG0040	629	1.724	12381
21	TIG0040S	447	1.224	2025
22	TIG0042	506	1.388	2979
23	TIG0043	593	1.624	5924
24	TIG0045	465	1.273	4946

25	TIG0045S	455	1.247	1082
26	TIG0046	806	2.208	5521
27	TIG0050	4482	12.279	18788
28	TIG0051	508	1.392	22821
29	TIG0057	386	1.058	8342
30	TIG0059	1099	3.010	11078
31	TIG0059S	346	0.948	3361
32	TIG0062	469	1.284	3840
<b>CAUDAL PROMEDIO DIARIO</b>			<b>2.84</b>	<b>9494</b>
<b>GOR (SCF/STB)</b>			<b>3337</b>	

**PERFIL DE PRODUCCION DE GAS:** En los campos de petróleo y gas natural debido a la continua extracción de los recursos, la producción de crudo y de gas natural disminuye conforme va pasando el tiempo. Para realizar la correspondiente declinación del gas que se produce, se estimara cual es el potencial total del gas que existe en cada una de las secciones, **tabla II-11, tabla II-12, y tabla II-13:**

**TABLA II-11**

**CAPTACION DE POZOS EN SECCION TIGRE**

No.	POZO	SISTEMA DE LEV. ART.	PRODUCCION (SCFD)
1	ANC0551	BM	6913
2	ANC-552	BM	-
3	ANC0580	SW	12594
4	ANC0770	SW	9206
5	ANC0796	SW	1904

6	ANC1912	BM	6673
7	ANC1913	BM	12501
8	ANC1946	BM	12523
9	ANC1962	BM	1730
10	TIG0011	BM	6435
11	TIG0013	BM	10239
12	TIG0014	BM	14169
13	TIG0019	BM	12647
14	TIG0020	BM	8899
15	TIG0021	BM	7489
16	TIG0022	BM	7071
17	TIG0023	BM	-
18	TIG0028	BM	18262
19	TIG0035	SW	33050
20	TIG0037S	BM	2605
21	TIG0039	BM	15801
22	TIG0040	BM	12381
23	TIG0040S	BM	2025
24	TIG0042	BM	2979
25	TIG0043	BM	5924
26	TIG0045	HL	4946
27	TIG0045S	BM	1082
28	TIG0046	BM	5521
29	TIG0048S	BM	-
30	TIG0050	BM	18788
31	TIG0051	BM	22821
32	TIG0057	BM	8342
33	TIG0059	BM	11078
34	TIG0059S	BM	3361
35	TIG0062	SW	3840
36	TIG1002	BM	-
<b>PROMEDIO POZOS CAPTADOS</b>			<b>9494</b>
<b>CAUDAL TOTAL DE POZOS CAPTADOS</b>			<b>341772</b>

TABLA II-12

## CAPTACION DE POZOS EN SECCION 67

No.	POZO	SISTEMA DE LEV. ART.	PRODUCCION (SCFD)
1	ANC0584	BM	14433
2	ANC0588	BM	7271
3	ANC0600	SW	9733
4	ANC0602	BM	6356
5	ANC0603	BM	5859
6	ANC0604	BM	34114
7	ANC0609	SW	6339
8	ANC0661	BM	13100
9	ANC0668	BM	8823
10	ANC0702	BM	13895
11	ANC0703	BM	7325
12	ANC0706	BM	16227
13	ANC0708	BM	1979
14	ANC0772	SW	16443
15	ANC1232	BM	20764
16	ANC1236	BM	24151
17	ANC1242	BM	16230
18	ANC1253	BM	26746
19	ANC1254	SW	14163
20	ANC1262	SW	6793
21	ANC1266	SW	8482
22	ANC1273	SW	4391
23	ANC1288	SW	10809
24	ANC1884	SW	6310
25	ANC1890	BM	-
26	ANC1894	BM	5193
27	ANC1895	AB	-
28	ANC1896	BM	-
29	ANC1898	SW	-
30	ANC1905	BM	11944
31	ANC1915	BM	37642
32	ANC1928	HL	4587
33	ANC1949	BM	4383
34	ANC2004	AB	29915
<b>PROMEDIO POZOS CAPTADOS</b>			<b>13147</b>
<b>CAUDAL TOTAL DE POZOS CAPTADOS</b>			<b>446985</b>



TABLA II-13

**CAPTACION DE POZOS EN AREA NAVARRA**

No.	POZO	SISTEMA DE LEV. ART.	PRODUCCION (SCFD)
1	NAV0701	AB	70000
2	NAV1648	SW	45000
3	NAV1985	AB	100000
<b>PROMEDIO POZOS CAPTADOS</b>			<b>71667</b>
<b>CAUDAL TOTAL DE POZOS CAPTADOS</b>			<b>215000</b>

Por lo tanto de acuerdo a los caudales totales de las secciones se establece que la captación total será de 1004 MSCFD. Debido al no contar con un historial de producción de gas natural en las secciones, la declinación anual utilizada es del 4% que es la declinación histórica del pozo productor de gas ANC0701. Las producciones de gas anuales y diarias serian, **tabla II-14**:

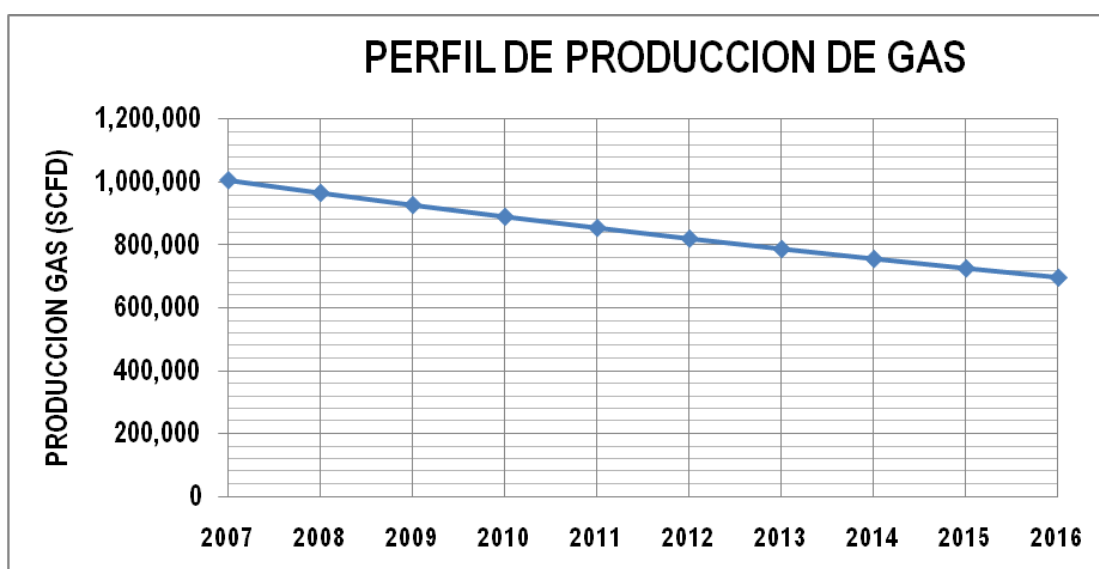
TABLA II-14

**PRODUCCIONES ANUALES Y DIARIAS DE GAS**

AÑO	PRODUCCION DIARIA (MSCFD)	PRODUCCION ANUAL (MMSCF)
2007	1004	366
2008	964	352

2009	925	338
2010	888	324
2011	853	311
2012	818	299
2013	786	287
2014	754	275
2015	724	264
2016	695	254

El perfil de producción en una grafica en coordenadas cartesianas es el siguiente, **figura II-3**:



**FIGURA II-3      PERFIL DE PRODUCCION DIARIA EN LOS PROXIMOS  
9 AÑOS DE GAS NATURAL**

#### **2.4. Contenido Liquido del Gas Natural**

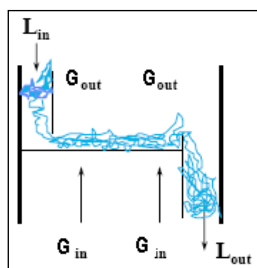
El contenido líquido del gas natural, también conocido con el nombre de 'Riqueza del gas', se define como el número de galones de hidrocarburos recuperables con líquidos por cada 1000 pies cúbicos estándar de gas. Se expresa generalmente por el símbolo GPM y es un factor importante que debe ser conocido principalmente en sistemas de captación y transporte de gas (para el control del punto de rocío) así como en plantas de gasolina natural (para su extracción). En nuestro caso, en el cálculo de GPM se incluye  $C_3^+$  debido a que el proceso que se aplica en la Planta de Gasolina recupera fracciones de  $C_3$  y más pesados.

Para extraer los componentes hidrocarburos pesados del gas natural se diseñan las plantas de extracción de gasolina natural en las cuales los componentes pesados se separan como líquidos del metano y del etano. El proceso de recuperación de los componentes pesados que es aplicado en la planta de extracción de gasolina natural en el Campo Ancón se detalla a continuación.

## **RECUPERACION DE HIDROCARBUROS MEDIANTE**

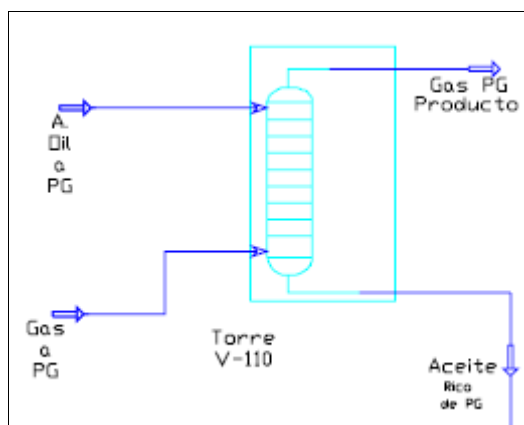
**ABSORCION:** Unas de las más antiguas tecnologías, conocida también como Plantas de Aceite Pobre (en componentes livianos).

Consta de una torre absorbidora que puede ser de platos o tener empaquetamiento. Las torres que existen en el campo Ancón son con platos y en ellos interactúan el Aceite Absorbedor o Aceite Pobre que entra por la parte superior de la torre, descendiendo plato por plato y absorbe en flujo contracorriente los componentes hidrocarburos mas pesados de una corriente de gas que entra por la parte del fondo, como se muestra en la **figura II-4**:



**FIGURA II-4: SIMULACION DEL PROCESO DE ABSORCION EN UN PLATO DE LA TORRE ABSORBEDORA**

El Aceite Rico en componentes livianos proveniente del Absorbedor, es luego enviado a una torre de fraccionamiento para separar o recuperar dichos componentes. Para ello el Aceite Rico debe ser calentado lo suficiente para desprender sus hidrocarburos livianos como propano, butanos, pentanos, hexanos y otros componentes de la gasolina natural.



**FIGURA II-5      DIAGRAMA DEL PROCESO EN LA TORRE  
ABSORBEDORA**

Como se indicó anteriormente el gas natural que ingresa a la torre absorbidora entregará por medio de un proceso de absorción del aceite pobre los componentes hidrocarburos que a la presión y temperatura que se encuentran sometidos en la torre se convierten en hidrocarburos líquidos, pero a un respectivo porcentaje de recobro.

Con los análisis cromatográficos efectuados al gas natural que entra y sale de la planta de extracción de gasolina natural se obtuvieron los siguientes factores de eficiencias de recobro de líquidos del gas natural, **tabla II-15:**

TABLA II-15

**FACTORES DE EFICIENCIA DE RECOBRO DE  
HIDROCARBUROS LÍQUIDOS PRESENTES EN EL  
GAS NATURAL QUE ENTRA A LA PLANTA**

COMPONENTE	% Recobro
Propano	94%
Iso-Butano	97%
n-Butano	98%
Iso-Pentano	99%
n-Pentano	99%
C6+	94%

Se estimará los GPM usando la composición del gas natural a la entrada de la planta de extracción de gasolina natural, ella fue establecida por varias cromatografías que se tomaron en periodo de operación. Los GPM pueden calcularse con la siguiente ecuación:

$$GPM = \sum_{i=1}^n \frac{1000 * Y_i * \left(\frac{GAL}{MOLE}\right)_i}{379,49 \text{ scf/mole}} \quad \text{EC. 2.9}$$

Donde:

GPM : Galones de liquido por cada 1000 SCF de gas natural.

Y<sub>i</sub> : Fracción molar del componente 'i' de la mezcla de gas.

$\left(\frac{GAL}{MOLE}\right)_i$  : Galones de líquido por mol del componente 'i' de la mezcla de gas.

El contenido líquido del gas natural que es producido, tratado y entregado a la planta de gasolina es, **tabla II-16:**

**TABLA II-15**

**GPM DEL GAS NATURAL A LA ENTRADA DE LA PLANTA DE GASOLINA - ANCON**

COMPONENTE	Flujo Molar (lbm/hr)	Fracción Molar (Yi)	Mwi	gal/lb mole	GPM
Nitrógeno	41.11	0.10	28.01	4.15	-
Metano	300.60	0.76	16.04	6.42	-
CO2	1.61	0.00	44.01	6.45	-
Etano	21.69	0.05	30.07	10.13	-
Propano	12.81	0.03	44.10	10.43	0.89
Iso-Butano	4.51	0.01	58.12	12.39	0.37
n-Butano	5.04	0.01	58.12	11.94	0.40
Iso-Pentano	2.41	0.01	72.15	13.86	0.22
n-Pentano	1.09	0.00	72.15	13.71	0.10
C6+	5.83	0.01	86.18	15.57	0.60
<b>TOTAL</b>	<b>396.70</b>	<b>1.00</b>			<b>2.58</b>

Luego de haber establecido los porcentajes de recobro de los hidrocarburos líquidos y los GPM se puede estimar cual sería la producción diaria (asumiendo un 75% de eficiencia en los procesos en planta de gasolina) de gasolina natural, y considerando que el caudal diario que ingresaría a la planta de gasolina sea el establecido en la captación total. Por lo tanto la producción sería, **tabla II-16:**

**TABLA II-16**

**PRODUCCION DIARIA DE GASOLINA NATURAL**

COMPONENTE	Flujo Molar (lbm/hr)	Fracción Molar (Yi)	gal/lb mole	GPM	gal/día	% Recobro	corregido gal/día
Nitrógeno	41.11	0.10	4.15				
Metano	300.60	0.76	6.42				
CO2	1.61	0.00	6.45				
Etano	21.69	0.05	10.13	1.46	1464.65		
Propano	12.81	0.03	10.43	0.89	891.26	0.94	839.70
Iso-Butano	4.51	0.01	12.39	0.37	372.08	0.97	362.34
n-Butano	5.04	0.01	11.94	0.40	401.40	0.98	393.48
Iso-Pentano	2.41	0.01	13.86	0.22	223.10	0.99	220.22
n-Pentano	1.09	0.00	13.71	0.10	99.33	0.99	98.19
C6+	5.83	0.01	15.57	0.60	605.05	0.94	571.42
<b>TOTAL</b>	<b>396.70</b>	<b>1.00</b>		<b>2.58</b>	<b>2592.22</b>		<b>1913.93</b>

<b>VOLUMEN (MSCFD)</b>	<b>1004</b>
------------------------	-------------

<b>PRODUCCION DIARIA GASOLINA NATURAL</b>	<b>34.19</b>	<b>BARRILES</b>
---	--------------	-----------------

**2.5. Disponibilidad del Gas Natural para el proyecto**



## **SECCION TIGRE**

Para la disponibilidad de gas natural en la sección de Tigre se analizaron 32 de los 51 pozos que podrían entrar al sistema de captación. Los datos que registro el medidor de gas para los 32 pozos dieron un caudal total real 303798 SCFD con esto el promedio real por pozo es de 9494 SCFD.

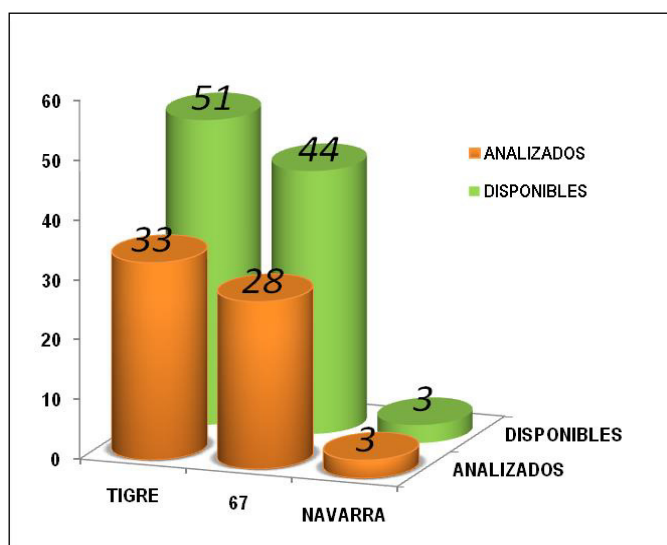
Si proyectamos este valor para los 51 pozos de la sección Tigre la disponibilidad en esta sección seria de 484194 SCFD.

## **SECCION 67**

En la sección 67 el gas natural que podría entrar al sistema de captación se lo obtendría de 44 pozos y la disponibilidad se analizo en 28 pozos. En los 28 pozos se obtuvo un promedio real por pozo de 12853 SCFD. Proyectando este valor para todos los pozos de la sección 67 la disponibilidad seria de 565532 SCFD.

## **AREA NAVARRA**

La disponibilidad se obtiene directamente de los tres pozos que fueron registrados por el medidor de gas. Se obtuvo un caudal total de 215000 SCFD con un promedio por pozo de 71667 SCFD.



**FIGURA II-6      DISPONIBILIDAD POR NUMERO DE POZOS**

Con lo cual queda establecido que la disponibilidad total de gas para el proyecto es de 1264726 SCFD.



# **CAPITULO 3**

## **3. CAPTACIÓN, SEPARACIÓN Y ALMACENAMIENTO**

Luego de haber cuantificado la disponibilidad del gas natural del campo Ancón y realizada la caracterización del mismo a través de sus propiedades físico-químicas, debemos analizar el diseño que permita la correcta captación y separación del gas natural que será enviado a Plantas Compresoras.

### **3.1. Sistema de Recolección de Gas**

En un campo Petrolero, los sistemas de recolección consisten en un conjunto de tuberías, equipos e instalaciones necesarias para movilizar el petróleo y gas producidos desde la cabeza del pozo hasta su destino final.

Para poder controlar y manejar la llegada de los diferentes fluidos que se producen de un yacimiento, es necesario instalar una serie de

válvulas y controles en la cabeza de cada uno de los pozos productores. En superficie cada pozo cuenta con una línea de flujo que conduce los fluidos hasta un sistema de separación líquido-gas y de este separador, se desprenden los diferentes flujos hacia otros procesos y tratamientos.

Al diseñar un sistema de recolección de gas, además de las condiciones de orden topográfico se debe tener en cuenta lo siguiente:

1. El tamaño de las líneas empleadas es mayor que para un sistema de petróleo.
2. Debido a lo anterior en el sistema de gas es más importante que las líneas sean tan cortas como sea posible.
3. Debe hacerse un balance económico entre tamaño de líneas y potencia (presión) de transmisión necesaria, con el fin relacionar el tamaño más económico teniendo en cuenta que desde el punto de vista de operación son preferidas las líneas

de mayor tamaño porque transportan el gas con menor pérdida de presión por fricción.

4. La presión de transmisión disponible inicialmente dependiendo de la presión de operación de los separadores; esta no debe ser mayor que la requerida para que los pozos puedan operar eficientemente, pero es deseable que sea tan alta como sea posible para que el gas conserve su energía y se facilite transmisión a través de líneas de menor diámetro. Además mientras mayor sea la presión del gas menor será su volumen y menor la tubería necesaria para su transporte.

### **Sistema de Captación**

El gas natural se obtendrá de la producción diaria de hidrocarburos que se obtiene de las secciones 67, Tigre y Navarra del Campo "Gustavo Galindo Velasco".

En la sección 67 se captará 34 pozos, de los cuales 21 son de Bombeo Mecánico, 9 del Sistema SW, 2 de Herramienta Local y 2 eran abandonados. Los estudios efectuados con el medidor de gas

evaluaron que el caudal de Gas Natural en esta sección es de 447 MSCFD.

En la sección Tigre se capta 36 pozos, de estos 30 son de Bombeo Mecánico y 6 del Sistema SW, esta sección tiene un flujo de Gas Natural de 342 MSCFD. También se está captando 3 pozos de la Sección Navarra con un flujo de 215 MSCFD.

El caudal promedio por sección y la captación total para el proyecto se muestra en la **tabla III-1**:

**TABLA III-1**

<b>CAPTACION TOTAL</b>			
<b>SECCIONES</b>	<b># POZO</b>	<b>CAUDAL PROMEDIO POR SECCION</b>	<b>CAUDAL DE GAS (SCFD)</b>
67	34	13147	446986
TIGRE	36	9494	341772
NAVARRA	3	71667	215000
<b>CAUDAL TOTAL DE POZOS CAPTADOS</b>			<b>1003758</b>

El proceso de captación de gas inicia en los pozos que se encuentran produciendo petróleo y gas, estos fluidos van hacia subestaciones de producción, que están conformadas por un

manifold, dos separadores verticales y un tanque de almacenamiento de petróleo.

Las subestaciones fueron ubicadas estratégica y técnicamente de acuerdo a la cercanía de los pozos y geografía del terreno, de acuerdo a esto existen 7 subestaciones, 3 de ellas se ubican en la sección 67 y 4 en la sección Tigre.

Las subestaciones 1, 2 y 3 captan el gas de los pozos de la sección 67, el cual irá a la Planta Compresora 67, en las **tabla III-2**, **tabla III-3** y **tabla III-4** se muestran los pozos de cada subestación.

**TABLA III-2**

**SUBESTACION 1**

No.	POZO	SISTEMA DE LEVAN. ARTIFICIAL	CAUDAL DE GAS (SCFD)	Presión (psi)	Temperatura (°F)	Distancia a Manifold (m)
1	ANC0584	BM	14433	1.30	80.9	122
2	ANC0588	BM	7271	0.50	84	21
3	ANC0600	SW	9733	0.50	81	5
4	ANC0602	BM	6356	0.00	79	13
5	ANC0603	BM	5859	0.50	79	128
6	ANC0604	BM	34114	1.69	83	184
7	ANC0609	SW	6339	0.00	86	1527
8	ANC0661	BM	13100	1.10	83	152
9	ANC0702	BM	13895	1.00	85	380
10	ANC0703	BM	7325	0.60	85	142
11	ANC0706	BM	16227	2.00	85	303
12	ANC0708	BM	1979	0.20	84	333
13	ANC0772	SW	16443	0.50	84	289
14	ANC1253	BM	26746	0.10	88	571
<b>Producción Total</b>			<b>179819</b>			



TABLA III-3

## SUBESTACION 2

No.	POZO	SISTEMA DE LEVAN. ARTIFICIAL	CAUDAL DE GAS (SCFD)	Presión (psi)	Temperatura (°F)	Distancia a Manifold (m)
1	ANC0668	BM	8823	0.40	79.52	475
2	ANC1232	BM	20764	0.80	80.96	232
3	ANC1236	BM	24151	0.10	84.02	132
4	ANC1890	BM	13147	0.33	81.10	26
5	ANC1895	AB	13147	0.33	81.10	202
6	ANC1898	SW	13147	0.33	81.10	20
7	ANC1949	BM	4383	0.00	79.70	153
<b>Producción Total</b>			<b>97561</b>			

TABLA III-4

## SUBESTACION 3

No.	POZO	SISTEMA DE LEVAN. ARTIFICIAL	CAUDAL DE GAS (SCFD)	Presión (psi)	Temperatura (°F)	Distancia a Manifold (m)
1	ANC1242	BM	16230	0.00	82.04	184
2	ANC1254	SW	14163	0.30	76.28	337
3	ANC1262	SW	6793	0.00	75.92	181
4	ANC1266	SW	8482	0.50	84.20	888
5	ANC1273	SW	4391	0.50	78.89	207
6	ANC1288	SW	10809	0.00	79.70	697
7	ANC1884	SW	6310	0.00	78.98	24
8	ANC1894	BM	5193	0.00	77.90	153
9	ANC1896	BM	13147	0.56	80.14	173
10	ANC1905	BM	11944	0.00	80.60	356
11	ANC1915	BM	37642	3.40	86.18	165
12	ANC1928	HL	4587	0.00	77.00	28
13	ANC2004	AB	29915	2.00	84.02	1163
<b>Producción Total</b>			<b>169605</b>			

Mientras las subestaciones 4, 5, 6, y 7 captan el gas de los pozos de la Sección Tigre e irán a la Planta Compresora Tigre; el gas captado

proveniente de la sección Navarra ingresa a la subestación 6 para luego dirigirse a la Planta Compresora Tigre.

