



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

**FACULTAD DE INGENIERÍA**

**“Análisis Integral Del Sistema De Medición  
Enfocado A Infraestructura, Proceso Y  
Regulación”**

**TESIS**

Que para obtener el título de  
**Ingeniero Petrolero**

**PRESENTA:**

**Haaram Isaías Pineda Pineda**

**DIRECTOR DE TESIS:**

**Ing. Oswaldo Espínola González**



Ciudad Universitaria, Cd. Mx., 2016



Universidad Nacional  
Autónoma de México



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.





UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTÓNOMA DE  
MÉXICO


FACULTAD DE INGENIERÍA  
DIVISIÓN DE INGENIERÍA EN CIENCIAS DE LA  
TIERRA

*Aceptación de Trabajo Escrito*

**DR. CARLOS AGUSTÍN ESCALANTE SANDOVAL**  
**DIRECTOR DE LA FACULTAD DE INGENIERÍA**  
**DE LA U.N.A.M.**  
**Presente.**

En relación con el Examen Profesional de **PINEDA PINEDA HAARAM ISAIAS**, registrado con número de cuenta **307243423** en la carrera de **INGENIERÍA PETROLERA**, del cual hemos sido designados sinodales, nos permitimos manifestarle la aceptación del trabajo escrito desarrollado por el citado alumno.

Atentamente.

  
M.L. JESUS AGUIRRE Y OSETE  
FECHA DE ACEPTACIÓN: 5/5/16

  
ING. OSWALDO ESPINOLA GONZALEZ  
FECHA DE ACEPTACIÓN: 04/05/2016

  
M.C. ULISES NERI FLORES  
FECHA DE ACEPTACIÓN: 06/05/16

  
ING. HECTOR ERICK GALLARDO FERRERA  
FECHA DE ACEPTACIÓN: Mayo 13/16

  
MTRA. MARIA GRÁCIELA REYES RUIZ  
FECHA DE ACEPTACIÓN: 11/05/16

FECHA DE EMISIÓN: 04 de Mayo de 2016



## RESUMEN

La medición es una actividad muy importante dentro del proceso productivo de hidrocarburos y su importancia radica en que al aplicarla, se logra unificar todo el proceso técnico, desde el diseño y la ejecución, hasta la cuantificación de volumen que se traduce en beneficios económicos y que a su vez, permite validar todas las estrategias de ingeniería aplicada. La medición se puede analizar desde varias perspectivas, por ejemplo: su regulación, las operaciones asociadas, la administración y mantenimiento de los puntos de medición, la instrumentación, etc. Actualmente, con la implementación de la reforma energética en el ramo del petróleo y la exigencia de la Comisión Nacional de Hidrocarburos para que todas las compañías operadoras que realicen las mediciones estén regidas bajo un mismo marco regulatorio que garantice el cumplimiento y la repartición, basados en los contratos definidos para dicha reforma desde el punto de vista técnico y económico.

Esta tesis consta de siete capítulos y plantea a través de un enfoque sistémico, visualizar al sistema de medición de hidrocarburos como tema central, en donde cada uno de los elementos que la conforman se relacionen entre sí, se definan los procesos y subprocesos de dichos elementos, con el fin de comprender las interacciones de los mismos que directa o indirectamente afecten a la medición, a la cuantificación de volumen, la calidad de los hidrocarburos, procesos de transferencia de custodia, por mencionar algunos. Por lo que dicho trabajo considera por una parte, la revisión de tecnologías de medición para efectos de selección y comparación en cuanto a variables y rangos de aplicación, apoyándonos de normas y estándares tanto nacionales como internacionales, que rigen a los sistemas de medición, con la cual se realizaran las mediciones estáticas y dinámicas, cumpliendo con las características de los hidrocarburos y parámetros de calidad para el intercambio comercial, transferencias de custodia, las exportaciones y las ventas.

Como parte de los procesos de medición y como uno de los elementos fundamentales en el sistema de medición a lo largo de las etapas de producción, distribución y comercialización es la infraestructura, ya que se requiere que sea adecuada para cada corriente de hidrocarburos y que en la actualidad responde a necesidades propias de cada activo o bloque de producción; otro elemento importante es el de procesos asociados al tratamiento de aceite y gas, indispensables para garantizar la estabilidad y remoción de impurezas; como parte del alcance, también se realizó la revisión de todos los equipos e instrumentación necesaria para obtener los valores de las variables tales como: Temperatura, Presión, Gasto másico, Gasto volumétrico, etc. Con lo anterior se describen métodos denominados prorratio o balances de producción (asignación composicional con modelos integrados, simulación de flujo multifásico, prorratio volumétrico o convencional también llamado en inglés backallocation) para determinar el volumen y asignar la producción obtenida a cada operador en función de la calidad del hidrocarburo. Con lo anterior cada operadora tendrá la obligación de realizar sus propias mediciones, cumpliendo con los lineamientos de la Comisión Nacional de Hidrocarburos, para que a partir de sus transacciones comerciales se realice un balance justo de acuerdo a lo producido y cuantificado en función del volumen y la calidad de los hidrocarburos.

Finalmente, esta tesis ayudará a comprender cada uno de los elementos anteriormente descritos que apoyan al sistema de medición en las etapas de producción, aplicando el enfoque sistémico y teniendo en consideración la tecnología, los métodos y procesos apropiados para garantizar y disponer de valores confiables, obteniendo mejores resultados en todas las operaciones asociadas a la medición.

## AGRADECIMIENTOS

Al Gran Arquitecto del Universo por guiarme en esta senda llena de obstáculos; darme salud y la luz para cumplir con mis primeras metas y objetivos en este largo camino, esto ha sido el comienzo para cosechar una carrera de éxitos y bendiciones.

Agradezco a la UNAM, mi alma mater por ser la proveedora de alimento intelectual durante estos años y brindarnos una cantidad inmensa de oportunidades, ahora siendo hijo suyo, me siento orgulloso de pertenecer a esta gran institución.

A mi madre Teresa Pineda Sibaja, mis palabras no alcanzarían para agradecer absolutamente todo lo que me has dado, por tu sacrificio hacia mí en innumerables ocasiones, por los valores que me inculcaste desde pequeño y por todo y cada uno de los consejos que recibí de ti, del amor que nos tenemos, eres lo mejor que tengo y por eso esto te lo dedico a ti, eres mi ejemplo y todo de mí, te amo mamá.

A mi padre José Pineda Castillejos, te doy las gracias por apoyarme en todo durante mis estudios, tus regaños y consejos que siempre han sido para bien, eres mi ejemplo de tenacidad y constancia, gracias por entenderme, te amo papá.

A mi tía Nelva Pineda Sibaja, me es también agradecerle infinitamente por ser quien nos ha cobijado durante estos años y ser como mi segunda mamá, por todo su apoyo incondicional, sus regaños y consejos que siempre han sido los correctos y atinados, por quererme como su hijo y velar por nosotros en todo, la quiero tía.

Arantxa y Marijose, por brindarme su apoyo y amor incondicional, han sido no solo mis hermanas, sino también, grandes amigas, con las que puedo reír y llorar, gracias por todo.

A todos y cada uno de mis primos, Ayerim, Laksmi, Darinka, Ivana, Alexei, Diego, Alexia, a los chiquitos Samuel y Rafael, a Jorge, Anne, Luis, José, Fredly, Alfredo y a Santiago, que han sido como mis hermanos y amigos, por todos los buenos momentos que disfrutamos juntos y todo lo que aún nos falta.



## Agradecimientos

---

A mis abuelos maternos Juventina e Isaías, por todo, por haber sido como mis padres y haber cuidado de mí desde muy pequeño, por cada uno de los consejos que me servirán toda la vida y por ese amor que nos tienen, gracias por todo, los amo.

A mis abuelos paternos Jorge y Pinita, por ser tan buenos conmigo y al igual que con mis abuelos maternos, por darme sus consejos y buenas atenciones, los amo.

A mis tíos Aníbal, Iván, Edgar, Miriam, Jorge, Ramiro, Alfredo, Margarita y a Tito, Rafael y mi tía Onne, por cada uno de sus consejos, sus regaños, sus experiencias y también por los buenos momentos, solo me queda más que agradecerles el aporte que han tenido hacia mí.

Esta tesis también va dedicada a mi director, el Ing. Oswaldo Espínola González, por todo el apoyo que me brindo, de su tiempo, dedicación y mucha paciencia, por otorgarme las herramientas para poder culminar con esto, expreso toda mi admiración y respeto pues es una gran persona, responsable, amable e inteligente y que ha compartido conmigo sus conocimientos, espero con el tiempo poder devolverte todas las atenciones que ha tenido conmigo, y he de decir que con todo esto puedo llamarte amigo.

A la empresa Schlumberger, por ser quien me recibió para completar mis metas, me dio las herramientas para conseguirlo, me dio la oportunidad de vestir la camiseta y ser de color azul, muchas gracias; A Rodrigo Valenzuela, por haber confiado en mí y haberme dado la oportunidad de pertenecer a esta empresa, y poder desarrollar este trabajo esto también es parte de ti, muchas gracias; al Ing. Adelfo Torres, por sus consejos durante mi estancia, por incluirme en algunos proyectos y hacerme sentir parte de la casa compartiendo sus conocimientos y experiencias, a mis compañeros de la oficina, Álvaro, Geovanny y Nazario, por brindarme su apoyo cuando lo necesite. A Reza Mehranfar, por bríndame el tiempo y todas las atenciones que recibí de su parte, por todo el apoyo que me brindo enseñándome lo necesario para aprender las herramientas, gracias por todo amigo.

Agradezco también el apoyo de mis sinodales: el M.I. Jesús Aguirre y Osete, el M.C. Ulises Neri Flores, el Ing. Héctor Erick Gallardo Ferrera y la Mtra. María Graciela Reyes Ruiz,

por su disposición y ayuda para corregir y enriquecer esta tesis, además de haber sido mis profesores en algunas materias, muchas gracias.

Al Programa Universitario de Estudios de la Diversidad Cultural y la Interculturalidad - Becas para Estudiantes Indígenas, que junto con el director José del Val Blanco, Mtra. Evangelina Mendizábal me brindaron el apoyo económico a través de esta beca para cumplir con mis objetivos y poder culminar con mis estudios.

A mis amigos que tampoco alcanzaría para mencionarlos y que si se me llega a pasar alguno les pido disculpas, a Isidoro, Esteph, Ulrich y a todos, gracias por todo su apoyo, las experiencias y todos los buenos ratos que pasamos juntos, aún falta un largo camino que recorrer y no será la última vez que disfrutemos, gracias por su amistad.

A todos y cada uno de usted les dedico esta tesis, gracias por todo.

GRACIAS TOTALES.

CONTENIDO

**RESUMEN ..... I**

**AGRADECIMIENTOS ..... III**

**CONTENIDO ..... VI**

**LISTA DE FIGURAS ..... X**

**LISTA DE TABLAS ..... XIV**

**INTRODUCCIÓN ..... XVII**

**CAPÍTULO 1 ENFOQUE SISTÉMICO DEL SISTEMA DE MEDICIÓN ..... 1**

    1.1 Teoría y Enfoque de Sistemas Aplicado a la Medición ..... 1

        1.1.1 Fundamentos de la Teoría General de Sistemas ..... 1

        1.1.2 Definiciones y Conceptos del Enfoque de Sistemas ..... 3

    1.2 Uso del Enfoque Sistemico en la Medición ..... 6

        1.2.1 Relaciones Entre los Elementos del Sistema de Medición ..... 7

**CAPITULO 2 INFRAESTRUCTURA ..... 11**

    2.1 Infraestructura del Sistema de Medición ..... 11

        2.1.1 Infraestructura Genérica de Acuerdo a las Etapas de Producción, de Distribución y Comercialización. .... 11

            2.1.1.1 Infraestructura en la Etapa de Producción ..... 12

            2.1.1.2 Infraestructura en la Etapa de Distribución..... 19

            2.1.1.3 Infraestructura en la Etapa de Comercialización ..... 23

**CAPITULO 3 INSTRUMENTACIÓN Y EQUIPO ..... 29**

    3.1 Definiciones Generales de los Instrumentos de Medición ..... 29

        3.1.1 Clasificación de los Medidores..... 32

        3.1.2 Incertidumbre en la Medición de Hidrocarburos..... 34

        3.1.3 Equipo Medición de Aceite..... 35

        3.1.4 Equipo de Medición de Gas ..... 37

        3.1.5 Equipo de Medición de Flujo Multifásico ..... 40

3.1.6 Instrumentos de Medición Adicionales.....	42
<b>CAPITULO 4 CALIDAD DE LOS HIDROCARBUROS.....</b>	<b>45</b>
4.1 Importancia de la Calidad de los Hidrocarburos.....	45
4.1.1 Características Generales.....	51
4.1.2 Parámetros de Calidad de Aceite .....	52
4.1.2.1 Pruebas para el Cumplimiento de la Calidad del Crudo ...	56
4.1.3 Parámetros de Calidad del Gas .....	57
4.1.3.1 Pruebas para el Cumplimiento de la Calidad del Gas .....	60
<b>CAPITULO 5 NORMAS Y ESTANDARES .....</b>	<b>61</b>
5.1 Conceptos Generales Normativos .....	63
5.1.1 Regulación en Materia de Medición .....	64
5.1.2 Normas y Estándares para Hidrocarburos Líquidos .....	66
5.1.2.1 Normas y Estándares Relacionados a la Medición Estática de Hidrocarburos.....	67
5.1.2.2 Normas y Estándares para la Medición Dinámica de Hidrocarburos.....	71
5.1.3 Normas y Estándares para la Medición Dinámica de Hidrocarburos Gaseosos.....	73
<b>CAPITULO 6 CUANTIFICACIÓN DE VOLUMEN .....</b>	<b>77</b>
6.1 Conceptos Generales.....	78
6.2 Métodos para Cuantificaron de Volumen .....	83
6.2.1 Modelo Volumétrico .....	84
6.2.1.1 Procedimiento de Cálculo del Modelo Volumétrico.....	85
6.2.1.3 Ejemplo de aplicación.....	89
6.2.2 Modelo de Simulación de Flujo Multifásico en Estado Estacionario ....	90
6.2.2.1 Procedimiento de Cálculo de Flujo .....	90
6.2.2.2 Ejemplo Práctico de Calibración de Modelo .....	91
6.2.2.3 Ejemplo Práctico Para el Cálculo de Gastos .....	94

---

6.2.3 Modelos Integrados de Simulación Composicional.....	106
6.2.3.1 Procedimiento de Cálculo del Modelo de Integración Composicional.....	107
6.2.3.2 Ejemplo Práctico.....	110
6.3 Consideraciones Importantes.....	127
<b>CAPITULO 7 PROCESOS DE CAMPO.....</b>	<b>129</b>
7.1 Procesos de Tratamiento de Hidrocarburos.....	130
7.1.1 Procesos de Tratamiento de Aceite .....	130
7.1.2 Separación Inicial de Aceite y Gas .....	130
7.1.2.1 Factores que Afectan la Separación.....	132
7.1.2.2 Tipos de Separadores y Componentes Básicos .....	133
7.1.3 Sistemas de Tratamiento de Aceite Crudo.....	139
7.1.3.1 Eliminador de Agua Libre .....	139
7.1.3.2 Gunbarrel Tank o tanque lavador .....	140
7.1.3.3 Calentadores .....	142
7.1.3.4 Tratadores Térmicos.....	143
7.1.3.5 Deshidratación de Aceite.....	144
7.1.3.6 Sistema de Desalado de Aceite Crudo .....	145
7.1.3.7 Desalado de Una Etapa.....	146
7.1.3.8 Desalado de Dos Etapas .....	147
7.1.3.9 Tanques de Almacenamiento .....	148
7.2.1 Procesos de Tratamiento de Gas.....	149
7.2.2 Separación Gas-Líquido.....	151
7.2.2.1 Receptor de baches (Slug Catchers).....	153
7.2.3 Estabilización de Condensados .....	154
7.2.3.1 Vaporización Instantánea o Flash.....	155
7.2.3.2 Estabilización por Fraccionamiento .....	156

---

## Contenido

---

7.2.4 Deshidratación de Gas.....	157
7.2.4.1 Absorción (Proceso de deshidratación con glicol) .....	158
7.2.4.2 Proceso de Adsorción.....	159
7.2.5 Endulzamiento de Gas.....	160
<b>CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....</b>	<b>164</b>
<b>BIBLIOGRAFÍA .....</b>	<b>168</b>
<b>APENDICE A .....</b>	<b>174</b>

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1 Esquema simple de retroalimentación.....4

Figura 1.2 Árbol de ideas del enfoque sistémico ..... 5

Figura 1.3 Aplicación del enfoque sistémico en el Sistema de medición ..... 7

Figura 2.1 Infraestructura general del Sistema Integral de Producción..... 12

Figura 2.2 Pera en operación..... 14

Figura 2.3 Macropera en operación ..... 14

Figura 2.4 Árbol de válvulas terrestre ..... 15

Figura 2.5 Árbol de válvulas submarino ..... 15

Figura 2.6 Líneas de Flujo..... 16

Figura 2.7 Esquema de la ruta de producción, sistema de separación y medición ..... 16

Figura 2.8 Diseño de separador de prueba..... 17

Figura 2.9 Tipos de tanques de almacenamiento ..... 18

Figura 2.10 Etapa de distribución..... 19

Figura 2.11 Red de ductos en México..... 20

Figura 2.12 Ubicación de los centros de almacenamiento e infraestructura nacional..... 22

Figura 2.13 Ubicación de los centros procesadores de gas..... 23

Figura 2.14 Infraestructura correspondiente a la etapa de comercialización .... 24

Figura 2.15 Torre Fraccionadora de petróleo..... 25

Figura 2.16 FPSO ..... 26

Figura 2.17 FSO..... 27

## Lista de Figuras

---

Figura 4.1 Relación de crudos exportables en función del API .....	46
Figura 4.2 Históricos de la mezcla mexicana .....	47
Figura 4.3 Históricos de crudos marcadores .....	47
Figura 4.4 Producción de hidrocarburos exportables .....	48
Figura 4.5 Producción total de hidrocarburos líquidos .....	48
Figura 4.6 Porcentaje de producción de hidrocarburos líquidos por región .....	49
Figura 4.7 Producción de gas .....	50
Figura 4.8 Producción total de gas.....	50
Figura 4.9 Porcentaje de producción de gas por regiones .....	51
Figura 5.1 Jerarquía de marco normativo .....	62
Figura 5.2 Normalización internacional .....	63
Figura 5.3 Normas y estándares generales para todo el sistema integral de producción.....	66
Figura 5.4 Normalización específica para instrumentación y equipo.....	66
Figura 6.1 Elementos del Subsistema Cuantificación de Volumen .....	78
Figura 6.2 Balance volumétrico ideal de aceite .....	86
Figura 6.3 Balance volumétrico de aceite con ajuste por factor de asignación .	88
Figura 6.4 Balance ideal realizado con AvocetVM® .....	89
Figura 6.5 Calibración de modelo en base a las cinco ecuaciones para el flujo de gas .....	92
Figura 6.6 Ampliación del modelo de calibración .....	93
Figura 6.7 Propiedades del aceite para la simulación considerando el modelo de fluido de aceite negro .....	95
Figura 6.8 Red de simulación para flujo de aceite .....	96



Figura 6.9 Gasto de volumétrico de aceite obtenido de la simulación en el punto de la terminal.....	99
Figura 6.10 Gasto de volumétrico de aceite obtenido de la simulación en las baterías .....	100
Figura 6.11 Propiedades del gas para la simulación.....	101
Figura 6.12 Red de simulación para flujo de gas .....	102
Figura 6.13 Gasto de volumétrico de gas obtenido de la simulación en el punto de la terminal.....	105
Figura 6.14 Gasto de volumétrico de gas obtenido de la simulación en las estaciones .....	105
Figura 6.15 Modelo de red integrado .....	112
Figura 6.16 Panel de composición de la estación 1 .....	114
Figura 6.17 Red de simulación para flujo composicional de gas.....	115
Figura 6.18 Comportamiento de la medición durante los 30 días de simulación en la terminal.....	119
Figura 6.19 Comportamiento de la medición en las estaciones de compresión durante los 30 días de simulación .....	119
Figura 6.20 Conexión de Pipesim® con curvas de producción en IAM®.....	120
Figura 6.21 Red de gas composicional con cinco operadores .....	121
Figura 6.22 Gasto de másico de gas en la terminal con la incorporación de un operador más .....	126
Figura 6.23 Comportamiento de la medición másica en las estaciones.....	126
Figura 7.1 Procesos típicos de tratamiento de aceite .....	130
Figura 7.2 Proceso de separación de tres etapas.....	131
Figura 7.3 Separador Horizontal .....	134
Figura 7.4 Separador Vertical .....	135

## Lista de Figuras

---

Figura 7.5 Separador Esférico .....	136
Figura 7.6 Separador Trifásico.....	137
Figura 7.7 Eliminador de Agua Libre.....	139
Figura 7.8 Gunbarrel Tank .....	141
Figura 7.9 Calentador horizontal indirecto.....	142
Figura 7.10 Calentador de fuego directo.....	143
Figura 7.11 Tratadores térmicos .....	144
Figura 7.12 Deshidratador horizontal .....	145
Figura 7.13 Desalador de una etapa .....	146
Figura 7.14 Sistema boquillas rociadoras .....	147
Figura 7.15 Desalador de dos etapas .....	147
Figura 7.16 Tanque de almacenamiento de techo fijo .....	149
Figura 7.17 Procesos típicos de tratamiento de Gas .....	150
Figura 7.18 Esquema general de flujo para el tratamiento de gas .....	152
Figura 7.19 Slug catcher tipo tubo o dedo .....	153
Figura 7.20 Slug catcher tipo contenedor .....	154
Figura 7.21 Proceso de vaporización instantánea .....	155
Figura 7.22 Proceso de estabilización por fraccionamiento .....	156
Figura 7.23 Proceso de deshidratador con Trietilenglicol .....	159
Figura 7.24 Sistema deshidratador dos torres de adsorción .....	160
Figura 7.25 Esquema de un proceso de amina para endulzamiento de gas ..	162
Figura 7.26 Endulzamiento de gas asociado y recuperación de azufre con el proceso Thiopaq O&G .....	162

## LISTA DE TABLAS

Tabla 2.1 Instalaciones Petroleras .....	27
Tabla 2.1 Instalaciones Petroleras .....	27
Tabla 3.1 Incertidumbre en la medición de hidrocarburos .....	34
Tabla 3.2 Variables sensibles de equipos de medición de aceite .....	35
Tabla 3.3 Variables sensibles de equipos de medición de gas .....	38
Tabla 3.4 Rangos de aplicación de medidores multifásicos.....	41
Tabla 3.5 Indicadores de presión .....	43
Tabla 3.6 Indicadores de temperatura .....	43
Tabla 4.1 Composiciones típicas de aceite y gas .....	46
Tabla 4.2 Especificaciones de calidad de los diferentes tipos de petróleo crudo por ducto .....	53
Tabla 4.3 Especificaciones de calidad de los diferentes tipos de petróleo crudo por buquetanque .....	53
Tabla 4.4 Calidad de los Hidrocarburos de Acuerdo a los Lineamientos Técnicos de Medición de Hidrocarburos .....	54
Tabla 4.5 Pruebas para el cumplimiento de la calidad del crudo .....	56
Tabla 4.6 Normas y estándares para la determinación de la calidad Para Hidrocarburos Líquidos .....	57
Tabla 4.7 Especificaciones de calidad del gas natural .....	58
Tabla 4.8 Calidad de los hidrocarburos gaseosos de los lineamientos técnicos de medición.....	59
Tabla 4.9 Pruebas para el cumplimiento de la calidad del gas natural en laboratorio .....	60

## Lista de Tablas

---

Tabla 5.1 Normas y estándares relacionadas a la medición estática de hidrocarburos .....	67
Tabla 5.2 Normas y estándares relacionadas a la medición dinámica de hidrocarburos .....	71
Tabla 5.3 Normas y estándares para la medición dinámica de hidrocarburos gaseosos.....	74
Tabla 6.1 Aplicabilidad de los modelos de cuantificación de volumen .....	84
Tabla 6.2 Tabla de Datos del Ducto.....	92
Tabla 6.3 Resultados de la calibración del modelo .....	92
Tabla 6.4 Características de los Ductos.....	96
Tabla 6.5 Datos de Entrada en Baterías .....	97
Tabla 6.6 Valores de Gasto Volumétrico de Aceite Obtenido de Simulación ....	97
Tabla 6.7 Características de los Ductos.....	102
Tabla 6.8 Datos de Entrada para el primer día de simulación.....	103
Tabla 6.9 Valores de Gasto Volumétrico de Gas obtenido de Simulación .....	103
Tabla 6.10 Datos Para el Cálculo del Flujo Másico.....	108
Tabla 6.11 Composición de la Mezcla .....	108
Tabla 6.12 Composición de gas.....	110
Tabla 6.13 Composiciones de entrada.....	115
Tabla 6.14 Características de los Gasoductos.....	116
Tabla 6.15 Datos de Entrada para la Simulación .....	116
Tabla 6.16 Resultados Primer Día de Simulación.....	117
Tabla 6.17 Resultados Día 15 de Simulación .....	117
Tabla 6.18 Resultados Día 30 de Simulación .....	118
Tabla 6.19 Composiciones de entrada.....	122

---

Tabla 6.20 Características de los Gasoductos .....	122
Tabla 6.21 Datos de Entrada para la Simulación .....	122
Tabla 6.22 Resultados Primer Día de Simulación Composicional .....	123
Tabla 6.23 Resultados Día Seis de Simulación Composicional .....	124
Tabla 6.24 Resultados Día Doce de Simulación Composicional.....	124
Tabla 6.25 Resultados Día 21 de Simulación Composicional .....	125
Tabla 6.26 Resultados Día 30 de Simulación Composicional .....	125
Tabla 7.1 Comparación de los diferentes tipos de separadores .....	133
Tabla 7.2a Efectos de separación por presión en una corriente rica en condensados (unidades de campo) .....	138
Tabla 7.2b Efectos de separación por presión en una corriente rica en condensados (sistema internacional).....	138
Tabla 7.3 Métodos para ayudar a la desestabilización, la coalescencia y separación gravitacional .....	141
Tabla 7.4 Características y evaluación .....	154
Tabla 7.5 Resumen de procesos de endulzamiento de gas .....	161

## INTRODUCCIÓN

El petróleo es un recurso natural estratégico cuya importancia no se limita a las esferas económicas y energéticas. Hablar de petróleo y la industria petrolera nacional es sinónimo de energía, materias primas, divisas, financiamiento y desarrollo.

Este trabajo de investigación considera como parte fundamental algunos elementos que son de vital importancia para el entendimiento, la gestión y mejora continua del proceso productivo de hidrocarburos, con un enfoque integral en donde la medición sea justamente el tema central y se logren identificar todos los elementos de estos sistemas complejos y la interacción entre ellos, cumpliendo con mediciones más confiables con el fin de apoyar a la administración de los campos petroleros en las etapas de producción, así como, el de asegurar que en la transferencia de custodia se reduzcan o se eliminen pérdidas y/o diferencias al tener la tecnología y los procesos apropiados de acuerdo a los requerimientos técnicos de cada activo o instalación de producción. Estos elementos del sistema de medición son: la calidad, infraestructura, instrumentación y equipo, normas y estándares, métodos de cuantificación de volumen y procesos de tratamiento asociados a la producción. Cada uno de estos elementos tienen una estrecha relación y por ende el no considerarlo de esta manera se complicaría el entendimiento general del sistema de medición.

Por otra parte, el negocio de la venta de hidrocarburos tiene como base medular producir y transportar los recursos desde la fuente de donde se obtienen los hidrocarburos, hasta el punto en donde se realizará el respectivo intercambio comercial; Este sistema es comúnmente conocido como: "Sistema Integral de Producción (SIP)"; y hace referencia a estos elementos esenciales con los que se logra la extracción de los recursos.

Es imprescindible tener en consideración que los sistemas de medición toman como objetivo criterios técnicos y fiscales, la parte técnica contempla la

producción y la distribución; La parte fiscal, la medición justa y exacta en las transacciones comerciales, así como para establecer los impuestos que se deben pagar por los hidrocarburos producidos. La exigencia por proveer sistemas de medición confiables de hidrocarburos es cada día mayor, bajo esta situación tenemos que considerar los aspectos normativos y regulatorios que actualmente rigen a estos sistemas a través del uso de las mejores prácticas dependiendo la etapa en las que se encuentren.

Las etapas en las que se divide todo el proceso de producción desde el yacimiento hasta el punto de venta son denominadas comúnmente en la industria como etapas de: producción, distribución y comercialización y serán descritas a detalle a lo largo de este trabajo. El sistema de medición es un conjunto de elementos que indican, registran o totalizan el fluido que pasa a través de ellos y que se transfiere, ya sea de una entidad a otra o entre diferentes divisiones de la misma entidad (Gómez Cabrera, 1986). Sin embargo, hasta antes de la reforma energética era muy común encontrar este tipo de definiciones que solo contemplan a la cuantificación de volumen, actualmente con los cambios que se realizaron en dicha reforma, no solo se tendrá en cuenta el volumen, sino también, todo aquel parámetro que pueda ser medido y asignado; por ejemplo: el contenido de azufre, y corte de agua o la composición de la mezcla, por mencionar algunos. Por lo tanto, el sistema de medición debe de estar alineado a las regulaciones y a los contratos que se manejen, evitando penalizaciones por incumplimiento en las entregas de transferencia de custodia o ventas, y realizando de manera justa el reparto de sus regalías de acuerdo a lo que dicte la Comisión Nacional de Hidrocarburos, quien será la encargada de regular, validar y hacer cumplir estas actividades.

Actualmente con los cambios en materia de energía, la calidad como elemento del sistema de medición adquiere mayor importancia debido a estos cambios regulatorios, existirán compañías operadoras que incorporaran su producción en la infraestructura existente, por tal motivo, un objetivo importante en la medición de los hidrocarburos es que la calidad del mismo determine el precio comercial, y se penalice en caso de infringir con este elemento del sistema, al mismo

tiempo se tendrá un costo asociado al uso de instalaciones y procesos que se requieran.

Aplicando el enfoque sistémico al sistema de medición y teniendo en consideración la tecnología, los procesos y cada uno de los elementos del sistema de medición se permitirá disponer de valores confiables y controles exactos en cada una de las etapas de la cadena de valor, a fin de asegurar que todo el proceso se realice con niveles acordes a la regulación nacional y los estándares internacionales.

Este trabajo está constituido de siete capítulos y plantea una revisión y el análisis de tecnologías, normas, métodos y balances; una forma de poder obtener resultados adecuados, confiables y seguros. Como primer capítulo se propone un enfoque sistémico como herramienta para comprender los elementos y las interacciones de los mismos y tener un análisis con enfoque holístico que apoye a que se cumpla la función para lo cual el sistema fue creado.

En el segundo capítulo llamado infraestructura se menciona de forma general la infraestructura indispensable en las etapas de producción, transporte y comercialización.

Para el tercer capítulo se considera la instrumentación y equipo, donde se realizó una revisión de nuevas tecnologías de medición así como las ya existentes, para efectos de selección y comparación en cuanto a variables y rangos de aplicación.

El cuarto capítulo, menciona a la calidad como elemento del sistema dando las características que el hidrocarburo tiene que cumplir en el intercambio comercial, en las exportaciones, las ventas o entregas de custodia y la importancia que tiene la calidad y como esta impacta en los otros elementos del sistema de medición.

El capítulo cinco proporciona las normas y estándares tanto nacionales como internacionales que rigen los sistemas de medición, con la cual se realizan las mediciones estáticas y dinámicas, la aplicación de toma de muestras, sugerencias



en cuanto a equipo e instrumentación adecuada para cada corriente según sea el caso.

El sexto capítulo es la cuantificación de volumen donde se proponen diferentes métodos de balances o asignaciones de producción (llamado Backallocation por su traducción del inglés) que servirán para determinar el volumen de los hidrocarburos producidos, bajo diferentes esquemas y escenarios a través del uso de plataformas de tecnología especializadas, de tal forma, en el primer modelo denominado volumétrico muestra lo necesario para realizar estas operaciones conocidas como asignación de producción o prorrateo de producción (Backallocation), siendo este el método que se maneja actualmente en PEMEX para determinar los volúmenes producidos y poder asignarlos respectivamente. El segundo modelo el de simulación de flujo multifásico en estado estacionario, con el cual se obtendrán los volúmenes de flujo para una red propuesta en donde se consideran para estos casos instalaciones con un cierto nivel de instrumentación para ambas corrientes (aceite y gas). Y un tercer modelo conocido como simulación integral con fluido composicional, el cual realizara la cuantificación de volumen por composición para una corriente de gas, para hacer cumplir con los requerimientos de la CNH en cuestión de calidad de los hidrocarburos y su composición. Aun cuando estos métodos abarcan las tres etapas (producción, distribución y comercialización) este trabajo solo considera su aplicación en la segunda y tercera etapa que abarca desde las baterías de separación hasta los puntos de transferencia de custodia o venta.

Por último, el capítulo siete denominado procesos de campo, asocia el tratamiento de los hidrocarburos y considera lo mínimo indispensable para cumplir con la calidad de los hidrocarburos y tener las corrientes de aceite, gas natural y condensados separados, dispuestos y libres de contaminantes para evitar penalizaciones y por el contrario recibir una adecuada remuneración económica.

Finalmente, esta tesis ayudará a comprender cada uno de los elementos que conforman al sistema de medición en las etapas de distribución y comercialización, aplicando el enfoque sistémico como una herramienta para identificar, entender

problemas potenciales y riesgos y que puedan afectar el funcionamiento óptimo del sistema de medición, considerando la tecnología y los métodos de cuantificación de volumen apropiados (cuantificar los hidrocarburos con la incertidumbre mínima requerida), asegurando que todos los elementos cumplan su función y proporcionen un resultado confiable, y tomando en cuenta los parámetros críticos considerados en las nuevas regulaciones y a los cambios que se proponen en la nueva reforma en el ramo de hidrocarburos.



## CAPÍTULO 1

### ENFOQUE SISTÉMICO DEL SISTEMA DE MEDICIÓN

El enfoque sistémico es una forma de pensar y entender sistemas complejos, propone el entendimiento con un carácter holístico e integral de los sistemas, entendiendo sus elementos y su interrelación. En el planteamiento de esta tesis se considera que el sistema de medición tiene estas características pues es complejo y de gran tamaño, con muchos elementos y subelementos, y debe ser visto como tal, para tener un control sobre el sistema, proponer alternativas a los casos que se nos puedan presentar, con la finalidad de mejorar al sistema de medición. En este capítulo se describirán las características del enfoque sistémico para que posteriormente en los siguientes capítulos apliquen a cada uno de los elementos del sistema de medición y a sus interrelaciones entre sus elementos.

#### **1.1 Teoría y Enfoque de Sistemas Aplicado a la Medición**

##### **1.1.1 Fundamentos de la Teoría General de Sistemas**

La teoría General de sistemas fue concebida en la década de 1940 con el fin de proporcionar un marco teórico y práctico a las ciencias naturales y sociales. Por un lado la teoría mecanicista observaba un mundo seccionado en partes cada vez más pequeñas; por otra parte, el modelo de sistemas descubrió una forma holística de observación, que reveló fenómenos nuevos que siempre estuvieron presentes, pero que no se tenía claro cómo abordarlas.

En 1947, Bertalanffy menciona que la ciencia moderna se caracteriza por la especialización siempre consiente, impuesta por la inmensa cantidad de datos, la complejidad de las técnicas y las estructuras teóricas dentro de cada campo; existen modelos, principios y leyes aplicables a sistemas generalizados o a sus subclases,

sin importar su particular género, la naturaleza de sus elementos componentes y la relación o fuerza que imperen entre ellos.

La teoría de sistemas es un campo interdisciplinario de la ciencia, estudia la naturaleza de los sistemas complejos, por ejemplo: en el caso de la física, a resolver los fenómenos naturales; en la biología, a poder clasificar a las especies, por mencionar alguno; en específico, es un marco de trabajo con el cual podemos analizar y/o describir cualquier grupo de objetos que actúan para obtener un resultado.

En relación al proceso de la teoría general de sistemas, se le atribuyen a George Hilhem Hegel (1770 – 1831) algunas ideas como:

- El todo es más que la suma de las partes.
- El todo determina la naturaleza de las partes.
- Las partes no pueden comprenderse si se consideran en forma aislada del todo.
- Las partes están dinámicamente interrelacionadas o son interdependientes

De acuerdo a la Teoría General de Sistemas se menciona que:

(Von Bertalanffy, 1989) La tecnología y las sociedades modernas se han vuelto tan complejas que los caminos y medios tradicionales no son ya suficientes y se imponen actitudes de naturaleza holística o de sistemas y generalista o interdisciplinaria.

Debido a la gran cantidad de aportaciones por diferentes autores y a los diversos enfoques a los que puede ser aplicado, al principio no tuvo tanta aceptación, sino hasta años recientes, en un sentido amplio, esto ha modificado la forma de resolver problemas, debido a que se abren nuevas posibilidades (principios, paradigmas, métodos) a disciplinas específicas. Un concepto que marca diferencia al tener un problema y aplicado al enfoque general de sistemas es el de totalidad, debido a que el sistema debe considerarse como un todo y debe ser modificado sólo a través de cambios en sus partes, por lo que debe haber un pleno

conocimiento de la interacción entre ellas y la forma en la que cada una de éstas funcionan, antes de que puedan realizarse algunas modificaciones, en beneficio del sistema. Si planteamos esto y definimos bien el sistema podemos observar que existen modelos, principios y leyes que se aplican a sistemas generalizados, sin importar su género particular, elementos y las interacciones entre ellas.

### 1.1.2 Definiciones y Conceptos del Enfoque de Sistemas

**Sistema:** Muchos autores han definido el concepto de Sistema, las definiciones se diferencian básicamente por el aspecto sobre el cual se hace énfasis, etimológicamente la palabra “*systema*” proviene del latín *systema* y este del griego σύστημα, entonces podemos definir *systema* como:

Conjunto de cosas que relacionadas entre sí, ordenadamente contribuyen a determinado objeto. [Real Academia Española. (2014)].

Así como la definición formal anterior, podríamos encontrar diferentes definiciones de sistema, pero todas ellas se desarrollan de diferente forma debido a lo que nos rodea, así pues tenemos que: el Sistema es una totalidad, compuesto por elementos y relaciones entre estos, en la que las relaciones entre ellos son más importantes que los elementos mismos.

**Entradas:** Son los ingresos del sistema, pueden ser recursos materiales, recursos humanos o información, las entradas constituyen los insumos de arranque, que suministra al sistema sus necesidades operativas.

**Proceso:** Es lo que transforma una entrada en salida, como tal puede ser una máquina, un individuo, una computadora, etc., debemos saber cómo se efectúa la transformación. Diferentes combinaciones de entradas o su combinación en diferentes órdenes de secuencia, pueden originar diferentes situaciones de salida.

**Salidas:** Son los resultados que se obtienen al procesar las entradas. Al igual que las entradas pueden adoptar la forma de una máquina, un individuo, una computadora, etc. Las mismas son el resultado del funcionamiento del sistema, o el

propósito para el cual existe el sistema, como podemos observar en la siguiente figura 1.1 se muestra la importancia de estos conceptos.



Figura 1.1 Esquema simple de retroalimentación.

**Relaciones:** Son los enlaces que vinculan entre sí a los objetos o subsistemas que componen a un sistema complejo. De acuerdo (Klir, 1978), pueden definirse como las cantidades externas comunes a dos elementos.

**Objetivo:** Son las metas o fines hacia los que tiende el sistema. Los objetivos necesitan adquirir un carácter operativo, al menos que los cuantifique de alguna manera será imposible medir el desempeño del sistema.

**Atributos:** Los sistemas están dotados de atributos o propiedades que pueden ser cualitativos o cuantitativos. Esta diferenciación determina el enfoque a utilizarse para medirlos; describen propiedades que posee cada elemento.

**Estados:** El estado de un sistema se define por las propiedades que muestran sus elementos en un momento dado. La condición de un sistema está dada por el valor de los atributos que lo caracterizan.

**Transiciones:** Los cambios de un estado a otro por los que pasan los elementos del sistema, da por resultado flujos, los cuales se definen en términos de tasas de cambio del valor de los atributos de sistemas.

**Retroalimentación:** Este mecanismo se basa en el principio de realimentar una porción de la salida para controlar la entrada. Podemos tener una retroalimentación positiva en donde la multiplicación entre la entrada y la salida es

tal, que la salida aumenta con incrementos en la entrada, o una retroalimentación negativa en la cual la salida disminuye al aumentar la entrada.

**Jerarquización de los sistemas:** Es un tipo de organización en niveles en un sistema, en el que, en forma de estructura arborescente, varios subsistemas están subordinados a otro subsistema, el que a su vez puede estar, al igual que otros, subordinado a un subsistema de nivel superior aún. La jerarquía es un concepto importante que puede utilizarse para representar el hecho de que los sistemas pueden ordenarse de acuerdo a varios criterios, uno de los cuales es la complejidad en aumento de la función de sus componentes.



Figura 1.2 Árbol de ideas del enfoque sistémico

Después de haber pasado algunos conceptos de sistemas, podemos denominar enfoque de sistemas. Van Gigch (1998) define el Enfoque de Sistemas como:

Un método de investigación, una forma de pensar, que enfatiza el sistema total, en vez de sistemas componentes, se esfuerza por optimizar la eficacia del sistema total en lugar de mejorar la eficiencia de sistemas cercanos.



El enfoque de sistemas determina un objetivo general y la justificación de cada uno de los subsistemas, las medidas de actuación y estándares en términos del objetivo general, el conjunto completo de subsistemas y sus planes para un problema específico, tiene como propósito hacer frente a los problemas cada vez más complejos, problemas que por su naturaleza rebasan nuestra intuición y para lo que es fundamental comprender su estructura y proceso (subsistema, relaciones, restricciones del medio ambiente, etc.).

### **1.2 Uso del Enfoque Sistémico en la Medición**

El uso del enfoque sistémico nos ayuda a entender sistemas complejos, como lo es el sistema de medición y cada uno de sus elementos, es necesario abordarlos como un sistema integral u holístico y no en partes individuales o seccionadas, debido a que el sistema de medición posee múltiples variables, debemos aplicar el enfoque sistémico para entenderlo y tomar el control del sistema, desarrollando soluciones y mejoras, para que al mismo tiempo sea más sencilla de ver la interacción de sus elementos como un todo.

Si colocamos al sistema de medición como tema central, nos muestra que en conjunto cada uno de sus elementos puede ayudarnos a que la gestión de este sistema sea mucho más eficaz y completa, y por ende se puedan controlar cada uno de esos elementos del sistema. Sin embargo, para que el enfoque sea aplicado correctamente, debemos tener en cuenta los conceptos antes mencionados, para que podamos observar la forma en la que los elementos del sistema de medición interactúan entre sí, de modo que, exista una retroalimentación integral entre cada elemento y reaccionen en conjunto para controlar o administrar un sistema, tendiendo a la mejora continua del sistema de medición. La figura 1.3 se muestra la aplicación del enfoque al sistema de medición, esta figura representa la forma en la que visualizó a este sistema.

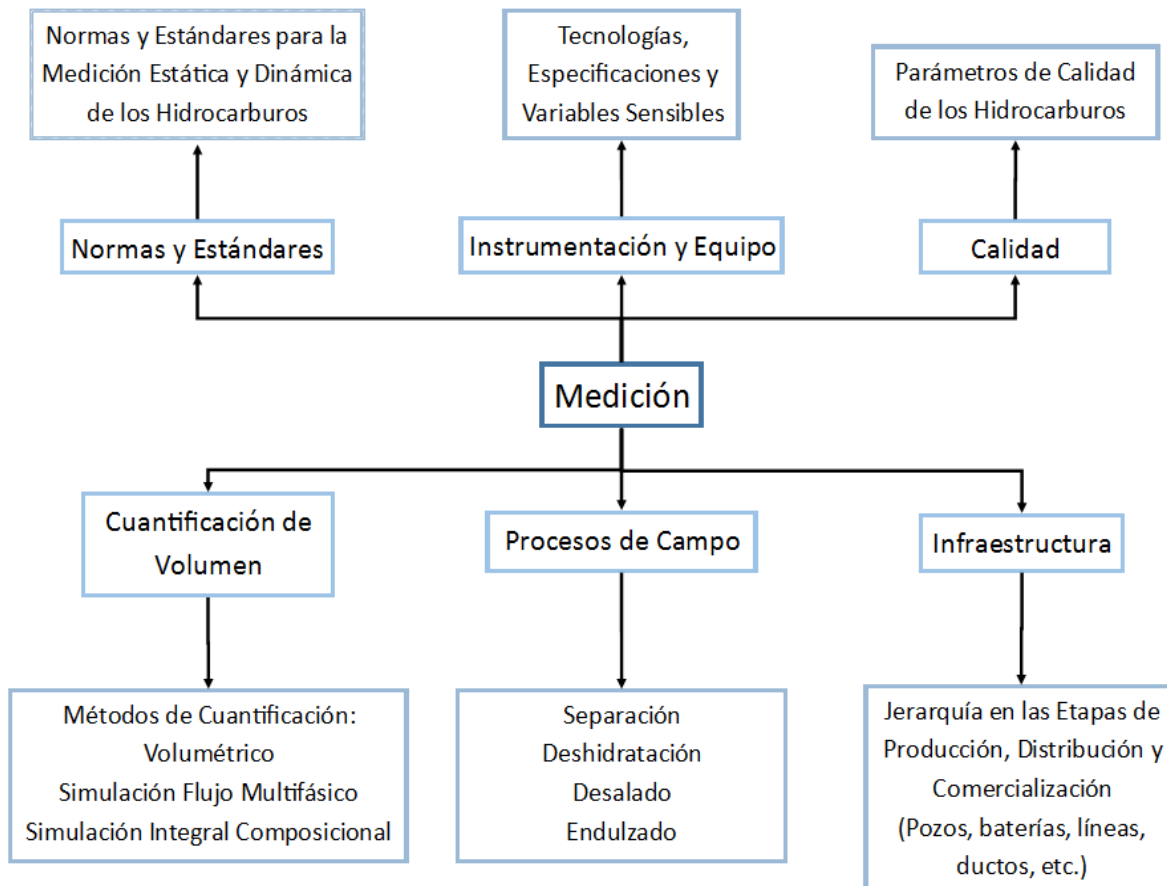


Figura 1.3 Aplicación del enfoque sistémico en el Sistema de medición

### 1.2.1 Relaciones Entre los Elementos del Sistema de Medición

Para dar continuidad con el enfoque sistémico, mencionaré algunos casos de interacción de la medición con sus elementos, en las etapas de producción, distribución y comercialización, teniendo en cuenta los conceptos del enfoque de sistemas.