En la tabla III-5, tabla III-6, tabla III-7 y tabla III-8 se detallan los pozos que ingresan a cada subestaciones de la sección Tigre.

**TABLA III-5**

**SUBESTACION 4**

No.	POZO	SISTEMA DE LEVAN. ARTIFICIAL	CAUDAL DE GAS (SCFD)	Presión (psi)	Temperatura (°F)	Distancia a Manifold (m)
1	TIG0011	BM	6435	0.40	84.02	507
2	TIG0013	BM	10239	0.10	80.06	233
3	TIG0014	BM	14169	0.50	80.96	38
4	TIG0021	BM	7489	0.00	83.30	233
5	TIG0022	BM	7071	0.60	78.80	229
6	ANC0551	BM	6913	0.50	81.32	646
7	ANC0552	BM	13147	0.35	81.41	290
<b>Producción Total</b>			<b>65463</b>			

**TABLA III-6**

**SUBESTACION 5**

No.	POZO	SISTEMA DE LEVAN. ARTIFICIAL	CAUDAL DE GAS (SCFD)	Presión (psi)	Temperatura (°F)	Distancia a Manifold (m)
1	TIG0023	BM	9494	0.91	81.7	195
2	TIG0028	BM	18262	1.00	83.48	131
3	TIG0035	SW	33050	0.50	83.3	823
4	TIG0039	BM	15801	0.80	83.66	405
5	TIG0040	BM	12381	0.20	80.42	262
6	TIG0040S	BM	2025	0.00	78.8	190
7	TIG0043	BM	5924	0.60	79.34	403
8	TIG0045	HL	4946	0.00	80.24	198
9	TIG0050	BM	18788	3.40	83.3	16
10	TIG0051	BM	22821	1.70	82.76	226
<b>Producción Total</b>			<b>143490</b>			

El gas natural que se produce en las secciones 67 y Tigre tiene una presión igual a la presión atmosférica, mientras que el de la sección Navarra posee una presión mayor a la atmosférica.

**TABLA III-7**

**SUBESTACION 6**

No.	POZO	SISTEMA DE LEVAN. ARTIFICIAL	CAUDAL DE GAS (SCFD)	Presión (psi)	Temperatura (°F)	Distancia a Manifold (m)
1	TIG0019	BM	12647	0.20	81.86	269
2	TIG0020	BM	8899	0.50	82.22	335
3	TIG0037S	BM	2605	0.00	71.06	243
4	TIG0045S	BM	1082	0.00	75.38	138
5	TIG0048S	BM	9494	0.15	78.90	9
6	TIG0059	BM	11078	0.10	83.30	16
7	TIG0059S	BM	3361	0.00	76.82	132
8	TIG0062	SW	3840	0.10	80.42	238
9	ANC0580	SW	12594	0.50	84.74	573
10	ANC0770	SW	9206	0.40	77.18	49
11	ANC0796	SW	1904	0.00	75.20	29
12	ANC1912	BM	6673	0.10	80.96	160
13	ANC1946	BM	12523	0.10	84.02	498
14	ANC1962	BM	1730	0.00	72.50	61
1	ANC0701	SW	70000	1.26	81.10	3100
2	ANC1648	SW	45000	0.53	81.84	
3	ANC1985	SW	100000	1.94	76.82	3500
<b>Producción Total</b>			<b>312636</b>			

**TABLA III-8**

**SUBESTACION 7**

No.	POZO	SISTEMA DE LEVAN. ARTIFICIAL	CAUDAL DE GAS (SCFD)	Presión (psi)	Temperatura (°F)	Distancia a Manifold (m)
1	ANC1913	BM	12501	0.30	82.40	196
2	TIG0042	BM	2979	0.20	79.16	180
3	TIG0057	BM	8342	0.50	81.32	15
4	TIG0046	BM	5521	0.00	77.18	3
5	TIG1002	BM	9494	0.25	80.02	91
<b>Producción Total</b>			<b>38835</b>			

### Caudal de Flujo

El flujo de una mezcla puede ser calculado de la siguiente manera

$$W = 3180Q_g S + 14,6Q_l (S.G.) \quad \text{EC 3.1}$$

Donde:

$Q_g$  = Caudal de gas, MMSCFD

$Q_l$  = Caudal de Líquido, bpd

$S$  = Gravedad Específica del Gas

(S.G.) = Gravedad Específica del Líquido

$W$  = Flujo de la mezcla en lb/hr

Para demostrar la ecuación (3.1) iniciamos diciendo que  $L$  es el flujo líquido en lb/hr, y  $Q_l$  en bpd

$$L = Q_l \frac{\text{barriles}}{\text{dia}} \times 5,61 \frac{\text{ft}^3}{\text{barriles}} \times \frac{\text{dia}}{24\text{hr}} \times 64,4 (S.G.) \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$L = 14,6Q_l (S.G.) \quad \text{EC 3.2}$$

Y que G es el flujo de gas en lb/hr, y Q<sub>g</sub> en MMSCFD

$$G = Q_g \frac{\text{MMSCF}}{\text{dia}} \times 1000000 \frac{\text{scf}}{\text{MMSCF}} \times 0,0764(\text{S}) \frac{\text{lb}}{\text{scf}} \times \frac{1 \text{ dia}}{24 \text{ hr}}$$

$$G = 3180Q_g(\text{S}) \quad \text{EC 3.3}$$

Si sumamos los dos flujos, obtendremos el flujo de la mezcla;

$$W = G + L \quad \text{EC 3.4}$$

Reemplazando las ecuaciones (3.2) y (3.3) en la ecuación (3.4)

tenemos que:

$$W = 3180Q_g(\text{S}) + 14,6Q_1(\text{S.G.}) \quad \text{EC 3.1}$$

### Densidad de Flujo

La densidad del flujo se calcula mediante la ecuación

$$\rho_m = \frac{12409(\text{SG})P + 2.7RSP}{198.7P + RTZ} \quad \text{EC 3.5}$$

Donde:

P = Presión de operación, psia

R = Relación Gas/Líquido ft<sup>3</sup>/bbl

T = Temperatura de operación, °R

Para demostrar la ecuación (3.5) podemos decir si g es caudal de flujo en ft<sup>3</sup>/s y Q<sub>g</sub> está dado en MMSCFD entonces:

$$g = Q_g \frac{1000000 \text{scf}}{\text{MM}} \times \frac{\text{dia}}{24 \text{hr}} \times \frac{\text{hr}}{3600 \text{s}} \times \frac{14,7}{P} \times \frac{\text{TZ}}{520}$$

$$g = 0,327 \frac{Q_g \text{TZ}}{P} \quad \text{EC 3.6}$$

Y también l esta dado en ft<sup>3</sup>/s y Q<sub>l</sub> en bpd

$$l = Q_l \times 5,61 \frac{\text{ft}^3}{\text{barriles}} \times \frac{\text{dia}}{24 \text{hr}} \times \frac{\text{hr}}{3600 \text{s}}$$

$$l = 6,49 \times 10^{-5} Q_l \quad \text{EC 3.7}$$

Si

$$\rho_m = \frac{W}{3600(1+g)} \quad \text{EC 3.8}$$

Reemplazando las ecuaciones (3.6) y (3.7) en la ecuación (3.8) nos queda:

$$\rho_m = \frac{3180Q_g S + 14,6Q_l (S.G.)}{3600(6,49 \times 10^{-5} Q_l + 0,327 \frac{Q_g T Z}{P})} \quad \text{EC 3.9}$$

Tomando en cuenta la relación Gas/Líquido

$$R = \frac{1000000Q_g}{Q_l} \quad \text{EC 3.10}$$

Al reemplazar la ecuación (3.9) en la ecuación (3.10) esta queda:

$$\rho_m = \frac{3180Q_g S + \frac{(14,6)(1000000)Q_g(S.G.)}{R}}{3600\left(\frac{6,49 \times 10^{-5} \times 10^6 Q_g}{R} + 0,327 \frac{Q_g T Z}{P}\right)} \quad \text{EC 3.11}$$

Multiplicando arriba y debajo de la ecuación (3.11) por R x P

$$\rho_m = \frac{14,6 \times 10^6 (S.G.) P + 3180 R S P}{3600(64,9 P + 0,327 R T Z)} \quad \text{EC 3.12}$$

Dividendo arriba y abajo la ecuación (3.12) para 1177 finalmente nos obtenemos:

$$\rho_m = \frac{12409 (S.G.) P + 2,7 R S P}{198,7 P + R T Z} \quad \text{EC 3.5}$$

Los cálculos de flujo y densidad de la mezcla gas/petróleo de provenientes de las secciones 67 y Tigre se muestra en **tabla III-9**.

**TABLA III-9**

**PARAMETROS PARA CALCULO DE FLUJO Y DENSIDAD DE LA MEZCLA**

PROPIEDADES		UNIDADES	SECCIÓN 67	SECCIÓN TIGRE
Flujo de gas	Qg	(MMSCFD)	0.447	0.342
Flujo de líquido	Ql	(bpd)	125	113
Gravedad específica gas	S		0.77	0.73
API			35.7	35.7
Presión	P	psia	14.7	14.7
Temperatura	T	°R	560	560
Relación gas/petróleo	GOR	ft <sup>3</sup> /bbl	2443	3337
Factor de Compresibilidad	Z		1	1

RESULTADOS				
Gravedad específica líquido	S.G		0.85	0.85
Flujo de la mezcla	W	(lb/hr)	2639	2190
Densidad de la mezcla	$\rho_m$	lb/ft <sup>3</sup>	0.167	0.134

### 3.2. Líneas de Flujo

Las líneas de flujo son tuberías por las cuales se va a transportar los fluidos producidos, desde la cabeza del pozo, hasta el manifold de la



estación de recolección y tratamiento que se haya establecido para ese fin.

Las líneas de flujos de los pozos, que van desde la cabeza del pozo llegan al manifold de producción en donde se dispone selectivamente para pasar la producción de fluidos por el separador general o dejar pozos en pruebas. Los fluidos que pasan por el separador general se separan, el gas separado se recupera por la parte superior dirigido hacia las plantas compresoras y el crudo sale por la parte inferior del separador, hacia el tanque de asentamiento.

### **3.3. Líneas de Producción**

Cuando el petróleo y gas se han separado en las subestaciones, el petróleo pasa a los tanques de almacenamiento y el gas se dirige hacia las plantas compresoras por las líneas de producción.

Esta tubería debe tener un diámetro adecuado para que el gas no produzca erosión, la caída de presión sea mínima y según la Norma API RP14E la velocidad no sea mayor a 60 ft/s ni menor a 15 ft/s.

### **Determinación del diámetro de Tubería.**

Para el caso de un flujo de un fluido compresible como el gas natural, las siguientes suposiciones son validas:

1.- El sistema no realiza ni recibe ningún trabajo;

$$W=0$$

2.- El flujo es isotérmico y se comporta de acuerdo a la Ley de Boyle.

$$\frac{P_1 V_1}{Z_1} = \frac{P_2 V_2}{Z_2}$$

3.- La diferencia neta de nivel en la tubería es despreciable (flujo horizontal);

$$\Delta H = 0$$

4.- El flujo se encuentra en estado continuo (flujo de masa constante).

5.- Los cambios de energía cinética se consideran despreciables;

$$\Delta \frac{V^2}{2g_c} = 0$$

### Diámetro Interno Mínimo

El diámetro interno no puede ser demasiado pequeño porque se incrementará la velocidad del gas, causando por consiguiente ruido, caídas de presión y erosión. Debemos encontrar el diámetro mínimo donde el gas pueda transportarse sin causar daños a sistema de transportación, se lo realizara por medio de la siguiente ecuación:

$$d = \sqrt{\frac{60 Q_g T Z}{P V}} \quad \text{EC 3.13}$$

Donde:

$Q_g$  = Caudal de gas, MMSCFD

$T$  = Temperatura, °R

$P$  = Presión, psia

$V$  = Velocidad del Flujo, ft/s

$d$  = Diámetro, in

En la **tabla III-10** se muestra el diámetro interno mínimo que debería utilizarse en las subestaciones de producción para transportar el gas natural hasta las Plantas Compresoras.

**TABLA III-10**

**DIAMETRO INTERNO MINIMO**

SUBESTACIONES	CAUDAL DE GAS (SCFD)	PRESIÓN (PSIA)	TEMPERATURA (°F)	Z	VELOCIDAD FT/SEG	DIÁMETRO INT. MÍNIMO (IN)
SUBESTACION 1	179819	15.41	83.34	1	60	2.518
SUBESTACION 2	97561	15.03	81.07	1	60	1.874
SUBESTACION 3	169605	15.26	80.14	1	60	2.450
SUBESTACION 4	65463	15.05	81.41	1	60	1.535
SUBESTACION 5	143490	15.61	81.70	1	60	2.231
SUBESTACION 6	312636	14.85	78.90	1	60	3.368
SUBESTACION 7	38835	14.95	80.02	1	60	1.184

Por disponibilidad se empleará tubería de 4" para la transportación del gas natural hacia las Plantas Compresoras ya que es mayor al diámetro interno mínimo.

### **Velocidad del Flujo**

Como ya se definió que la tubería que transportará el gas desde las subestaciones hasta las Plantas Compresoras será de 4" debemos calcular la velocidad de flujo.

En la **tabla III-11** se muestra la velocidad de flujo para las diferentes subestaciones de producción.

**TABLA III-11**

**VELOCIDAD DE FLUJO**

SUBESTACIONES	CAUDAL DE GAS (SCFD)	PRESION (PSIA)	TEMPERATURA °F	Z	DIAMETRO INTERNO (IN)	VELOCIDAD FT/SEG
SUBESTACION 1	179819	15.41	83.34	1	4	23.77
SUBESTACION 2	97561	15.03	81.07	1	4	13.17
SUBESTACION 3	169605	15.26	80.14	1	4	22.51
SUBESTACION 4	65463	15.05	81.41	1	4	8.83
SUBESTACION 5	143490	15.61	81.70	1	4	18.67
SUBESTACION 6	312636	14.85	78.90	1	4	42.53
SUBESTACION 7	38835	14.95	80.02	1	4	5.26

### 3.4. Equipos Auxiliares en líneas de Gas

#### Trampas para acumulación y drenaje de líquidos

Como resultado de la reducción en la temperatura del gas natural ocasionada por expansión en determinados sitios del sistema de recolección puede ocurrir condensación del vapor de agua y en algunos casos vapores de hidrocarburos, líquidos resultantes tienden a acumularse en los puntos más bajos de la líneas.

Estos condensados pueden llegar a obstaculizar el flujo el gas particularmente en climas fríos por solidificación; en algunos casos se va líquidos a las líneas de gas por los separadores, por lo que es necesario instalar en estos sitios estratégicos trampas pequeñas o drenajes. Periódicamente, los líquidos acumulados se deben drenar mediante la manipulación sencilla de las válvulas de las trampas.

### **Purificadores o “SCRUBBERS”**

Son trampas de mayor tamaño que las anteriores, situadas hacia el final de las líneas de gas en las plantas compresoras o de gasolina natural, para separar cualquier líquido condensado, aceite, emulsión, incrustaciones de las tuberías u otro tipo de sedimentos que haya sido arrastrado por el gas. También se usan extensamente en las líneas de gas combustible.

Esencialmente los purificadores son tanques cilíndricos de diámetro suficiente para permitir una velocidad de flujo menor que en la línea de transmisión, permitiendo el asentamiento y acumulación en el fondo, de líquidos y sólidos y su expulsión periódica a través de una válvula de drenaje.

### **3.5. Separación Gas-Petróleo**

Un separador representa la primera instalación del procesamiento. Un diseño incorrecto de un recipiente puede traer como consecuencia una reducción en la capacidad de operación de la totalidad de las instalaciones asociadas con la unidad.

#### **FUNCIONES Y REQUISITOS NECESARIOS EN EL DISEÑO DE UN SEPARADOR**

Un recipiente bien diseñado hace posible una separación del gas libre y de los diferentes líquidos. Por ende el objetivo es cumplir con las siguientes funciones:

- Permitir una primera separación entre los hidrocarburos, esencialmente líquidos y gaseosos.
- Refinar aún más el proceso, mediante la recolección de partículas líquidas atrapadas en la fase gaseosa.

- Liberar parte de la fracción gaseosa que pueda permanecer en la fase líquida.
- Descargar por separado, las fases líquidas y gaseosa, para evitar que se puedan volver a mezclar parcial o totalmente.

Para satisfacer las funciones que debe cumplir un separador, es necesario tomar en cuenta los puntos siguientes:

- La energía que posee el fluido al entrar al recipiente debe ser controlada.
- Las tasas de flujo de las fases líquidas y gaseosa deben estar comprendidas dentro de ciertos límites, que serán definidos a medidas que se realice el diseño.
- La turbulencia que ocurre en la sección ocupada por el gas debe ser mínima.
- La acumulación de espuma y partículas contaminantes ha de ser controlada.
- Las fases líquidas y gaseosa no se deben poner en contacto una vez separadas.



- Las salidas de los fluidos necesitan estar provistas de controles de presión y/o nivel.
- Las regiones del separador donde se pueden acumular sólidos deben, en lo posible, tener las previsiones para la remoción de esos sólidos.
- El separador requiere de válvulas de alivio, con el fin de evitar presiones excesivas, debido a diferente causa.
- Es conveniente que todo recipiente tenga una boca de visitas, para facilitar la inspección y mantenimiento.

El cumplimiento de los puntos antes mencionados es fundamental para obtener la eficiencia requerida.

## **FACTORES QUE SE DEBEN CONSIDERAR DURANTE EL DISEÑO**

A los efectos del diseño de un separador se deben considerar los parámetros que afectan el comportamiento del sistema. Se analizarán las propiedades de los fluidos, las cuales derivan del comportamiento de las fases que se separan cuando la mezcla de hidrocarburos entra al recipiente.

Las características del gas y del líquido dentro de la unidad intervienen de manera directa en dimensionamiento, como lo son: Las tasas de flujo mínima y máxima del líquido y del gas y su respectivo promedio, temperatura y presión de operación del separador, las propiedades de los fluidos, el número de fases a manejar; la información sobre todos estos elementos mencionados es necesaria para determinar el diseño mecánico adecuado.

## **DISEÑO DEL SEPARADOR**

Diseñamos un separador vertical ya que en el campo disponen de algunos que no son utilizados, a estos separadores que están fuera de servicio se les hizo un mantenimiento para emplearlos en el proyecto.

Para un buen diseño un diámetro mínimo debe mantenerse para permitir que las gotas de líquido se separen del gas fluyendo hacia arriba. El requisito de tiempo de retención de líquido especifica una combinación diámetro y altura de líquido. Cualquier diámetro mayor

que el mínimo requerido para la capacidad de gas puede seleccionarse.

**Tabla III-12**

PARÁMETROS DE DISEÑO	
<b>GAS</b>	
Flujo de Gas	1 MMSCFD
Gravedad Específica	0.7
Z	1
Densidad del gas	1.72 lb/ft <sup>3</sup>
<b>OIL</b>	
Flujo de Líquido	250 bbl/d
API	35.7
Densidad del liquido	52.81 lb/ft <sup>3</sup>

**Tabla III-13**

PARAMETROS DE OPERACIÓN		
Presión de Operación	500	psia
Temperatura de Operación	60	°F
dm	140	micrones
Viscosidad	0.011	cp.
Tiempo de Retención	3	min

### Capacidad del Gas Vertical

Si el flujo alrededor de la gota fuese laminar, entonces estaría gobernado por la ley de Stokes y el coeficiente de arrastre estaría dominada por:

$$C_D = \frac{24}{Re} \quad \text{EC 3.15}$$

Donde,

$C_D$  = Coeficiente de arrastre.

$Re$  = Número de Reynolds.

Las instalaciones reales no cumplen esta ley por lo que se usa la siguiente fórmula para el coeficiente de arrastre:

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{Re^{1/2}} + 0.34 \quad \text{EC 3.16}$$

Igualando las fuerzas de arrastre y boyantes, la velocidad Terminal de asentamiento estará dada por:

$$V_t = 0.0119 \left[ \left( \frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right) \frac{d_m}{C_D} \right]^{1/2} \quad \text{EC 3.17}$$

Donde:

$\rho_l$  = densidad del líquido, lb/pie<sup>3</sup>

$\rho_2$  = densidad del gas a presión y temperatura, lb/pie<sup>3</sup>

Las ecuaciones se pueden resolver por un proceso iterativo empezando a suponer un valor de  $C_D = 0.34$  porque es el valor limitante para grandes números de Reynolds; resolvemos para  $V_t$  y calculamos el valor de Reynolds.

$$Re = 0.0049 \frac{\rho_g d_m V_t}{\mu} \quad \text{EC 3.18}$$

Después, se resuelve la ecuación la  $C_D$ . Si el valor calculado de  $C_D$  es igual al supuesto se ha alcanzado la solución.

**Tabla III-14**

**COEFICIENTE DE ARRASTRE**

Iteración	$C_D$	$V_t$	Re	$C_D$
1	0.34000	1.31676	141.09359	0.76266
2	0.76266	0.87918	94.20649	0.90385
3	0.90385	0.80760	86.53651	0.93983
4	0.93983	0.79199	84.86357	0.94846
5	0.94846	0.78838	84.47658	0.95050
6	0.95050	0.78753	84.38585	0.95099

$$d^2 = 5040 \frac{Q_g T Z}{P} \left[ \left( \frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{1/2} \quad \text{EC 3.19}$$

$$d^2 = 5040 * \frac{(1)(520)(1)}{500} * \left[ \left( \frac{1.72}{52.81 - 1.72} \right) * \frac{1.06187}{140} \right]^{1/2}$$

$$d^2 = 83.21$$

$$d = 9.12 \text{ in}$$

### Capacidad del Líquido Vertical

La siguiente expresión proporciona el tiempo de retención para dimensionar la capacidad del líquido.

$$d^2 h = \frac{t_r Q_l}{0.12}$$

EC 3.20

Siendo h, la altura del volumen de líquido, pulgadas. El tiempo de retención se escoge según los grados API, en la **tabla III-15** podemos escoger el valor.

**Tabla III-15**

TIEMPO DE RETENCION	
GRAVEDAD API	TIEMPO
Destilados y petróleo crudo con 40 °API o mayor	un minuto y medio

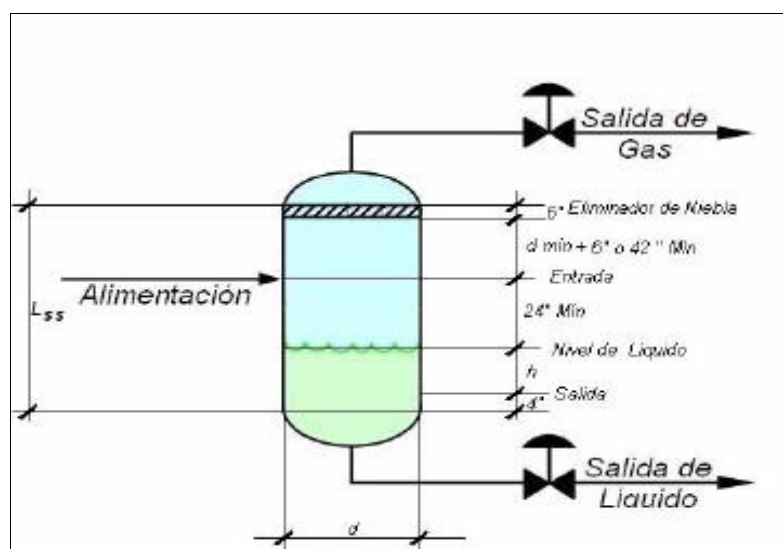
Petróleos crudos entre 25-40 °API	tres minutos
Petróleos crudos por debajo de 25°API	cinco minutos

Como el crudo de la zona es de 37.5 el tiempo de retención de líquido será de tres minutos.

$$h = \frac{(3)(1)}{0.12(88.1610)}$$

$$h = 12.91323 \text{ in}$$

En la **figura III-1** podemos observar el diagrama de un separador vertical con todas sus medidas.



**FIGURA III-1 DIAGRAMA DE UN SEPARADOR VERTICAL**

La longitud suelda-suelda está dada por el mayor valor de las ecuaciones siguientes:

$$L_{ss} = \frac{h+76}{12} \quad \text{EC 3.21}$$

O

$$L_{ss} = \frac{h+d_{\min}+40}{12} \quad \text{EC 3.22}$$

Realizando los cálculos y determinamos:

$$L_{ss} = \frac{12.91323+76}{12} \quad \text{O} \quad L_{ss} = \frac{12.9113+22+40}{12}$$

$$L_{ss} = 6.8713 \quad \text{O} \quad L_{ss} = 4.653835$$

El mayor valor es:

$$L_{ss} = 6.8713 \text{ ft}$$

### Estimación del espesor del recipiente

$$t = \left( \frac{P_d r}{SE + 0.4P_d} \right) + CA \quad \text{EC 3.23}$$



Donde;

$t$  = espesor de pared, pulgadas

$P_d$  = Presión de diseño, psi

$r$  = radio externo del equipo, pulgadas

$S$  = máximo esfuerzo del material, psi

$E$  = Eficiencia de las sueldas

$CA$  = corrosión permisible, pulgada

Para el acero al carbono

$S = 17500$  psi

$E = 1$  o menor

$CA > 1/8$  pulgada

$$t = \left( \frac{500 * 22}{(17500 * 1) + (0.4 * 500)} \right) + \frac{1}{8}$$

$$t = 0.435734 \text{ in}$$

El espesor del separador será de 1/2".

# CAPITULO 4

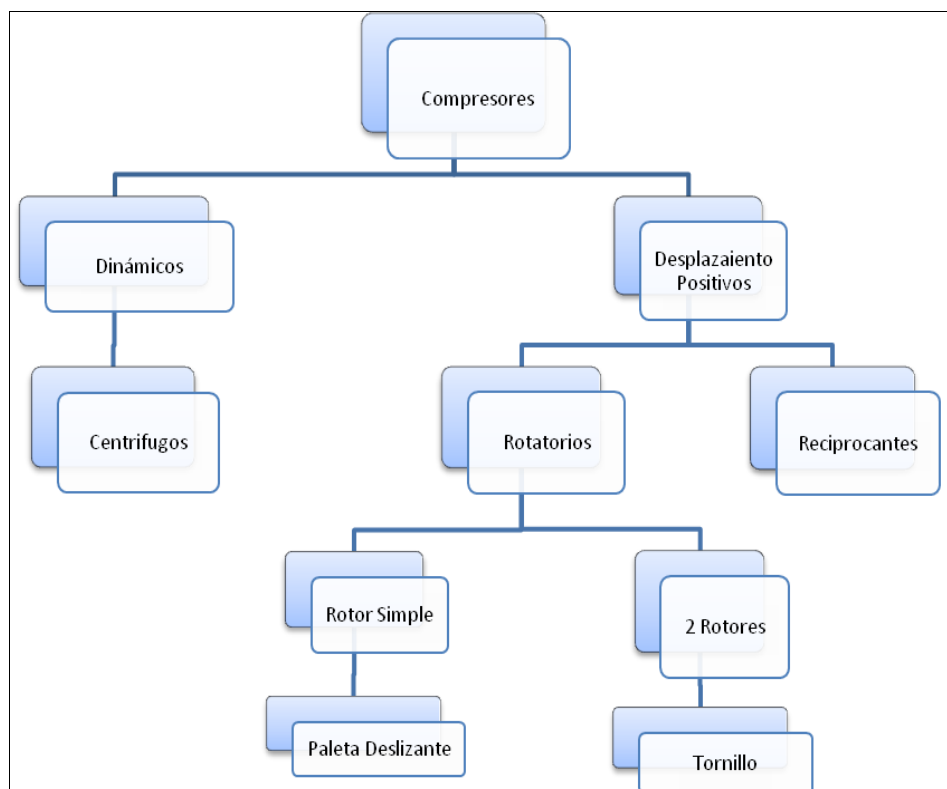
## 4. COMPRESION Y TRATAMIENTO DEL GAS NATURAL EN LAS ESTACIONES DE COMPRESION

El gas natural proveniente de las subestaciones de producción de las secciones 67, Tigre y Navarra tiene una presión promedio de 14,7 psi y para su utilización en la obtención de gasolina natural debemos incrementar su presión comprimiendo al gas natural.

### 4.1. Tipos de Compresores

La industria dispone de una gran variedad de compresores, **Figura IV-1** los cuales se dividen de acuerdo a su principio de operación en dos grandes grupos:

- a) Compresores Dinámicos o de flujo continuo
- b) Compresores de Desplazamiento Positivo o de flujo intermitente.



**FIGURA IV-1 TIPOS DE COMPRESORES SEGÚN SU PRINCIPIO DE OPERACIÓN**

### **Compresores Centrífugos**

En un compresor centrífugo se produce la presión al aumentar la velocidad del gas que pasa por el impulsor y luego al recuperarla en forma controlada para producir el flujo y presión deseada. Estos compresores suelen ser unitarios, salvo que el flujo sea muy grande o que las necesidades del proceso exijan otra cosa.

### **Compresores de Desplazamiento Positivo**

Son de capacidad constante y tienen descarga de presiones variables. La capacidad se cambia por la velocidad o con el descargador de la válvula de succión. Además, solo hay una pequeña variación en el flujo en una amplia gama de presiones.

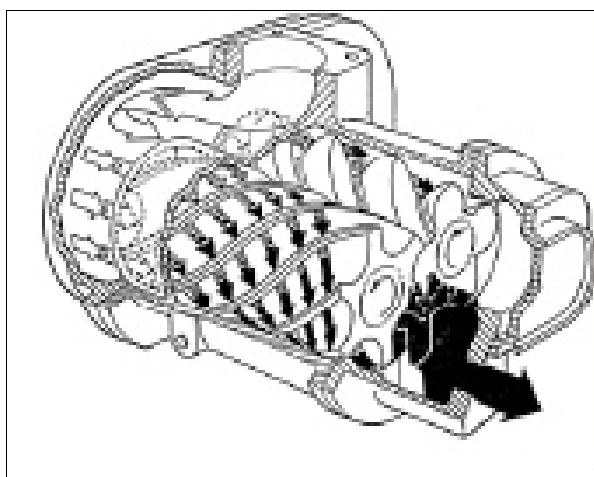
### **Compresores Reciprocantes**

Los compresores Reciprocantes funcionan con el principio adiabático mediante el cual se introduce el gas en el cilindro por las válvulas de entrada, se retiene y comprime el cilindro y sale por las válvulas de descarga, en contra de la presión de descarga. Estos compresores rara vez se emplean como unidades individuales, salvo que el proceso requiera funcionamiento intermitente.

### **Compresores de Tornillo**

Lo que esencialmente constituye el compresor de tornillo **Figura IV-2**, es un par de rotores que tienen lóbulos helicoidales de engranaje constante. Los rotores van montados en un cárter de hierro fundido provisto de una admisión para gas en un extremo y una salida en el otro. Según giran los rotores, los espacios que hay entre los lóbulos

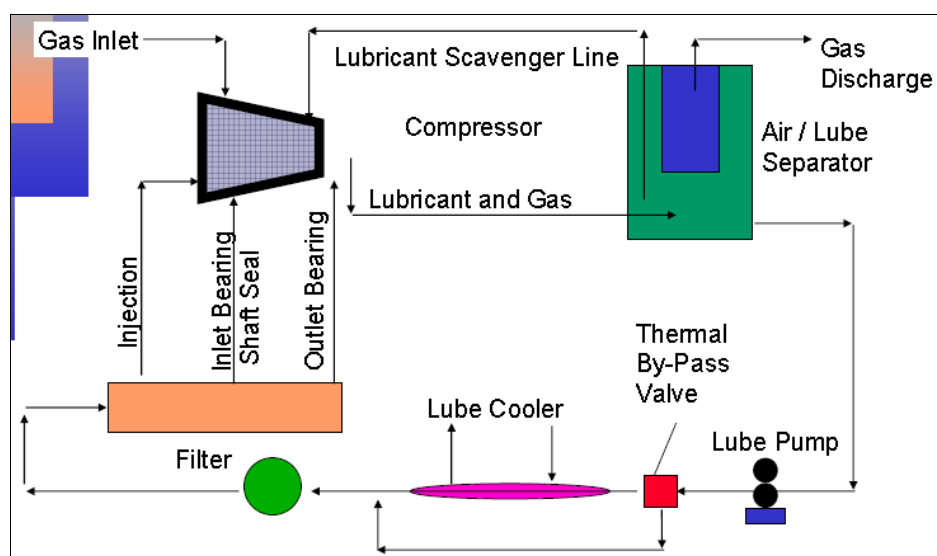
van siendo ofrecidos al orificio de admisión y el incremento de volumen experimentado provoca un descenso de presión, con lo que dichos espacios empiezan a llenarse de gas. Al mismo tiempo se inyecta aceite sometido a presión neumática en el gas entrante; no hay bomba de aceite.



**FIGURA IV-2 COMPRESOR DE TORNILLO – ENTRADA Y SALIDA DEL GAS NATURAL**

Cuando los espacios interlobulares están completamente cargados de gas, la rotación, que prosigue, cierra el orificio de admisión y comienza la compresión. El volumen de gas que hay entre los rotores en engrane continuo sufre aún mayor reducción. Cuando se alcanza la presión final a que se somete el gas, el espacio interlobular queda conectado con el orificio de salida. La mezcla descargada de

aire/aceite pasa por un separador que elimina las partículas de aceite. Entonces fluye el gas limpio por la tubería neumática.



**FIGURA IV-3 ESQUEMA DE FUNCIONAMIENTO DE UN COMPRESOR**

#### 4.2. Planta de Compresión de Gas Natural

Las plantas compresoras instaladas en la Sección 67 y Tigre, cumplen con la función de elevar la presión del gas de 12,7 -14,7 psia en la succión, hasta una presión de 140 psia en la descarga, y además, también la unidad compresora está diseñada para deshidratar este gas natural, **Figura IV-4**.

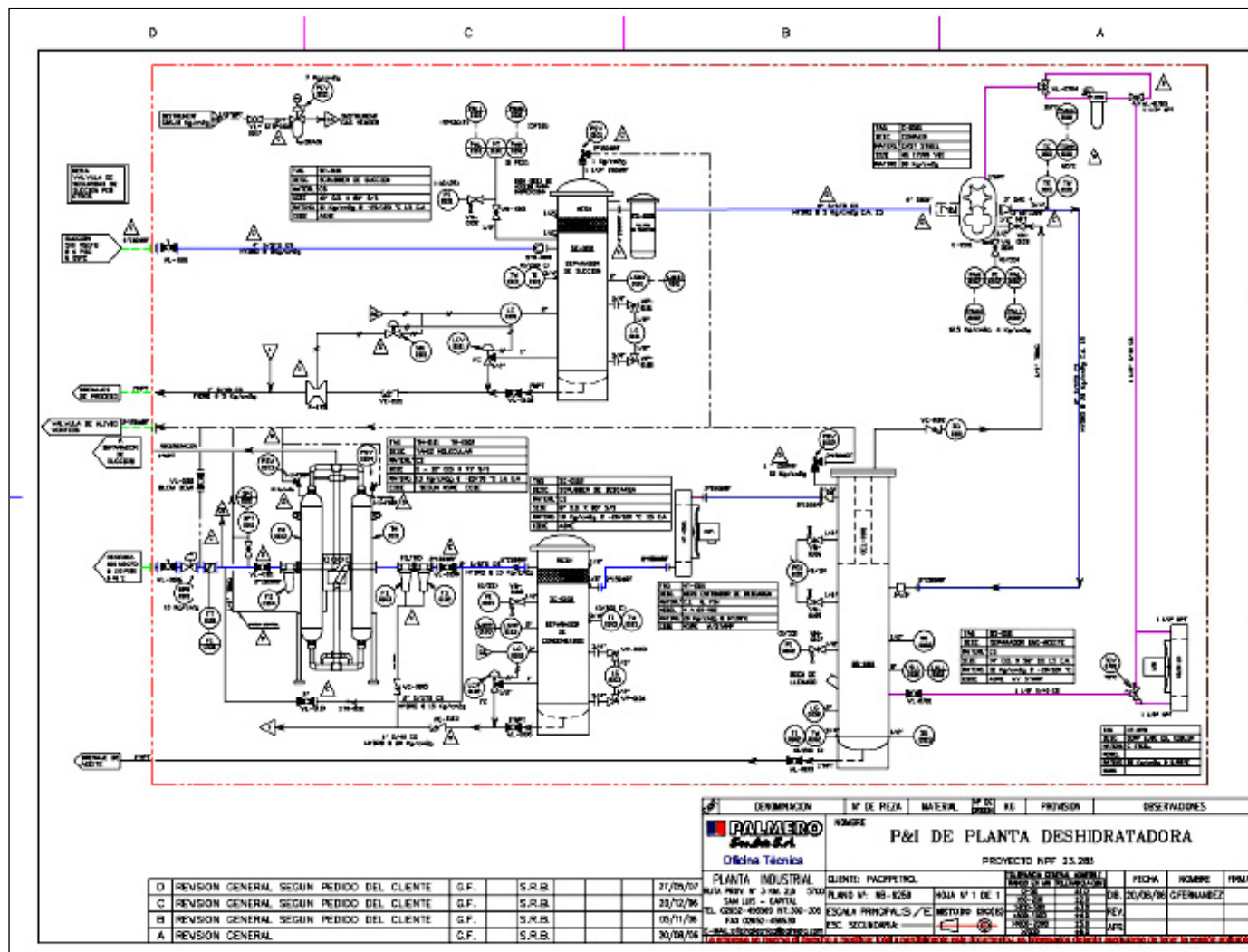


FIGURA IV-4 DIAGRAMA DE FUNCIONAMIENTO DE LAS PLANTAS COMPRESORAS

#### **4.2.1. Descripción del Proceso**

El gas proveniente de la línea madre del sistema de captación ingresa a un separador de entrada con un rango de presión de 12,7 a 14,7 psia cuya función específica es retener las partículas de agua en estado líquido, residuos de petróleo e impurezas que pueden ser arrastrados conjuntamente con el fluido.

Luego de pasar por el separador de entrada el gas ingresa al sistema de la planta compresora, que inicia con un scrubber de succión donde se extraerá las gotas de líquidos, luego el gas pasa por un filtro de succión para retener las impurezas antes de ingresar al compresor.

La compresión del gas se realiza por medio de un compresor de tornillo en baño de aceite accionado por un motor a gas. El gas entra a la succión del compresor y es arrastrado por el giro del tornillo, el cual eleva su presión en la línea. El aceite cumple con dos propósitos: lubricar todas las piezas móviles del compresor y sellar el ingreso del gas al tornillo.



Tanto el gas como el aceite salen por el puerto de descarga del compresor y se dirigen a un separador de aceite y gas en donde se separan estos fluidos. El aceite y el gas se dirigen por separado a un enfriador por aire, para rebajar su temperatura y continuar el proceso. El aceite requiere enfriarse para no perder sus cualidades lubricantes y de sello en el compresor, en tanto que el gas requiere entrar a una temperatura inferior a los 140 °F al sistema de deshidratación.

Cada una de las fases, aceite y gas, por separado se enfría en un aero-enfriador con lo cual logramos recuperar la viscosidad del aceite para que continúe lubricando al compresor y a su vez, enfriando la corriente de gas, separamos una parte del agua contenida en el gas y una pequeña porción de gasolinas.

La eliminación de parte de la humedad del gas condensada se logra con un scrubber, que nos permite aliviar la carga a los tamices moleculares, ya que, como veremos más adelante, el gas utilizado para regenerar los tamices, se vuelve a incorporar a la corriente de

succión, para no desperdiciar el gas. Sin embargo, debido a su alto contenido de agua, este gas de regeneración puede ocasionar arrastre de humedad al proceso.

El gas comprimido, se filtra a través de filtros coalescentes para eliminar cualquier partícula líquida, sea aceite del compresor o condensados de la corriente de gas. Luego de pasar por los filtros el gas comprimido ingresa a los deshidratadores de tamices moleculares donde se lo deshidrata para ser enviado a la planta de gasolina a una presión de 150 psia y un punto de rocío de  $-40^{\circ}\text{C}$ .

En el proceso de compresión del gas natural, se producen condensados en los diferentes scrubbers o separadores de la planta compresora. La recolección de estos líquidos condensados, que es una mezcla de agua e hidrocarburos que componen una gasolina natural pesada se realiza en el separador de condensados. El agua separada en este equipo se drena a una cisterna, o sistema cerrado de drenaje, mientras que la gasolina natural se

transporta por una tubería hasta la planta de extracción de gasolina natural.

### **Parámetros de Plantas Compresoras**

Se tomaron parámetros de las Plantas Compresoras 67 y Tigre para realizar un análisis técnico del funcionamiento.

Se analizaron los parámetros más importantes que pueden influir en el buen o mal funcionamiento de las plantas, así como también los rangos en el cual se encuentran estos y las proyecciones que se deberían obtener de acuerdo al uso del simulador provisto por la empresa fabricante del compresor, **tabla IV-1a, tabla IV-1b, tabla IV-2a, tabla IV-2b:**

TABLA IV – 1a

## PARAMETROS DE PLANTA COMPRESORA TIGRE

PARAMETROS/DIAS	01-Jul-08	02-Jul-08	03-Jul-08	04-Jul-08	05-Jul-08	06-Jul-08	07-Jul-08	08-Jul-08	09-Jul-08	10-Jul-08	11-Jul-08	12-Jul-08	13-Jul-08	14-Jul-08	15-Jul-08
R.P.M	1800	1800	1800	1800	1800	1800	1800	1600	1800	1800	1750	1700	1700	1700	1700
VERSATROL	3	3	3	3	3	3	3	4	3	3	3	2	3	3	2
Punto de Rocío (°C)	-60	-60	-60	-60	-60	-60	-60	-60	-60	-	-	-	-	-	-
Presión de Succión min (psi)	0	0	-0.6	-0.8	-1.6	-0.2	-0.6	-1.3	-1.5	-0.9	-0.6	-0.6	-0.6	-0.7	-0.5
Presión de Succión ideal (psi)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Presión de Succión máx.(psi)	0.68	0.27	0.92	2.22	0	0	0.2	1.23	0.4	0.3	1.4	0.02	1.6	0.39	1
Presión de Descarga min (psi)	134	134	131	121	133	134	132	132	131	131	131	131	132	130	131
Presión de Descarga máx. (psi)	135	136	138	139	144	137	135	142	137	135	140	139	137	139	137
Presión Línea de Desc. min (psi)	120	120	115	124	124	123	112	124	122	128	130	129	128	128	129
Presión Línea de Desc. máx. (psi)	128	130	130	127	128	130	126	132	130	133	136	135	136	136	135
Temperatura Motor min (°C)	94	91.5	86	84.3	90.7	94.4	90	82.5	93.3	87	85.4	87.1	89	84.1	87.8
Temperatura Motor máx. (°C)	98.8	95.6	98	88.4	101	97.1	96.7	96.5	97.8	99.2	94.6	92.7	92.4	91.8	90.1
Temp. Sep. Gas/Aceite min (°C)	94	93	94	85	92	96	91	83	94	90	87	89	91	86	89
Temp. Sep. Gas/Aceite máx. (°C)	99	97	99	98	101	98	98	95	99	98	98	95	94	94	93
$\Delta P$	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mirillas	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK
Presión de Entrada a Motor (psi)	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7
Caudal (SCFD)	189	208	195	193	203	202	206	441	186	214	206	166	200	199	168

TABLA IV – 1b

## PARAMETROS DE PLANTA COMPRESORA TIGRE

PARAMETROS/DIAS	16-Jul-08	17-Jul-08	18-Jul-08	19-Jul-08	20-Jul-08	21-Jul-08	22-Jul-08	23-Jul-08	24-Jul-08	25-Jul-08	26-Jul-08	27-Jul-08	28-Jul-08	29-Jul-08	30-Jul-08
R.P.M	1700	1700	1600	1600	1550	1600	1600	1600	1600	1600	1600	1550	1550	1500	1800
VERSATROL	2	2	3	4	4	4	4	4	3	3	4	4	4	4	3
Punto de Rocío (°C)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Presión de Succión min (psi)	-0.5	-0.5	-2	-2.6	-2	-2.1	-2	-2.7	-0.1	0.3	-2.7	-3	-2.7	-2.9	-0.9
Presión de Succión ideal (psi)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Presión de Succión máx.(psi)	0.7	0.21	0.69	-0.6	-1.1	-1.7	-0.2	-1.8	1.01	0.7	-2	0.04	-2.1	-0.6	-0.1
Presión de Descarga min (psi)	134	132	135	140	136	139	135	143	127	132	142	140	138	136	128
Presión de Descarga máx. (psi)	140	141	145	145	148	146	146	145	130	134	145	150	144	148	142
Presión Línea de Desc. min (psi)	130	130	132	133	136	138	132	140	121	120	137	135	135	133	124
Presión Línea de Desc. máx. (psi)	138	140	140	139	144	140	140	140	128	130	139	147	140	145	141
Temp. Motor min (°C)	86	83.4	86.7	92.2	85.8	89.4	88.1	90.8	86.4	87	91.5	90.3	88.4	86.5	90.8
Temp. Motor max (°C)	92.7	91.5	99.3	98.5	96.1	97.3	97.2	97.4	90.2	87	97.1	99.3	96.4	94.9	94.6
Temp. Sep. Gas/Aceite min (°C)	90	85	88	93	97	94	91	96	91	90	91	97	93	87	89
Temp. Sep. Gas/Aceite máx. (°C)	92	92	101	99	98	99	99	100	94	91	100	103	100	98	96
$\Delta P$	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mirillas	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK
Presión de Entrada a Motor (psi)	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	8	8	8	8	8
Caudal (SCFD)	160	172	285	488	462	478	455	461	192	197	458	449	450	439	221