Existen diferentes puntos a lo largo de las etapas antes mencionadas, en donde la medición juega un rol importante dependiendo de la etapa en la que se encuentre. Primeramente si nos trasladamos a la etapa de producción (pozos, baterías, líneas de descarga, etc.), la incertidumbre en la medición es alta debido a la gran cantidad de infraestructura que aquí se encuentra, esto vuelve difícil la asignación de la producción para cada pozo que se encuentra produciendo, es

decir, se tienen muchos pozos conectados a una misma línea de descarga que los volúmenes no son reportados individualmente, sino que van directamente a una batería de separación y el volumen final es reportado hasta este punto, la Comisión Nacional de Hidrocarburos menciona que en esta etapa la incertidumbre en la medición es cerca del 8%, esto debido a la gran cantidad de equipo como de instrumentación que existe para medir los pozos individualmente, la dispersión en los datos volumétricos aumenta dificultando la justa asignación de los volúmenes.

Otro ejemplo que podemos encontrar es en cuestión de equipos de medición, es que en ocasiones no se cuenta con el medidor adecuado para una corriente específica o el equipo de medición no se encuentra calibrado, entonces las mediciones que se realicen ya no cumplirán con el propósito general de la medición que es la de cuantificar los volúmenes de los hidrocarburos con la menor incertidumbre posible, además de tener problemas en las siguientes etapas por diferencias en las entregas; cuando dos o más operadoras se encuentren dentro de un mismo bloque licitado, el problema es aún mayor, pues compartirán infraestructura de transporte (ductos), ocasionando problemas tanto con el comprador, como con las operadoras a causa de las diferencias en cuestión de volúmenes reportados.

Ahora como ya sabemos, cada elemento es importante, si lo que queremos es garantizar una medición justa, se requiere tener durante el transporte una infraestructura adecuada en todas las etapas, por ejemplo, garantizar la integridad de los ductos es necesidad del área de logística y transporte, pues deberá garantizar que los ductos se encuentren en óptimas condiciones, que no se tengan fugas o alguna toma clandestina, pero eso no le quita la responsabilidad a la operadora, pues por un lado, la operadora debe garantizar que el volumen de hidrocarburo que disponga se encuentre debidamente tratado para evitar producir corrosión al ducto, por otro lado, no solo se satisfacen las necesidades de transporte, también las necesidades del cliente, pues los operadores tendrán en cuenta el cumplimiento de la calidad de los hidrocarburos para cumplir con las nuevas regulaciones.

En cuestión de instrumentación, es necesario contar con lo mínimo requerido para realizar mediciones de flujo (instrumentos registradores de presión y temperatura), así mismo cada instrumento para la medición de hidrocarburos tendrán que apoyarse de normas y estándares, tanto nacionales como internacionales, que rigen las operaciones (mediciones estáticas y dinámicas), obtener valores más precisos con el apoyo de estas normas y aplicándolos a cada etapa, cualquier operadora tendrá certeza en estas operaciones, si esto no se cumple, la medición se verá afectada y los valores que se obtengan por dichas operaciones no serán las correctas y por ende las retribuciones no serán las esperadas.

Otro ejemplo es el de considerar los métodos de cuantificación de volumen como una elemento que apoye a dicha práctica, aunque todos los elementos del sistema de medición (infraestructura, instrumentación y equipo, calidad de los hidrocarburos, por mencionar algunos) sean los correctos, se tengan tanto la infraestructura como los instrumentos y equipos adecuados para la corriente de hidrocarburo que deseamos medir, pero que el personal no sea el indicado para realizar esta operación, se podrían generar errores en la forma de obtener los datos para la cuantificación de volumen al aplicar los procesos ya sean de cálculo o de adquisición de los mismos, crear diferencias entre los volúmenes reales y los que son reportados, por lo anterior, es importante que quien se encuentre realizando la tarea de obtener estos valores, también conozca la forma en la que se obtienen estos volúmenes y que se encuentre debidamente capacitado para controlar lo mejor posible el manejo de estos datos.

A lo largo de este capítulo se ha abordado el tema del enfoque sistémico, considero que este enfoque debe de implementarse para cada operación petrolera, como lo hace el sector automotriz o el de aviación, y no solo para el sistema de medición, en este caso, como ya sabemos el tema central es la medición de hidrocarburos y este a su vez tiene diferentes elementos que en conjunto facilitan el entendimiento del mismo, se tiene una interrelación para ser vistos como un todo, esto implica que cada elemento debe de tener un correcto funcionamiento, de no

cumplirse esto, el sistema no funcionará adecuadamente, de lo anterior, el impacto negativo en alguno de los elementos afectaría todo el sistema de medición.

Durante el desarrollo de esta tesis, lo anterior tiene como objetivo introducirlos a este tipo de enfoque; entender, controlar y mejorar cualquier elemento, variable y/o proceso que están relacionados con el cumplimiento del objetivo general del sistema de medición, además de que pueda ser de utilidad para aplicarlo a cualquier otro sistema, bajo cualquier circunstancia o finalidad.

## CAPÍTULO 2

### INFRAESTRUCTURA

La infraestructura es un elemento del sistema de medición el cual tiene como objetivo considerar el tipo de instalación adecuada al hidrocarburo que se vaya a manejar, esto juega un papel muy importante pues de ello dependerá la aplicación del sistema de medición dependiendo de la etapa en la que se encuentre, del tipo de fluido, incluso de la capacidad de producción del activo o campo, por mencionar algunos. En este tema se podrán observar las etapas de producción, distribución y comercialización, dentro de toda la cadena de valor. Con esto se tendrá una mejor perspectiva de lo que se debe tener en cuenta para cada etapa a fin de cumplir con las operaciones de producción, procesamiento, transporte y almacenamiento de hidrocarburos y con esto garantizar el correcto funcionamiento del sistema de medición.

#### **2.1 Infraestructura del Sistema de Medición**

##### **2.1.1 Infraestructura Genérica de Acuerdo a las Etapas de Producción, de Distribución y Comercialización.**

Para planificar el diseño de la infraestructura de cualquier campo o activo, de los ductos para el transporte y los procesos para el tratamiento, así como los sistemas de medición, está se encuentra en función de la producción de los hidrocarburos, muchas veces se espera un volumen determinado al inicio de las operaciones, pero en realidad dependiendo de las necesidades se van agregando, quitando o modificando el diseño original. En la figura 2.1 se muestra un esquema general de cómo está constituido el Sistema Integral de Producción.

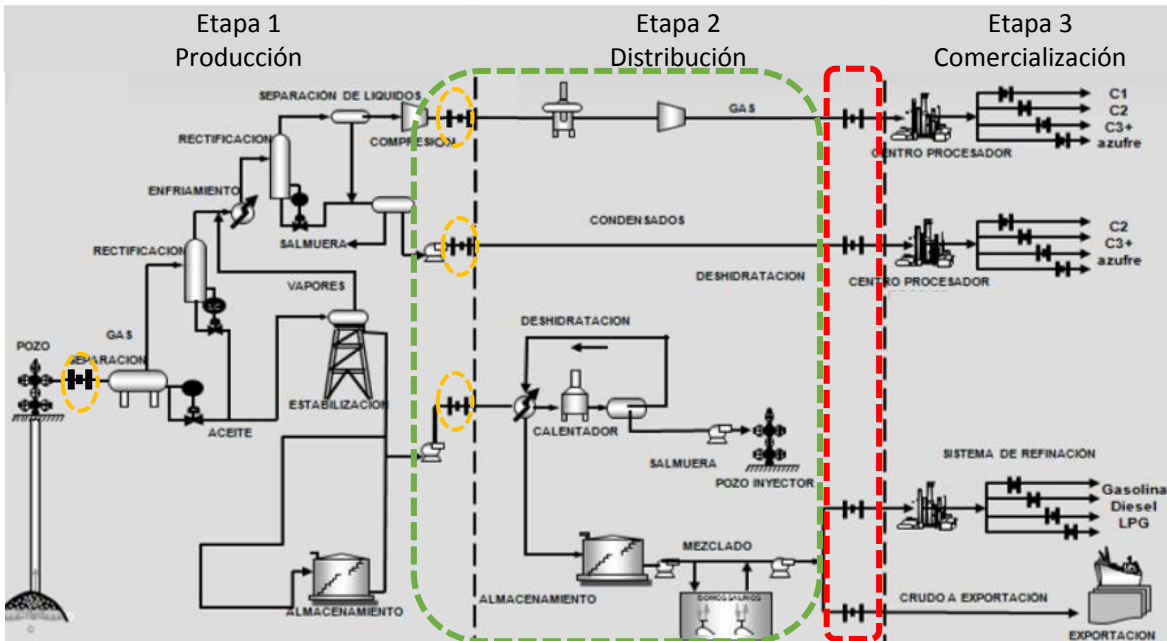


Figura 2.1 Infraestructura general del Sistema Integral de Producción y etapas de producción, distribución y comercialización. (Domínguez Vargas, 2012), los círculos amarillos corresponden a la medición operacional, el área verde a la medición de referencia, y el área roja a la medición fiscal.

La imagen anterior muestra cómo se visualizó tanto el Sistema Integral de Producción como cada una de las etapas, posteriormente en el capítulo, se describen de manera general el tipo de infraestructura de cada una de las etapas respectivamente, posteriormente, en el siguiente capítulo se podrá conocer la instrumentación y equipo que servirá como complemento a este tema.

### 2.1.1.1 Infraestructura en la Etapa de Producción

La etapa de producción es una de las etapas más críticas debido a que depende del número de procesos que se requieren para dar cumplimiento en esta primera etapa, para el diseño de las instalaciones y en general para las operaciones en los activos. Esta etapa es diseñada de tal manera que puedan manejar los hidrocarburos producidos, se separen por corriente y se dispongan para ser conducidos a las siguientes etapas. Sin embargo, no siempre se mantienen iguales, ya que conforme pasa el tiempo y se extiende la explotación, son modificadas, añadiendo o quitando algunos componentes dependiendo del volumen que se produce.

A continuación se menciona la infraestructura correspondiente a esta primera etapa:

- Pozos
  - Peras
  - Macro-peras
- Árbol de válvulas
- Líneas de flujo
- Cabezales de producción
- Baterías de separación y equipo de proceso
- Tanques de almacenamiento
- Bombas y compresores
- Medidores

La utilidad de lo anterior apoya la idea de tener una producción segura, ejercer un control completo, y realizar una medición más precisa de las presiones y volúmenes de los fluidos.

**Pozos:** Es el único acceso al subsuelo, no solo aísla el yacimiento de otras zonas y proporcionan el conducto para la producción, sino también permiten una gran cantidad de mediciones tanto estáticas como dinámicas y pueden ser tomadas directa e indirectamente, algunos pozos modernos tienen una mayor complejidad para optimizar múltiples objetivos funcionales.

**Peras:** Una Pera es una extensión rectangular de aproximadamente 75 x 120 metros, donde se puede ubicar un pozo, dependiendo de las condiciones topográficas del terreno, en la figura 2.2 se tiene la representación de una pera en operación.

**Macroperas:** Una macro pera es un superficie de aproximadamente 188 x 161 metros, esto dependerá del número de pozos que se tengan, en donde de acuerdo a los objetivos ubicados dentro del yacimiento, se pueden perforar 3, 6, 12, 16 o 19 pozos, en la figura 2.3 se muestra la representación de lo que es una macropera.





Figura 2.2 Pera en operación (Flores Sánchez, 2012)



Figura 2.3 Macropera en operación (Flores Sánchez, 2012)

**Árbol de válvulas:** Esta instalado sobre el cabezal de las tuberías de revestimiento, es diseñado expresamente para tener completo control del pozo bajo cualquier circunstancia, controlan el cierre o apertura de un pozo. Las válvulas laterales se encuentran incorporadas en las "alas" de un árbol de válvulas para proveer acceso a la tubería de producción con fines de producción y control del

pozo. Las válvulas con sensores de presión se utilizan para el control de la producción a boca de pozo; también existen árbol de válvulas marinos, cumplen con la misma función, con la diferencia que son colocados en el lecho marino resistiendo la carga hidrostática a la que es instalada. Como se muestra en las figuras 2.4-2.5.

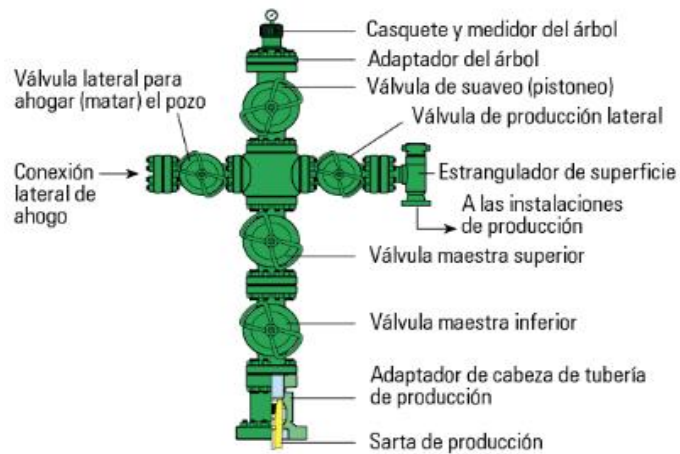


Figura 2.4 Árbol de válvulas terrestre. (Schluberg, 2016)

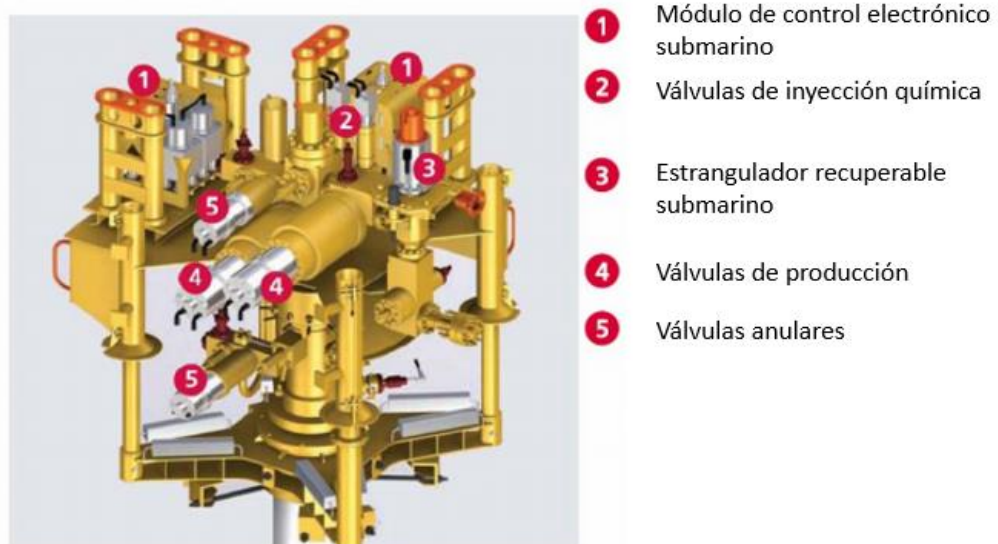
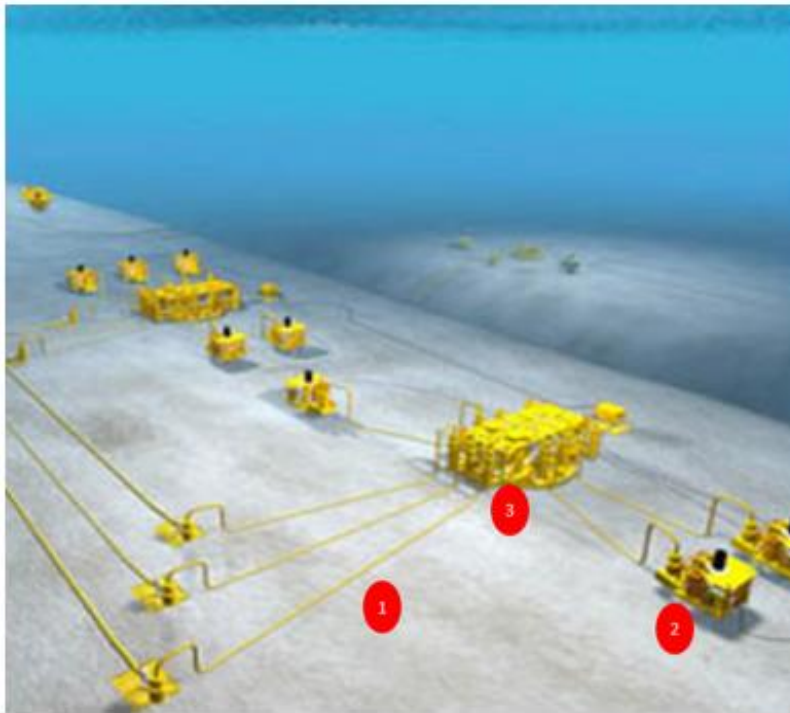


Figura 2.5 Árbol de válvulas submarino (Sánchez Loera & Cabrera Benítez, 2009)

**Líneas de flujo:** Durante la producción, el líquido fluye a través de la válvula principal y lateral hacia la línea de flujo. Una línea de flujo es una pieza de tubería que conecta a varios equipos y tanques, de igual forma para los sistemas marinos existen líneas de flujo que recorren el fondo y conectan los pozos a diferentes equipos e instalaciones figura 2.6.



- 1 Líneas de Flujo
- 2 Árbol de válvulas Submarino
- 3 Manifold

Figura 2.6 Líneas de Flujo (RigZone, 2016),

**Cabezales de producción:** Es la conexión de pozos individuales a un cabezal, es deseable tener flexibilidad en trayecto de la línea de flujo que dirigen los fluidos de los pozos ya sea hacia un separador de prueba o uno de producción. Debido a las múltiples etapas de separación los pozos de baja presión permiten ser conducidos a un separador en común, algunas válvulas son necesarias para permitir la conducción de los fluidos, estas instalaciones se muestra en la figura 2.7.

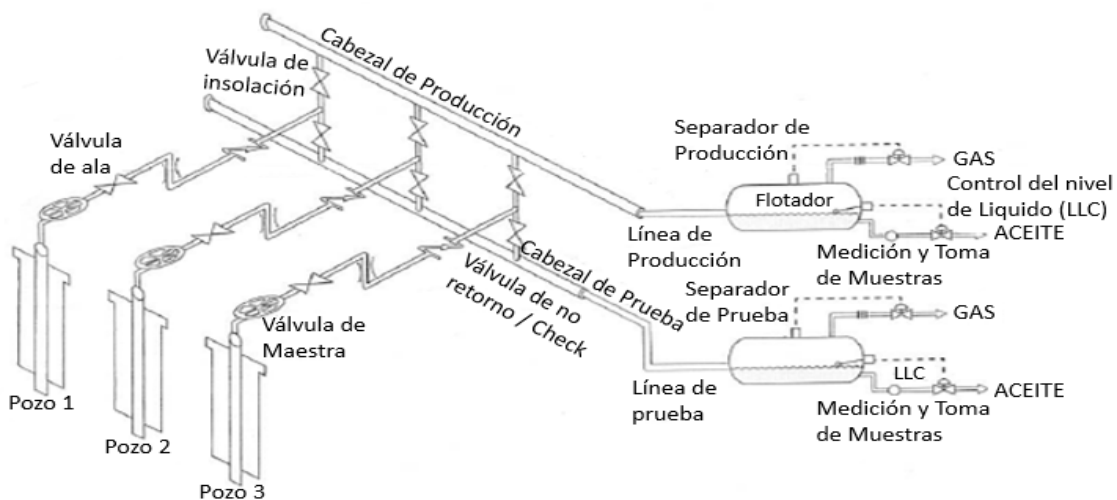


Figura 2.7 Esquema de la ruta de producción, sistema de separación y medición (Golan & Whitson, 1991)

**Baterías de separación y equipo de proceso:** Existen múltiples separadores en las líneas que reducen en etapas las presiones de los fluidos. Basado en el tiempo de residencia del líquido en el separador, el agua se encuentra en la parte inferior y el gas se eleva en la parte superior. El separador está regulado por dos controles: el controlador de nivel de líquido (LLC) y el controlador de presión.

Se menciona en un estudio (Kikani, 2013), que los equipos de procesos son requeridos al inicio de la separación, estabilización y descontaminación del aceite crudo y gas, dependiendo del tipo de crudo, términos del contrato y otras consideraciones ambientales y logísticas, en la figura 2.8 se observa la configuración de los separadores tanto de producción como de prueba. La eliminación de contaminantes de los hidrocarburos y los sistemas de reinyección de fluidos, requieren de procesamiento de fluidos en sitio. Algunos de esos procesos se mencionan en el capítulo 7.

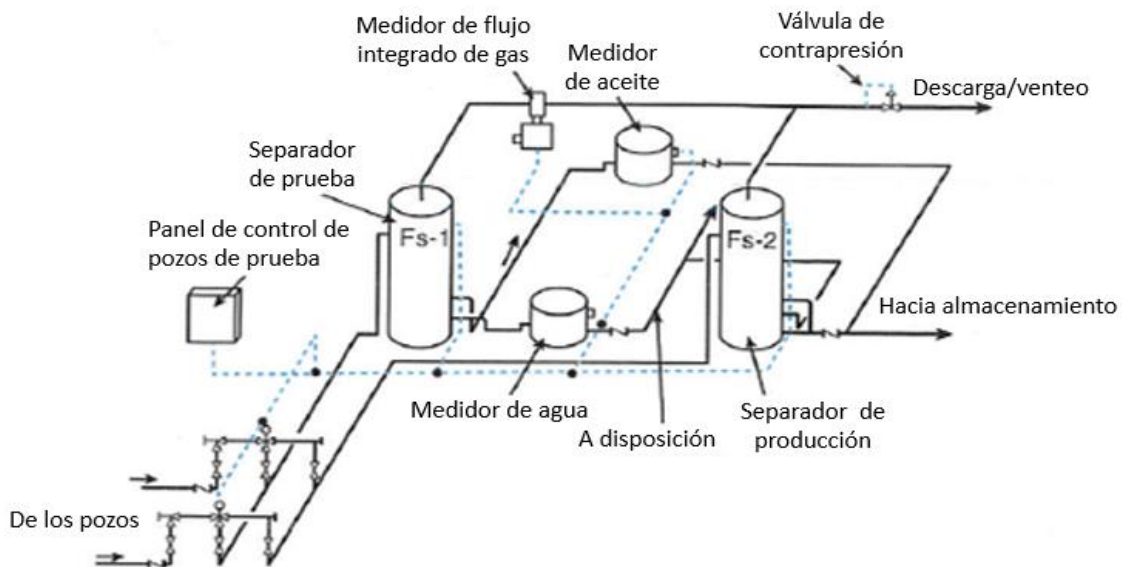


Figura 2.8 Diseño de separador de prueba (Bradley, 1987)

**Tanques de almacenamiento:** Se instalan al final de la línea de separación o en centrales de recolección, pueden ser de acero o concreto. La mayoría de ellos están en la superficie pero algunos pueden ser enterrados bajo tierra. Cuando se encuentran en la etapa de explotación son el medio más simple de almacenamiento, en la figura 2.9 se muestra algunos tanques que pueden ser utilizados en la industria petrolera.



Figura 2.9 Tipos de tanques de almacenamiento (Ecopetrol, 2007)

**Bombas y compresores:** El aceite estabilizado y el gas sin condensados de baja presión, son bombeados y comprimidos, respectivamente a la línea para su posterior transporte. Por etapas de compresión el gas requiere de una serie de consideraciones el punto de rocío del hidrocarburo, deshidratación, enfriamiento entre etapas, etc. Las bombas se utilizan para una gran variedad de propósitos en el campo petrolero, incluyendo el transporte, falla en los sistemas hidráulicos, y la inyección de fluidos preventivos a lo largo de las líneas superficiales y pozos.

**Medidores de flujo:** Son instrumentos de medida para la medición de caudal, gasto volumétrico o volumétrico de un fluido, instalados en la línea para monitorear el volumen total producido, la cual sirve como referencia para las posteriores etapas, en el siguiente capítulo se mencionan la importancia de estos instrumentos de medición.