TABLA IV – 2a

## PARAMETROS DE PLANTA COMPRESORA 67

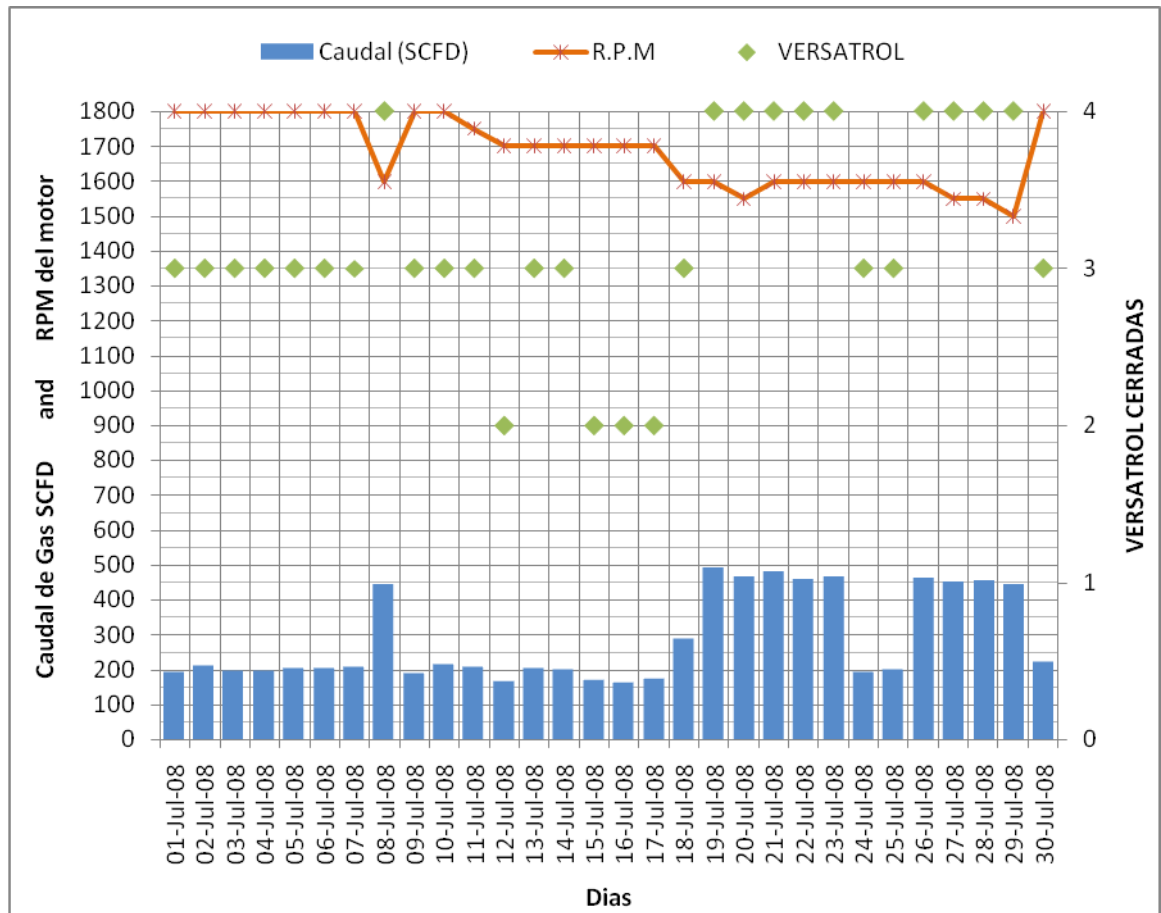
PARAMETROS/DIAS	01-Jul-08	02-Jul-08	03-Jul-08	04-Jul-08	05-Jul-08	06-Jul-08	07-Jul-08	08-Jul-08	09-Jul-08	10-Jul-08	11-Jul-08	12-Jul-08	13-Jul-08	14-Jul-08	15-Jul-08
R.P.M	1800	1800	1800	1800	1800	1800	1700	1800	1800	1800	1700	1650	1650	1500	1600
VERSATROL	4	4	4	4	4	4	3	4	4	4	4	4	4	2	4
Punto de Rocío (°C)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Presión de Succión min (psi)	-0.6	-2.3	-3.4	-2.3	-0.8	-0.8	-1	-1	-2.3	-2.5	-2.8	-2.9	-2.6	-2.7	-4.1
Presión de Succión ideal (psi)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Presión de Succión máx.(psi)	1.2	1.2	-0.9	0.96	0.66	0.78	2.49	3.12	-0.45	-1.2	-0.6	-1.8	-0.6	0.07	-2.5
Presión de Descarga min (psi)	137	137	132	130	129	136	135	133	134	134	135	136	135	130	136
Presión de Descarga máx. (psi)	139	139	143	143	139	140	138	141	146	138	138	139	139	147	140
Presión Línea de Desc. min (psi)	118	120	120	125	124	125	115	125	124	128	130	130	130	128	131
Presión Línea de Desc. máx. (psi)	128	130	130	130	130	129	130	130	132	132	134	133	135	142	135
Temperatura Motor min (°C)	85.2	86.3	88.4	85.1	84.4	89.9	86.5	81	89.3	90.5	86.8	85.7	85.7	84.3	87.1
Temperatura Motor máx. (°C)	87.5	88	91.1	92.8	90.9	92.1	91.4	90.9	91.1	92.7	89.9	88.8	88.3	90.2	89.4
Temp. Sep. Gas/Aceite min (°C)	81	82	83	81	80	86	83	82	86	78	74	73	73	71	73
Temp. Sep. Gas/Aceite máx. (°C)	84	83	86	89	86	88	87.3	87	87	89	77	76	75	77	77
$\Delta P$	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mirillas	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK
Presión de Entrada a Motor (psi)	8	8	8	8	8	7	8	8	8	7	7	7	7	7	7
Caudal (SCFD)	417	406	440	420	410	415	121	393	455	505	451	375	371	206	366

TABLA IV – 2b

## PARAMETROS DE PLANTA COMPRESORA 67

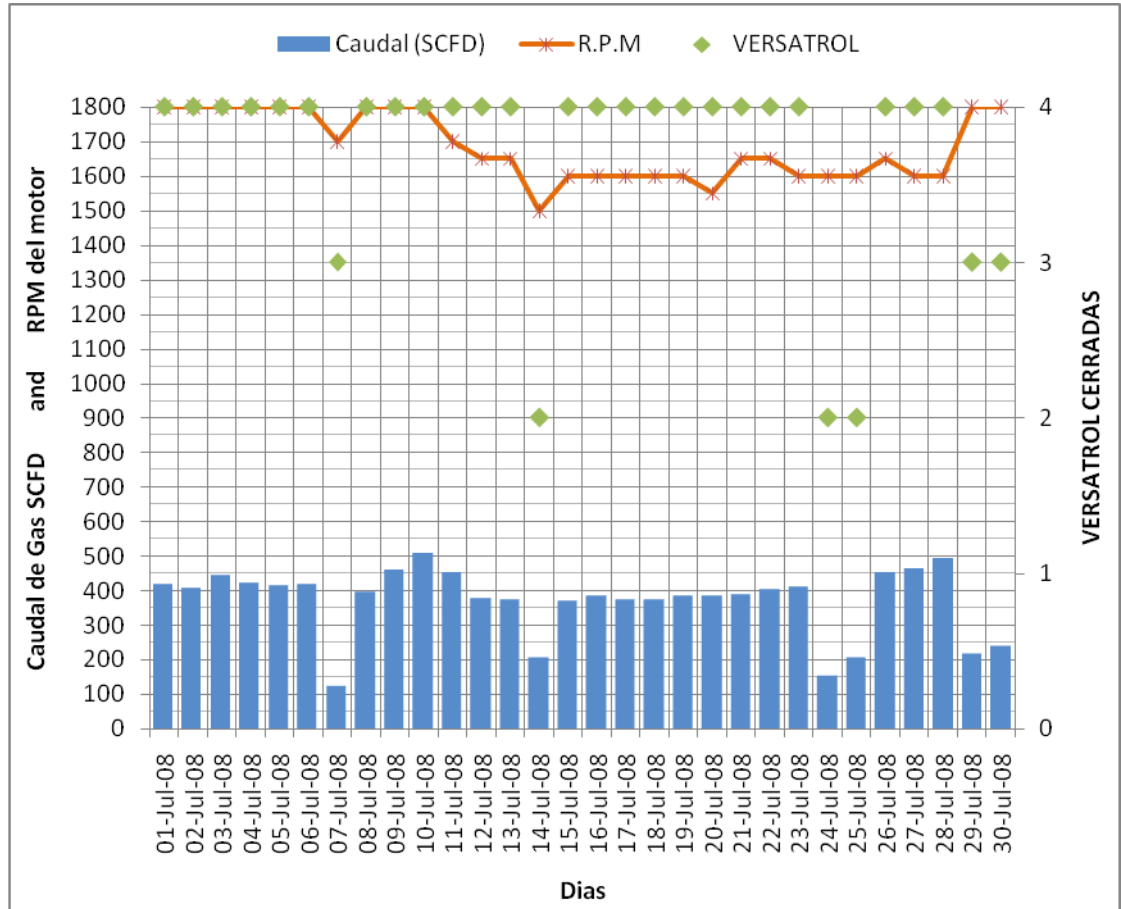
PARAMETROS/DIAS	16-Jul-08	17-Jul-08	18-Jul-08	19-Jul-08	20-Jul-08	21-Jul-08	22-Jul-08	23-Jul-08	24-Jul-08	25-Jul-08	26-Jul-08	27-Jul-08	28-Jul-08	29-Jul-08	30-Jul-08
R.P.M	1600	1600	1600	1600	1550	1650	1650	1600	1600	1600	1650	1600	1600	1800	1800
VERSATROL	4	4	4	4	4	4	4	4	2	2	4	4	4	3	3
Punto de Rocío (°C)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Presión de Succión min (psi)	-4	-4	-4	-3	-3.5	-3	-4.5	-4.3	-1	-0.5	-3.9	-3.9	-4	-3	-3
Presión de Succión ideal (psi)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Presión de Succión máx.(psi)	-3.8	-3.7	-2.5	-3	-3	-3	-3.5	-3.5	0	0.7	-3.6	-3.5	-2.1	-0.5	-0.3
Presión de Descarga min (psi)	137	135	137	134	138	139	135	138	120	124	139	135	134	131	126
Presión de Descarga máx. (psi)	143	138	139	147	141	142	150	146	126	130	142	144	149	142	138
Presión Línea de Desc. min (psi)	132	131	132	130	114	134	130	135	98	70	135	132	130	130	118
Presión Línea de Desc. máx. (psi)	134	134	143	142	138	136	140	140	125	128	138	141	140	138	132
Temp. Motor min (°C)	86.1	85.9	85.7	85.7	86.2	85.6	87.3	86.2	85.1	85	85.8	86.3	86	85	85.9
Temp. Motor max (°C)	88.5	88.6	90.1	88.5	87.6	89.1	89.4	91.6	85.6	87	89.9	89.1	90	87.1	87.4
Temp. Sep. Gas/Aceite min (°C)	72	72	73	87	87	86	87	86	85	85	85	86	86	84	84
Temp. Sep. Gas/Aceite máx. (°C)	80	76	74	87	88	88	90	92	87	87	90	88	91	87	87
$\Delta P$	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mirillas	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK	OK
Presión de Entrada a Motor (psi)	7	7	7	7	7	7	8	7	8	8	7	8	8	8	7
Caudal (SCFD)	381	372	370	384	381	386	400	408	153	206	448	461	488	215	237

En la **Figura IV-5**, **Figura IV-6** se muestra el caudal de gas natural que fue descargado desde las Plantas Compresoras de acuerdo a las RPM del motor y al número de las válvulas Versatrol cerradas.



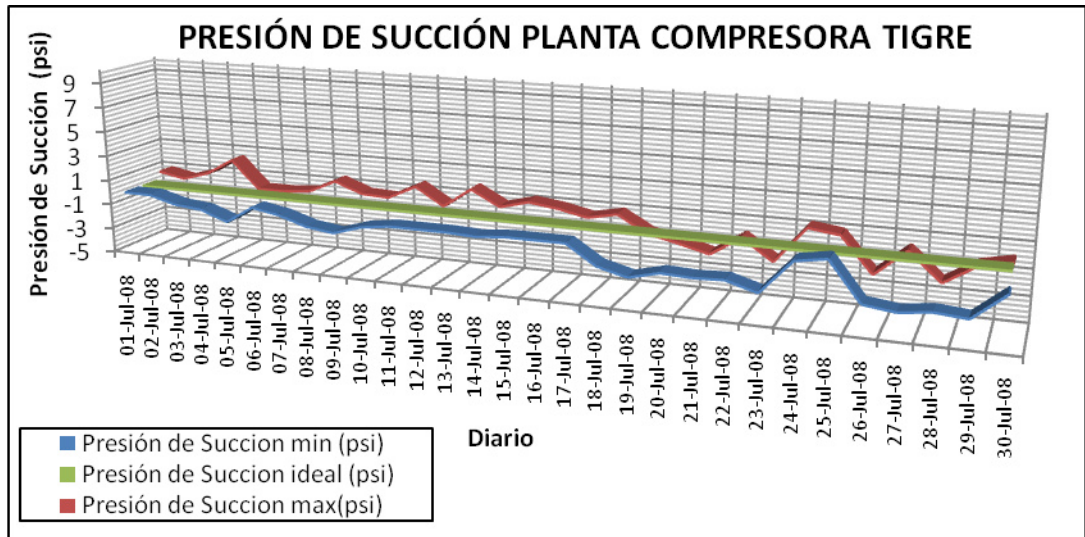
**FIGURA IV-5      PARAMETROS DE PLANTA COMPRESORA TIGRE  
ANALIZADOS DURANTE UN MES**



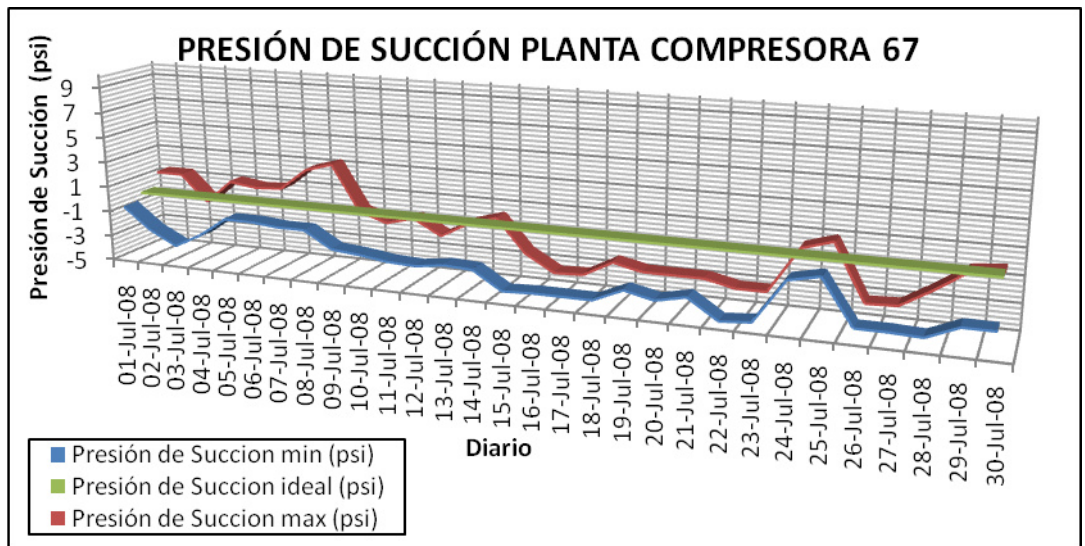


**FIGURA IV-6      PARAMETROS DE PLANTA COMPRESORA 67  
ANALIZADOS DURANTE UN MES**

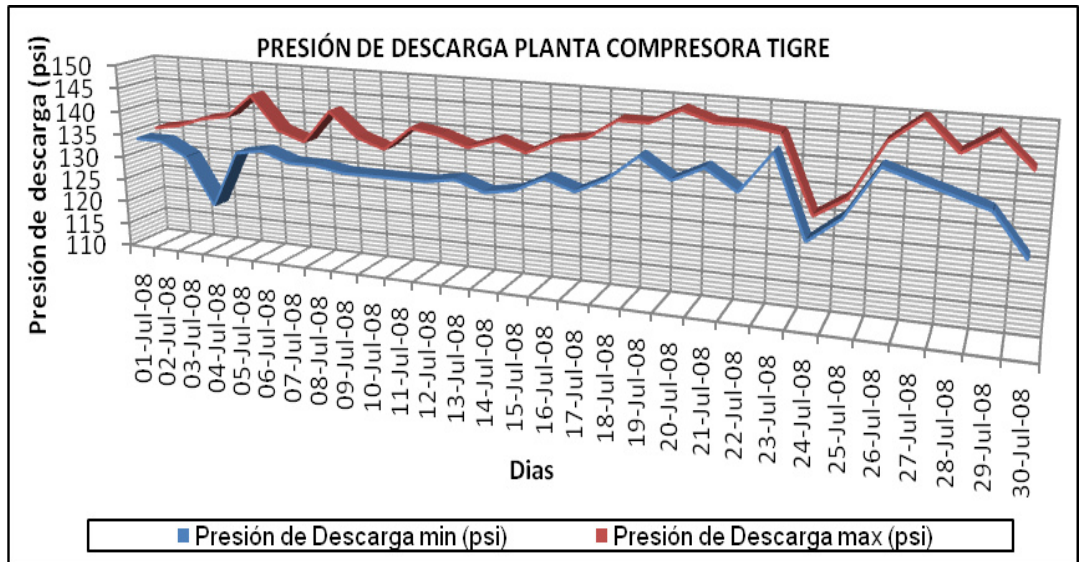
En la **Figura IV-7**, **Figura IV-8**, **Figura IV-9**, **Figura IV-10** se grafica como variaron las presiones de succión y de descarga en las Plantas Compresoras.



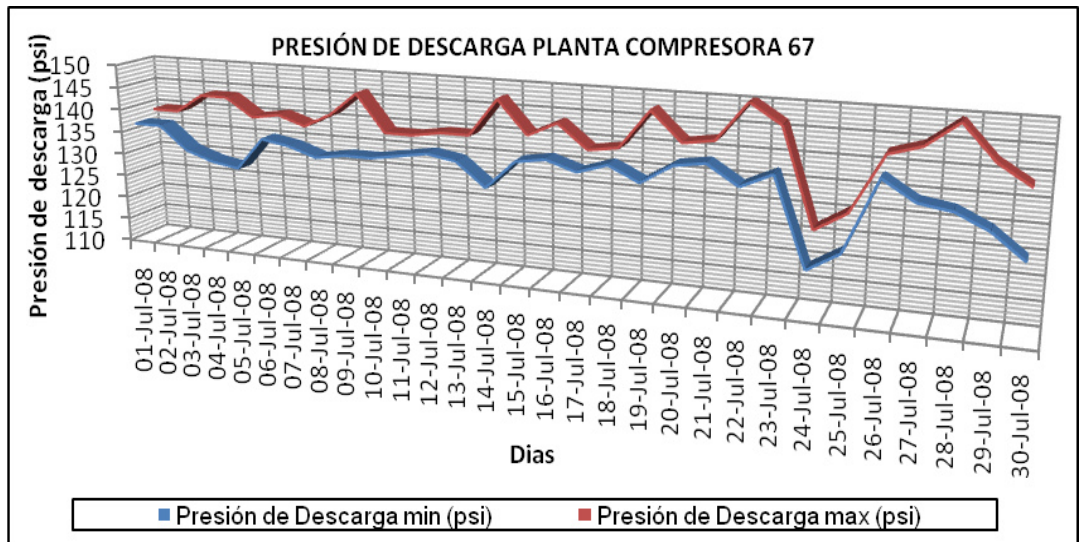
**FIGURA IV-7 DATOS DE PRESION DE SUCCION EN PLANTA COMPRESORA TIGRE ANALIZADOS DURANTE UN MES**



**FIGURA IV-8 DATOS DE PRESION DE SUCCION EN PLANTA COMPRESORA 67 ANALIZADOS DURANTE UN MES**



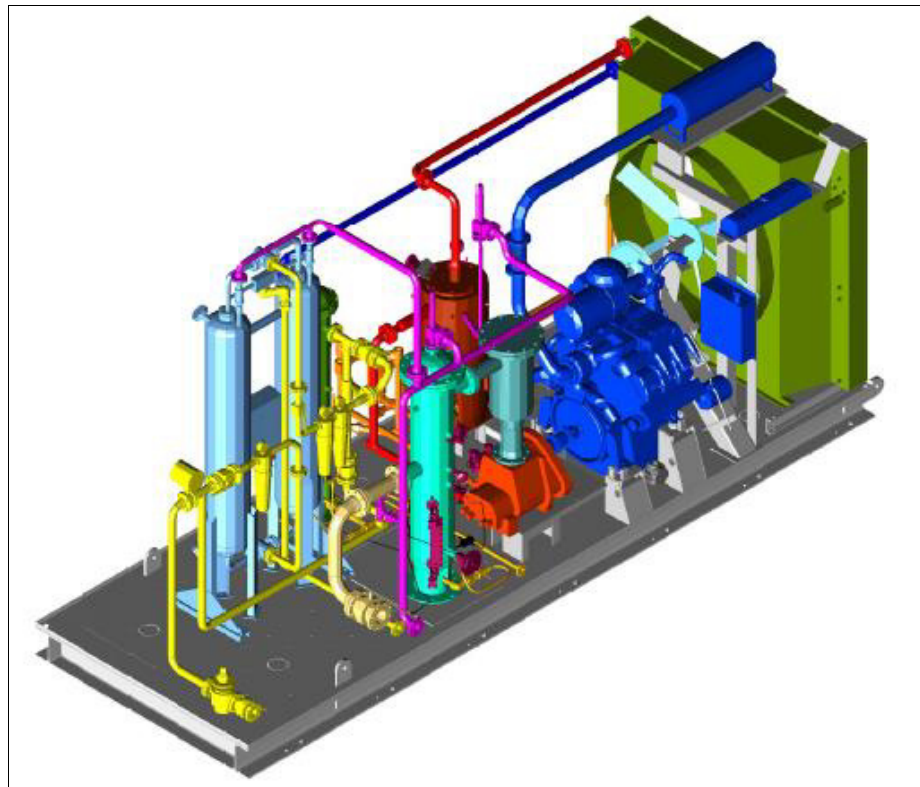
**FIGURA IV-9 DATOS DE PRESION DE DESCARGA EN PLANTA COMPRESORA TIGRE ANALIZADOS DURANTE UN MES**



**FIGURA IV-10 DATOS DE PRESION DE DESCARGA EN PLANTA COMPRESORA 67 ANALIZADOS DURANTE UN MES**

#### 4.2.2. Descripción de Componentes de las estaciones compresoras

En la **Figura IV-11** podemos observar la planta compresora en tres dimensiones.



**FIGURA IV-11**                      **PLANTA COMPRESORA DE GAS**  
**NATURAL EN TRES DIMENSIONES**

A continuación detallamos los componentes más importantes de las plantas compresoras:

## Compresor

El compresor es de tipo rotativo con tornillos de diámetros de 175mm bañado en aceite, marca LEROI Modelo HG 17199 VIE GB, con variador de capacidad con válvulas versatrol de cuatro etapas por by-pass interno.

Apto para mezclas de gases hidrocarburos y vapor de agua, viene provisto de sellos especiales para gases combustibles.

**TABLA IV – 3**

CONDICIONES DE DISEÑO	
Elevación	3 ft
Temperatura de Succión	27 °C
Presión de Succión	0 Psi
Gravedad Específica	0.90
Presión Atmosférica	14.6 Psi
Temperatura de descarga	82 °C
Presión de descarga	150 Psi
Caída depresión en descarga	3 Psi
Calor específico	0.48 BTU/lb/°F

El compresor puede trabajar en varias condiciones de operación, en la **tabla IV-4** mostramos la eficiencia al 100%.