### 2.1.1.2 Infraestructura en la Etapa de Distribución

Una vez cubierta la primera etapa en forma general, en la segunda etapa la cual es la etapa de distribución, se menciona el tipo de infraestructura que normalmente se considera, así como, algunos procesos de tratamiento de hidrocarburos (gas y aceite respectivamente) que aquí se realizan, en esta etapa se decide que es lo que se va a hacer con el hidrocarburo, sea esto el almacenamiento o su disposición para entrega de custodia, su venta o exportación, suele ser, el punto que antecede a la última etapa en la cual se tendrán puntos de cambio de custodia para poder dirigir el hidrocarburo a las plantas que lo requieran y se dispongan para obtener algún valor comercial. En la actualidad, con la nueva reestructura de PEMEX fue creada el área de logística, la cual es la encargada de realizar las operaciones necesarias de transporte y almacenamiento de hidrocarburos, petrolíferos y petroquímicos, por ductos, medios marítimos y terrestres, tanto para Pemex como para terceros, además, se tiene una red de ductos y gasoductos para el transporte así como distintas plantas de tratamiento para el aceite y gas respectivamente. En la figura 2.10 se muestra la etapa de distribución, así como la red de ductos con la que cuenta México (figura 2.11).

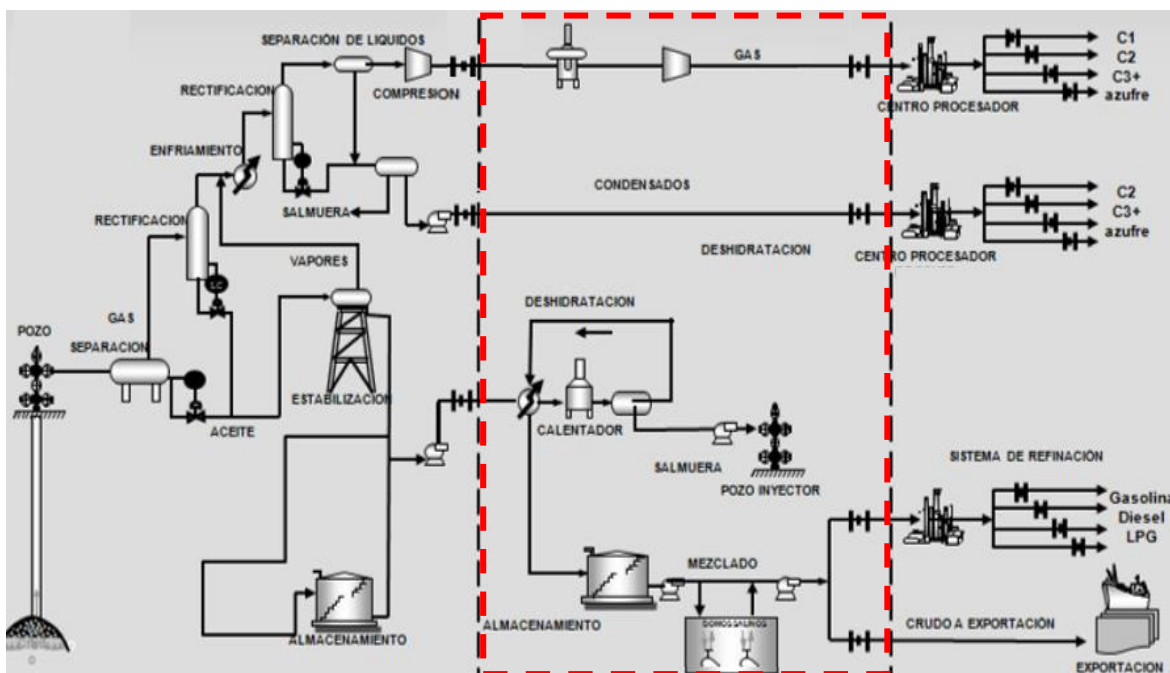


Figura 2.10 Etapa de distribución (Domínguez Vargas, 2012)

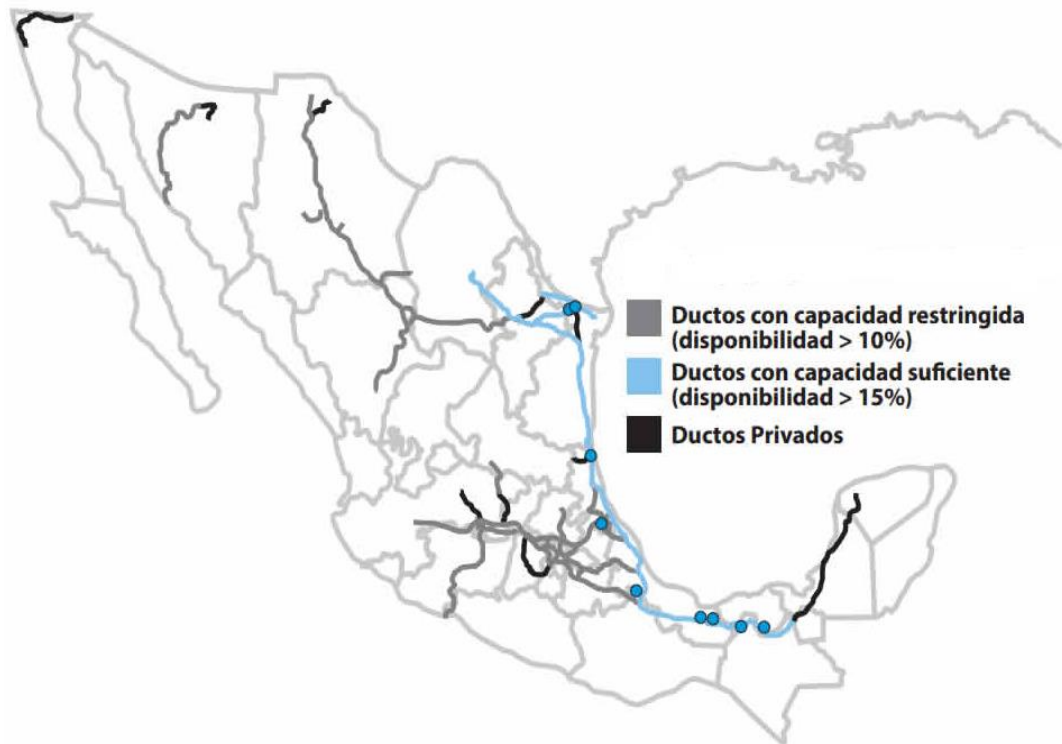


Figura 2.11 Red de ductos en México (2014).

La infraestructura que se considera en esta etapa se describe a continuación:

- Ductos
- Estaciones de bombeo y compresión
- Tanques de tratamiento de aceite (Lavadores, Deshidratación y Desalado )
- Tanques de almacenamiento
- Medidores
- Centros de almacenamiento y bombeo
- Centros procesadores de gas

**Ductos:** Es un sistema de tubería con diferentes componentes tales como válvulas, bridas, dispositivos de seguridad, etc., por medio del cual se transportan hidrocarburos (líquidos o gases), desde las zonas de producción, plantas de refinación y petroquímicas, hasta las áreas de utilización o distribución final de los productos o en su caso, para exportación.

**Estaciones de bombeo y compresión:** La estación de bombeo es un conjunto de tuberías, equipos dinámicos e instrumentación, se encarga de dirigir el flujo proveniente de otra estación o punto de almacenamiento hacia una bomba esta incrementa la presión de acuerdo con las necesidades operativas de transporte.

Las estaciones de compresión proporcionan la energía requerida al gas natural proveniente de las etapas de separación, para dirigir el gas de acuerdo a las necesidades que se tengan.

**Tanques de Tratamiento de Aceite:** Usualmente llamado tanque de lavado o “Gunbarrel Tank”, estos equipos se usan cuando el contenido de agua es mayor de 25%. Es un tratador de flujo vertical a condición atmosférica, y es en donde el flujo proveniente terminara separándose en este contenedor logrando tener las fases separadas, gas, agua y aceite rompen la emulsión para que posteriormente se envíe a un tanque de reposo.

Para realizar la deshidratación se requiere de tanques especiales o calentadores pues se requiere que para su posterior transporte y procesamiento los crudos presenten un mínimo contenido de elementos tales como agua, sales y sólidos, algunos de estos tanques son mencionados en el capítulo 7.

**Tanques de almacenamiento:** Pueden ser utilizados para almacenar los hidrocarburos por determinado tiempo, estos estarán separados en su totalidad para que en el momento que se requiera sean dirigidos a la etapa de comercialización.

**Medidores:** Básicamente tienen la misma finalidad que en la etapa anterior, son instrumentos para monitorear el volumen total producido de hidrocarburos, solo que en esta etapa la precisión aumente en cuestión a los eventos pasados, aun así es un valor de referencia pero no determinante en esta etapa.

**Centro de almacenamiento y reparto:** Maneja la producción de las diferentes baterías de separación existentes y futuras de la zona, este centro se encargara de la recepción de los hidrocarburos de manera óptima y segura, cumpliendo con los aspectos normativos y de protección al medio ambiente, bajo un marco confiable de operación actual y futura (figura 2.12).





Figura 2.12 Ubicación de los centros de almacenamiento e infraestructura nacional (Pemex, 2014)

**Centros procesadores de gas:** Abastece y distribuye los hidrocarburos que se demande para el aprovechamiento de gas eliminando los componentes ácidos mediante los procesos de endulzamiento de gas y condensado, aprovechamiento del H<sub>2</sub>S a través del proceso de recuperación de azufre, separación de hidrocarburos líquidos a través del proceso recuperación de etano y licuables; y la obtención de productos mediante el proceso de fraccionamiento, en la figura 2.13 se muestran los centros procesadores de gas en el México.



**Nomenclatura**

-  Complejo procesador de gas
-  Ducto

Figura 2.13 Ubicación de los centros procesadores de gas (Pemex, 2014)

### 2.1.1.3 Infraestructura en la Etapa de Comercialización

Después de tener las etapas anteriores cubiertas, en esta etapa se podrá conocer el destino final del hidrocarburo, ya sea para obtener valor económico por venta de exportación o debido a los procesos a los que son sometidos, cabe resaltar que en esta etapa existen puntos de transferencia de custodia u entes dentro de la cadena de valor los cuales pueden ser subsidiarias como: la transformación industrial (actual nombramiento a subsidiaria de PEMEX, el cual se encarga de la refinación, transformación y procesamiento de hidrocarburos petrolíferos, gas natural y petroquímicos), o bien puntos de exportación o venta, en la figura 2.14 se muestra la infraestructura correspondiente a la etapa 3.

Este trabajo solo contempla la medición fiscal, y cabe resaltar que en esta etapa existen otro tipo de infraestructura que corresponde a las necesidades de otras subsidiarias, como la de transformación industrial (Refinación y Petroquímica), por lo que solo me limito a mencionar lo referente a la medición de hidrocarburos en esta etapa.

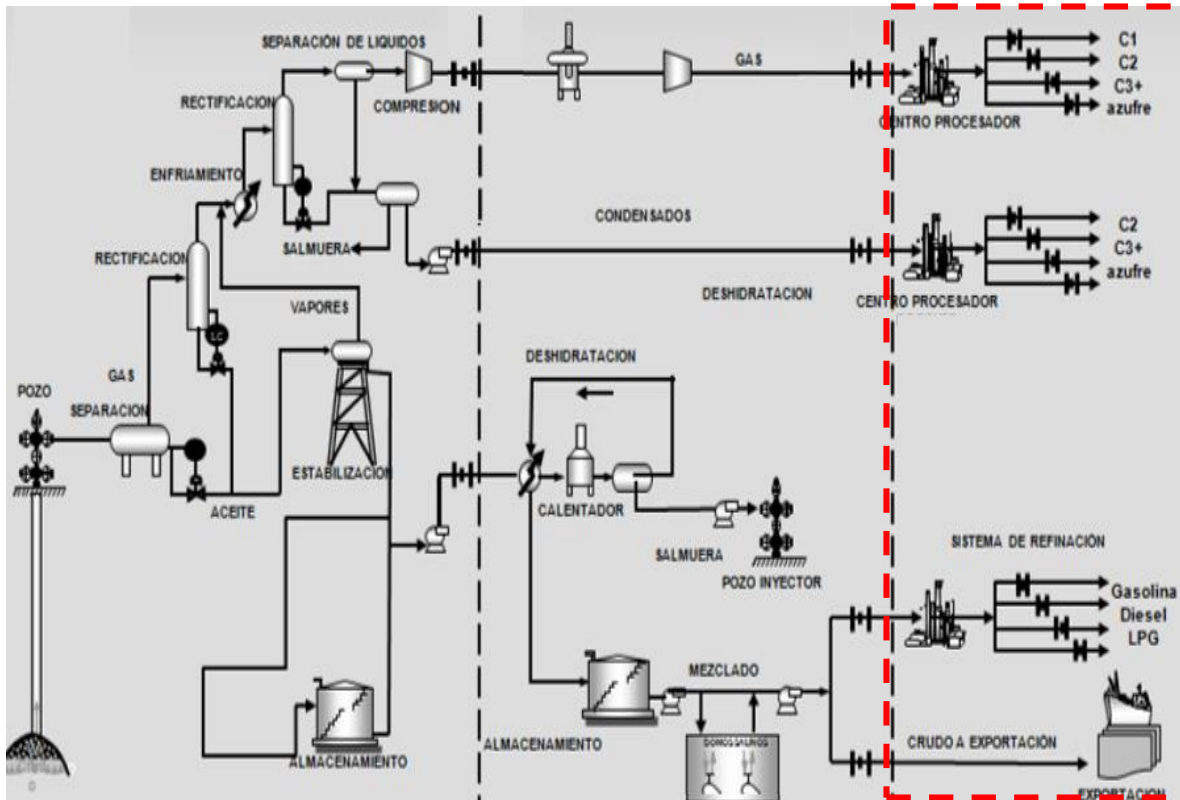


Figura 2.14 Infraestructura correspondiente a la etapa de comercialización

Para continuar con el orden, mencionaré la infraestructura correspondiente:

- Torre Fraccionadora de crudo
- Endulzadoras de gas
- FPSO
- FPO

**Torre Fraccionadora de crudo:** Es una torre dentro de las refinerías en donde el petróleo estabilizado (sin contenido de gas, agua y sedimentos) asciende por la torre aumentando su temperatura, transforma al petróleo crudo (contaminado,

sucio, mal oliente y con deficiente combustión), en productos refinados, con distintas características y mucho más eficientes como combustibles, obteniéndose los derivados de este en el siguiente orden: (residuos sólidos, aceites y lubricantes, gasóleo, queroseno, naftas, gasolinas, disolventes, gases licuados del petróleo, figura 2.15).

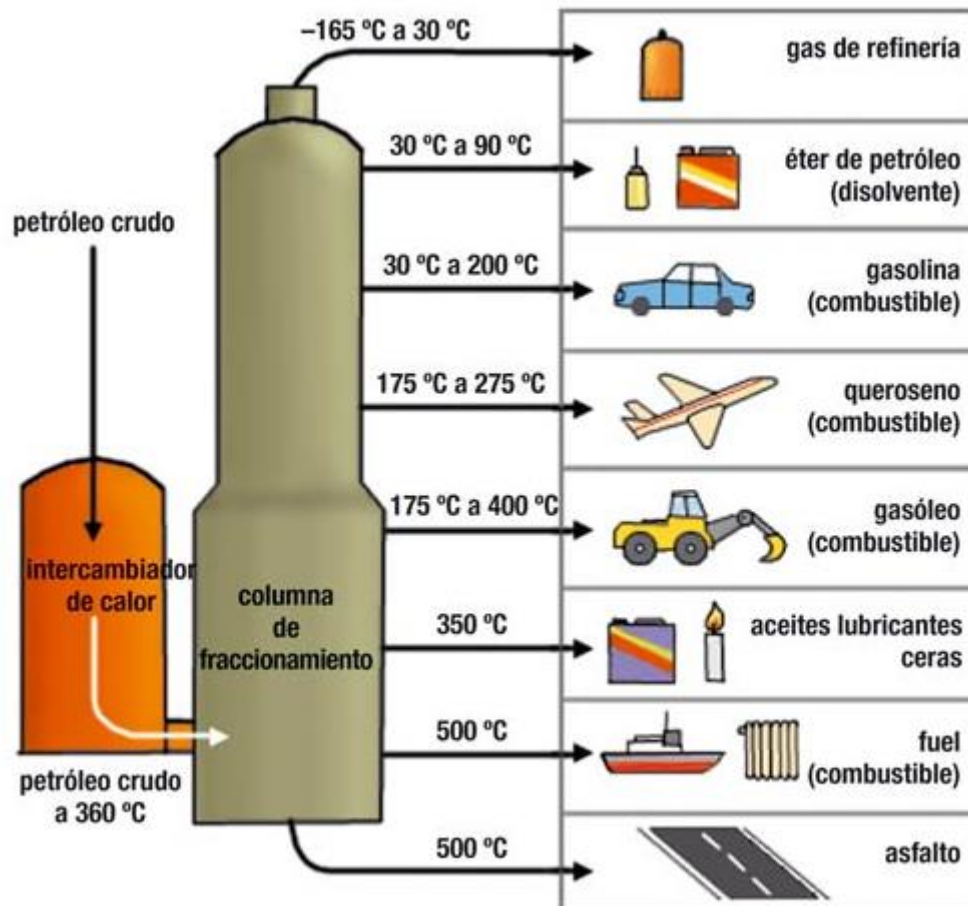


Figura 2.15 Torre Fraccionadora de petróleo, internet.

**Endulzadoras de gas:** Es el lugar donde se procesa el gas que se produce asociado al crudo a fin de aprovecharlo totalmente, separando sus componentes y eliminando contaminantes, los cuales son de ácido sulfhídrico y bióxido de carbono.

**FPSO:** La unidad flotante de producción, almacenamiento y descarga (Floating Production Storage and Offloading, FPSO por sus siglas en inglés, figura 2.16), en ellas no sólo se procesan los hidrocarburos producidos sino que también los almacenan por un tiempo determinado, hasta que una embarcación de trasbordo hace el descargue para llevarlo a tierra o disponerlo para exportación.



Figura 2.16 FPSO, Yùum- k'ak náab, propiedad de Pemex

**FSO:** Sistema flotante de almacenamiento y descarga (Floating Storage and Offloading por sus siglas en inglés) es un buque de almacenamiento y descarga capaz de surtir de petróleo a otros buques para su exportación, a diferencia del FPSO, el FSO no tiene la capacidad de procesar los hidrocarburos, por lo que su función se limita al almacenamiento, como se puede ver en la figura 2.17.

Cada una de las etapas son importantes, el funcionamiento y las operaciones se determinan de acuerdo a la corriente que manejen, es importante tener en cuenta la infraestructura con la que México cuenta, para esto de acuerdo al anuario estadístico (Pemex, 2014) para darnos una mejor idea se muestra en la tabla 2.1 con las infraestructura que estará disponible tanto para Pemex, como para terceros.



Figura 2.17 FSO Ta'kuntah, propiedad de Pemex

Tabla 2.1 Instalaciones Petroleras, Anuario Estadístico (Pemex, 2014)

Instalaciones petroleras	2014
Campos en producción	448
Pozos en explotación promedio	9 077
Plataformas marinas	258
Complejos Procesadores de Gas	11
Endulzadoras de gas	20
Plantas criogénicas	21
Fraccionadoras	9
Endulzadoras de condensados	6
Recuperadoras de azufre	14
Refinerías	6
Complejos petroquímicos	7
Plantas petroquímicas	30
Terminales de distribución de gas licuado	19
Terminales de almacenamiento y reparto de productos petrolíferos	77



## CAPÍTULO 3

### INSTRUMENTACIÓN Y EQUIPO

Actualmente existe la necesidad de poder contabilizar de manera eficiente el volumen de los fluidos producidos y todos aquellos contaminantes que se puedan tener a lo largo de toda la cadena de valor. A lo largo de cada etapa existen equipos encargados para realizar estas tareas, además de instrumentos que ayudan a mantener la confiabilidad de las mediciones, en esta tesis se considera que el equipo está asociado a los dispositivos utilizados para medir el flujo de hidrocarburos y la instrumentación es todo aquel dispositivo que mide alguna variable como la presión o la temperatura por mencionar algunos.

La CNH propone en el artículo 16 de los Lineamientos Técnicos de Medición de Hidrocarburos que el operador deberá de seleccionar los instrumentos de medida de acuerdo al tipo de fluido que se trate, las condiciones de proceso y los volúmenes a manejar, además de operarlos e instalarlos conforme a las condiciones especificadas por el fabricante.

Así mismo, en el artículo 21 de dicho documento menciona que los instrumentos de medida correspondientes a la temperatura, presión y densidad deberán tener trazabilidad metrológica, con el objetivo de minimizar la ocurrencia de errores sistemáticos y en contribución al nivel de incertidumbre establecida por dicha comisión.

#### **3.1 Definiciones Generales de los Instrumentos de Medición**

Algunas definiciones son necesarias para comprender la funcionalidad de los instrumentos, así como algunos conceptos de metrología, estos últimos rigen en gran medida los estudios que se realizan en materia de medición.



**Calibración:** Es un conjunto de operaciones que establecen, en condiciones especificadas, la relación entre los valores de una magnitud indicados por un instrumento de medida o un sistema de medida, o los valores representados por una medida materializada o por un material de referencia, y los valores correspondientes de esa magnitud realizados por patrones.

**Características Metrológicas:** Especificaciones particulares de los elementos de un mecanismo de medición que pueden influir en los resultados de medición, tales como intervalo nominal, intervalo de medición, clase de exactitud, estabilidad, exactitud, incertidumbre de medida, error, linealidad, resolución, repetibilidad, reproducibilidad y sensibilidad.

**Confirmación Metrológica:** Conjunto de operaciones referidas para asegurar que un instrumento de medida cumpla con los requerimientos para su uso esperado. Generalmente incluye calibraciones y verificaciones, cualquier ajuste o reparación necesario y subsecuentes re-calibraciones, comparaciones con requerimientos metrológicos para uso esperado del equipo.

**Exactitud:** Es la característica que presenta un medidor para reproducir la información dentro de un intervalo de incertidumbre, es un indicador de la confiabilidad del medidor para cuantificar el gasto. Representa una medida en la desviación del gasto medido con respecto al gasto real y se define como:

$$Exactitud = \frac{|Gasto\ real - Gasto\ medido|}{Gasto\ real} \cdot (100)$$

Se puede reportar de dos formas, como un porcentaje respecto a una escala o a una lectura, siendo el último el de mejor aplicación (para fines de evaluación del medidor), ya que el error obtenido en un proceso de medición generalmente es proporcional a la magnitud del gasto.

**Linealidad:** Representa una desviación entre la curva de calibración de un dispositivo de medición y una línea recta. Correlación entre variables donde el

cambio de una de estas variables provoca un cambio preciso y proporcional a la otra variable.

**Mensurando:** Magnitud que se desea medir; ya sea de forma directa o indirecta. La primera, se obtiene con una única medición y con el uso de algún instrumento patrón. En la segunda, el mensurado se obtiene de diferentes magnitudes de entradas y calculando lo que se desea a partir del resultado de estas mediciones, por ejemplo: El volumen de un tanque definido a una temperatura de 20 °C.

**Repetibilidad:** Proximidad entre resultados de sucesivas mediciones del mismo mensurando, realizadas bajo las mismas condiciones. Se evalúa como la máxima diferencia entre la lectura de medición y se expresa como un porcentaje dentro de una escala total, este concepto no es sinónimo de exactitud, es decir, podría existir una muy buena repetibilidad pero una mala exactitud, un proceso de medición será excelente cuando se obtenga una buena exactitud acompañada de una buena repetibilidad.

**Reproducibilidad:** Proximidad entre resultados de mediciones del mismo mensurando, realizadas bajo condiciones que incluyan diferentes lugares, operadores y sistemas de medición.