TABLA IV – 4

CONDICIONES DE OPERACIÓN	
Potencia	126 HP
Flujo	501 MSCFD
Versatrol Abiertas	0
Calor	4503 BTU/min
Flujo de Liquido	37,8 gpm
Temperatura	64 °C
Presión de descarga	150 Psi

### Motor

Es motor de combustión interna como se ilustra en la **Figura IV-12** con funcionamiento a gas fabricado por DEUTZ-PALMERO, el modelo es BGF6 M-1015 C, 6 cilindros en V y una potencia de 220 HP a 1800 rpm, posee filtro de aceite y filtro de aire, silenciador de escape con arrastra llamas.

La relación de compresión es de 9:1, el diámetro es de 132 mm, la capacidad de aceite lubricante es de 60 litros, su consumo de combustible es 0.3 m<sup>3</sup>/Kw h, el sistema se diseñó para que el

motor trabaje entre 1400 y 1800 rpm, el regulador de velocidad es electrónico, la temperatura de escape es de 600°C y el calor irradiado por el motor es de 45,4 KW en su velocidad máxima.



**FIGURA IV-12      MOTOR DE LA PLANTA COMPRESORA EN  
TRES DIMENSIONES**

### **Scrubbers de Succión y Descarga**

Los scrubbers son marca GORA, son separadores de gas/liquido de mediana eficiencia altamente utilizados en instalaciones gasíferas-petroleras, con alto arrastres de líquidos.

Su disposición habitual es vertical, su primera etapa está compuesta por una cámara de expansión para contener y pre-separar los condensados y partículas grandes.

La etapa posterior contempla la aplicación directa del sistema de separación de micro gotas a partir de los conceptos de Demisters, la eficiencia es del 99,9 % en gotas de 8 micrones para muy altas performance.

En la **Figura IV-13** podemos observar un separador de gotas Demisters este filtro se encuentra en el interior de los scrubbers del sistema de compresión.

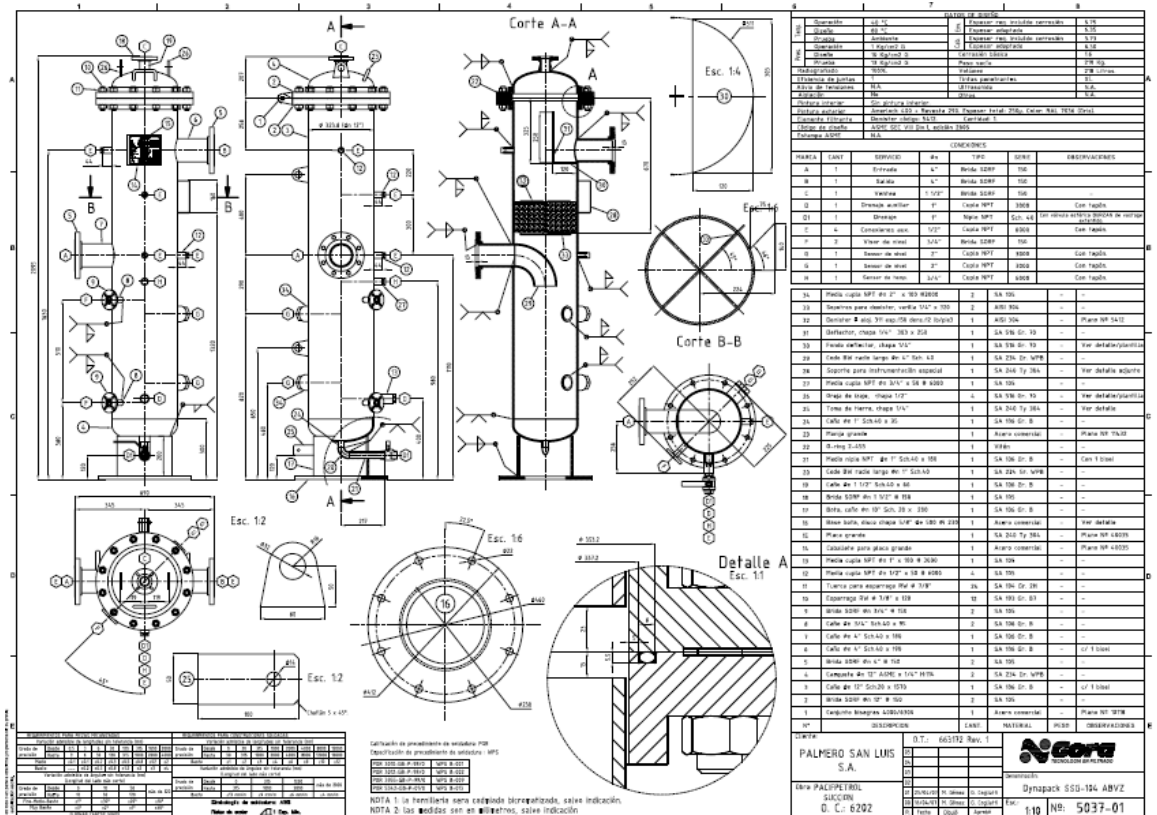


**FIGURA IV-13      SEPARADOR DE GOTAS DEMISTERS  
UBICADOS EN EL INTERIOR DE LOS SCRUBBERS**



El recipiente cuenta con conexiones para drenajes, controles visuales de nivel y venteo, el diseño esta posibilita la limpieza, control y remplazos de los medios internos en los servicios de mantenimiento.

En la **Figura IV-14** podemos observar el diagrama del scrubber de succión con todas sus partes.

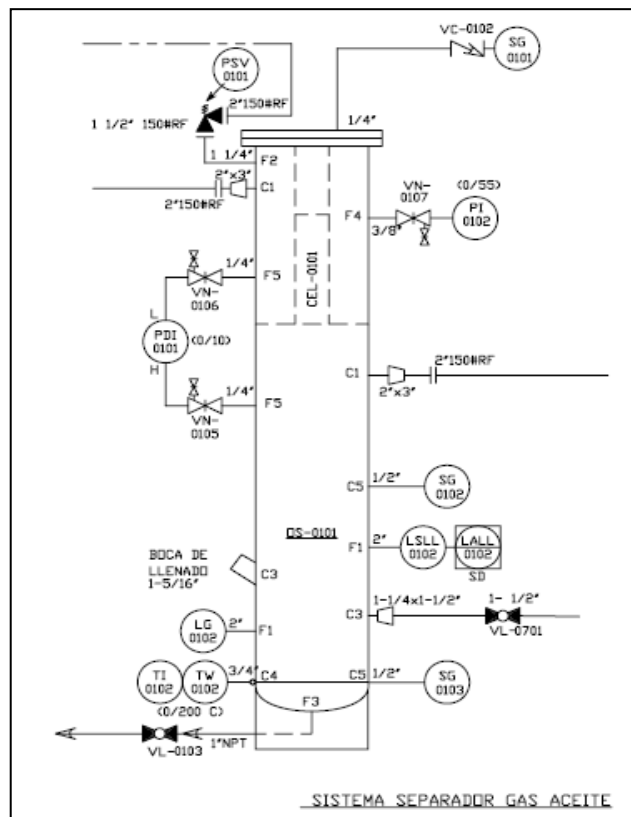


**FIGURA IV-14 P&D DE SCRUBBERS DE SUCCIÓN**

## Separador de Gas Aceite

El separador de gas/aceite ubicado a la salida del compresor tiene la función separar a estos dos fluidos antes de ingresar al aero-enfriador. Es fabricado por Manchester y su modelo es 4 A69-905.

La **figura IV-15** muestra al separador en vista en plano:



**FIGURA IV-15**     **DIAGRAMA DEL SEPARADOR DE GAS/ACEITE**

### **Aero-enfriador**

El aero-enfriador es marca Argenfrio, compuesto por dos paneles, un panel tiene la etapa de gas/aire y el otro panel tiene la etapa aceite/aire.

Este aero enfriador cumplen dos funciones: una es la de enfriar el aceite que proviene de la compresión para que no pierda sus propiedades al entrar nuevamente al proceso, y la segunda de enfriar el gas que va a ingresar al proceso de deshidratación.

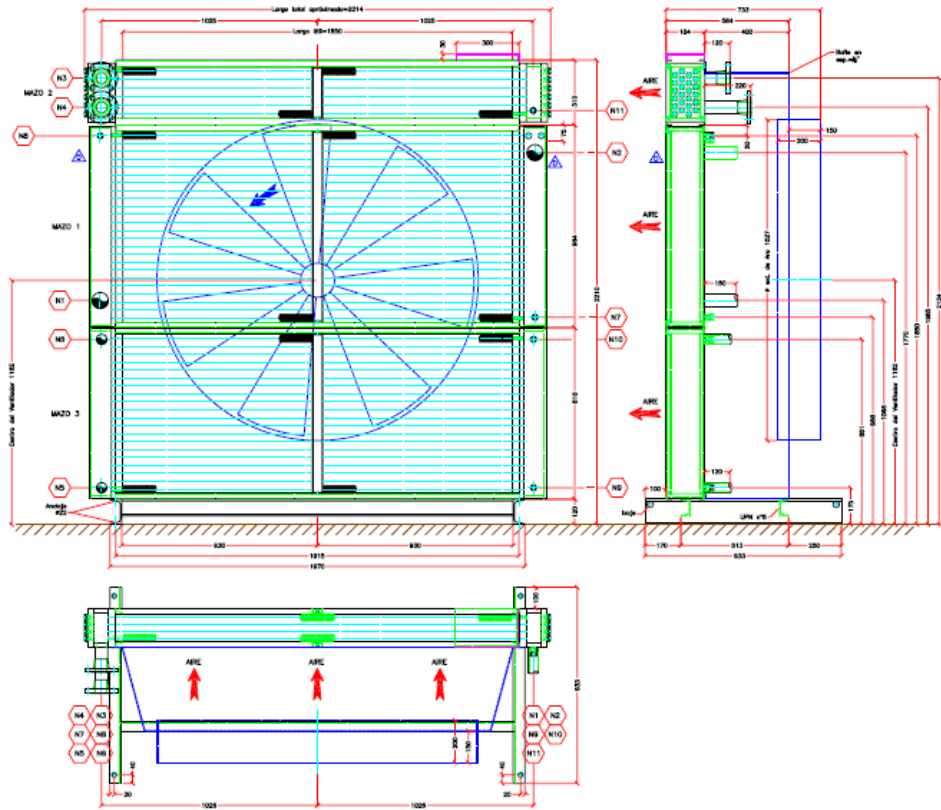
En la tabla siguiente observamos las condiciones de diseño del aero-enfriador.

**TABLA IV – 5**

<b>CONDICIONES DE DISEÑO</b>			
<b>Fluidos</b>		<b>Aceite</b>	<b>Aire</b>
<b>Densidad</b>	<b>Kg/m<sup>3</sup></b>	840	1122
<b>Calor Específico</b>	<b>Kcal/Kg °C</b>	0.48	0.24
<b>Caudal</b>	<b>m<sup>3</sup>/h</b>	10.90	18500
<b>Temperatura entrada</b>	<b>°C</b>	83	35
<b>Temperatura salida</b>	<b>°C</b>	65	50
<b>Capacidad</b>	<b>Kcal/h</b>		79088

<b>Velocidad frontal aire</b>	<b>m/min</b>		220
<b>Masa en circulación</b>	<b>Kg/h</b>	9154	

En la **Figura IV-16** observamos el plano del aero-enfriador en las tres vistas



**FIGURA IV-16 PLANO DEL AERO-ENFRIADOR**

#### 4.3. Recuperación de condensados en el proceso de compresión

Durante el proceso de compresión se recuperan condensados que se encuentran presentes en el gas. La recolección es producto de la variación de temperatura que adquiere el gas por el aumento de la presión a la que es comprimido. Como se describió anteriormente el gas aumenta su temperatura a la salida del compresor, pero luego su temperatura es disminuida por el aero-enfriador provocando con esto que una gran parte de los hidrocarburos a partir de los propanos y butanos se condensen.

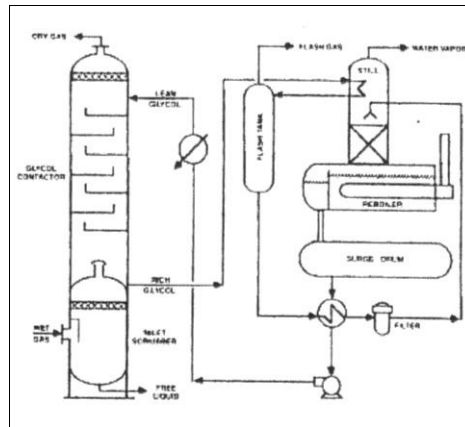
El volumen diario que se recolectaría en cada una de las plantas compresoras, considerando que las plantas manejan una carga de caudal diario de 500 MSCFD, sería de **2.82 bbbls/día**.

Esta rata de flujo fue determinada por medio de un análisis cromatográfico puntual realizado a la entrada y salida y en periodo de operación de las plantas compresoras.

#### 4.4. Deshidratación con tamices moleculares

Existen varios procesos para deshidratar el gas. Entre los más utilizados están los que emplean glicol para absorber la humedad del gas y secarlo.

El proceso se realiza por flujo a contracorriente de glicol y gas húmedo. De la torre se obtiene gas seco por la parte superior y glicol húmedo por la parte inferior, el cual es necesario regenerar. Como se ve en la **figura IV -17**, el proceso de deshidratación con glicol exige mayor cantidad de equipo y mayor complejidad del proceso y no es el más eficiente.



**FIGURA IV-17 ESQUEMA DE FUNCIONAMIENTO DE DESHIDRATACION DE GAS POR GLYCOL**

La otra alternativa es la utilizar disecantes sólidos, como los tamices moleculares.

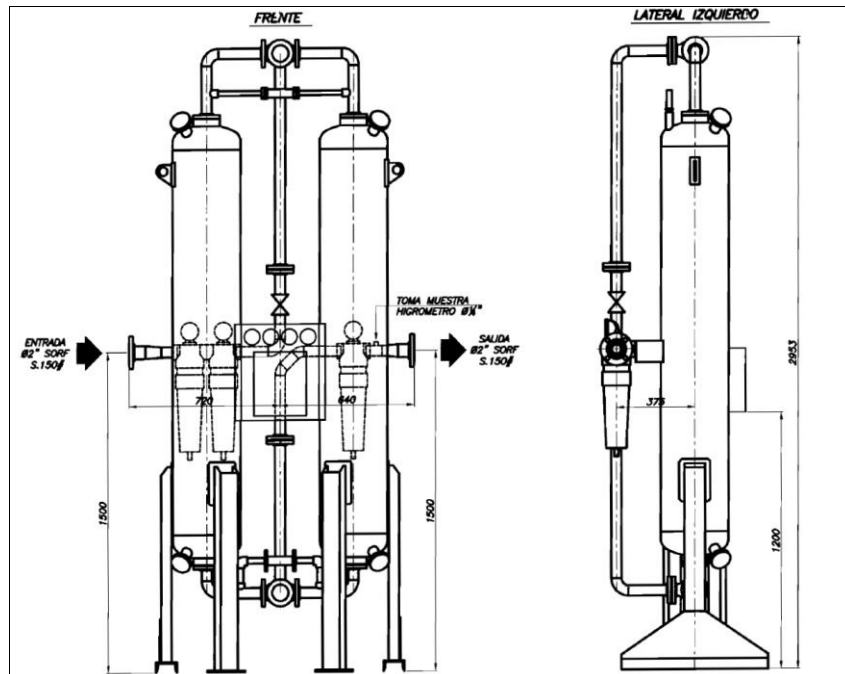
### **Tamices Moleculares**

Consideremos a los tamices moleculares como esponjas que retienen el agua de la corriente de gas por lo mismo lo van deshidratando. Una vez que los tamices se han saturado, es necesario regenerarlos y esto se logra mediante gas seco y caliente que elimina el agua contenida en los tamices dejándolos listos para iniciar la deshidratación una vez más.

En el caso de los tamices instalados en la planta, la regeneración se efectúa mediante un flujo de gas seco de aproximadamente el 6 % del flujo de deshidratación. Este flujo de gas seco arrastra la humedad contenida en el lecho y lo regenera dejándolo listo para otro ciclo de deshidratación.

Normalmente el gas a deshidratarse entra de arriba hacia abajo, de forma que no se produzca fluidización del lecho con el consiguiente

rozamiento y desgaste de las esferas de tamiz molecular. La regeneración, por su parte, es normalmente de abajo hacia arriba.



**FIGURA IV-18 PLANO DE EQUIPOS DE DESHIDRATACION DE GAS NATURAL DE LA PLANTA COMPRESORA**

Es importante contar con un sensor de humedad a la salida de los deshidratadores de forma que mantengamos permanentemente el control de la calidad de secado y del momento en que haya que iniciar el cambio de torre.



Para tener una mayor idea en la **Figura IV – 18** se muestra la apariencia y forma de operación de los deshidratadores.

#### **4.5. Calidad y cantidad del gas natural para su proceso en planta de extracción de gasolina natural**

A objeto de determinar la cantidad de gas que produce un campo de petróleo y sus respectivos usos entre los que se destacan: inyección para sistemas de recuperación secundaria, combustible, transferencia interáreas, cantidad que se transforma en los procesos en gasolina natural y LPG, ventas a consumidores industriales, gas arrojado a la atmósfera, la relación gas petróleo; todo lo anterior hace necesario la medición exacta del gas natural.

El registro de la cantidad del gas natural que es comprimido y descargado desde las plantas compresoras hasta la planta de gasolina, se realiza mediante una caja de orificio en la línea de succión en la entrada de la planta de gasolina natural.

Con una historia que remonta los 50 años de servicio interrumpidos, la medición de orificio es una de las herramientas más utilizadas en el campo por numero de ventajas frente a las desventajas a la hora de realizar un registro del volumen en una unidad de tiempo.

El personal de operaciones es el encargado de la determinación del volumen de gas que ingresa diariamente a la planta de gasolina. Para ello hacen uso del software 'Daniel Orifice Flow Calculator', el cual con datos de ingresos como temperatura y presión estática de operación, factor de compresibilidad y gravedad especifica del gas y la presión diferencial en pulgadas de agua; determina la tasa de flujo diaria a condiciones estándares.

La computación de la rata de flujo por el software es realizada a través de la ecuación básica de 'Flujo de Orificio' que es presentada a continuación:

$$Q = \sqrt{hw} \times \sqrt{Pf} \times Fb \times Fpb \times Ftf \times Fpv \times Fg \times Fr \times Y \times Ftf \times Fm \times Fa \times Fwl \quad \text{EC. 4.1}$$

Donde:

$$Q = C' \times \sqrt{hw} \times \sqrt{Pf}$$

- Q = Rata de flujo, (ft<sup>3</sup>/hr).
- hw = Presión diferencial a través del orificio, medida en pulgadas de agua a 60 °F.
- Pf = Presión estática, en psia.
- Fb = Factor básico de orificio.
- Fpb = Factor básico de presión base.
- Ftf = Factor de temperatura de flujo.
- Fpv = Factor de supercompresibilidad.
- Fg = Factor de gravedad específica.
- Fr = Factor del Número de Reynolds.
- Y = Factor de expansión.
- Ftb = Factor de temperatura base.
- Fm = Factor manométrico.
- Fa = Factor de expansión térmica del orificio.

$Fwl =$  Factor de localización de la medición.

$C' =$  Constante de flujo de orificio.

Para registrar la presión estática y diferencial se utilizan discos o cartas de lectura directa (raíz cuadrada o L-10), estas cartas registran la raíz cuadrada de la presión (Lectura diferencial –  $Ldif$ ) y la raíz cuadrada de la presión estática absoluta (Lectura estática –  $Lest$ ).

La relación entre las presiones y las lecturas diferencial y estática, viene dada por las siguientes ecuaciones:

$$hw = \frac{Ldif^2 \times Rdif}{100} \quad \text{EC. 4.2}$$

$$Pf = \frac{Lest^2 \times Resorte}{100} \quad \text{EC. 4.3}$$

Donde:

Resorte: Rango de presión máximo del medidor, en psi.

$Rdif$  : Rango diferencial máximo del medidor, en pulgadas de agua.

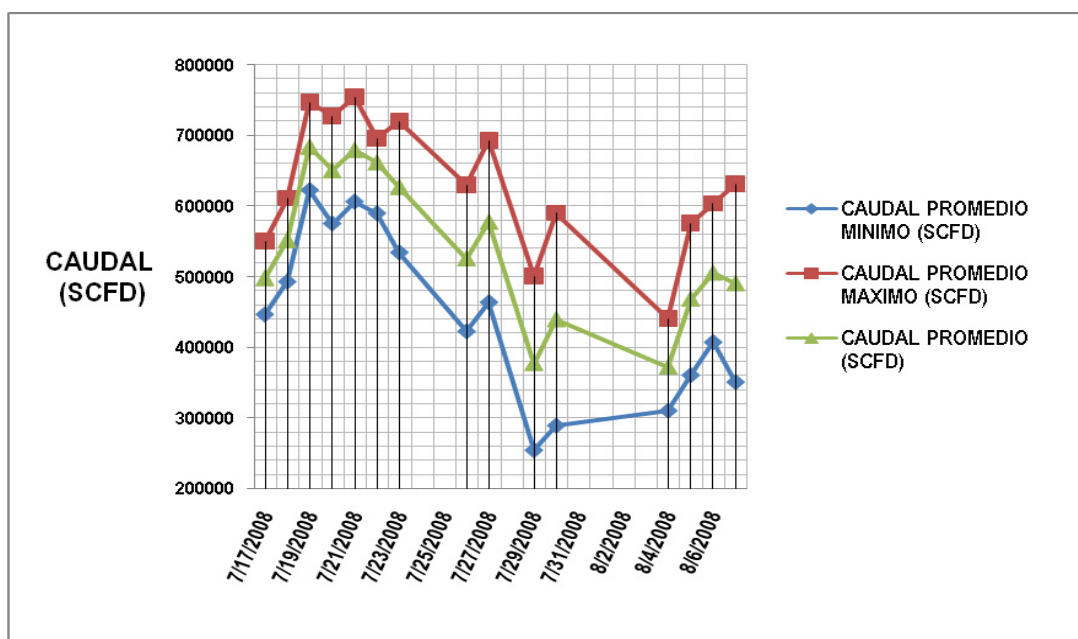
La aplicación del medidor de orificio para medidas volumétricas de flujo de fluidos está basada en el principio físico que: **‘La pérdida de presión de un fluido fluyendo a través de una constricción en la línea es proporcional a la velocidad al cuadrado del fluido’**. En la **Tabla IV -7** se registran las lecturas promedio de la presión estática y diferencial, para luego con uso del software DANIEL’S determinar el caudal promedio en condiciones estándares; cabe recalcar que esta data fue recolectada en periodo de estabilización de la planta de gasolina. Y a continuación se grafica como variaron los caudales promedio diarios, y también los máximos y mínimos.