**Rangeabilidad:** Medida del rango en el que el medidor puede operar adecuadamente sin una modificación mayor. Es la relación de la máxima y mínima escala del medidor de flujo e indica lo versátil que puede ser el medidor en relación a los cambios de intervalo de medición que pueden presentarse durante la operación, a través de la cual la precisión es mantenida.

$$\text{Rangeabilidad} = \frac{\text{Máximo Gasto que se puede medir}}{\text{Mínimo Gasto que se puede medir}}$$

### 3.1.1 Clasificación de los Medidores

Si bien algunos autores manejan distintas clasificaciones, básicamente contienen los mismos instrumentos de medición, la diferencia radica en que parámetro miden y como lo hacen, así también por corriente o tipo de fluido a manejar.

En su estudio (Basrawi, 1999), menciona que fundamentalmente existen dos tipos de dispositivos de medición las cuales son:

**Dispositivos de medición directa:** Son dispositivos que usan las propiedades de los fluidos como parámetro de medición directa para determinar el flujo de fluidos. Tales parámetros son la masa, densidad, viscosidad, temperatura, presión, etc. Algunos ejemplos de dispositivos son; medidores de desplazamiento positivo y medidores de flujo másico.

**Dispositivos de medición inferencial:** Usan parámetros diferentes a las propiedades de los fluidos, tales como, contadores de pulsos electrónicos, factores del medidor, componentes de dispositivos de medición lineal y de velocidad rotación para inferir el flujo de fluidos. Algunos ejemplos de dispositivos son; Turbina, helicoidal, placa de orificio, vortex, venturi, y medidores de flujo ultrasónico.

**Otros Dispositivos de medición:** otros dispositivos asociados con el flujo de fluidos son la temperatura, dispositivos de medición de presión diferencial y estática (transmisores, registradores, manómetros) densitómetros, viscosímetros entre otros.

En otros casos (Alvarado, 2007) menciona que los medidores se pueden agrupar de acuerdo al tipo de medición que utilizan:

- Tipo A      Volumétricos
- Tipo B      Velocidad
- Tipo C      Inferenciales
- Tipo D      Másicos

El tipo A como el medidor de desplazamiento positivo, mide flujo determinando; directamente el volumen, usualmente tienen partes maquinadas de entrapan una cantidad precisa y conocida de fluido mientras giran.

El Tipo B miden la velocidad de flujo que al ser multiplicada por el área permite determinar el flujo total. Ejemplo turbina, vórtice y medidores ultrasónicos.

Tipo C mide el flujo a través de una tubería por inferencia de algunos fenómenos físicos; como es el caso del medidor de placa de orificio. No miden volumen, ni velocidad, pero el gasto del fluido se infiere de la diferencial de presión medida y de correlaciones experimentales aceptadas.

Tipo D miden directamente masa, un ejemplo es el medidor de flujo másico coriolis, el cual mide directamente la masa en función de la fuerza que ésta produce cuando se acelera en una tubería.

Algunas otras clasificaciones que se pueden encontrar en la literatura (Manning and Thompson, 1993; Lake, 2007; Chilingarian et al, 1989; LaNasa, 2002; Del Ángel, 2012; Kikani, 2013), así como la descripción de los diferentes medidores, su principio de funcionamiento, etc.

Por disposición de la CNH en los Lineamientos Técnicos de Medición de Hidrocarburos, todo operador podrá usar el medidor que prefiera siempre y cuando cumpla con los requerimientos técnicos y de incertidumbre permisible para la etapa en la que se encuentre, así mismo en el artículo 24 se menciona que podrá utilizar medidores multifásicos de acuerdo con las características de los fluidos, los volúmenes a manejar, y el costo beneficio las condiciones técnicas u operativas, además se podrán utilizar para prueba de pozo en lugar de separadores de prueba, siempre y cuando la diferencia la Incertidumbre de medida esté dentro del intervalo establecido para el lugar en donde se lleve a cabo la medición de hidrocarburos.

**Medición Multifásica:** Su popularidad ha aumentado en los últimos años debido a que proporcionan la capacidad de realizar la medición en línea de una mezcla de hidrocarburos para determinar los volúmenes de flujo de las fases presentes en la mezcla, en comparación con los separadores de dos y tres fases.

### 3.1.2 Incertidumbre en la Medición de Hidrocarburos

En la medición de hidrocarburos la incertidumbre juega un papel importante para considerar en el diseño y operación de cualquier equipo de medición, (Alvarado, 2007) menciona que es la dispersión de los valores los que pueden ser atribuidos razonablemente al verdadero valor de la magnitud medida, se debe considerar las características de los equipos.

En su estudio (Iwegbu et al, 2007), mencionan que la medición debe de ser precisas para que se eviten disputas entre comprador y vendedor, además de proporcionar un medio fiable de mantener un control adecuado sobre las pérdidas de almacenamiento y distribución. En ese estudio mencionan que un error del 4% puede conducir a una pérdida de 4 millones de dólares.

La importancia de reducir la incertidumbre en la medición de hidrocarburos ha llevado a la Comisión Nacional de Hidrocarburos a implementar los Lineamientos Técnicos de Medición de Hidrocarburos con ello proveer a cualquier operador la aplicación del manejo de la incertidumbre en los puntos de medición de acuerdo a la tabla 3.1.

Tabla 3.1 Incertidumbre en la medición de hidrocarburos

Tipo de Medición	Aceite <sup>1</sup>		Gas <sup>1</sup>	
	Incertidumbre 2012	Incertidumbre 2015	Incertidumbre 2012	Incertidumbre 2015
Volúmenes extraídos en pozos y primeras baterías	±15.0%	±8.0%	±15.0%	±10.0%
Volúmenes exportados	±0.3%	±0.25%	N/A	N/A
Transferencia de custodia (entrega recepción)	±1.0%	±0.5%	±5%	±2.0%
Venta subsidiarias	±0.3%	±0.25%	±2.0%	±1.0%

<sup>1</sup> Los volúmenes de aceite y gas son sin agua.

### 3.1.3 Equipo Medición de Aceite

Lake (2007), menciona que básicamente en la medición de hidrocarburos líquidos podemos encontrar dos grupos; el primero los medidores de desplazamiento positivo: que divide continuamente la corriente que fluye, en segmentos volumétricos conocidos, aislando los segmentos momentáneamente y devolviéndolos a la corriente que fluye mientras este cuenta los números de desplazamientos; el segundo grupo, son los medidores de inferencia: estos infieren la medición de flujo mediante una propiedad dinámica de la corriente, algunos medidores típicos de este grupo de medidores son: lo de tipo turbina, que infieren el flujo mediante el control del impulsor de velocidad, los medidores de placa de orificio que monitorean la presión diferencial, el medidor Coriolis, que detecta la fuerza de Coriolis en forma de vibración para inferir el gasto. En la tabla 3.2 se muestran los medidores para aceite con variables sensibles que pueden aplicar en la industria y que de algún modo puedan facilitar la selección.

Tabla 3.2 Variables sensibles de equipos de medición de aceite

Tipo de medidor	Líquidos					Flujo inverso	Flujo variable	Alta Temperatura	Exactitud típica	Rangoabilidad	Diámetros (in)	Temperatura (°F)	Presión	Flujo másico	Flujo-presión diferencial	Flujo-desplazamiento volumétrico	Flujo-velocidad	Error esperado por cambio de viscosidad	Ventajas	Desventajas
	Viscosidad alta	Viscosidad baja	Sucio	corrosivos	muy corrosivos															
Placa de Orificio *	X	•?	?	?	X	AD	?	•	±0.6%	3:1	2-24	-25-250 °F	Hasta 4000					Alta	-Fácil instalación -Bajo costo inicial -Bajo costo operación -Amplia variedad de tipos y materiales -Dispositivo multivariable -Carece de partes móviles	-Requerimientos de tubería recta corriente arriba y abajo -los costos iniciales dependen de los tipos de platos y las piezas -no recomendable para fluidos viscosos -no recomendable para fluidos en suspensión
Venturi	?	•	?	?	X	X	?	?	±0.5-2%	3:1	>5	-25-250 °F	Hasta 4000					Alta	-Bajas pérdidas permanentes -Bueno para fluido sucios -Su transmisor es independiente del tamaño de tubería	-Grande y pesado, especialmente si el la tubería es grande -Puede ser un poco más caro de instalar que el medidor de placa de orificio
Tobera/flujo de tubo	X	?	?	?	X	X	?	?	±0.5-2%	3:1	>5	-25-250 °F	Hasta 4000					Alta	-Económico -Su transmisor es independiente del tamaño de tubería	-Aplicación limitada a líquidos viscosos -Requiere de calibración constante para funcionamiento óptimo

\*Diferentes diseños de placa de orificio varían en tamaños y formas, algunas tienen comportamientos no esperados como los comunes

\*\*El líquido debe ser eléctricamente conductor. Sucio: partículas de polvo u otros elementos suspendidos en el aceite

•= Diseñado para esta aplicación (generalmente adecuados). ?=Normalmente aplicable. X=no aplicable. AD = Algunos diseños

## Instrumentación y Equipo

Tipo de medidor	Líquidos										Ventajas	Desventajas								
	Viscosidad alta	Viscosidad baja	Sucio	corrosivos	muy corrosivos	Flujo inverso	Flujo variable	Alta Temperatura	Exactitud típica	Rangeabilidad			Diámetros (in)	Temperatura (°F)	Presión	Flujo másico	Flujo-presión diferencial	Flujo-desplazamiento volumétrico	Flujo-velocidad	Error esperado por cambio de viscosidad
Tubo Pitot	X	?	X	?	X	X	X	~	±5 %	3:1	>5	-25-250 °F	Hasta 4000					Mínimo	-Muy bajo costo -Su transmisor es independiente del tamaño de tubería	-No hace un muestreo de la corriente completa -Exactitud limitada -Baja presión diferencial para un gasto dado
Magnéticos**	?	•	•	•	•	•	•	~	±0.5% de flujo	30:1	0.5- 36	360 °F	≤1500				•	No presenta	-No es afectado por cambios en la densidad de flujo -No obstruye el paso del flujo -No tiene pérdidas en la cabeza	-Costo puede ser de moderado a caro -varia la conductividad líquida mínima con los fabricantes para grandes tamaños son grandes y pesados.
Desplazamiento Positivo	•	?	X	?	X	X	X	?	±0.5% de flujo	10:1	<12	600 °F	≤1400			•		Mínimo	-Ideal para líquidos viscosos -Bueno para transferencia de custodia -Requiere poca tubería recta corriente arriba -Costo inicial de bajo a medio	-Requiere de pruebas continuas -Sensible a líquidos sucios -Requiere de filtros para corriente arriba -para tamaños grandes su peso es excesivo -Puede requerir cuidado especial en la instalación
Turbina	X	?	X	?	X	AD	AD	?	±0.5% de flujo	10:1	0.5-24	500 °F	3000			•	•	Alta	-Buen rango de operación -Fácil instalación y mantenimiento -Se ofrecen algunos tamaños pequeños -Peso ligero	-Sensible al incrementar la velocidad -Se requiere de alineadores -Relativamente costosos -Las partes móviles en el interior pueden tener desgaste Mecánico -Relativamente costosos al inicio y en mantenimiento
Ultrasónico (tiempo de tránsito)	?	?	X	•	•	•	•	X	±0.15% hasta ±5%	20:1	4-24	500 °F	Presión de la línea			•	•	No presenta	-Se usa para cualquier líquido relativamente limpio -Flujo puede ser bidireccional -Costo inicial de medio a alto	-Se requiere tubería recta corriente arriba para proveer perfil de flujo uniforme -líquidos limpios solamente
Ultrasónico (Efecto Doppler)	?	?	•	•	•	•	•	X	±0.15% hasta ±5%	10:1	4-24	500 °F	Presión de la línea			•	•	No presenta	-Puede manejar líquidos aireados -Su instalación se puede realizar sin para el proceso	-No es adecuado para líquidos limpios -Requiere de tubería recta corriente arriba
Oscilatorios Vortex Shedding	X	?	?	?	X	X	X	?	±0.75 hasta ±1.5	10:1	1.5-16	400 °F	1500	Algunos diseños			•	No presenta	-Carece de partes móviles -Puede usarse para una amplia variedad de fluidos -Excelente combinación precio funcionalidad	-Requiere de tuberías rectas -Sensible al incrementar la velocidad -Ideal para líquidos limpios y ligeros

\*Diferentes diseños de placa de orificio varían en tamaños y formas, algunas tienen comportamientos no esperados como los comunes

\*\*El líquido debe ser eléctricamente conductor. Sucio: partículas de polvo u otros elementos suspendidos en el aceite

•= Diseñado para esta aplicación (generalmente adecuados). ?=Normalmente aplicable. X=no aplicable. AD = Algunos diseños

Tipo de medidor	Líquidos										Ventajas	Desventajas								
	Viscosidad alta	Viscosidad baja	Sucio	corrosivos	muy corrosivos	Flujo inverso	Flujo variable	Alta Temperatura	Exactitud típica	Rangeabilidad			Diámetros (in)	Temperatura (°F)	Presión	Flujo másico	Flujo-presión diferencial	Flujo-desplazamiento volumétrico	Flujo-velocidad	Error esperado por cambio de viscosidad
Másico Coriolis	•	•	•	?	?	?	?	?	±0.5- 10%	20:1	1-16	600 °F	3000	•				No presenta	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Mide el flujo másico directamente y la densidad</li> <li>-No contiene partes móviles</li> <li>-Mantenimiento económico</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-No es apto para volúmenes muy elevados</li> <li>-Suele ser muy voluminoso</li> <li>-Necesita calibración constante</li> <li>-Costo de moderado</li> <li>-Fluidos limpios</li> </ul>

\*Diferentes diseños de placa de orificio varían en tamaños y formas, algunas tienen comportamientos no esperados como los comunes

\*\*El líquido debe ser eléctricamente conductor

Sucio: partículas de polvo u otros elementos suspendidos en el aceite

= Diseñado para esta aplicación (generalmente adecuados)

? = Normalmente aplicable

X = no aplicable

AD = Algunos diseños

### 3.1.4 Equipo de Medición de Gas

Una parte importante de las operaciones de producción de cualquier gas es determinar con precisión la producción de flujo volumétrico (Beggs, 1984). Muchos gases y líquidos se pueden medir utilizando diversas técnicas de medición, incluyendo medidores de orificio, de desplazamiento positivo, tipo turbina, etc. Ikoku, (1984), menciona que la selección del método de medición que se utilizará, será solo después de haber hecho un cuidadoso análisis de varios factores (también se aplicarse al aceite) incluyendo los siguientes:

1. Precisión deseada
2. Vida útil del dispositivo de medición
3. Rangos de flujo, temperatura
4. Requisitos de mantenimiento
5. Dispositivos de emergencia
6. Aplicación para líquidos o gas
7. Costo de operación
8. Costo inicial



- 9. Disponibilidad de piezas
- 10. Propósitos para el cual la mediciones deben de ser utilizadas
- 11. Susceptibilidad al robo o vandalismo

En la tabla 3.3 muestran los medidores de gas con variables sensibles con algunos de los factores mostrados anteriormente para poder seleccionar el medidor adecuado a lo que se quiere medir.

Tabla 3.3 Variables Sensibles de Equipos de Medición de Gas

Tipo de medidor	Gas (Vapor)										Ventajas	Desventajas							
	Limpio	Sucio	Alta Presión	Baja Presión	Flujo inverso	Flujo variable	Alta Temperatura	Exactitud típica	Rangeabilidad	Diámetros (in)			Temperatura (°F)	Presión	Flujo máxico	Flujo-presión Diferencial	Flujo-desplazamiento Volumétrico	Flujo-velocidad	Error esperado por cambio de viscosidad
Placa de Orificio*	•	•	•	•	AD	?	•	±0.6%	3:1	2-24	-25-250 °F Hasta 4000						Alta	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Fácil instalación</li> <li>-Bajo costo inicial</li> <li>-Bajo costo operación</li> <li>-Amplia variedad de tipos y materiales</li> <li>-Dispositivo multivariable</li> <li>-Carece de partes móviles</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Requerimientos de tubería recta corriente arriba y abajo</li> <li>-Los costos iniciales dependen de los tipos de platos y las piezas</li> <li>-Alta presión de carga</li> </ul>
Venturi	•	?	•	•	x	?	?	±0.5-2%	3:1	>5	-25-250 °F Hasta 4000						Alta	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Bajas perdidas permanentes</li> <li>-No obstruye el flujo</li> <li>-Operación estable</li> <li>-Calibración sencilla</li> <li>-Buena confiabilidad</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Grande y pesado, especialmente si el la tubería es grande</li> <li>-Puede ser un poco más caro de instalar que el medidor de placa de orificio</li> <li>-Costo inicial Alto</li> </ul>

\*Diferentes diseños de placa de orificio varían en tamaños y formas, algunas tienen comportamientos no esperados como los comunes

Sucio: partículas de polvo u otros elementos suspendidos en el aceite

•= Diseñado para esta aplicación (generalmente adecuados)

? =Normalmente aplicable

X =no aplicable

AD = Algunos diseños

Tipo de medidor	Gas (Vapor)										Ventajas	Desventajas							
	Limpio	Sucio	Alta Presión	Baja Presión	Flujo inverso	Flujo variable	Alta Temperatura	Exactitud típica	Rangeabilidad	Diámetros (in)			Temperatura (°F)	Presión	Flujo másico	Flujo-presión	Flujo-desplazamiento Volumétrico	Flujo-velocidad	Error esperado por cambio de viscosidad
Tobera / flujo de tubo	•	?	•	•	x	?	?	±0.5-2%	3:1	>5	-25-250 °F	Hasta 4000					Alta	-Económico -Su transmisor es independiente del tamaño de tubería	-Requiere de calibración constante para funcionamiento óptimo -Tobera comúnmente usada para vapor y alta capacidad para la misma. ΔP.
Tubo Pitot	•	x	•	•	x	x	?	±5 %	3:1	>5	-25-250 °F	Hasta 4000		•			Mínimo	-Muy bajo costo -Su transmisor es independiente del tamaño de tubería	-No hace un muestreo de la corriente completa -Exactitud limitada -Baja presión diferencial para un gasto dado
Turbina	•	x	•	•	AD	AD	?	±0.5% de flujo	10:1	0.5-24	500 °F	3000		•	•		Alta	-Buen rango de operación -Fácil instalación y mantenimiento -Se ofrecen algunos tamaños pequeños -Precisión elevada	-Sensible al incrementar la velocidad -Se requiere de alineadores -Las partes móviles en el interior pueden tener desgaste Mecánico -Relativamente costosos al inicio y en mantenimiento

\*Diferentes diseños de placa de orificio varían en tamaños y formas, algunas tienen comportamientos no esperados como los comunes

Sucio: partículas de polvo u otros elementos suspendidos en el aceite

•= Diseñado para esta aplicación (generalmente adecuados)

? =Normalmente aplicable

X =no aplicable

AD = Algunos diseños

Tipo de medidor	Gas (Vapor)				Flujo inverso	Flujo variable	Alta Temperatura	Exactitud típica	Rangoabilidad	Diámetros (in)	Temperatura (°F)	Presión	Flujo másico	Flujo-presión	Diferencial	Flujo-desplazamiento	Volumétrico	Flujo-velocidad	Error esperado por cambio de viscosidad	Ventajas	Desventajas
	Limpio	Sucio	Alta Presión	Baja Presión																	
Ultrasónico (Tiempo de tránsito)	AD	AD	AD	AD	•	•	X	±0.15% hasta ±5%	20:1	4-24	500 °F	Presión de la línea							No presenta	-Flujo puede ser bidireccional -Puede ser manejados para medición fiscal o completa -Gran precisión y amplio rango de aplicación	-Se requiere tubería recta corriente arriba para proveer perfil de flujo uniforme -Costo inicial de medio a alto
Másico Coriolis	?	?	•	•	?	?	?	±0.5- 10%	20:1	1-16	600 °F	3000	•						No presenta	-Mide el flujo másico directamente y la densidad -No contiene partes móviles -Mantenimiento económico	-No es apto para volúmenes muy elevados -Suele ser muy voluminoso -Necesita calibración constante -Costo de moderado

\*Diferentes diseños de placa de orificio varían en tamaños y formas, algunas tienen comportamientos no esperados como los comunes  
 Sucio: partículas de polvo u otros elementos suspendidos en el aceite  
 •= Diseñado para esta aplicación (generalmente adecuados)  
 ? =Normalmente aplicable  
 X =no aplicable  
 AD = Algunos diseños

### 3.1.5 Equipo de Medición de Flujo Multifásico

A diferencia de usar separadores convencionales, los medidores de flujo multifásico miden continuamente los flujos de aceite, gas y agua, sin separar físicamente las corrientes de flujo en fases de fluidos individuales. Los medidores de flujo multifásico reciben los fluidos trifásicos directamente desde la línea de flujo proveniente de los pozos, realizan las mediciones e inmediatamente los fluidos regresan a la línea de flujo, estos medidores muestran los resultados de las mediciones pocos minutos después de haberse puesto en operación (Letton et al, 1997).

Kikani, (2013) menciona que se están desarrollando nuevas tecnologías, y que por esta razón, los medidores actuales son susceptibles de ser sustituidos por productos mejorados en el futuro, además nos dice que la clave del éxito de los

medidores de flujo multifásico para realizar las mediciones de alta fidelidad son las calibraciones frecuentes y el mantenimiento de forma permanente, en la tabla 3.4 se puede observar algunas diferencias y los rangos de operación de algunos medidores, básicamente la forma de medir está basado en el principio de presión diferencial con fuentes radioactivas.

Tabla 3.4 Rangos de Aplicación de Medidores Multifásicos

Medidor	D medidor [in]	Temperatura [°F]	Presión [Psi]	Viscosidad [cP]	Max. Cap. De Flujo		Exactitud [Flujo másico total a condiciones de línea]	Repetibilidad [Flujo másico total a condiciones de línea]	Ventajas	Desventajas
					Líquidos BPD	Gas [MMscf/d]				
Medidor A*	2 a 6	-40 a 185	Hasta 5000	0.1 a 2000	4000 a 55000	11 a 130	±0.1	±1	-Reduce los gastos de desarrollo de campo -Mantenimiento sencillo -medición de fases de alta precisión no afectada por espumas o emulsiones	-Requiere de mantenimiento constante -Precio de moderado a alto -Poco preciso ante fluidos muy viscosos
Medidor B**	2 a 8	Hasta 150	Hasta 5000	-----	4000-60000	8 a 150	±0.1	±1	-Diseño simple y reducido Puede haber versión no radioactiva -Mantenimiento sencillo -Calibración sencilla	-La medición para aceites pesados puede ser mala, no hay información disponible -Costo relativamente moderado
Medidor C***	1.5 a 24	-40 a 150	Hasta 5000	-----	0-500000	Hasta 250	±0.1	±1	-Amplio rango de operación con baja caída de presión -Compacto, robusto y fácil de instalar, no tiene partes móviles -Monitoreo de crudos pesados, livianos y gas condensado -Bajo costo inicial	-Los medidores multifásicos para gas son independientes de los de aceite -Corta vida útil en comparación con los demás medidores
Medidor D****	2 a 10	Hasta 150	Hasta 5000	-----	4000-70000	200	±1	±3	-No posee partes radioactivas -Diseño pequeño y compacto -Bajo Mantenimiento -Fácil instalación -No contiene partes móviles	-Costo de moderado a alto -Mayor consumo de energía -Medidor multifásico independientes para gas

\*Medidor con fuente radioactiva de rayos gama, la medición es en línea sin separación de fases, medidor de flujo tipo Venturi para la corriente, las densidades se miden con la fuente radioactiva. VxSpectra, Copyright © 2015 Schlumberger, All rights reserved.

\*\* Medidor con fuente radioactiva de rayos gama, la medición es en línea sin separación de fases, medidor de flujo tipo Venturi para la corriente, con sensores de capacitancia e impedancia para la medición de agua, las densidades se miden con la fuente radioactiva. Roxar, MPFM 2600, © 2013 Emerson Electric Co.

\*\*\* Medidor con fuente radioactiva de rayos gama, la medición es en línea sin separación de fases, medidor de flujo tipo Venturi para la corriente, las densidades se miden con la fuente radioactiva. Haimo. (Busaidi & Bhaskaran, 2003).

\*\*\*\* Medidor sin fuente radioactiva, la medición es en línea sin separación de fases, realiza las mediciones con sensores de capacitancia e impedancia acústica cruzada, la medición de la corriente se realiza con un medidor tipo Venturi para la corriente. MPM, FMC Technologies.

### 3.1.6 Instrumentos de Medición Adicionales

En el caso de los hidrocarburos líquidos, de acuerdo con los Lineamientos Técnicos de Medición de Hidrocarburos, cada corriente proveniente de los pozos o de los separadores se deberá contar con información de los fluidos extraídos o producidos para determinar, entre otros, su densidad, viscosidad, salinidad, contenido de azufre, agua y de metales pesados. Cada uno de esos elementos debe ser medido a partir de una muestra representativa para analizarse en sitio, en el caso de gas, se puede utilizar un cromatógrafo de gases para poder determinar variables o compuestos sobre diferentes muestras.

La cromatografía de gases es un método fisicoquímico de separación de componentes presentes en una mezcla, que se basa principalmente en la separación de un soluto, entre una fase gaseosa móvil y una fase líquida estacionaria sostenida en un soporte sólido. Esta técnica es adecuada para separar componentes que son volátiles sin descomposición, aplicando normalmente temperaturas que van de la ambiental a los 300 °C.

Algunas empresas, por mencionar algunas, tales como: Emerson, Hewlett Packard y Siemens comercializan algunos modelos de cromatógrafos para gases con los que pudiéramos realizar las mediciones de los elementos que se necesitan medir.

Otros instrumentos indispensables son transmisores de presión (miden la presión manométrica, absoluta y diferencial) y de temperatura a lo largo de las líneas, pueden ir instalados tanto en ductos, baterías, así como en medidores. Para la medición con presencia de agua podemos encontrar analizadores de corte de agua; estos pueden ir instalados a la salida de separador, en sistemas multifásicos y para los sistemas de entrega y custodia, en la industria podemos encontrar algunos fabricantes como: Schlumberger, Phase Dynamics, Roxar, Agar, Invalco, Fluenta, Eesiflo, Red Eye, Kam Control, entre otros, algunos de esos instrumentos se muestran en las tablas 3.5 y 3.6.

Para algunos análisis de las densidades de los hidrocarburos líquidos en sitio podemos encontrar densitómetros que son instrumentos que requieren una muestra de líquido y que nos proporciona la densidad sin saber la masa o el volumen de la muestra.

Tabla 3.5 Indicadores de Presión

Tipo	Rangos de Aplicación	Precisión	Ventajas	Desventajas
Bourdon, C	Hasta 100 Mpa o 14503,77 Lb/pg2	1-5%	Bajo costo con relativa exactitud y amplios límites de aplicación	Afectado por choque y vibración
Espiral	Hasta 100 Mpa o 14503,77 Lb/pg2	0.5 %	Bajo costo con buena exactitud y amplios límites de aplicación	Afectado por choque y vibración
Helicoidal	Hasta 100 Mpa o 14503,77 Lb/pg2	0.5-1%	Bajo costo con buen margen de exactitud	Afectado por choque y vibración
Resistivos / Bandas Extensométricas	Hasta 100 Mpa o 14503,77 Lb/pg2	0.1-1%	Tiene mayor rango de precisión, precio relativo de bajo a medio	

Tabla 3.6 Indicadores de Temperatura

Tipo	Rangos de Aplicación	Precisión	Ventajas	Desventajas
Termómetros de vidrio	-196 °C a 500 °C	1%	Precio relativamente bajo, simple y de larga vida útil	El manejo de este instrumento puede ser muy frágil, requiere realizar la toma de datos en sitio, no puede registrar ni almacenar valores
Termómetros Bimetálicos	0°C a 500 °C	1%	Precio relativamente bajo, Robusto	requiere realizar la toma de datos en sitio, no puede registrar ni almacenar valores
Termopares (T)	-200 °C a 250 °C	2%	Precio razonable , Tamaño pequeño y de rápida respuesta	Afectados por la corrosión
Termopares (J)	0 °C a 750 °C	0.5%	Precio razonable , Tamaño pequeño y de rápida respuesta	Afectados por la corrosión

Muchos de los componentes que definen la calidad de los hidrocarburos requieren de muestras tomadas periódicamente, para posteriormente ser analizados en laboratorio, en el caso del aceite es obligatorio poder realizar esta

operación para garantizar el cumplimiento de la calidad del hidrocarburo, de no cumplirla, disponer del hidrocarburo, enviándolo a los respectivos procesos de tratamiento para poder validar el cumplimiento; en el caso del gas, aunque en algunos campos no cuentan con la infraestructura (cromatógrafo) tienen el deber de analizar a través de análisis de laboratorio los análisis correspondientes para poder entregar una corriente de gas limpia además de conocer la composición del mismo y como en el caso del aceite de no cumplir con la calidad enviar el gas a sus correspondientes tratamientos.

## CAPÍTULO 4

### CALIDAD DE LOS HIDROCARBUROS

#### 4.1 Importancia de la Calidad de los Hidrocarburos

La calidad de los hidrocarburos es un elemento importante dentro de la industria petrolera y del sistema de medición, no solo como el valor que puede involucrar dicho elemento, sino, visto como un mecanismo de control que va a regir los procesos en base a diversos estándares para su exportación, venta y/o refinación. Para que esto pueda ser validado se necesita que se cumplan los estándares y procesos para evitar penalizaciones por incumplimiento, realizando los procesos pertinentes acordes al tipo de hidrocarburos, para reducir al mínimo los contaminantes y encontrarse dentro de lo permisible para su aprobación.

En la actualidad, basados en los cambios en materia de energía y de petróleo, la calidad de los hidrocarburos no solo se determina únicamente en función de los grados API, sino también, por la composición que presenta, y de los compuestos presentes en estos hidrocarburos que afectan la calidad de los mismos, tal es el caso de los metales presentes en el aceite: el níquel y el vanadio; y los gases no hidrocarburos como: el ácido sulfhídrico, nitrógeno, oxígeno, bióxido de carbono, helio. Algunas composiciones típicas para crudos y gases se muestran en la tabla 4.1.

Con frecuencia se hace referencia al “precio del petróleo crudo”, como si todos los tipos de petróleo tuvieran el mismo precio. En realidad, esto no es así; cuánto mejor es la calidad del crudo respecto a los grados API, más alto es su precio en el mercado, en relación con el precio promedio predominante de algún crudo marcador (WTI y Brent). En otras palabras, los crudos livianos con poco azufre tienen un sobreprecio, en comparación con el crudo mediano sulfurado y pesado. De los diferentes tipos de petróleo que tenemos en el país, México cuenta con tres



tipos de crudos para la exportación: Istmo, Maya y Olmeca; que son exclusivamente para la exportación y que conforman la llamada mezcla mexicana. En la figura 4.1 se muestran los crudos marcadores y los crudos mexicanos en función de sus grados API y contenido de azufre.

Tabla 4.1 Composiciones Típicas de Aceite y Gas

GAS		ACEITE	
Componente	(% Mol)	Componente	(% Mol)
Metano	70 - 98 %	Metano	50 - 92 %
Etano	1 - 10 %	Etano	5 - 15 %
Propano	Tazas - 5 %	Propano	2 - 14 %
Butano	Tazas - 2 %	Butano	1 - 10 %
Pentano	Tazas - 1 %	Pentano	Tazas - 5 %
Hexano	Tazas - 0.5 %	Hexano	Tazas - 3 %
Heptano	Tazas o generalmente nada	Heptano	Tazas - 1.5 %
No Hidrocarburos		No Hidrocarburos	
Nitrógeno	Tazas - 15 %	Nitrógeno	Generalmente trazas - 10 %
Bióxido de Carbono	Tazas - 2 %	Bióxido de Carbono	trazas - 4 %
Ácido Sulfhídrico	Tazas - 2 %	Ácido Sulfhídrico	Nada- Trazas 6 %
Helio	Hasta 5 %, generalmente trazas o no existe	Helio	Nada- Trazas 6 %
En ocasiones existen yacimientos que contienen fundamentalmente CO <sub>2</sub> o H <sub>2</sub> S			

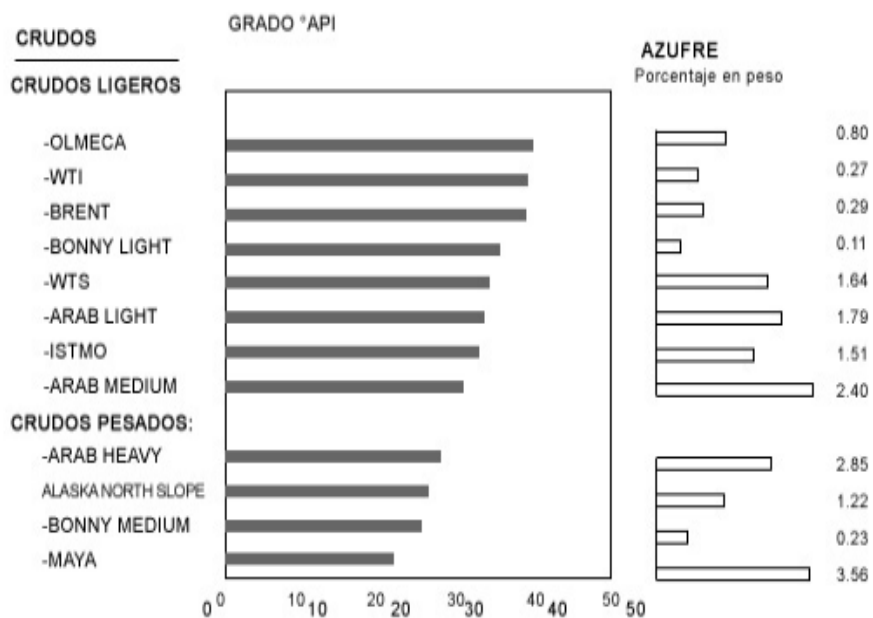


Figura 4.1 Relación de crudos exportables en función del API.

Debido a la situación actual de la industria petrolera y el impacto que ha tenido esta en la disminución de los precios del crudo, la calidad como elemento del sistema de medición proporciona las herramientas para poder mejorar y obtener hidrocarburos que satisfacen las necesidades tanto internas como de exportación, es importante tener en cuenta los históricos de precios de la mezcla con respecto a los respectivos crudos marcadores como se muestra en las figuras 4.2 y 4.3, así como, un análisis de los últimos años respecto a la producción de aceite (figura 4.4 a figura 4.6).

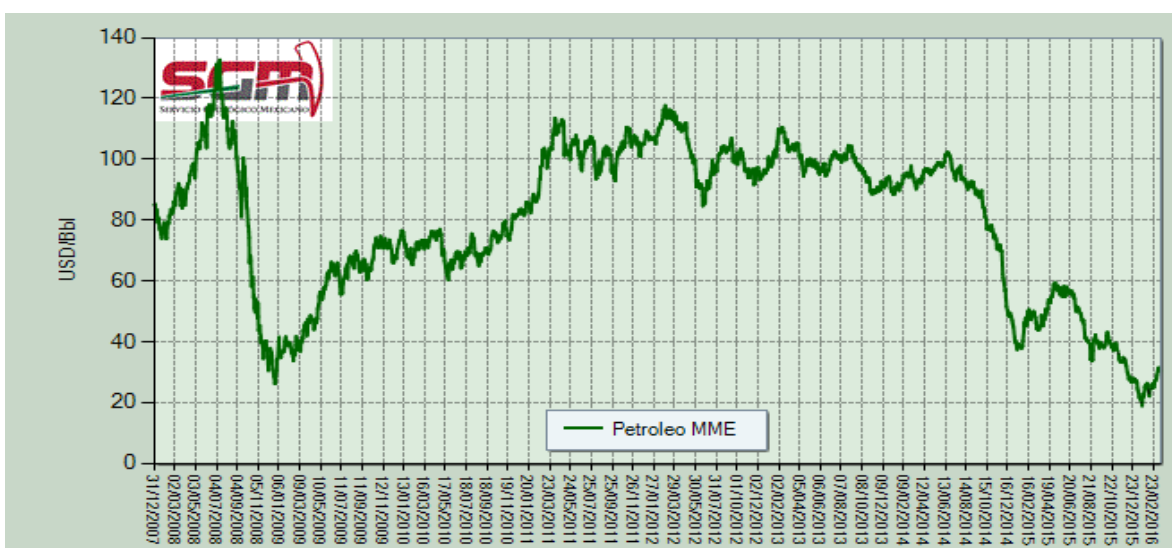


Figura 4.2 Históricos de la Mezcla Mexicana, (Energética, 2016)

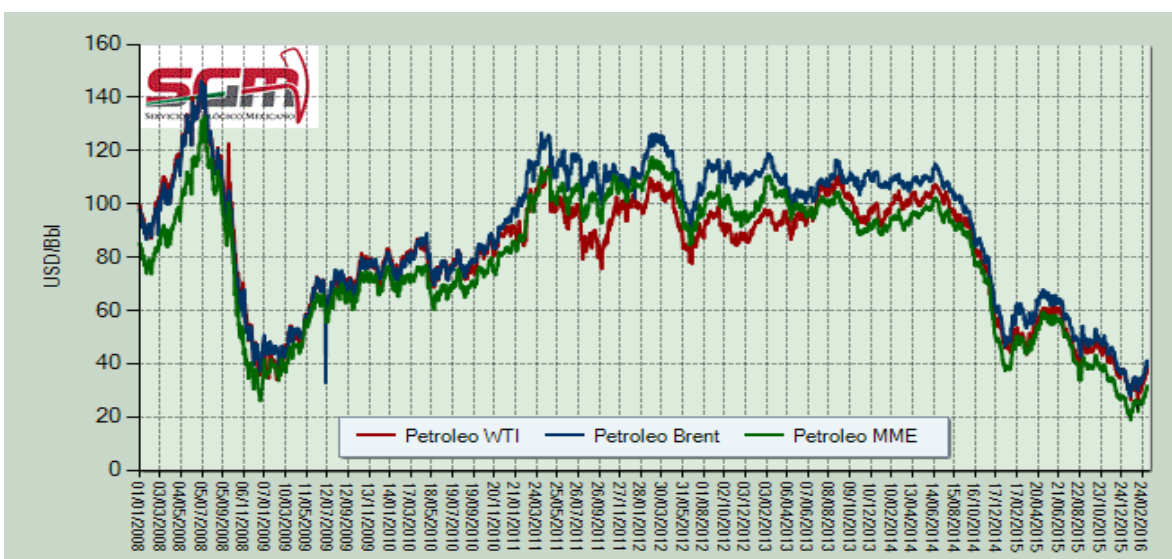


Figura 4.3 Históricos de crudos marcadores WTI, Brent y MME, (Energética, 2016)

## Calidad de los Hidrocarburos

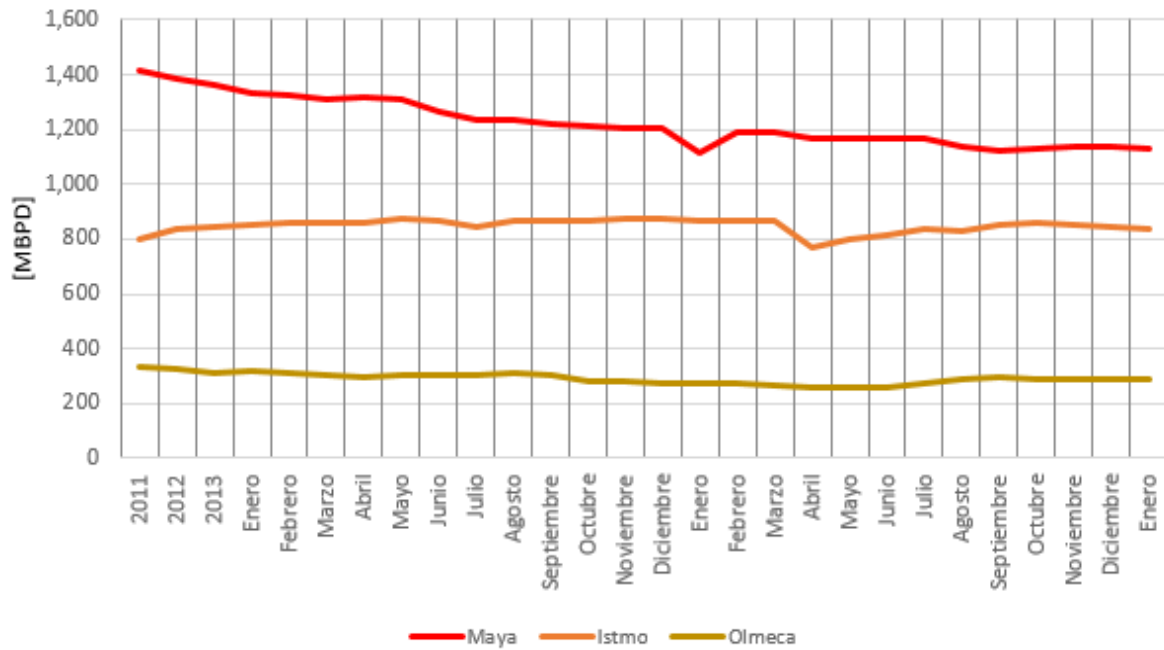


Figura 4.4 Producción de hidrocarburos exportables. (Pemex I. p., 2016)

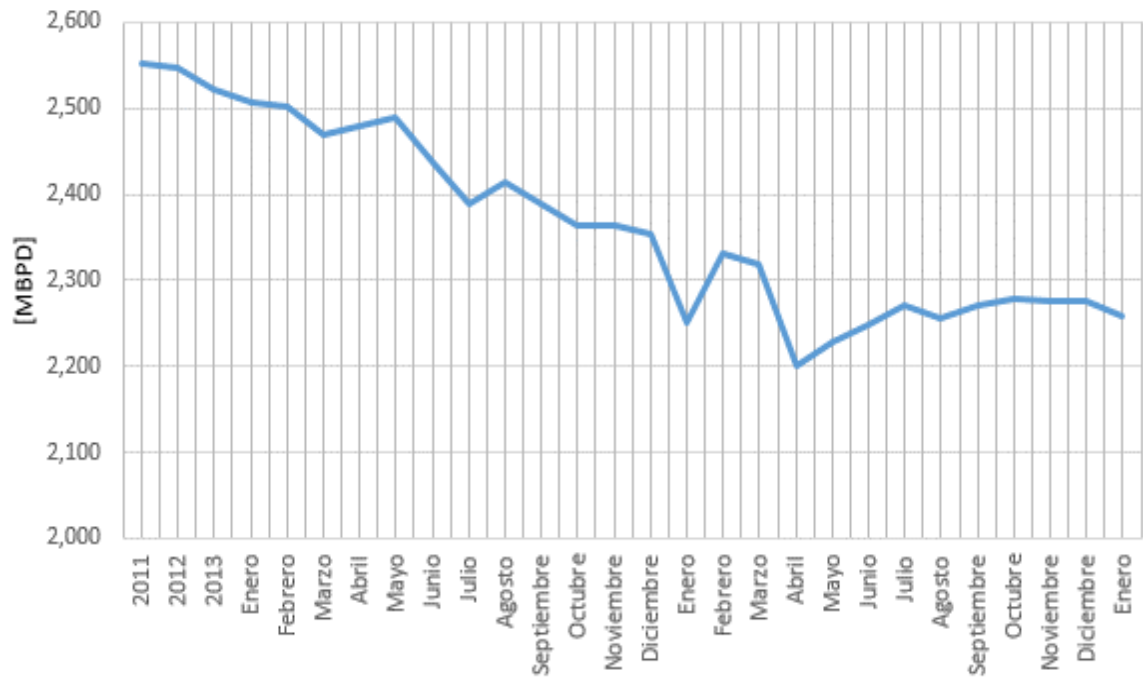


Figura 4.5 Producción total de hidrocarburos líquidos, (Pemex I. p., 2016)

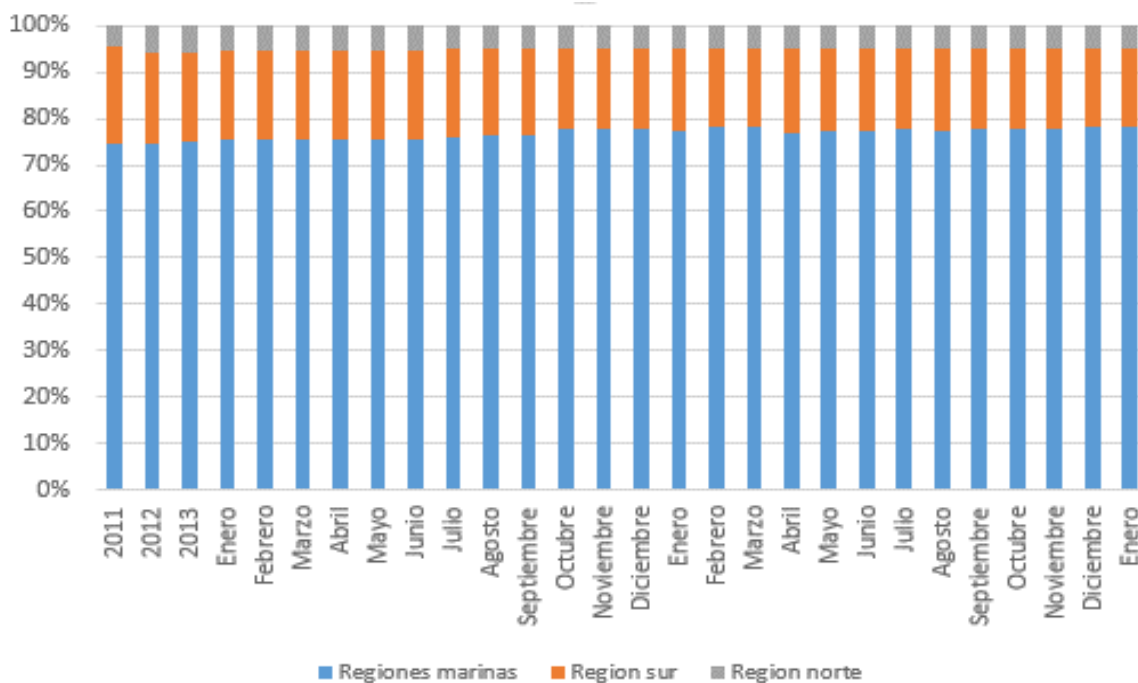


Figura 4.6 Porcentaje de producción de hidrocarburos líquidos por región

En las gráficas anteriores se observa que en México se produce en mayor proporción crudos pesados con alto contenido de azufre, esto implica que se tengan mayores costos por tratamiento y remoción de contaminantes para cumplir con los requerimientos que establecen en los Lineamientos Técnicos de Medición de Hidrocarburos o cualquier otro requerimiento de terceros para la comercialización (por ductos o buque-tanque) por calidad de los hidrocarburos, posteriormente en el capítulo 7 se mencionan algunos procesos para el tratamiento de los hidrocarburos.

Al igual que con el aceite, en las siguientes figuras (4.7 a 4.9) se muestra de la misma forma que en el aceite, la producción de gas de los últimos años, así como la producción por regiones, se puede observar que los hidrocarburos gaseosos también requieren de tratamientos para poder cumplir con lo referente a calidad, en cuestión de remoción de impurezas, endulzados, etc., procesos que harán cumplir con los lineamientos de la CNH en cuestión de calidad y composición.