**TABLA IV-7**

**LECTURAS PROMEDIO MEDIDOR DE ORIFICIO  
(BARTON)**

FECHA	PRESION DIFERENCIAL PROMEDIO DIARIA (Pulgadas de Agua)	PRESION DIFERENCIAL PROMEDIO MININA DIARIA (Pulgadas de Agua)	PRESION DIFERENCIAL PROMEDIO MAXIMA DIARIA (Pulgadas de Agua)	PRESION ENTRADA (psi)	CAUDAL PROMEDIO (SCFD)	CAUDAL PROMEDIO MINIMO (SCFD)	CAUDAL PROMEDIO MAXIMO (SCFD)
7/17/2008	4.63	4.15	5.11	130.2	497910	446869	549873
7/18/2008	5.13	4.58	5.68	130.5	552070	493056	610913
7/19/2008	6.36	5.78	6.94	130.8	684417	622360	746346
7/20/2008	6.25	5.52	6.99	129.1	650762	575162	727264
7/21/2008	6.51	5.80	7.23	130.0	679806	606086	754378
7/22/2008	6.38	5.68	7.07	130.0	661944	589722	695681

7/23/2008	6.05	5.15	6.95	129.7	627267	534377	719915
7/26/2008	5.19	4.17	6.22	130.2	526019	422942	629792
7/27/2008	5.71	4.58	6.85	130.0	577983	464098	692614
7/29/2008	3.70	2.50	4.91	126.5	377595	255286	500674
7/30/2008	4.31	2.84	5.79	128.0	439719	290041	589897
8/4/2008	3.44	2.81	4.07	130.0	372501	310973	440558
8/5/2008	4.48	3.45	5.51	129.3	468746	361177	576047
8/6/2008	4.74	3.82	5.66	129.3	505577	407649	603255
8/7/2008	4.53	3.24	5.83	127.2	490806	351372	630991



**FIGURA IV-19 CAUDALES PROMEDIOS DIARIOS (SCFD)**

Finalmente queda por establecer con que calidad y por ende que riqueza posee el gas natural que se produce y luego de los procesos

detallados anteriormente que se realizan en las plantas compresoras, será entregado a la planta de extracción gasolina natural y deshidratación del gas.

Cabe recalcar la importancia que posee la calidad en la producción de un producto específico ya que si esta no es buena de nada sirve tener un alto volumen de producción; la técnica que se utiliza en la industria del gas para determinación de su calidad es el análisis cromatográfico. Los cromatógrafos son equipos provistos de columnas que rellenas de sustancias atraen individualmente a cada uno de los componentes del gas en función de su composición. Esto permite que se vayan separando los diferentes componentes que integran la muestra.

El cromatógrafo con que se realizaron los análisis esta organizado de tal manera que no se pueda visualizar la presencia de agua, ya que este trabaja con detectores de conductividad y el de ionización a la llama. El primero detecta los componentes más volátiles (N<sub>2</sub>,C<sub>1</sub>,C<sub>2</sub>,CO<sub>2</sub>) el segundo, los componentes más pesados de la cadena parafínica (propano, butano, etc.), pero el agua se envía al detector de ionización a

la llama, que no es capaz de detectar lo que no se queme. Por lo tanto, no aparece en la muestra analizada. A este análisis se le suele llamar 'análisis de base seca'. Debemos entender que no es que no haya agua en las mezclas analizadas, sino que se organizo el equipo para que no la detectara.

Ya que el uso y los derivados que se esperan obtener del gas natural son desde la generación eléctrica, combustible para vehículos, y obtención de gasolina natural (esta gasolina blanca tendrá un uso industrial y es la base para la preparación de las gasolinas de motor); entonces se establecerá las especificaciones para que posea una buena calidad y también una escala que indique cuando el gas es rico en hidrocarburos pesados. Y por consiguiente se determinara la calidad y la riqueza de la secciones o a la descarga de las plantas compresoras.

Las especificaciones y la escala que determina calidad y el tipo de gas, son **tabla IV-8, tabla IV-9:**



TABLA IV-8

**RANGOS MAXIMOS Y MINIMOS EN CONTENIDO DE CONTAMINANTES**

COMPONENTE	% Molar	
	Mínimo	Máximo
Nitrógeno e inertes	–	3 a 4
CO2	–	3 a 4
Compuestos de Azufre (mg/m3)	88	350
Líquidos	Libre de líquidos, agua o hidrocarburos	
Sólidos	Libre de partículas	

TABLA IV-9

**TIPO DE GAS**

<b>GAS POBRE</b>	$GPM \leq 2$
<b>GAS MEDIANAMENTE RICO</b>	$2 < GPM < 3$
<b>GAS RICO</b>	$GPM \geq 3$

Finalmente se establece en la **tabla IV-10** que calidad y qué tipo de gas es el que se maneja en plantas compresoras y planta de gasolina natural.

**TABLA IV-10**

**CALIDAD Y TIPO DE GAS EN PLANTAS  
COMPRESORAS Y PLANTA DE GASOLINA NATURAL**

LOCACION	COMPONENTE	% Molar	CALIDAD	TIPO DE GAS
PLANTA COMPRESORA SECCION 67	Nitrógeno / Aire	8.52	No cumple	GAS RICO (GPM = 3.19)
	CO2	0.46	Si cumple	
	H <sub>2</sub> S	0.00	Si cumple	
	Líquidos	-	No cumple	
	Sólidos	-	Si cumple	
PLANTA COMPRESORA SECCION TIGRE	Nitrógeno / Aire	9.57	No cumple	GAS MEDIANAMENTE RICO (GPM = 2.25)
	CO2	0.34	Si cumple	
	H <sub>2</sub> S	0.00	Si cumple	
	Líquidos	-	No cumple	
	Sólidos	-	Si cumple	
PLANTA DE GASOLINA NATURAL	Nitrógeno / Aire	10.36	No cumple	GAS MEDIANAMENTE RICO (GPM = 2.58)
	CO2	0.40	Si cumple	
	H <sub>2</sub> S	0.00	Si cumple	
	Líquidos	-	No cumple	
	Sólidos	-	Si cumple	

# CAPITULO 5

## 5. ANÁLISIS ECONÓMICO-TÉCNICO DEL PROYECTO

La eficacia con que las personas enfrentan los retos y oportunidades depende de su capacidad para adaptarse a los cambios constantes. Los avances tecnológicos suceden con gran rapidez pero ninguno se logra en un vacío y sin ningún costo, prácticamente todas las industrias han ido cobrando un carácter cada vez más progresivo, por lo que si uno quiere sobrevivir y mejor aun si uno quiere prosperar en el mundo de los negocios es preciso tener un conocimiento muy actualizado de un mundo tan dinámico y, de los beneficios económicos de los proyectos.

En el presente análisis realiza una valoración cualitativa de la eficiencia técnica del proyecto mediante una matriz de ponderación a cada una de los componentes del sistema, se aporta la información que será de utilidad para la valoración de los presupuestos de inversión y de

operación del proyecto, así como también la valoración técnica que tiene el proyecto del manejo del gas natural desde la captación hasta la entrada a la Planta de Gasolina.

### 5.1. Análisis Técnico

Para este análisis, nos vamos a referir específicamente a un análisis del estudio de ingeniería.

Este análisis se lo realiza con el uso de una matriz **tabla V-1**, la cual en función de la experiencia en administrar proyectos y luego de hacer medibles las condiciones iniciales del proyecto para ver su factibilidad se debe dividir por prioridad, los aspectos fundamentales del proyecto, que para el caso de la empresa privada es primordial la producción, o la mejora de sus procesos para reducir sus costos.

Los porcentajes y su calificación en la correspondiente escala se realizan de forma cualitativa.

TABLA V – 1

MATRIZ DE VALORIZACIÓN DEL PROYECTO							
INDICADORES	PORCENTAJES 100%	ESCALA					ANÁLISIS
		1	2	3	4	5	
<b>1.- GAS NATURAL</b>	20%						
Disponibilidad	10%						
Calidad / Riqueza del gas	10%						
<b>2.- SISTEMA DE CAPTACIÓN Y TRANSPORTE</b>	20%						
Tuberías y Manifolds	10%						
Separadores Verticales	5%						
Tanques de Almacenamiento	5%						
<b>3.- SISTEMA DE COMPRESIÓN Y TRATAMIENTO</b>	25%						
Plantas Compresoras	5%						
Deshidratadores de Gas	5%						
Dimensionamiento	5%						
Operación	10%						
<b>4.- PLANTA DE GASOLINA</b>	35%						
Equipos	15%						
Dimensionamiento	10%						
Operación	10%						
		<b>TOTAL %</b>					
<b>Proyecto técnicamente:</b>							
Malo sin eficiencia ni diseño						0% - 20%	
Ineficiente y mal diseñado						20% - 40%	
Regular con una eficiencia baja						40% - 60%	
Bueno y no muy eficiente con bajo desarrollo a futuro						60% - 80%	
Muy eficiente con un estudio desarrollado a futuro						80% - 100%	

## I.- GAS NATURAL:

### Disponibilidad y Calidad del Gas

En el capítulo II se detalló la disponibilidad de gas natural en las secciones en las secciones 67 y Tigre, en la **tabla V-2** se detalla los pozos analizados y caudales promedio de cada sección, los pozos disponibles y la disponibilidad total.

**TABLA V-2**

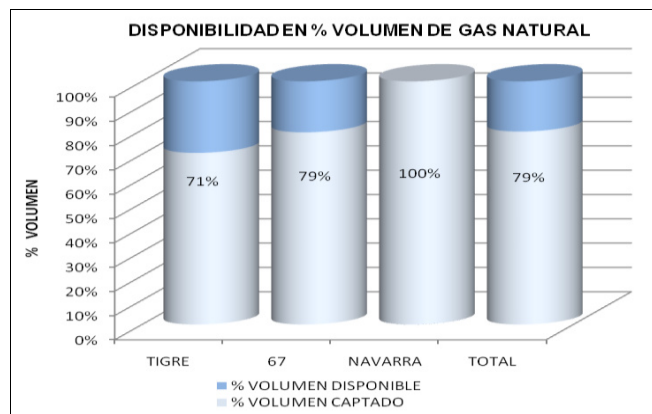
DISPONIBILIDAD				
SECCIÓN	# POZOS ANALIZADOS	CAUDAL PROMEDIO DE POZOS ANALIZADOS (SCFD)	# POZOS DISPONIBLES	VOLUMEN DISPONIBLE (SCFD)
TIGRE	32	9494	51	484194
67	28	12853	44	565532
NAVARRA	3	71667	3	215000
			<b>TOTAL</b>	1264726

El porcentaje de volumen que se está captando en cada sección así como el porcentaje total se muestra en la **tabla V-3**.

**TABLA V-3**

PORCENTAJES DE VOLUMEN			
SECCIÓN	VOLUMEN DISPONIBLE (SCFD)	VOLUMEN CAPTADO (SCFD)	% VOLUMEN CAPTADO
TIGRE	484194	341772	71%
67	565532	446985	79%
NAVARRA	215000	215001	100%
<b>TOTAL</b>	1264726	1003758	79%

En la **figura 5.1** se muestra el porcentaje de volumen que se está captando en cada sección y en la captación total.



**FIGURA 5.1. PORCENTAJES DEL VOLUMEN DE GAS NATURAL UTILIZADO EN EL SISTEMA DE CAPTACIÓN**

En la escala de disponibilidad que se muestra en la **tabla V-4**, podemos observar el rango en el cual se ubicó y también el porcentaje sobre el análisis total.

**TABLA V-4**

ESCALA DE DISPONIBILIDAD	
ESCALA	% VOLUMEN
1	0%-10%
2	20%-40%
3	40%-60%
4	60%-80%
5	80%-100%
<b>ANÁLISIS</b>	
79% VOLUMEN CAPTADO	
CALIFICACION	<b>4</b>
PONDERACION SOBRE 10 %	<b>8%</b>

Para la riqueza de gas vamos a definir el porcentaje de gasolina natural que posee el gas proveniente de las secciones 67, Tigre y Navarra que ingresa a la alimentación de las plantas compresoras, en la **tabla V-5** podemos observar los porcentajes obtenidos.

**TABLA V-5**

PORCENTAJE DE GASOLINA NATURAL		
COMPONENTE	SECCIÓN TIGRE Y NAVARRA	SECCIÓN 67
	% Moles	% Moles
Nitrógeno (N <sub>2</sub> )	9.57%	8.52%
Metano (CH <sub>4</sub> )	78.74%	76.15%
Dióxido de Carbono (CO <sub>2</sub> )	0.34%	0.46%
Etano (C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> )	4.57%	5.20%
Propano (C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> )	2.49%	3.49%
Isobutano (iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> )	0.87%	1.28%
n-Butano (nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> )	0.96%	1.46%
Isopentano (iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> )	0.42%	0.75%
n-Pentano (nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> )	0.18%	0.32%
Hexano Plus (C <sub>6</sub> +)	1.86%	2.36%
<b>% GASOLINA NATURAL</b>	<b>6.77%</b>	<b>9.67%</b>

De la composición de la sección 67, Tigre y Navarra calculamos los GPM que podemos obtener según el caudal de gas que estemos manejando a la entrada de la planta de gasolina. Esto nos servirá para definir la escala en la que se encuentra el gas desde el punto de vista cualitativo, es decir demostraremos si el gas es rico, medianamente rico o pobre.



Para analizar la escala de riqueza la **tabla V-6** muestra los rangos de acuerdo al contenido de gasolina natural en GPM.

**TABLA V-6**

<b>ESCALA EN RIQUEZA DE GAS NATURAL</b>	
<b>ESCALA</b>	<b>CONTENIDO GASOLINA NATURAL (gal/MSCF)</b>
1	Menor a 2.25
2	2.25 – 2.50
3	2.50 – 2.75
4	2.75 – 3
5	Mayor a 3

<b>ANÁLISIS</b>	
<b>2.583 gal/MSCF</b>	
CALIFICACION	3
PONDERACION SOBRE 10 %	6%

La calidad de gas se evalúa en la **tabla V-7** observando los componentes que tiene el gas natural a la entrada de la plantas, como el contenido de CO<sub>2</sub>, Oxígeno, Nitrógeno, líquidos y sólidos; analizando estos nos permitirán definir el porcentaje de calidad de gas en la matriz del proyecto.

TABLA V-7

ESCALA EN CALIDAD DE GAS NATURAL				
INDICADORES	VALORIZACION	PARAMETROS ACEPTABLES	OBSERVACIONES	CALIFICACION
Nitrógeno / Aire	1	3% - 4%	El % de nitrógeno/aire es de 10.36% por lo tanto no cumple con la calidad requerida	0
CO <sub>2</sub>	1	3% - 4%	El % de CO <sub>2</sub> es de 0.4% por lo tanto si cumple con la calidad requerida	1
H <sub>2</sub> S	1	88 – 136 (mg/m <sup>3</sup> )	En este gas natural no existe contenido de H <sub>2</sub> S por lo cual tiene una buena calidad.	1
Líquidos	1	Sin líquidos	El contenido de humedad en el gas no es deshidratado por lo cual no cumple con la calidad requerida en los procesos.	0
Sólidos	1	Sin sólidos	El gas no posee contenido de sólidos por lo cual la calidad del gas aumenta.	1
<b>TOTAL</b>				3

ANÁLISIS	
CALIFICACIÓN TOTAL	3
PONDERACION SOBRE 10 %	6%

## II.- SISTEMA DE CAPTACIÓN Y TRANSPORTE:

### Tuberías, Manifold, Separadores Verticales y Tanques de Almacenamiento.

El gas y el petróleo captado de los pozos son transportados en tuberías de diferentes diámetros hacia las subestaciones de cada

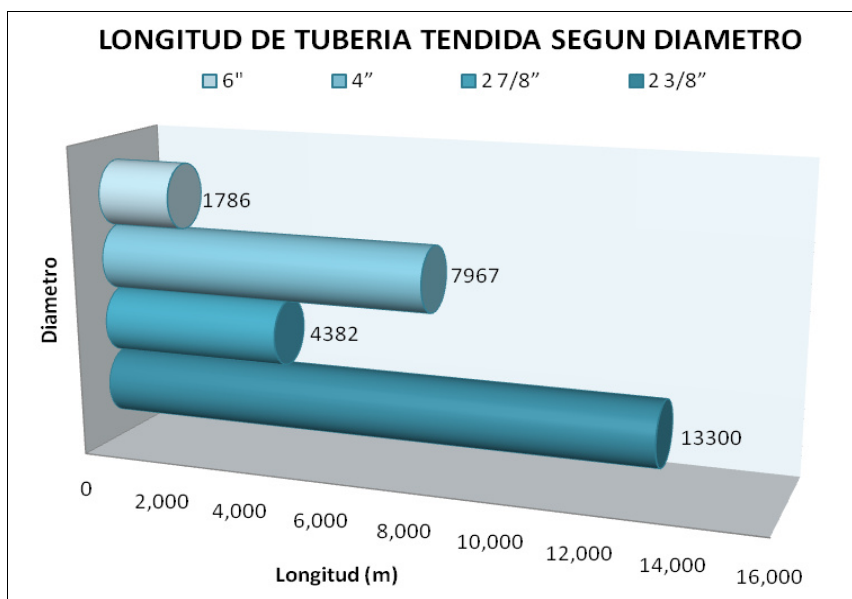
sección, aquí estos son separados, el gas se dirige a las plantas compresoras y el petróleo a los tanques de almacenamiento. Los diámetros de las tuberías varían de acuerdo a las necesidades, los tramos desde el cabezal del pozo hasta las subestaciones son de 2 3/8" a 2 7/8", mientras que desde las subestaciones hasta las Plantas compresoras son de 4" y desde las plantas compresoras hasta la planta de gasolina son de 6". Las plantas compresoras están conectadas entre sí por un by pass para permitir el mantenimiento de cada planta.

La **tabla V-8** muestra la longitud de tubería empleada en el sistema de captación en todas sus medidas de diámetro, teniendo 27.5 km de línea tendida en estas secciones.

**TABLA V-8**

**LONGITUD DE TUBERÍA TENDIDA**

SECCION	TRAMOS	DIAMETRO				TOTAL (m)
		2 3/8"	2 7/8"	4"	6"	
67	Captación de Pozos	6465	2647	849	0	9961
	Manifold-Planta Compresora	0	0	2394	0	2394
TIGRE	Captación de Pozos	6835	1421	0	0	8256
	Manifold-Planta Compresora	0	314	1192	674	2180
NAVARRA	Captación de Pozos	0	0	3532	0	3532
BY PASS	Planta Compresora TIGRE-67	0	0	0	1112	1112
<b>TUBERIA TENDIDA EN TODO EL SISTEMA</b>		<b>13300</b>	<b>4382</b>	<b>7967</b>	<b>1786</b>	<b>27435</b>



**FIGURA 5.2. LONGITUD DE TUBERIA TENDIDA EN EL SISTEMA DE CAPTACIÓN SEGÚN EL DIAMETRO UTILIZADO.**

Para determinar el porcentaje de eficiencia de acuerdo a las tuberías utilizaremos la norma API RP14E que recomienda que la velocidad del gas no sea mayor a 60 ft/s ni menor a 15 ft/s, esto se muestra en la **tabla V-9** para las líneas de succión.

Para definir la máxima operatividad en las líneas de succión utilizaremos el mayor caudal disponible de las secciones el cual es 1230 MSCFD. Las plantas compresoras están interconectadas por lo cual asumiremos que el caudal se reparte entre las dos plantas compresoras, es decir 615 MSCFD.

TABLA V-9

LINEAS DE SUCCIÓN				
PARAMETROS	SECCIÓN TIGRE		SECCIÓN 67	
Caudal (MSCFD)	500		500	
Presión (psia)	14.7		14.7	
Temperatura (°R)	537		542	
Diámetro	VELOCIDAD		VELOCIDAD	
4	68.5	114%	69.2	115%
6	30.4	51%	30.7	51%
OPERATIVIDAD MÁXIMA				
PARAMETROS	SECCIÓN TIGRE		SECCIÓN 67	
Caudal (MSCFD)	615		615	
Presión (psia)	14.7		14.7	
Temperatura (°R)	537		542	
Diámetro	VELOCIDAD		VELOCIDAD	
4	84.3	141%	85.1	142%
6	37.4	62%	37.8	63%

Las líneas de succión de 4" están en su límite de velocidad máxima mientras que las de 6" están en la dimensión correcta, por lo tanto si se desea aumentar la capacidad de captación a todo el volumen disponible, las líneas de succión hacia las plantas compresoras deberán ser de 6".

El análisis en las líneas de descarga se muestra en la **tabla V-10** según los parámetros empleados en las plantas compresoras.

TABLA V-10

LINEAS DE DESCARGA				
PARAMETROS	SECCIÓN TIGRE		SECCIÓN 67	
Caudal (MSCFD)	500		500	
Presión (psia)	150		150	
Temperatura (°R)	537		542	
Diámetro	VELOCIDAD		VELOCIDAD	
4	6.72	11%	6.78	11%
OPERATIVIDAD MÁXIMA				
PARAMETROS	SECCIÓN TIGRE		SECCIÓN 67	
Caudal (MSCFD)	615		615	
Presión (psia)	150		150	
Temperatura (°R)	537		542	
Diámetro	VELOCIDAD		VELOCIDAD	
4	8.26	14%	8.34	14%

Las líneas de descarga se encuentran dentro de las dimensiones establecidas y si se desea aumentar la capacidad de captación no existirán inconvenientes.

Las tuberías y los manifolds fueron recuperadas del campo en secciones fuera de servicio, se les realizó un mantenimiento a base de vapor de agua para eliminar la corrosión e impurezas, y se utilizó las tuberías que se encontraban en buen estado. Por estas razones decimos que la tubería se encuentra apta y en buen estado de operatividad para el proyecto, esto no quiere decir el funcionamiento

va a ser el ideal, en la **tabla V-11** se muestra la escala en tuberías y manifolds.

Está en una red cerrada por lo cual el gas depende de su presión para fluir y los pozos tienen presiones muy bajas cercanas a la atmosférica, por lo cual el flujo debería ser lo más horizontal posible. Pero en zonas con la sección Tigre el terreno no es plano y la tubería tiene muchas altas y bajos lo cual hace que las líneas se taponen y además no existen trampas para acumulación y drenaje de líquidos.

**TABLA V-11**

ESCALA TUBERIAS Y MANIFOLDS			
INDICADORES	VALORIZACION	OBSERVACIONES	CALIFICACION
VIDA UTIL	1	Se escogieron las tuberías que se encontraban en buen estado. Pero no son nuevas	0.5
DISEÑO	1.5	Es una red cerrada que cumple su función de transportar el gas aunque no se realizó un estudio para su diseño	1
OPERATIVIDAD	1.5	Se encuentran funcionando dentro de los rangos permitidos	1.5
PROYECCIÓN	1	Si se desea aumentar la captación los diámetros en la líneas de succión deberían ser mayores	0
<b>TOTAL</b>			3
ANÁLISIS			
CALIFICACION TOTAL		3	
PONDERACION SOBRE 10%		6%	

Los separadores verticales y los tanques de almacenamiento de fueron recuperados de otras secciones del campo Ancón por lo cual se encuentran operativos.

El análisis de los separadores verticales se enfocará en sus capacidades de operación y para esto escogeremos al separador de la sección 7 del cual se tiene sus valores de diseño en la **tabla V-12**

**TABLA V-12**

**CONDICIONES DE DISEÑO DE SEPARADOR SUBESTACION 7**

TAMAÑO	22" x 6'
CAPACIDAD DE GAS	3.4 MMSCFD
CAPACIDAD DE LÍQUIDO	600 B/D
PRESIÓN DE TRABAJO	125 PSI
ESPESOR	3/16"

Si lo comparamos con las condiciones de diseño para la separación del gas y el petróleo observamos las capacidades de operación son mucho menores a las de diseño por lo que existen capacidades ociosas.

Esto se demuestra en el nivel de líquido para que cumpla con el tiempo de retención necesario para la separación. Para condiciones de diseño la altura debería ser 31" mientras que en la operación el



nivel debe estar en 13". Con esto podemos decir que los separadores están sobredimensionados sin embargo están cumpliendo con su función requerida, en la **tabla V-13** muestra una escala detallada.