## Calidad de los Hidrocarburos

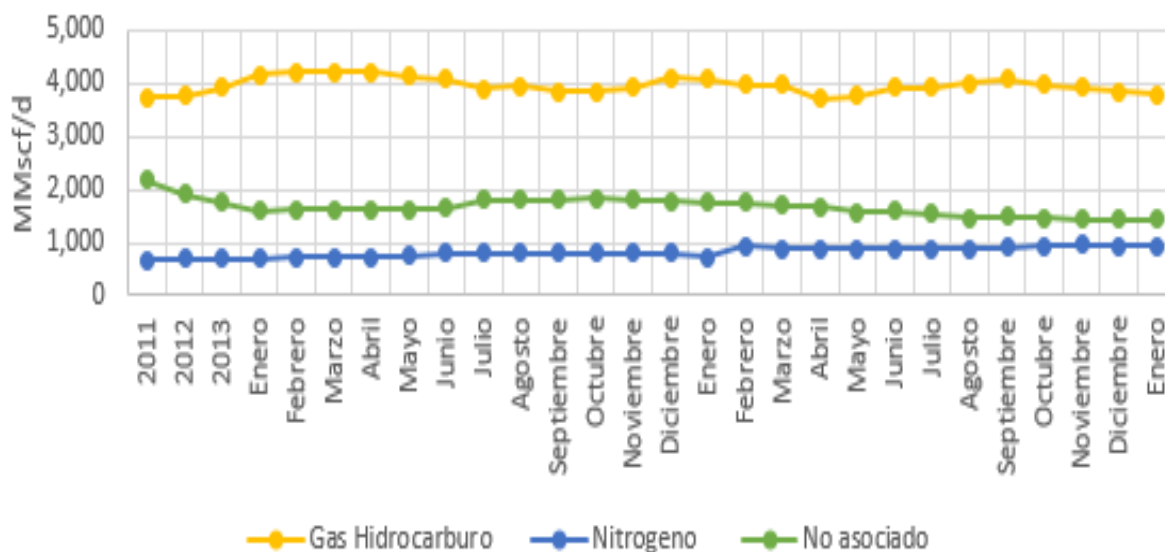


Figura 4.7 Producción de gas, (Pemex I. p., 2016)

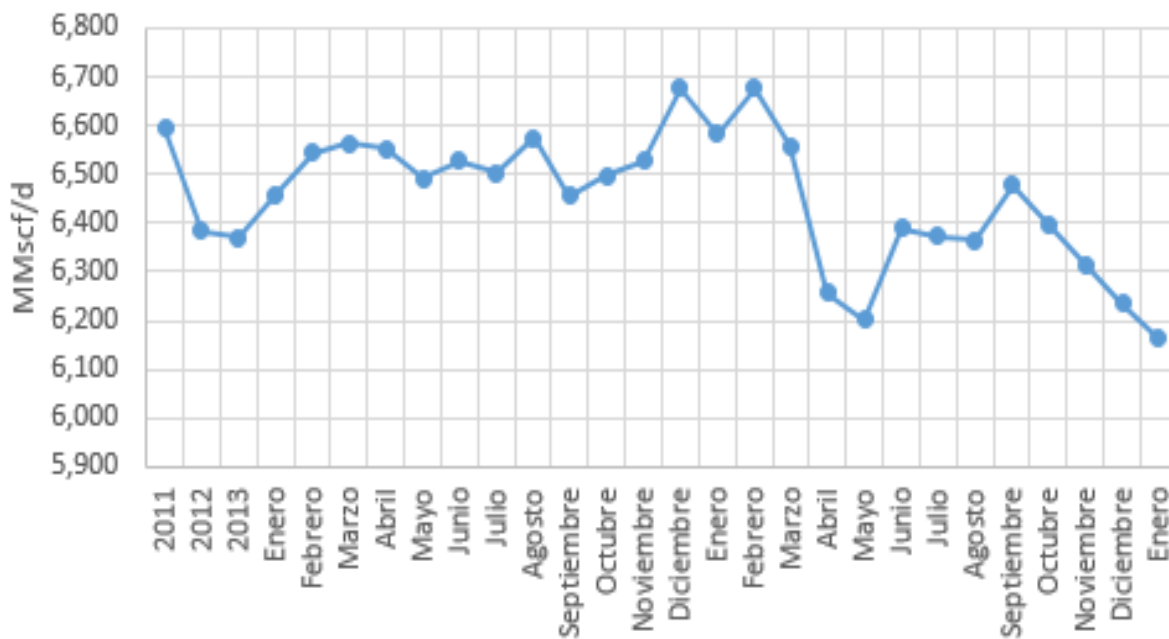


Figura 4.8 Producción total de gas, (Pemex I. p., 2016)

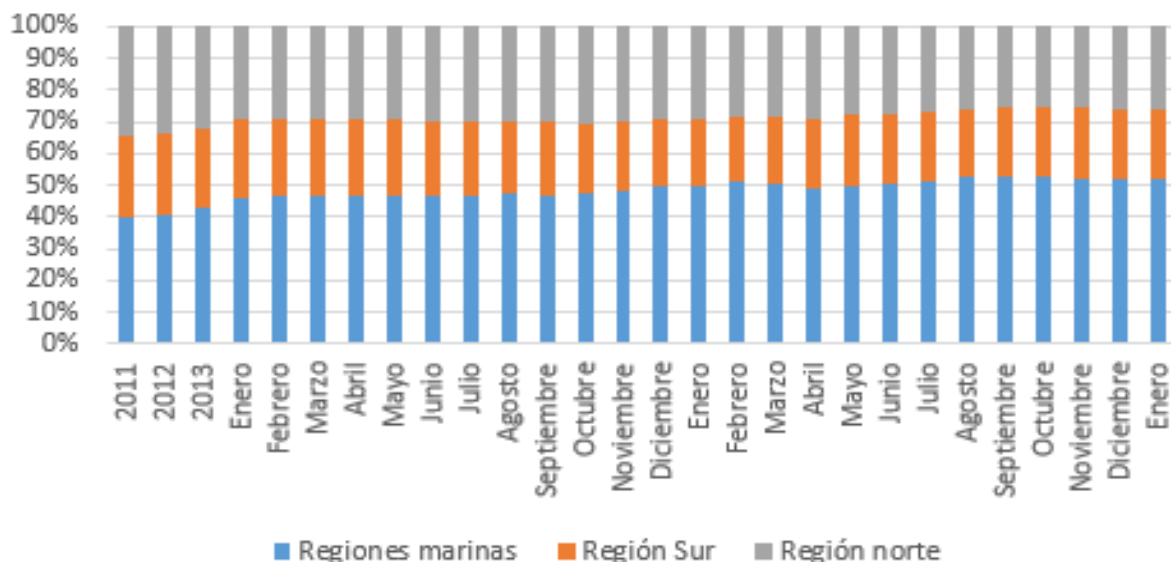


Figura 4.9 Porcentaje de producción de gas por regiones, (Pemex I. p., 2016)

#### 4.1.1 Características Generales

Después de haber realizado los procesos de separación y estabilización en la primera etapa, los fluidos producidos tienen que ser enviados a las instalaciones de proceso y almacenamiento para su posterior distribución y cumplir con los parámetros y estándares de calidad para ser enviados a los puntos de entrega a refinación, venta y/o exportación.

Anteriormente la medición de hidrocarburos se realizaban de manera volumétrica, pero en la actualidad además de realizar este tipo de medición, desde el punto de vista energético, se deben de considerar otros parámetros que además definen a la calidad y que aumentan la complejidad de la medición, las cuales son: el contenido de azufre, contenido de agua y sedimentos, la presión de vapor reid, contenido de sal, etc., estos parámetros definen a una corriente de hidrocarburos específica (aceite o gas) y son los requerimientos en los puntos de medición referenciales, de ventas o entrega de custodia, de no cumplir con algunos de estos parámetros se pueden ver afectadas las transacciones comerciales, tener

diferencias en las mediciones o penalizaciones por incumplimiento, algunos de estos parámetros se podrán observar más adelante en este capítulo.

De acuerdo a la Real Academia Española (2014), la calidad es una propiedad o conjunto de propiedades inherentes a algo, que permiten juzgar su valor. Por otra parte, la (CCQTA, 2012) menciona que la calidad es el grado en que un producto (o servicio) cumple con las expectativas y necesidades del usuario, menciona además que el usuario final pueden ser instalaciones de producción, ductos o sistemas de transporte, refinerías venta o exportación.

Recientemente la Comisión Nacional de Hidrocarburos, aprobó las regulaciones que deberán cumplir las empresas petroleras en México para medir la cantidad y calidad de los hidrocarburos que se extraigan en México ya sea en campos terrestres o marinos. De Acuerdo con los Lineamientos Técnicos de Medición de Hidrocarburos (2011), propuesta por la CNH y la Secretaria de Energía, dicho documento menciona que en todos los puntos de venta interna y externa de hidrocarburos, se deberán de instalar equipos que permitan conocer la calidad de los hidrocarburos en función del producto a medir, tales como cromatógrafos de flujo continuo o a partir de un muestreo automático que estén preparados para cualquier mezcla que vaya a recibir.

### **4.1.2 Parámetros de Calidad de Aceite**

Un estudio (Eriksson, 2014) menciona que el término de “Calidad del Aceite” significa contenido de agua, además menciona que la razón por la que nos preocupamos por la calidad del aceite es el riesgo que se formen hidratos en las líneas, ductos o conexiones. En las tablas 4.2-4.8 se menciona los parámetros de calidad que rigen las transacciones comerciales de los distintos tipos de crudos mexicanos tanto por buque-tanque como por ductos, así como algunas normas que rigen la calidad de los hidrocarburos. (Wuotto, 2008) Nos dice de acuerdo a su estudio, que por cada psi que este por abajo del valor óptimo de presión de vapor reid se podría tener 0.5 % en pérdidas de volumen de líquido recuperado.

Tabla 4.2 Especificaciones de calidad de los diferentes tipos de petróleo crudo por ducto.  
(Wuotto, 2008)

Tipos de Crudo	Características de calidad							
	Gravedad (°API)	Azufre (% en Peso)	Agua Y Sedimento (% en Vol.)	Presión de Vapor Reid (Psig)	Contenido de Sal (Lb/Mb)	Níquel (Ppm)	Vanadio (Ppm)	Asfáltenos (% en Vol.)
	Máximo	Máximo	Máximo	Máximo	Máximo	Máximo	Máximo	Máximo
MAYA (4)	21.0	3.6	0.5	6.5	50.0	54.0	270.0	10.60
ISTMO (1)	32.0	1.6	0.5	6.5	50.0	8.0	50.0	1.20
OLMECA	38.0	1.0	0.5	6.5	50.0	2.0	9.0	0.58
NARANJOS (4)	26.0	3.0	0.5	6.5	50.0	29.0	121.0	10.60
ALAMO (4)	24.0	3.2	0.5	6.5	50.0	39.0	161.0	13.05
MURO (4)	18.5	4.0	0.5	6.5	50.0	60.0	289.0	18.46
HORCON (4)	22.0	3.2	0.5	6.5	50.0	44.0	211.0	15.54
MORFO. ANTARES (4)	25.0	3.0	0.5	6.5	50.0	45.0	157.0	14.76
POZOLEO	29.0	2.0	0.5	6.5	50.0	15.0	52.0	2.95
PAPALOAPAN (2)	41.0	2.0	0.5	6.5	50.0	22.0	33.0	4.59
ARENQUE (4)	32.0	2.5	0.5	6.5	50.0	16.0	79.0	6.52
TAMAULIPAS (3)(4) ALTAMIRA	17.5	5.5	1.0	6.5	50.0	51.0	211.0	17.73
PANUCO (3) CACALILAO	11.9	5.5	1.0	6.5	50.0	69.0	318.0	12.45

(1) Incluye la corriente del Petróleo Crudo Terciario.

(2) Este petróleo se factura en el SAP como Matapionche.

(3) Estos Petróleos Crudos, llegan separados a la refinería de Madero cada uno por un producto distinto, son mezclados y comercializados y comercializados a exportación como Crudo Altamira.

(4) Los Asfáltenos de estos crudos se determinaron con nC7 y los otros de la lista con nC5.

Tabla 4.3 Especificaciones de calidad de los diferentes tipos de petróleo crudo por buquetanque  
(Wuotto, 2008)

Tipos de Crudo	Características de calidad						
	Gravedad (°API)	Viscosidad SSU @ 38 °C (100 °F)	Agua Y Sedimento (% en Vol.)	Azufre (% Peso)	Presión de Vapor Reid (Psig)	Punto de Escurrimiento (°F)	Contenido de Sal (Lb/Mb)
MAYA	21.0-22.0	320	0.5	3.4	6	-17	50
ISTMO	32.0-33.0	60	0.5	1.8	6	-35	50
OLMECA	38.0-39.0	38	0.5	0.95	6.2	-55	50

En virtud de que existen los lineamientos técnicos de medición, en la tabla 4.4 proponen lo siguiente para cumplir con la calidad de los hidrocarburos:



Tabla 4.4 Calidad de los Hidrocarburos de Acuerdo a los Lineamientos  
Técnicos de Medición de Hidrocarburos

Calidad del aceite	Características de calidad
Densidad API	Dependiendo el tipo de aceite
Contenido de agua y sedimentos	Menor a 2% en volumen;
Ácido Sulfhídrico (H <sub>2</sub> S)	Menor a 1 μmol/mol (ppm)
Contenido de sal	Menor a 200 mg/L;
Contenido de azufre	Menor al 5% de masa;
Presión de vapor en tanque	Máximo 80 kPa;

*Para la Presión de vapor en ductos, depende de las condiciones de operación y diseño de la línea.*

**Gravedad API:** El instituto americano del petróleo (API por sus siglas en inglés) definió la Gravedad API (°API) como parámetro para cuantificar los productos del petróleo y los aceites crudos, se define por:

$$^{\circ}API = \frac{141.5}{\gamma_{@ 60^{\circ}F}} + 131.5$$

Siendo °API; la densidad del aceite a determinar, y  $\gamma_{@ 60^{\circ}F}$ ; la gravedad específica del aceite. (Riazi, 2005) Menciona que los hidrocarburos líquidos con baja gravedad específica tienen una mayor gravedad API. Hidrocarburos aromáticos tienen una mayor gravedad específica (menor gravedad API) que los hidrocarburos parafinados.

**Porcentaje de Azufre:** El valor del petróleo crudo se determina por su rendimiento en productos refinados y dicho rendimiento depende de sus características físico-químicas, siendo una de las principales el contenido de azufre. De acuerdo con su contenido de azufre, se clasifica como “amargo”, “semi-amargo” o “dulce”.

- Amargo: Mayor de 1.5 por ciento
- Semi-amargo: Entre 0.5 a 1.5 por ciento
- Dulce: Menor del 0.5 por ciento

**Porcentaje de Agua y Sedimentos:** La cantidad de agua y sedimentos pueden ocasionar desgaste en tuberías y problemas en el procesamiento (Arnold & Stewart, 2008), además mencionan que la arena por si sola pueden causar problemas de taponamiento durante algún proceso de tratamiento en el que se encuentre.

**Presión de Vapor Reid:** Es la presión de vapor absoluta que se liberan de los hidrocarburos más volátiles, obtenida por medio de un ensayo que mide la presión de una muestra en el interior de un cilindro a una temperatura de 37,8°C (100°F) en una relación volumétrica de 4 (cuatro) partes de líquido por 1 (una) parte de vapor [relación (líquido/vapor) = 4], esta propiedad mide la tendencia a la vaporización de un líquido, la PVR es un parámetro que se utiliza en la determinación de la calidad del petróleo crudo.

**Contenido de sal:** Una de las razones por la cual el contenido de sal en el aceite crudo es importante; es debido a los requerimientos de transporte y venta, ya que puede ocasionar acciones corrosivas en los ductos y procesos de refinación.

**Contenido de Níquel y Vanadio:** El contenido de níquel puede inhibir a los catalizadores durante los procesos de craqueo (Proceso químico industrial mediante el cual se disocian, a temperatura y presión elevada, los hidrocarburos más pesados del petróleo con el fin de obtener una proporción mayor de productos ligeros que se pueden mezclar con combustibles) en las refinerías, además de causar corrosión en las instalaciones de proceso de crudo.

**Porcentaje de asfáltenos:** Un crudo con mayor porcentaje de estas fracciones resultará en crudo más difícil de procesar y por tanto de menor calidad en el mercado, suelen originar sólidos al agruparse, dañando el medio y obstruyendo el paso en las tuberías y ductos.

#### 4.1.2.1 Pruebas para el Cumplimiento de la Calidad del Crudo

Algunas pruebas certificadas para la determinación de la calidad del crudo se realizan en laboratorio de acuerdo a la tabla 4.5, con la cual se espera se tengan como una referencia para evaluar la calidad de los procesos a los que fue sometido el aceite, se cumplan con los requerimientos y necesidades de quien proporciona la infraestructura compartida y se validen que los volúmenes que van a ser transportados a través de los ductos se encuentren libres de contaminantes, para que el producto final que llegue a los puntos finales de exportación, venta o entrega de custodia, cumpla con la calidad y con ello evite tener malas retribuciones económicas y se le sean impuestas penalizaciones por dicha práctica.

Tabla 4.5 Pruebas para el cumplimiento de la calidad del crudo (Wuotto, 2008)

ESPECIFICACIÓN	MÉTODO
Gravedad Específica	ASTM D-1298
Gravedad °API	ASTM D-287
Agua y Sedimento, (% Vol.)	ASTM D-4007
Agua por Destilación, (% Vol.)	ASTM D-4006
Sedimentos por Extracción, (% peso)	ASTM D-473
Contenido de Sal, (lb/1000 Bls)	ASTM D-3230
Viscosidad SSU @ 100°F, cSt	ASTM D-88, D-44 y D-2622
Azufre, (% peso)	ASTM D-4294 o D-2622
Presión de Vapor Reid (psig)	ASTM D-323
Metales, (Ni, V, ppm)	ASTM D-5863 o UOP 391/91
Asfáltenos, (% peso)	ASTM D-2007
Punto de Escurrecimiento (°F)	ASTM D-97

*ASTM acrónimo en inglés que significa: American Society for Testing and Materials" (Sociedad Americana para Pruebas y Materiales)*

Además de las pruebas anteriores para el cumplimiento de calidad del crudo, la CNH propone mediante los Lineamientos Técnicos de Medición de Hidrocarburos, algunas normas para cumplir con los parámetros de calidad como se muestra en la tabla 4.6.

Tabla 4.6 Normas y estándares para la determinación de la calidad Para Hidrocarburos líquidos

Propiedad	Métodos de prueba
API MPMS 8.1	Sampling: Standard Practice for Manual Sampling of Petroleum and Petroleum Products. Muestreo: Procedimiento Estándar para Muestreo Manual de Petróleo y Productos de Petróleo.
API MPMS 8.2	Sampling: Standard Practice for Automatic Sampling of Liquid Petroleum and Petroleum Products. Muestreo: Procedimiento Estándar para Muestreo Automático de Petróleo Líquido y Productos de Petróleo.
API MPMS 8.3	Sampling: Standard Practice for Mixing and Handling of Liquid Samples of Petroleum and Petroleum Products. Muestreo: Procedimiento Estándar para la Mezcla y el Manejo de Muestras Líquidas de Petróleo y Productos de Petróleo.
API MPMS 7.0	Temperature Determination. Determinación de Temperatura.
ISO 3170	Petroleum Liquids: Manual Sampling (BS EN ISO 3170) Líquidos de Petróleo: Manual de Muestreo
ISO 3171	Petroleum Liquids: Automatic Pipeline Sampling (BS EN ISO 3171) Líquidos de Petróleo: Muestreo Automático en Tuberías

#### 4.1.3 Parámetros de Calidad del Gas

En la calidad del gas (Mokhatab et al, 2006) describen que la energía que se obtiene de la quema del gas se encuentran influenciados por la cantidad de átomos y van ligados de su poder calorífico y a los componentes del mismo. Menciona además que mientras más átomos de carbono se encuentren presentes en el gas, mayor será el valor de su poder calorífico (BTU), por el contrario; si se encuentran presentes gases no combustibles, su poder calorífico será menor.

El gas natural requiere tener de una adecuada calidad, es decir que por sus propiedades físicas, químicas, etc., en conjunto determinen el comportamiento del mismo, para que el cliente quede satisfecho con el producto si esas características se ajustan a lo que se esperaba. De acuerdo a la Norma Oficial Mexicana NOM-001-SECRE-2010, el gas natural que se inyecte en los sistemas de transporte, almacenamiento y distribución y el que sea entregado por los suministradores a permisionarios y usuarios debe cumplir con las especificaciones de calidad que se muestran en la tabla 4.7.

Tabla 4.7 Especificaciones de calidad del Gas Natural.

Propiedad	Unidades	Zona Sur			Resto del País
		Hasta el 31 de diciembre de 2010	Del 1 de enero de 2011 al 31 de diciembre de 2012	A partir del 1 de enero de 2013	
Metano (CH <sub>4</sub> )-Min.	% vol.	NA	NA	83	84
Oxígeno (O <sub>2</sub> )-Max.	% vol.	0.2	0.2	0.2	0.2
Bióxido de Carbono (CO <sub>2</sub> )-Max.	% vol.	3	3	3	3
Nitrógeno (N <sub>2</sub> )-Max.	% vol.	9	8	6	4
Nitrógeno. Variación máxima diaria	% vol.	±1.5	±1.5	±1.5	±1.5
Total de inertes (CO <sub>2</sub> y N <sub>2</sub> )- Max.	% vol.	9	8	6	4
Etano-Max.	% vol.	14	12	11	11
Temperatura de rocío de hidrocarburos-Max.	K (°C)	NA	271.15 (-2)	271.15 (-2)	271.15 (-2)
Humedad (H <sub>2</sub> O)-Max.	mg/m <sup>3</sup>	110	110	110	110
Poder calorífico superior-Min.	MJ/m <sup>3</sup>	35.3	36.3	36.8	37.3
Poder calorífico superior-Max.	MJ/m <sup>3</sup>	43.6	43.6	43.6	43.6
Índice Wobbe-Min.	MJ/m <sup>3</sup>	45.2	46.2	47.3	48.2
Índice Wobbe-Max.	MJ/m <sup>3</sup>	53.2	53.2	53.2	53.2
Índice de Wobbe-Variación máxima diaria	%	±5	±5	±5	±5
Ácido Sulhídrico (H <sub>2</sub> S)-Max.	mg/m <sup>3</sup>	6	6	6	6
Azufre total (S)-Max.	mg/m <sup>3</sup>	150	150	150	150

(1) En los ductos de transporte y de distribución que reciben gas natural del SNG aplicará el límite máximo de 271,15 K (-2°C) a partir del 1 de julio de 2011.

Así mismo la Norma Oficial Mexicana menciona que el gas natural, en el punto de transferencia de custodia, debe estar técnicamente libre de:

- Agua, aceite e hidrocarburos líquidos.
- Material sólido, polvos y gomas.
- Otros gases que puedan afectar a los sistemas de transporte, almacenamiento y distribución o a los equipos o instalaciones de los usuarios.

El rango de temperatura en la entrega del gas natural en los sistemas de transporte, distribución y/o usuarios es de 283,15 a 323,15 K (10 a 50 °C). El suministrador podrá entregar gas natural a una temperatura inferior a la mínima establecida si cuenta con autorización por escrito del permisionario o del usuario o así lo hayan acordado las partes en el contrato de suministro.

Para el caso de hidrocarburos gaseosos en los Lineamientos Técnicos de Medición de Hidrocarburos proponen lo siguiente para cumplir con la calidad de acuerdo a la siguiente tabla 4.8.