**TABLA V-13**

ESCALA SEPARADORES			
INDICADORES	VALORIZACION	OBSERVACIONES	CALIFICACION
VIDA UTIL	1	Se escogieron separadores de otras secciones que se encontraban en funcionamiento.	0.5
DISEÑO	1.5	Son equipos sobredimensionados para las subestaciones los cuales no manejan grandes volúmenes	0.75
OPERATIVIDAD	1.5	Cumplen la función requerida que es de separar los líquidos.	1
PROYECCIÓN	1	Si se desea aumentar la captación los separadores no tendrían ningún inconveniente	1
<b>TOTAL</b>			3.25

ANÁLISIS	
CALIFICACION TOTAL	3.25
PONDERACION SOBRE 5 %	3.25%

Los tanques de almacenamiento son los mismos que se utilizaban anteriormente en el almacenamiento de cada pozo. Ahora el almacenamiento no se da por pozos sino que se realiza por secciones con lo cual se facilita la recolección del petróleo. En la **tabla V-14** realizamos un análisis en los tanques de almacenamiento.

TABLA V-14

ESCALA TANQUES DE ALMACENAMIENTO			
INDICADORES	VALORIZACIÓN	OBSERVACIONES	CALIFICACION
VIDA UTIL	1	Se escogieron tanques de almacenamiento que se usaban en cada pozo y que se encontraban en operación.	0.5
DISEÑO	1.5	Los tanques de almacenamiento no fueron diseñados para este proyecto pero se encuentran dentro de los parámetros requeridos.	1
OPERATIVIDAD	1.5	Los tanques de almacenamiento se encuentran en una operación normal, la recolección del petróleo es diaria.	1.5
PROYECCIÓN	1	Si se desea aumentar la captación los tanques de almacenamiento no tendrían ningún inconveniente	1
<b>TOTAL</b>			<b>4</b>

ANÁLISIS	
CALIFICACION TOTAL	4
PONDERACION SOBRE 5 %	4 %



**FIGURA 5.3 TANQUES DE ALMACENAMIENTO EN LAS SUBESTACIONES**

### **III.- SISTEMA DE COMPRESIÓN Y TRATAMIENTO**

#### **Plantas Compresoras, Deshidratadores, Dimensionamiento y Operación**

Para el sistema de compresión y tratamiento de gas, empezaremos analizando los componentes de las plantas compresoras, seguiremos con su dimensionamiento y por ultimo su operación.

Los equipos de las plantas compresoras son nuevos, fabricados por la empresa argentina PALMERO, diseñados especialmente para las condiciones de operación, por esta razón asignaremos un 5% a las plantas con ser equipos recién fabricados.

El dimensionamiento de las plantas se lo realizo de acuerdo a la disponibilidad de cada sección por lo cual si se desea captar todos los pozos de cada sección cada una de las plantas será capaz de funcionar a su máxima capacidad de diseño.

La operación de las plantas compresoras maneja parámetros importantes como las RPM, el número de válvulas versatrol cerradas y la presión de succión.

Si analizamos las **tablas IV-1 a IV-4** sobre los parámetros de la plantas tigre y 67, observamos que existen dos rangos notables, cuando se encuentra a 1800 rpm y 3 versatrol cerradas teniendo un volumen da gas aproximado de 200 MSCFD; y a 1600 rpm y 4 versatrol cerradas con un volumen aproximado de 450 MSCFD.

Si solamente dependiera de estos dos parámetros diríamos que la segunda opción sería la mejor pero al analizar la presión de succión observamos en el primer caso esta se mantiene cercana a 0 psi mientras que en el segundo caso la presión de succión llega hasta -3 psi provocando esfuerzos de operación en el sistema de compresión.

En la **tabla V-15** analizamos las plantas compresoras con su sistema de deshidratación.

TABLA V-15

ESCALA COMPRESIÓN Y TRATAMIENTO			
PLANTAS COMPRESORAS			
INDICADORES	VALORIZACION	OBSERVACIONES	CALIFICACION
VIDA UTIL	3	Son plantas compresoras nuevas provenientes de Argentina	3
PROYECCIÓN	2	Si se desea aumentar la captación para la disponibilidad restante los compresores no tendrían ningún inconveniente.	2
<b>TOTAL</b>			5
ANALISIS			
CALIFICACION TOTAL		5	
PONDERACION SOBRE 5 %		5%	
DESHIDRATADORES DE GAS			
INDICADORES	VALORIZACION	OBSERVACIONES	CALIFICACION
VIDA UTIL Y USOS	3	El sistema de deshidratación viene incluido en las plantas compresoras, pero no están siendo utilizados ya que la carga de gas que consumen disminuye un porcentaje considerable el volumen de gas para las plantas de gasolina.	0
PROYECCION	2	Si se aumenta el volumen de gas se podrían utilizar	2
<b>TOTAL</b>			2
ANALISIS			
CALIFICACION TOTAL		2	
PONDERACION SOBRE 5 %		2 %	

El dimensionamiento y la operación del sistema de compresión y tratamiento se muestran en la **tabla V-16**.

TABLA V-16

**ESCALA DIMENSIONAMIENTO Y OPERACIÓN EN SISTEMA DE COMPRESION Y TRATAMIENTO DE GAS**

<b>DIMENSIONAMIENTO</b>			
<b>INDICADORES</b>	<b>VALORIZACION</b>	<b>OBSERVACIONES</b>	<b>CALIFICACION</b>
DISEÑO	1	El diseño de las plantas se realizó según los parámetros establecidos por la empresa.	1
CARGA DE GAS	1	Se estableció que las plantas manejen volúmenes de 500 MSCFD	1
FUNCIONAMIENTO	1	El diseño de los motor tiene velocidad de trabajo entre 1400 y 1800 rpm. Y posee 4 válvulas versatrol que manejan del caudal de gas	1
PRESIÓN DE SUCCIÓN Y DESCARGA	1	Las plantas deben funcionar con presiones de succión cercanas a la atmosféricas y pueden descargar el gas entre 70 y 160 psi	1
DESHIDRATACION	1	El gas será deshidratado hasta tener un punto de rocío de -50 °C	1
<b>CALIFICACION TOTAL</b>			<b>5</b>

PONDERACION SOBRE 5 %	5%
-----------------------	----

<b>OPERACION</b>			
<b>INDICADORES</b>	<b>VALORIZACION</b>	<b>OBSERVACIONES</b>	<b>CALIFICACION</b>
CARGA DE GAS	1.25	El ingreso de gas es de 200 y 350 MSCFD para la P.C. Tigre y 67 respectivamente, siendo no es el esperado.	0.75
FUNCIONAMIENTO	1.25	Las plantas compresoras deberían trabajar a 1600 rpm y 4 versatrol cerradas. Y al no hacerlo a su máxima capacidad no existe una carga adecuada.	0.75

PRESIÓN DE SUCCIÓN Y DESCARGA	1	La presión de succión está en menos de 0 psi, de alguna manera ayuda a la succión de gas ya que se trabajan con presiones cercanas la atmosférica y la presión de descarga son las adecuada para la plantas de gasolina 125 psi.	0.75
TEMPERATURAS	0.5	La temperatura del sistema de compresión se encuentra estable, esta debe ser menos a 100 °C	0.5
DESHIDRATACION	1	La deshidratación esta fuera de servicio	0
<b>CALIFICACION TOTAL</b>			2.75
PONDERACION SOBRE 10 %		5.5%	

#### IV.- PLANTA DE GASOLINA

El análisis sobre la planta de gasolina se basa la eficiencia sobre la obtención de contenido líquido, la optimización de la planta y la operación de esta. Si nos fijamos en los condiciones de diseño la planta está sobredimensionada para los parámetros que se manejan hoy en día. En la **tabla V-17** se fija la eficiencia de la planta si comparamos la extracción ideal a una eficiencia del 100 % sobre la real.

**TABLA V-17**

#### EFICIENCIA EN FUNCION DE LA OBTENCIÓN DE GASOLINA NATURAL

	GASOLINA NATURAL
IDEAL	45.57 Bls/d
EFICIENCIA	70%

La operatividad de la planta se puede mostrar en la extracción de la gasolina natural de gas, y en este sentido la planta tiene una eficiencia del 70% por el volumen real que se extrajo de gasolina natural en periodo de operación, es decir los procesos de obtención de gasolina están funcionando de manera normal pero no eficiente.

En la **tabla V-18** se muestran algunos indicadores; la vida útil de la planta aumento con el mantenimiento total que se le realizó y su optimización.

**TABLA V-18**

ESCALA PLANTA DE GASOLINA			
EQUIPOS			
INDICADORES	VALORIZACION	OBSERVACIONES	CALIFICACION
VIDA UTIL	3	La planta tiene más de 50 años de operación, se realizo un reacondicionamiento en todos sus equipos por lo cual su vida útil aumento, pero los equipos siguen generando problemas	1.5
OPTIMIZACIÓN	2	Se automatizó la planta de gasolina en un 60%, se instalaron nuevos equipos de precisión presión y temperaturas.	2
<b>CALIFICACION TOTAL</b>			3.5
PONDERACION SOBRE 15 %		10.5%	



DIMENSIONAMIENTO			
INDICADORES	VALORIZACION	OBSERVACIONES	CALIFICACION
DISEÑO	5	Son equipos sobredimensionados pero que si manejan su caudal constante se podrá obtener un volumen constante de gasolina natural.	3
<b>CALIFICACION TOTAL</b>			3
PONDERACION SOBRE 10 %		6%	

OPERACION			
INDICADORES	VALORIZACION	OBSERVACIONES	CALIFICACION
CARGA DE GAS	2.5	El caudal de gas que ingresa a la planta de gasolina es de aproximadamente 500 MSCFD, es demasiado bajo para lo que puede procesar la planta.	1.8
FUNCIONAMIENTO	2.5	Muchos procesos tienen un mal funcionamiento, como los intercambiadores de calor los cuales no están cumpliendo su función.	1.4
<b>CALIFICACION TOTAL</b>			3.2
PONDERACION SOBRE 10 %		6.4%	

Al obtener todos los parámetros que nos fijamos en el análisis técnico los ingresamos en la matriz de valorización que se muestra en la **tabla V-19** para concluir cuan eficiente es el proyecto desde el punto de vista técnico.

TABLA V-19

MATRIZ DE VALORIZACIÓN DEL PROYECTO							
INDICADORES	PORCENTAJES 100%	ESCALA					ANÁLISIS
		1	2	3	4	5	
<b>1.- GAS NATURAL</b>	<b>20 %</b>						
Disponibilidad	10 %				■		8 %
Calidad / Riqueza del gas	10 %			■			6 %
<b>2.- SISTEMA DE CAPTACIÓN Y TRANSPORTE</b>	<b>20 %</b>						
Tuberías y Manifolds	10 %			■			6 %
Separadores Verticales	5 %				■		3.25%
Tanques de Almacenamiento	5 %				■		4 %
<b>3.- SISTEMA DE COMPRESIÓN Y TRATAMIENTO</b>	<b>25 %</b>						
Plantas Compresoras	5 %					■	5 %
Deshidratadores de Gas	5 %		■				2 %
Dimensionamiento	5 %					■	5 %
Operación	10 %			■			5.5 %
<b>4.- PLANTA DE GASOLINA</b>	<b>35 %</b>						
Equipos	15 %			■			10.5%
Dimensionamiento	10 %			■			6%
Operación	10 %				■		6.4%
		<b>TOTAL %</b>					<b>67.65%</b>

Desde el punto de vista técnico el proyecto tiene una eficiencia de 67.65% lo cual permite decir que se está manejando de una manera buena pero no muy eficientemente los procesos y estos tiene un bajo desarrollo a futuro; sin embargo se podría mejorar la operatividad en todo el sistema.

## 5.2. Análisis Económico

Cualquier proyecto de ingeniería no sólo debe ser realizable en el aspecto físico, sino también en el económico; es decir la ingeniería sin la economía carece de todo sentido. En términos generales, para que un diseño de ingeniería alcance éxito, debe ser bueno y generar utilidades.

En el siguiente análisis económico del proyecto de captación, compresión y planta de gasolina natural se realizara una evaluación sistemática de las utilidades y costos relacionada con el análisis y diseño de ingeniería, para cuantificar las utilidades y costos asociados durante el tiempo que comienza y termina el proyecto, y determinar si producirá dinero suficiente para garantizar las inversiones de capital que se realicen en este proyecto.

Cabe considerar que es alta la probabilidad de que las estimaciones realizadas hoy de ciertos factores como, por ejemplo, las entradas futuras de efectivo y de los gastos, no se cumplan en realidad. Así el

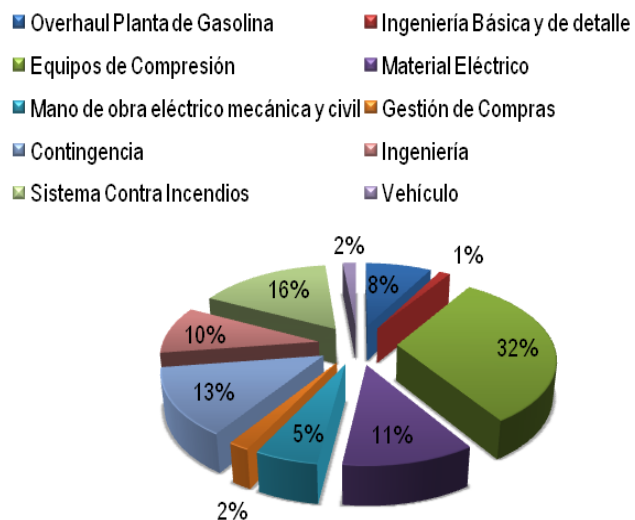
manejo de la incertidumbre es un aspecto importante que también se lo considerara dentro del análisis.

## **COSTO DE CAPITAL PARA LA EJECUCION DEL PROYECTO**

Los valores en dólares asignados a cada una de las cuentas de los costos de capital fueron obtenidos repitiendo valores históricos de la empresa y del sector, para equipos y plantas de similar características y la exactitud debe ser considerarse entre un más o menos diez por ciento.

Equipos existentes que son reutilizados y relocalizados no son incluidos como costos adicionales de inversión; no así los costos generados por el mantenimiento, fundaciones, tuberías y controles.

La representación del porcentaje de los costos de capital es detallada a continuación, **figura 5.4:**



**FIGURA 5.4 CUENTAS DE LOS COSTOS DE CAPITAL**

Las cantidades de cada una de las cuentas y la inversión inicial total son, **tabla V-20**:

**TABLA V-20**

**CAPEX**

Overhaul Planta de Gasolina	\$ 125000
Ingeniería Básica y de detalle	\$ 20000
Equipos de Compresión	\$ 492760
Material Eléctrico	\$ 176108
Mano de obra eléctrico mecánica y civil	\$ 84144
Gestión de Compras	\$ 28205

<b>Contingencia</b>	<b>\$ 209408</b>
<b>Ingeniería</b>	<b>\$ 150000</b>
<b>Sistema Contra Incendios</b>	<b>\$ 250000</b>
<b>Vehículo</b>	<b>\$ 25000</b>
<b>INVERSION INICIAL TOTAL</b>	<b>\$ 1,560,625</b>

Se establece que la inversión inicial se realiza a través de un préstamo a una tasa de interés efectiva del 12 % y con un tiempo de pago de 36 meses. La amortización del capital prestado y los intereses generados serán considerados dentro de los egresos.

## **EVALUACION DE COSTOS**

Para determinar la rentabilidad que se espera obtener luego de realizar la inversión que permite iniciar del proyecto, es necesario realizar la evaluación de costos de cada una de las partes que componen el proyecto y que generan egresos durante el tiempo de duración de este. Los costos previstos de operación, mantenimiento, administrativos, por intereses, por la depletación, depreciación y amortización se detallan en la **tabla V-21** a **tabla V-24**:

TABLA V-21

**COSTOS PREVISTOS DE OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO**

AÑO	PERSONAL	SEGURIDAD FÍSICA	ACEITE ABSORVEDOR, QUÍMICOS, ETC.	MANTENIMIENTO PREDICTIVO & PREVENTIVO	MANTENIMIENTO CORRECTIVO	COSTOS OPERATIVOS TOTALES
2008	\$ 113400	\$ 28000	\$ 69200	\$ 70000	\$ 0	\$ 280600
2009	\$ 194400	\$ 48000	\$ 38400	\$ 120000	\$ 60000	\$ 460800
2010	\$ 194400	\$ 48000	\$ 38400	\$ 120000	\$ 60000	\$ 460800
2011	\$ 194400	\$ 48000	\$ 38400	\$ 120000	\$ 60000	\$ 460800
2012	\$ 194400	\$ 48000	\$ 38400	\$ 120000	\$ 60000	\$ 460800
2013	\$ 194400	\$ 48000	\$ 38400	\$ 120000	\$ 60000	\$ 460800
2014	\$ 194400	\$ 48000	\$ 38400	\$ 120000	\$ 60000	\$ 460800
2015	\$ 194400	\$ 48000	\$ 38400	\$ 120000	\$ 60000	\$ 460800
2016	\$ 194400	\$ 48000	\$ 38400	\$ 120000	\$ 60000	\$ 460800

TABLA V-22

**COSTOS ADMINISTRATIVOS**

AÑO	COSTOS ADMINISTRATIVOS
2008	\$ 9780
2009	\$ 33350
2010	\$ 32480
2011	\$ 31646

TABLA V-23

**INTERES & OTROS GASTOS FINANCIEROS**

AÑO	INTERES & OTROS GASTOS FINANCIEROS
2008	\$ 101508
2009	\$ 129405
2010	\$ 66928
2011	\$ 7597

2012	\$ 30844
2013	\$ 30075
2014	\$ 29337
2015	\$ 28628
2016	\$ 27948

2012	\$ 0
2013	\$ 0
2014	\$ 0
2015	\$ 0
2016	\$ 0

TABLA V-24

**DEPLETACION, DEPRECIACION Y  
AMORTIZACION**

AÑO	DD&A
2008	\$ 60069
2009	\$ 204835
2010	\$ 199496
2011	\$ 194370
2012	\$ 189449
2013	\$ 184725
2014	\$ 180190
2015	\$ 175836
2016	\$ 171656

## INGRESOS

El valor de los productos líquidos obtenidos desde el gas separado que se generaran se determinan en función de dos variables: el volumen de producción y el precio de venta.



**EL VOLUMEN DE PRODUCCION:** La proyección del volumen de producción se realiza con el uso del contenido líquido del gas y su consiguiente determinación del recobro diario que se obtendrá. Esta proyección fue realizada para el gas que se produce y se capta en las secciones 67 y Tigre y el Área Navarra.

Sin embargo la producción total diaria será sumando la producción de gasolina de las secciones, el recobro de condensados (gasolina) en las plantas compresoras y considerando la producción de gasolina que se obtendrá con el aceite rico producido en las facilidades de Santa Paula desde el gas rico que se produce en esa sección.

El volumen de recobro de condensados diario es **5.6 barriles**. Mientras que se estima que en función del caudal diario de producción de gas natural en la sección Santa Paula, su correspondiente análisis cromatográfico y factores de recobro similares a los que se manejan en planta de gasolina natural, y su posterior procesamiento en forma de aceite rico en planta de gasolina con una eficiencia del 75% en los

procesos; entonces la producción diaria de gasolina del gas de Santa Paula será **11.2 barriles**.

**PRECIO DE VENTA:** Los precios de mercado para la gasolina natural fueron establecidos por Pacifpetrol S.A y Petroecuador a través de su filial PetroIndustrial. Estos valores unitarios fueron multiplicados por la producción total diaria y los resultantes valores fueron convertidos a una base anual asumiendo 345 días operativos durante el año. Para la determinación del precio del barril de gasolina se utiliza la siguiente ecuación:

$$P = PM \times \left[ 1 + \left( \frac{K \times DC}{100} \right) \right] \quad \text{EC. 5.1}$$

Donde:

DC: Diferencia en API

K: Factor de Contrato

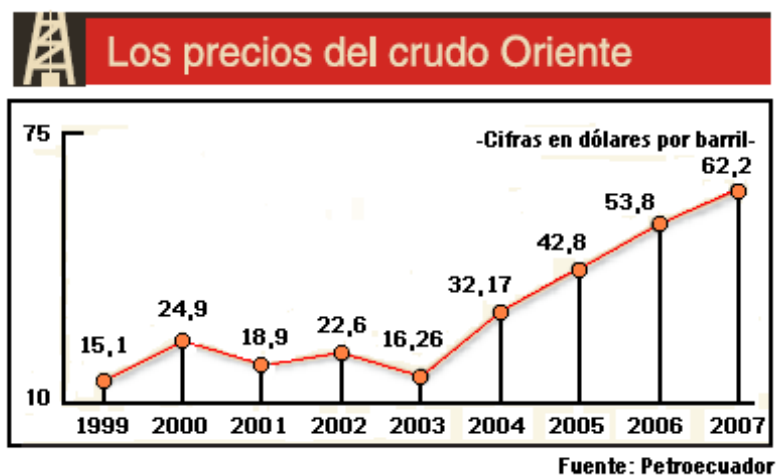
PM: Precio del crudo Oriente (\$/bbl oriente)

P: Precio del barril gasolina (\$/bbl)

Y si:

K =	2.15
API gasolina promedio =	76
API Petroecuador promedio=	24
WTI =	\$ 75
PM =	\$ 60
DC =	52

La fijación del precio del crudo Oriente se realizó considerando la variación de valores promedios en años anteriores como se muestra la **figura 5.5.:**



**FIGURA 5.5 PRECIOS PROMEDIOS DEL CRUDO ORIENTE**

Por lo tanto los ingresos en que se obtendrían en los 9 años que duraría el proyecto y restando de la producción total de gasolina, la producción del estado y de la ESPOL; serán **tabla V-25**:

**TABLA V-25**

**INGRESOS TOTALES**

<b>AÑO</b>	<b>INGRESOS</b>
<b>2008</b>	\$472280
<b>2009</b>	\$ 1610461
<b>2010</b>	\$ 1568481
<b>2011</b>	\$ 1528179
<b>2012</b>	\$ 1489490
<b>2013</b>	\$ 1452348
<b>2014</b>	\$ 1416691
<b>2015</b>	\$ 1382461
<b>2016</b>	\$ 1349601

**FLUJOS DE EFECTIVO**

Luego de determinar los elementos que se deben considerar para evaluar económica y financieramente el proyecto, se debe agrupar y

consolidar toda esta información para que nos suministre los resultados requeridos.

Por lo tanto se realizara un estado de análisis del proyecto pero considerando la utilidad después de impuestos. Estos impuestos son los que una compañía o grupo comercial debe cancelar al final del año y se los conoce como impuesto a la renta. El impuesto a la renta que debe cancelar Pacifpetrol S.A. o el Grupo Empresarial Synergy es del 36,25 % del valor de las utilidades antes de impuestos.

Cabe recalcar que la utilidad neta de un ejercicio no es el mejor indicador para evaluar una inversión sino el flujo de efectivo generado por la adquisición de un activo ya que representa en términos reales las cantidades de dinero que serán recibidos por dicha adquisición y que pueden ser reinvertidos en otras opciones financieras. Con lo cual en la siguiente **tabla V-26** se presenta el estado de análisis del proyecto, en donde se estima el flujo de caja, el flujo de caja acumulado y el flujo anual. Para finalmente en la **figura 5.6** graficar los flujos de efectivo en el tiempo (años) que duraría el proyecto:



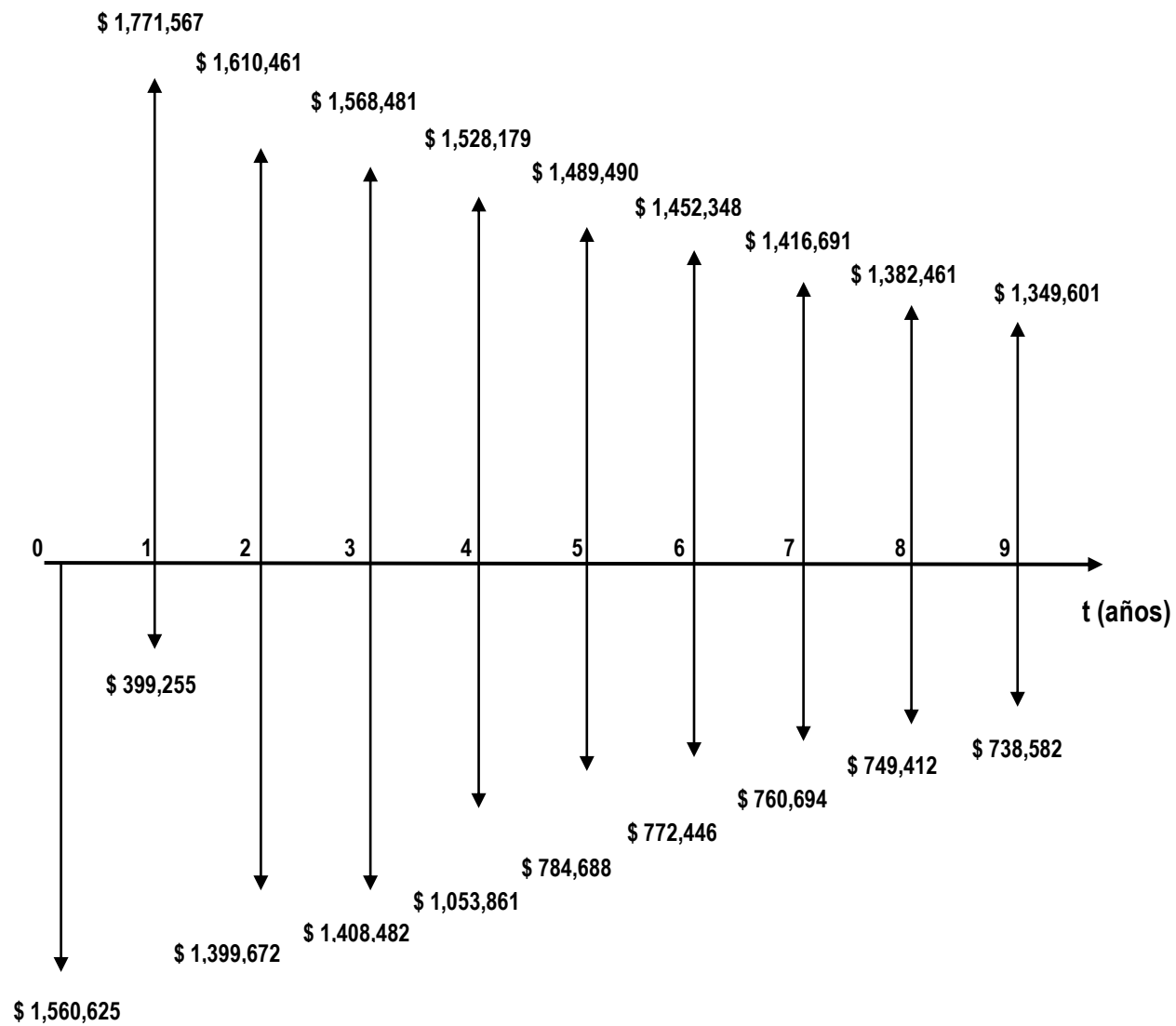


FIGURA 5.6 FLUJOS DE EFECTIVO

## **CRITERIOS DE EVALUACION DE PROYECTOS A ESTABLECER**

Después de obtener los flujos de efectivo se necesitan obtener valores para una serie de indicadores, no muchos, que permitan determinar la rentabilidad del proyecto. Las medidas más usuales que se determinaran para evaluar el proyecto serán:

- Payback o periodo de recuperación
- Valor presente neto (VPN)
- Tasa interna de rendimiento (TIR)

## **PAYBACK o PERIODO DE RECUPERACION**

El dinero que se ha de invertir para la ejecución de cualquier proyecto tiene que ser recuperado para que éste sea considerado como lucrativo o beneficioso. El tiempo de recuperación del mismo es muy importante y constituye el centro de atención del análisis de un proyecto, ya que de



este depende el grado de rentabilidad que se espera obtener y así asegurar una ganancia razonable.

Para calcular el *payback*, utilizamos la siguiente ecuación:

$$\textit{Payback} = \frac{\text{Inversión inicial}}{\text{Flujo de efectivo anual}} \quad \text{E.C. 5.2}$$

### **VALOR PRESENTE NETO (VPN)**

El método del valor presente neto se basa en el concepto del valor equivalente de todos los flujos de efectivo relativos a alguna base o punto de inicio en el tiempo, llamado presente. Es decir, considera el valor del dinero en el tiempo y compara el valor presente de los beneficios de un proyecto contra el valor de la inversión inicial. Cuando el valor presente neto es positivo, el proyecto es viable ya que cubre la inversión y genera beneficios adicionales. Cuando el valor presente neto es negativo, el proyecto debe rechazarse ya que los beneficios esperados no cubren la inversión inicial.

Entonces, el criterio de decisión es el siguiente:

Si  $VPN > 0$  el proyecto se acepta

Si  $VPN < 0$  el proyecto se rechaza

La fórmula que permite calcularlo es la siguiente:

$$VPN = \sum_{t=1}^n \frac{Rt}{(1+i)^t} - \text{Inversión inicial} \quad \text{E.C. 5.3}$$

Donde:

R = flujos de efectivo

t = períodos de tiempo que van desde 1 hasta n

i = tasa de rendimiento esperada

### **TASA INTERNA DE REDIMIENTO (TIR)**

El cálculo de la TIR nos dará un valor porcentual que nos informará sobre el retorno que puede arrojar del proyecto cada año. Una vez que

se ha calculado la TIR se compara con la TREMA (Tasa de rendimiento mínima atractiva) para decidir si el proyecto es viable. Si TIR es mayor o igual a la TREMA, la alternativa es aceptable.

$$TIR = \sum_{t=1}^n \frac{Rt}{(1+i)^t} - \text{Inversión inicial} = 0 \quad \text{E.C. 5.4}$$

Donde:

R = flujos de efectivo

t = períodos de tiempo que van desde 1 hasta n

i = tasa de rendimiento esperada

A continuación se determinan los indicadores que permiten determinar la rentabilidad del proyecto. Para ello se especifica que la tasa de rendimiento esperada para la determinación del VPN y la TIR será la tasa de rendimiento mínima atractiva (TREMA) siendo esta del 18%, la cual ha sido fijada por PACIFPETROL S.A. para la evaluación económica de este proyecto. En la **tabla V-27** se muestran los indicadores:

TABLA V-27

**INDICADORES PARA LA ESTIMACION DE LA  
RENTABILIDAD DEL PROYECTO**

<b>VPN</b>	<b>\$ 1,167,804</b>
<b>TIR</b>	<b>42%</b>
<b>PAYBACK</b>	<b>3 AÑOS Y 7 MESES</b>

### FUENTES DE INCERTIDUMBRE

- La posible inexactitud de las estimaciones de los flujos de efectivo que se utilizan en el estudio. La incertidumbre en los requerimientos de inversión de capital con frecuencia se refleja como una contingencia sobre el costo real.
- El tipo de negocio implicado en relación con el precio del barril de petróleo, el cual es muy fluctuante.
- El tipo de planta física y equipo implicado.
- La longitud del periodo de estudio.

## **ANALISIS DE SENSIBILIDAD**

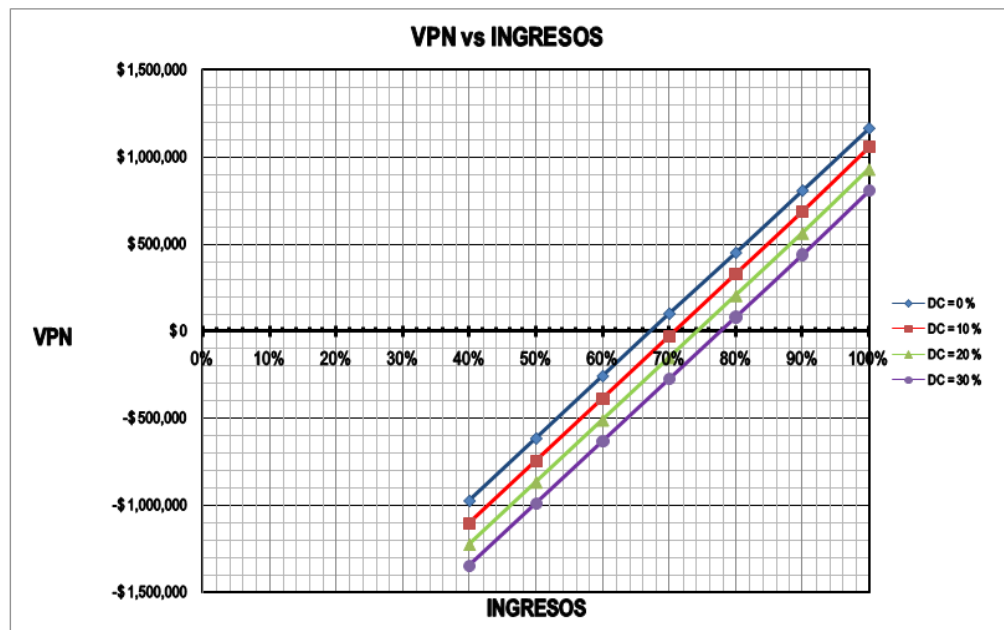
En el análisis económico de la mayor parte de los proyectos de ingeniería, resulta útil determinar cuan sensible es la situación a los distintos factores que entran en juego, de manera que se los tome en cuenta de manera apropiada en el proceso de decisión. En general sensibilidad significa la magnitud relativa del cambio en la medición de la ventaja (tal como el VPN o la TIR) que ocasiona que una o más cambios en los valores estimados de los factores de estudios. A veces, la sensibilidad se define de manera más específica como la magnitud relativa del cambio en uno o más factores que revertiría la decisión entre las alternativas de un proyecto o decisión acerca de la aceptación económica de un proyecto.

En un análisis de sensibilidad de ingeniería económica, por lo general se incluyen varias técnicas. El tema será tratado en término de:

- Análisis de equilibrio (punto de equilibrio)
- Grafica de sensibilidad

**PUNTO DE EQUILIBRIO Y GRAFICA DE SENSIBILIDAD:** El punto de equilibrio es el punto hasta el que pueden disminuir el precio de venta o el volumen de ventas y ser el proyecto aun rentable. El análisis de equilibrio se lo hará en función de la grafica de sensibilidad.

La grafica de sensibilidad mostrara como variara la rentabilidad (en este análisis económico la rentabilidad está en función del VPN o la TIR) del proyecto antes distintos supuestos los cuales son: disminución de los ingresos hasta de un 60%, y el aumento de los costos operativos y administrativos de al menos un 30%. En la **figura 5.7** se presenta:



**FIGURA 5.7      GRAFICA DE SENSIBILIDAD**

Como habíamos indicado de la grafica de sensibilidad estimaremos el punto de equilibrio, el cual será el punto en donde el VPN es igual a cero a las distintas variaciones de los ingresos y de los costos en la grafica. En la siguiente **tabla V-28** se calcula el punto de equilibrio, y como veremos el cálculo se realiza considerando de forma individual si el precio de venta o el volumen de producción fueron los que disminuyeron para que por lo tanto hayan disminuido los ingresos:

**TABLA V-28**

**ANALISIS DE EQUILIBRIO**

INGRESOS DISMINUYEN	VPN	INCREMENTO EN COSTOS	PUNTO DE EQUILIBRIO	
			PRECIO DE VENTA BARRIL WTI (USD/BBL)	PRODUCCION GASOLINA (BPD)
33%	\$ 0	0%	50	29
29%	\$ 0	10%	53	31
26%	\$ 0	20%	55	32
22%	\$ 0	30%	58	34

## CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

### CONCLUSIONES:

- 1) El gas natural del Campo Ancón es del tipo asociado (principalmente en la mayor parte del campo) y libre. El gas que se capta en las secciones 67 y Tigre es un gas asociado, mientras el que se maneja en el Área Navarra es un gas libre. Luego de los análisis cromatográficos realizados se establece que el gas de las secciones 67 y Tigre es un gas rico por tener un GPM mayor a tres, y el del Área Navarra es un gas pobre porque su GPM es menor a uno.
- 2) El volumen total del gas del natural de las secciones que ingresaría al sistema de captación es de 1 MMSCFD.
- 3) El gas natural que se procesa en planta de gasolina natural es un gas mediamente rico (GPM = 2.58), libre de H<sub>2</sub>S, posee un 0.4% de CO<sub>2</sub>, y un 10.36% de nitrógeno/aire.



- 4) La producción promedio para el 2009 (con un 75% de eficiencia en los procesos en planta de gasolina) de gasolina natural sería de **48 bbls/día** de los cuales: **32 barriles** secciones 67, Tigre y Navarra, **5 barriles** de condensados (gasolinas) en las plantas compresoras, y **11 barriles** del gas de Santa Paula.
- 5) Las capacidades de operación para las líneas de succión y descarga para los caudales actuales se encuentran dentro de la norma API RP14E. Sin embargo la capacidad futura de las líneas de succión de 4" está en su límite de velocidad máxima, por lo tanto se debe aumentar su diámetro a 6".
- 6) En lo que respecta a las capacidades de operación actuales y futuras del sistema de separación son muchos menores que las de diseño de los separadores, por lo que cumplen con su función requerida.
- 7) De acuerdo a las ponderaciones otorgadas al funcionamiento y diseño, **el proyecto desde el punto de vista técnico tiene una eficiencia del 67,65 %**.
- 8) El costo del proyecto fue de **U\$ 1,560,625** el mismo que será recuperado en **3 años y 7 meses**.

- 9) El valor de la TIR es **42%**, el Valor Presente Neto es de **U\$ 1,167,804**, y las utilidades después de impuestos en los 9 años que duraría el proyecto son **U\$ 3,941,56**. Con estos criterios de evaluación se concluye que el proyecto es económicamente y financieramente rentable.
- 10) También se determinó que la rentabilidad del proyecto no es muy sensible al aumento de los costos, no así si disminuyen los ingresos. Sin embargo se puede concluir que el proyecto es estable frente a las posibles variaciones y el riesgo para que los flujos de efectivos proyectados no se cumplan es bajo.

## RECOMENDACIONES:

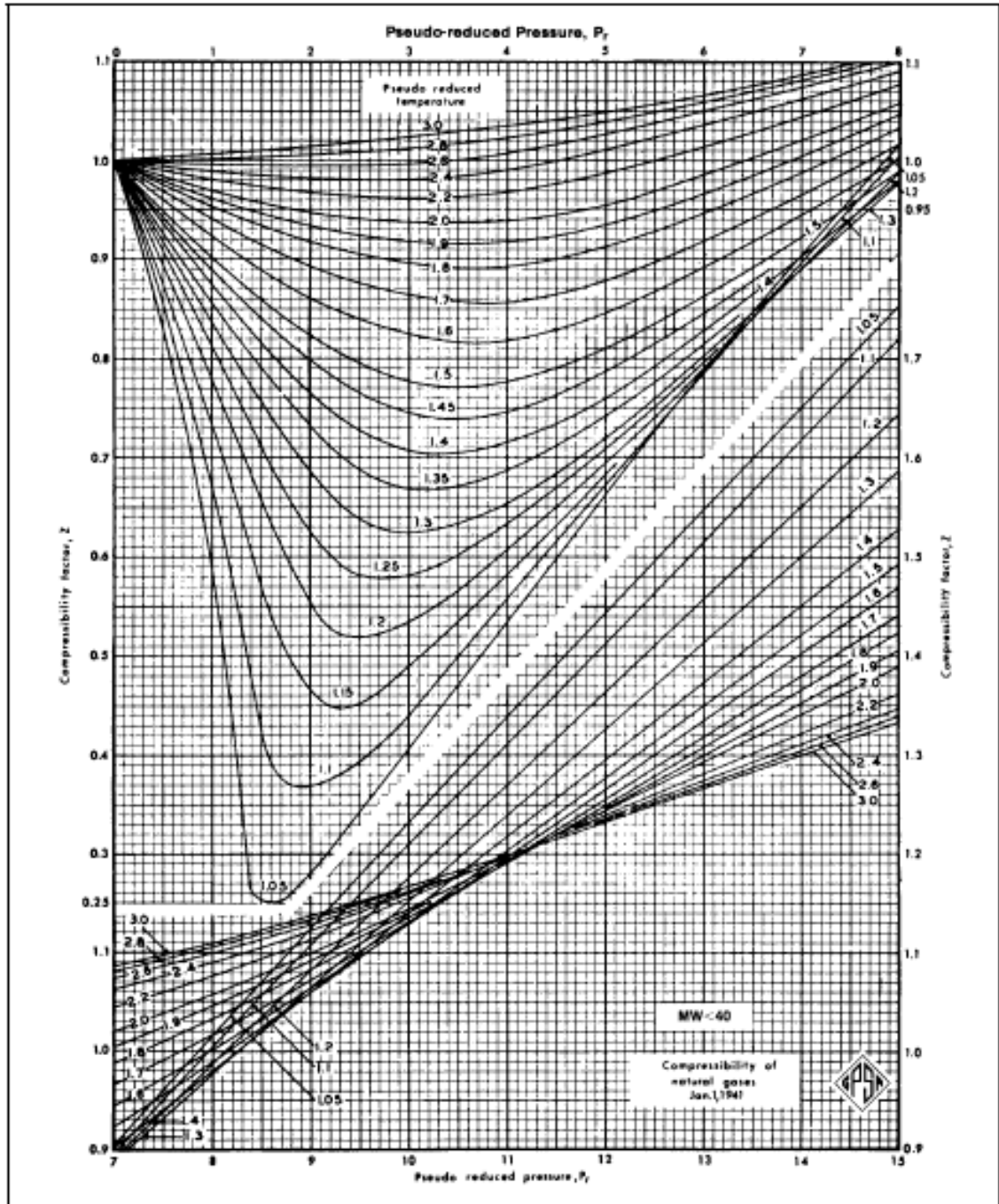
- 1) Se recomienda realizar un estudio de disponibilidad de gas en todo el campo Ancón para poder mejorar la carga de gas que ingrese a la Planta de Gasolina y así obtener un mayor volumen de gasolina natural.
- 2) Realizar una nueva medición de los caudales de gas de por lo menos un 10% de los pozos que fueron puestos a prueba, para poder obtener una estimación más confiable de la declinación de la producción y ajustar el perfil de producción obtenido.
- 3) Se necesita crear una campaña de concientización en el cuidado que deben tener el personal de operaciones en los pozos con sistema de levantamiento artificial 'swab' cuando estos son producidos, esta campaña debe remarcar que ahora no solo el petróleo es producido y aprovechado.
- 4) Por las bajas presiones de cabeza de los pozos se recomienda que las presiones de succión en las plantas compresoras estén en el rango de -1 a -2 psi, logrando el diferencial de presión o vacío necesario para el gas que es separado en los separadores se desplace hacia las plantas.

- 5) Colocar trampas de acumulación y drenaje de líquidos en los tramos del sistema de transportación, especialmente en la sección Tigre, en donde por su geografía no se pudo lograr que el flujo sea horizontal.
- 6) Con el objetivo de optimizar el caudal de gas que se descarga en las plantas compresoras, estas deberían trabajar a 1600 rpm y cuatro válvulas versatrol cerradas, siempre que la presión de succión no sea menor a -3 psi.
- 7) También se recomienda realizar un estudio de evaluación del impacto ambiental, y se debería incorporar un costo ecológico al costo del proyecto para remediar, aunque sea en parte, el daño ecológico causado.
- 8) Realizar un mantenimiento periódico en los cabezales de los pozos y en las líneas de captación. Verificar de forma continua y diaria que los separadores estén separando y drenando los líquidos presentes en el gas.
- 9) Controlar que la tubería no esté asentada directamente sobre el suelo, especialmente en zonas de alta humedad con el fin de evitar que se oxide exteriormente. En caso de estarlo, se debe instalar soportes metálicos.

# **APENDICE**

# APENDICE A

## DETERMINACION DEL FACTOR DE COMPRESIBILIDAD DEL GAS NATURAL (POR STANDING - KATZ)



## **BIBLIOGRAFÍA**

1. **AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE**, API Especification for LinePipe, Thirty First Edition, USA, 1980.
2. **ARNOLD KEN**, Surface Productions Operations: Design of Gas – Handling Systems and Facilities, 2<sup>nd</sup> Edition, Houston – USA, 1989.
3. **ALVARADO TORRES ROMMEL JAVIER**, “Captación de Gas del Campo Guanta y su utilización como combustible para las Turbinas “Ruston” de Lago Agrio” (Tesis, Facultad de Ingeniería en Ciencias de la Tierra, Escuela Superior Politécnica de Litoral, 2002).
4. **BECERRA FERNANDO, LATORRE LEONARDO**, Seminario facilidades de producción en campos petroleros, Teusaca S.A., Ancón – Ecuador, 2006.
5. **BEGGS DALE**, Production Optimization Using NODAL Analysis, OGCI Publications, Tulsa – USA, 1991.

6. CAÑIZARES JORGE, REYES CARLOS, Seminario WAUKESHA, Ancón – Ecuador, 2007.
7. COMISION NACIONAL DE AREAS NATURALES PROTEGIDAS, Criterios para la selección de proyectos relacionados con obras públicas, Colombia, 2007.
8. CRAFT B. and HAWKINS M., Applied Petroleum Reservoir Engineering, 2<sup>nd</sup> Edition, Prentice – Hall, New Jersey – USA, 1991.
9. CREST ENGINEERING, Process design specifications for Ancon absorption facility, Ancon – Ecuador, 1964.
10. DE SOUZA R., JOSÉ A., DANIEL J., Engenharia de Reservatorios de Petróleo, Univesidade Petrobras, Rio de Janerio – Brasil, 2006.
11. DIXIS FIGUEROA PEDRAZA, Vigilancia participativa de la Seguridad Alimentaria en una Comunidad de Cuba, Cuba, 2005.



12. **GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION**, Engineering Data Book (Electronic), 11<sup>th</sup> Edition, Tulsa - USA, 1998.
  
13. **INTERNATIONAL SENIOR DESIGN PROJECT**, Estudios de Factibilidad: Las opciones del Uso de la Tierra del Curichi del Sexto Anillo Santa Cruz, Bolivia, 2006.
  
14. **MARTINEZ MARCIAS**, Ingeniería de gas, principios y aplicaciones: Diseño conceptual de separadores, Ingenieros Consultores, Maracaibo – Venezuela.
  
15. **NATIONAL TANK COMPANY**, Feasibility studies for hydrocarbon recovery from natural gas, Ancon – Ecuador, 1963.
  
16. **PAZMIÑO MARCOS**, "Calculo y diseño de un condensador de banco de tubos y flujo cruzado para una planta de producción de Gasolina Natural " (Tesis, Facultad de Ingeniería en Mecánica y Ciencias de la Producción, Escuela Superior Politécnica de Litoral, 2001).

17. **RIOFRIO EDGAR**, Facilidades de Superficie II, Primera Edición, Escuela Superior Politécnica de Litoral, Guayaquil – Ecuador, 2006.
  
18. **SULLIVAN WILLIAM, WICKS ELIN, LUXHOJ JAMES**, Ingeniería Económica de DeGarmo, Duodécima edición, México, 2004.
  
19. **TAPIA HECTOR**, Curso de capacitación en ingeniería en procesos, Tectotal CIA LTDA., Ancón – Ecuador, 2008.