Tabla 4.8 Calidad de los hidrocarburos gaseosos de los lineamientos técnicos de medición

Calidad del gas	Características de calidad
Humedad (H <sub>2</sub> O)	Máximo 110 mg/m <sup>3</sup>
Azufre total	Máximo 150 mg/m <sup>3</sup>
Ácido Sulfhídrico (H <sub>2</sub> S)	Máximo; 6.0 mg/m <sup>3</sup>
Poder calorífico superior	37.30 a 43.60 MJ/m <sup>3</sup>
Bióxido de carbono (CO <sub>2</sub> )	Máximo 3% vol.
Oxígeno (O <sub>2</sub> )	Máximo 0.2% vol.

**Temperatura de rocío de los hidrocarburos:** Temperatura a la cual ocurre la condensación de hidrocarburos en el gas natural que corresponde al punto cricondentérmico del gas natural.

**Humedad:** agua presente en fase gaseosa en el gas natural.

**Poder calorífico superior (H<sub>s</sub>):** es la cantidad de energía térmica producida por la combustión completa a presión constante de una unidad de volumen medido en base seca de gas natural con aire, a condiciones estándar, cuando los productos de la combustión se mantienen a una temperatura de 288,15 K y la entalpía del agua formada durante el proceso de combustión se determina en fase líquida.

**Índice de Wobbe (W):** la relación del poder calorífico superior (H<sub>s</sub>) por unidad de volumen con respecto a la raíz cuadrada de la densidad relativa (ρ<sub>r</sub>), según la siguiente fórmula:

$$W = \frac{H_s}{\sqrt{\rho_r}}$$

El gas natural debe de ser procesado con el fin de eliminar los sólidos no deseados, el vapor de agua u otros contaminantes para conseguir hidrocarburos que tienen un valor económico más alto como productos separados (Mokhatab et al, 2006).

### 4.1.3.1 Pruebas para el Cumplimiento de la Calidad del Gas

Los métodos de prueba que deben utilizar para evaluar las especificaciones del gas natural son los que se listan en la siguiente tabla 4.9. Estas pruebas se realizan en laboratorio, con la cual se espera se tengan como una referencia para evaluar la calidad los procesos a los que fue sometido el gas.

Tabla 4.9 Pruebas para el cumplimiento de la calidad del gas natural en laboratorio

Propiedad	Métodos de prueba
Metano	GPA 2286-95
Componentes Secundarios (C <sub>2</sub> -C <sub>10+</sub> )	GPA 2286-95
Inertes (N <sub>2</sub> y CO <sub>2</sub> )	GPA 2286-95
Oxígeno	GPA 2286-95
Humedad (H <sub>2</sub> O) <sup>(1)</sup>	ASTM D-1142-95, ISO 18453:2004
Ácido Sulfhídrico (H <sub>2</sub> S)	ASTM D-4084-07
Azufre Total (S) <sup>(2)</sup>	ISO 6326-3: 1989
Poder Calorífico, densidad relativa e Índice de Wobbe	ISO 6976: 1995
Temperatura de Rocío de Hidrocarburos	Ecuación de estado Peng Robinson ISO 6327: 1981.(versión modalidad manual)
Muestreo	GPA 2166-86

(1) El método de referencia para la determinación de la temperatura de rocío del agua será el método ASTM D1142 y la determinación del contenido de humedad calculado a partir de la temperatura de rocío del agua se hará de acuerdo con el método ISO 18453. Cuando el gas natural tenga una temperatura de rocío de hidrocarburos mayor a la del agua o provenga de terminales de gas natural licuado podrá emplearse el método ASTM D5454-04.

(2) La determinación del azufre total deberá efectuarse en sitio utilizando el método ISO 6326-3:1989 y, por un plazo de dos años a partir de la entrada en vigor de esta Norma, se podrán además utilizar los métodos ASTM D 4468- 85(2006) y el ASTM D 5504-01(2006).

## CAPITULO 5

### NORMAS Y ESTANDARES

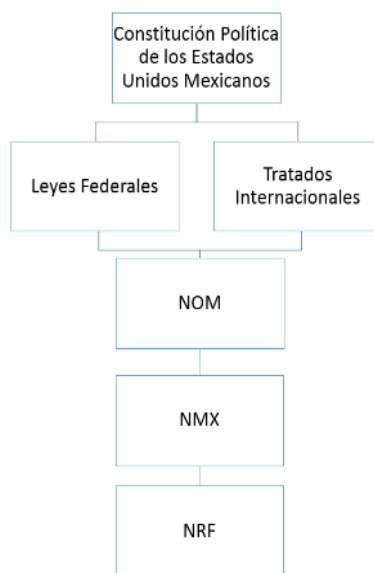
Para hacer cumplir la medición de flujo, la calidad de hidrocarburos, los instrumentos, equipos o sistemas de medición es necesario tener normas y estándares que sirvan de base para una transacción comercial, industrial o de servicios, así como en la transferencia de custodia, cumpliendo con las disposiciones de la Ley Federal sobre Metrología y Normalización, así como con lo descrito en los Lineamientos Técnicos de Medición de Hidrocarburos emitidos por la Comisión Nacional de Hidrocarburos.

Mientras más complejos sean los procesos operativos, se requiere realizar los trabajos de forma ordenada y metodológica, cuando no se aplica la normatividad entendiéndose esta como los documentos, entre los que se encuentran las leyes, reglamentos, normas procedimientos, instructivos, la experiencia y las buenas prácticas de ingeniería, no se aprovecharan de la mejor manera, se generaran riesgos y se podrán tener errores en las tomas de datos, así como inconsistencias en el registro de los mismos.

Para cumplir con la normatividad y los estándares obligatorios, primeramente se requiere identificar la norma o estándar a aplicar según sea el caso, ya sea un proceso operativo, un proceso de revisión o regulación, como ejemplo se tiene Norma Oficial Mexicana NOM-001-SECRE-2010 que menciona algunas especificaciones (índice de Wobbe, contenido de oxígeno, contenido de nitrógeno, solo por mencionar algunos, estas especificaciones se encuentran en el capítulo anterior) que se deben cumplir para evitar penalizaciones por no cumplir con la calidad del gas, obteniendo la retribución económica justa si se cumple con el objetivo de la norma, por el contrario si no se cumple; se tendrá una retribución económica pero no será la esperada debido al incumplimiento de la misma.



Entonces podemos decir que el marco normativo es el conjunto ordenado de documentos jurídicos y técnicos a los que deberán sujetarse los trabajos, actividades y condiciones para garantizar eficiencia, uniformidad en las instalaciones, seguridad y la mínima alteración al ambiente, equipos, sistemas y procesos durante la planeación, diseño, construcción, operación mantenimiento y abandono. Como se puede ver en la figura 5.1 se tiene una jerarquía general iniciando por la Constitución Política de los Estados Unidos Mexicanos y quedándose en el nivel de las normas de referencia que son los que utiliza PEMEX.



*Figura 5.1 Jerarquía de marco normativo*

Otras fuentes mencionan (figura 5.2) una relación entre estándares internacionales, normas, etc., teniendo un panorama internacional con aplicación para cumplimiento en las asignaciones petroleras, cabe resaltar que estas normas Pemex las toma como guía para hacer cumplir los requerimientos de la Comisión Nacional de Hidrocarburos y que pueda realizar sus mediciones correspondientes obteniendo mejores resultados .



Figura 5.2 Normalización internacional. (Leon et al, 2015)

## 5.1 Conceptos Generales Normativos

Los documentos que podemos encontrar se clasifican en:

- **Documentos jurídicos** son: la Constitución, las Leyes, los Reglamentos, los Tratados y los Convenios Internacionales.
- **Los documentos administrativos** son: las bases, los lineamientos y las políticas, aunque también se tienen lineamientos técnicos.
- **Los documentos técnicos** son: las Normas Oficiales Mexicanas, Normas Mexicanas, Normas Internacionales, Normas de Referencia y Normas Extranjeras.

**Las NOM** son: las Normas Oficiales Mexicanas emitidas por las Dependencias de la Administración Pública Federal, conforme a la Ley Federal sobre Metrología y Normalización.

Son regulaciones técnicas de carácter obligatorio, establece las reglas, especificaciones, atributos, características o prescripciones aplicables a un producto, proceso, instalación, sistema, servicio o método de producción u operación.

**Las NMX:** de acuerdo a la Ley Federal sobre Metrología y Normalización las Normas Mexicanas establecen que son de aplicación voluntaria, salvo que los particulares manifiesten que sus productos, procesos o servicios son conforme a las mismas o cuando se requiera su observancia para fines determinados (LFMN), también son obligatorias cuando se exigen en las bases de licitación o en los contratos.

**Norma o lineamiento internacional:** es un documento normativo que emite un organismo internacional de normalización u otro organismo internacional relacionado con la materia, reconocidos por el gobierno mexicano en los términos del derecho internacional

Las **Normas Internacionales** emitidas por Organismos Internacionales de Normalización dedicadas a la normalización y los cuales han sido reconocidos por el gobierno de México en los términos del Derecho Internacional.

Las **Normas de Referencia** que emiten las Entidades de la Administración Pública Federal, en aquellos casos que las normas mexicanas o internacionales no cubran sus requerimientos, o bien las especificaciones que contengan se consideren inaplicables u obsoletas.

### 5.1.1 Regulación en Materia de Medición

Con la actual Reforma Energética, la CNH y el órgano de gobierno aprobaron la publicación en el diario oficial de la federación en septiembre de 2015 los Lineamientos Técnicos de Medición de Hidrocarburos a través de los cuales establecen que los operadores públicos (Pemex y Subsidiarias) y privados deberán obligatoriamente de notificar a la CNH los volúmenes y calidad de los hidrocarburos, proveer recursos humanos, técnicos y normas en relación con la medición de hidrocarburos; así mismo todo operador deberá clasificar la producción promedio en crudo, condensados, gas natural y agua.

La regulación es una pieza clave dentro de la reforma energética, dependiendo de lo que se tenga en producción y cada uno de los procesos por el

cual pasan los hidrocarburos, además del transporte y hasta llegar al punto de venta o transferencia de custodia; tanto los procesos para hacer cumplir la calidad como cada norma o estándar que aplique según sea el caso determinara tanto las ganancias obtenidas por las operadoras que firmen los contratos de las rondas, así como las contraprestaciones que estará obligado a pagar al estado.

Algo que debemos resaltar es que las empresas operadoras deberán remitir diariamente a la Comisión Nacional de Hidrocarburos información sobre el volumen (presión, temperatura, flujo, densidad) y calidad (composición) de los hidrocarburos en puntos de medición, informar mensualmente sobre los volúmenes producidos distinguiendo la producción de petróleo, condensado, gas natural y agua promedio, por día, balances de hidrocarburos, los volúmenes de gas natural aprovechado y quemado; así como el volumen de gas venteado en casos excepcionales.

De acuerdo al artículo 6 y 7 de los Lineamientos Técnicos de Medición de Hidrocarburos, todo operador deberá asegurar la aplicación de las mejores prácticas y estándares internacionales en la medición de hidrocarburos, así como la adopción de la gestión y gerencia de medición como metodología para la administración del funcionamiento e interrelación de los mecanismos de medición de hidrocarburos. Esta metodología tomará en cuenta el volumen y la calidad de los hidrocarburos producidos.

En todo momento el operador debe de cumplir con las normas y estándares que apliquen al diseño, instalación, operación, control y mantenimiento de los mecanismos de medición así como contar con guías, instructivos, criterios, métodos de trabajo o manuales que sean necesarios para la correcta medición de los hidrocarburos. En la figura 5.3 se muestra las normas y estándares que se aplican de manera general a todo el sistema integral de producción, entendiéndose que existen también normas en específicas (instrumentación, medidores, cálculos etc.) para cada etapa (producción, distribución y comercialización) como se muestra en la figura 5.4.

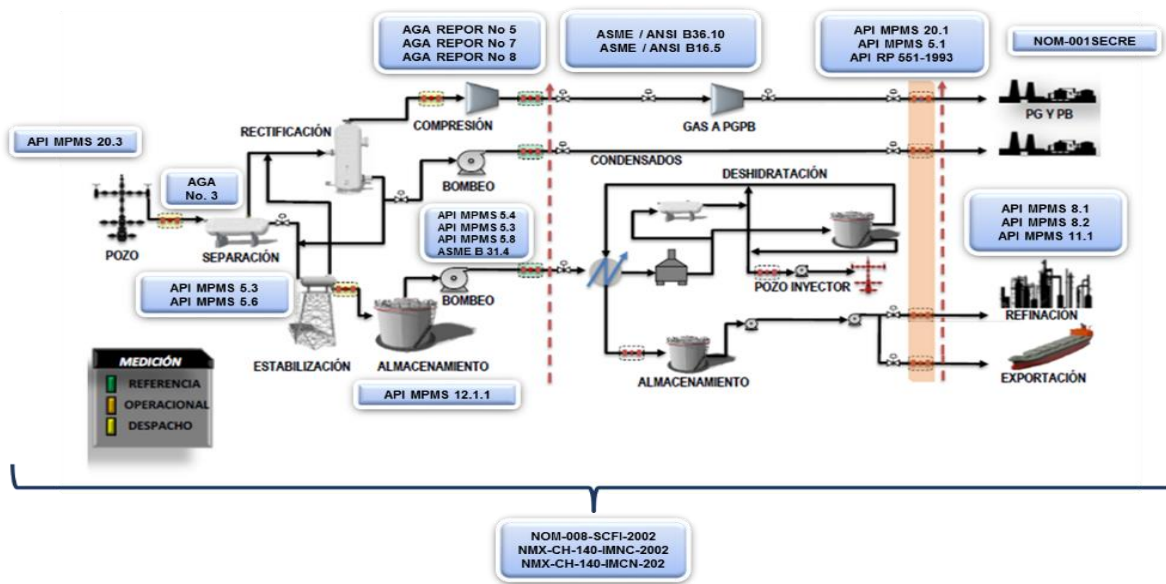


Figura 5.3 Normas y estándares generales para todo el sistema integral de producción. (CNH, 2015)

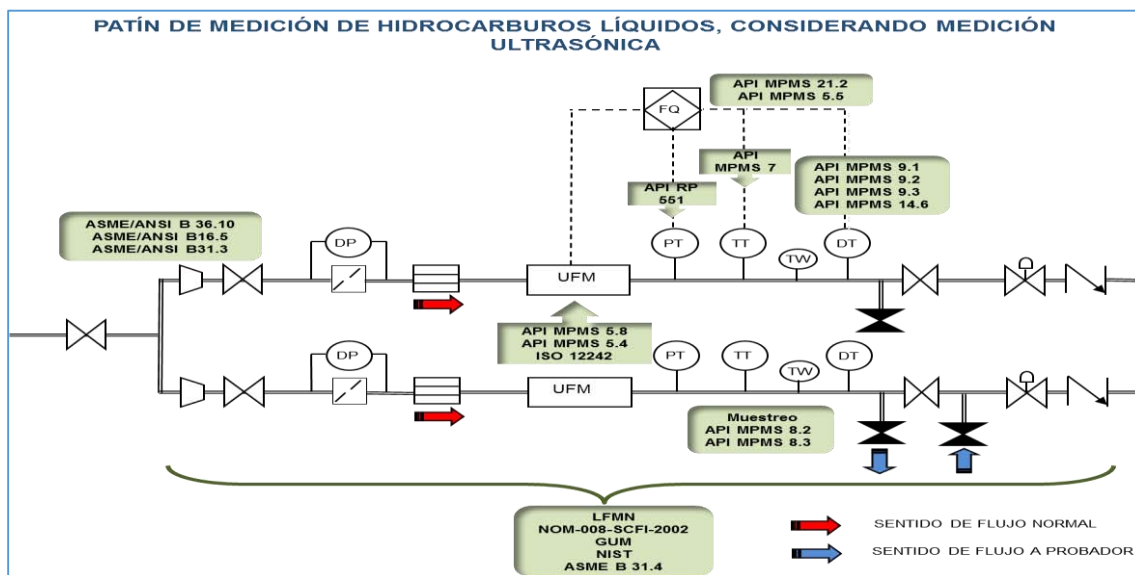


Figura 5.4 Normalización específica para instrumentación y equipo

### 5.1.2 Normas y Estándares para Hidrocarburos Líquidos

Debido a la gran cantidad de normas que pueden ser aplicables a la medición, este trabajo se enfoca más en las normas y estándares tanto para gas como para líquidos, y queda como referencia la documentación de los lineamientos técnicos de medición de hidrocarburos en su Anexo II para la consulta particular de otros

parámetros como el diseño o de transferencia de datos, así como para el cálculo y otras consideraciones como la resistencia de ciertos materiales y la seguridad en las instalaciones de medición.

En el caso de Pemex (que cuenta con normas de referencia) y de cualquier otra operadora (se rigen por los lineamientos técnicos de medición), a partir de la reforma energética y los cambios que realiza la CNH en materia de medición de hidrocarburos, para el caso de cualquier transacción comercial, venta, exportación y/o entrega de custodia, la aplicación de las normas y estándares queda en función de los Lineamientos Técnicos de Medición de Hidrocarburos, aclarando que aunque existan otras normas para la ejecución, las auditorías están marcadas por dichos lineamientos y son de carácter obligatorio para cualquier empresa operadora, logrando el objetivo de homogenizar las actividades de medición de hidrocarburos.

#### 5.1.2.1 Normas y Estándares Relacionados a la Medición Estática de Hidrocarburos

En la tabla 5.1 se muestran las normas y estándares aplicables a la medición estática de hidrocarburos, usualmente considerada como medición estática cuando el volumen de hidrocarburos se encuentra en tanques medidores o en tanques de almacenamiento, consiste en la acción de registrar y reportar la dimensión contenido en el tanque.

Tabla 5.1 Normas y estándares relacionadas a la medición estática de hidrocarburos

Norma y/o Estándar	Descripción
API MPMS 2.2A	Measurement and Calibration of Upright Cylindrical Tanks by the Manual Tank Strapping Method  Medición y calibración de tanques cilíndricos verticales por el método manual de calibración de tanques (utilizando cintas)
API MPMS 2.2D	Measurement and Calibration of Upright Cylindrical Tanks Using the Internal Electro-optical Distance

## Normas y Estándares

	Medición y calibración de tanques cilíndricos verticales utilizando el método interno Electro-óptico para la determinación de la distancia interna
API MPMS 2.7	Calibration of Gauge Tanks Calibración de tanques de medición
API MPMS 3.1B	Standard Practice for Level Measurement of Liquid Hydrocarbons in Stationary Tanks by Automatic Tank Gauging Práctica estándar para medición automática del nivel de hidrocarburos líquidos en tanques estacionarios
API MPMS 3.3	Tank Gauging: Standard Practice For Level Measurement of Liquid Hydrocarbons in Stationary Pressurized Storage Tanks by Automatic Gauging Aforo de Tanque: Práctica estándar para la Medición del Nivel Automatizado de Hidrocarburos Líquidos en tanques estacionarios de almacenamiento a presión
API MPMS 3.6	Measurement of Liquid Hydrocarbons by Hybrid Tank Measurement System Medición de Hidrocarburos Líquidos por sistemas de medición de tanques híbridos
API MPMS 7	Temperature Determination Determinación de Temperatura
API MPMS 12.1.1	Section 1: Calculation of Static Petroleum Quantities Part 1: Upright Cylindrical Tanks and Marine Vessels Sección 1: Cálculo de Cantidades estáticas de petróleo Parte 1: Tanques cilíndricos verticales y embarcaciones marinas
API MPMS 14.4	Converting Mass of Natural Gas Liquids and Vapors to Equivalent Liquid Volumes Convirtiendo masa de líquidos y vapores de gas natural a volúmenes de líquido equivalentes
API MPMS 19.1	Evaporate Loss from Fixed-Roof Tanks Pérdidas por evaporación en tanques de techo fijo
API MPMS 19.2	Evaporate Loss from Floating-Roof Tanks Pérdidas por evaporación en tanques de techo flotante

API MPMS 19.4	<p>Recommended Practice for the Specification of Evaporative Losses</p> <p>Práctica Recomendada para la especificación de pérdidas por evaporación</p>
ISO 4266-1	<p>Petroleum and liquid petroleum products Measurement of level and temperature in storage tanks by automatic methods Part 5: Measurement of level in atmospheric tanks</p> <p>Petróleo y productos líquidos derivados - Medición de nivel y temperatura en los tanques de almacenamiento por métodos automáticos - Parte 5: Medición de nivel en tanques atmosféricos</p>
ISO 4266-3	<p>Petroleum and liquid petroleum products Measurement of level and temperature in storage tanks by automatic methods Part 5: Measurement of level in pressurized storage tanks</p> <p>Petróleo y productos líquidos derivados - Medición de nivel y temperatura en los tanques de almacenamiento por métodos automáticos - Parte 5: Medición de nivel en tanques de almacenamiento a presión</p>
ISO 4266-4	<p>Petroleum and liquid petroleum products Measurement of level and temperature in storage tanks by automatic methods Part 5: Measurement of temperature in atmospheric tanks</p> <p>Petróleo y productos líquidos derivados - Medición de nivel y temperatura en los tanques de almacenamiento por métodos automáticos - Parte 5: Medición de la temperatura en los tanques atmosféricos</p>
ISO 4266-6	<p>Petroleum and liquid petroleum products Measurement of temperature and level in storage tanks by automatic methods: Measurement of temperature in pressurized storage tanks</p> <p>Petróleo y productos líquidos derivados - Medición de nivel y temperatura en los tanques de almacenamiento por métodos automáticos - Parte 5: Medición de temperatura en tanques de almacenamiento a presión</p>
ISO 4269	<p>Petroleum and liquid petroleum products - Tank calibration by liquid measurement incremental method using volumetric meters</p> <p>Petróleo y productos líquidos derivados - calibración del tanque mediante la medición de líquido - método incremental utilizando medidores volumétricos</p>
ISO 6578	<p>Refrigerated hydrocarbon liquids Static measurement Calculation procedure</p>



## Normas y Estándares

	Petróleo y productos líquidos derivados - calibración del tanque mediante la medición de líquido - método incremental utilizando medidores volumétricos
ISO 7507-1	Petroleum and liquid petroleum products Calibration of vertical cylindrical tanks Part 1: Strapping method Petróleo y productos líquidos derivados - Calibración de tanques cilíndricos verticales - Parte 1: Método de cintas
ISO 7507-2	Petroleum and liquid petroleum products Calibration of vertical cylindrical tanks - Part 2: Optical-reference-line method Petróleo y productos líquidos derivados - Calibración de tanques cilíndricos verticales - Parte 2: Método de línea óptica de referencia
ISO 7507-3	Petroleum and Liquid Petroleum Products Calibration of Vertical Cylindrical Tanks - Part 3: Optical-Triangulation Method Petróleo y productos líquidos derivados - Calibración de Tanques Verticales cilíndricos - Parte 3: Método de triangulación Óptica
ISO 7507-4	Petroleum and liquid petroleum products Calibration of vertical cylindrical tanks - Part 4: Internal electro-optical distance-ranging method Petróleo y productos líquidos derivados - Calibración de tanques cilíndricos verticales - Parte 4: Método interno electro-óptico para la determinación de la distancia
ISO 7507-5	Petroleum and liquid petroleum products Calibration of vertical cylindrical tanks Part 5: External electro-optical distance-ranging method Petróleo y productos líquidos derivados - Calibración de tanques cilíndricos verticales - Parte 5: Método externo electro-óptico para la determinación de la distancia
ISO 8022	Petroleum measurement systems Calibration Temperature corrections for use when calibrating volumetric proving tanks Sistemas de medición de Petróleo - Calibración - correcciones de temperatura para el uso al calibrar tanques probadores volumétricos
ISO 8310	Refrigerated light hydrocarbon fluids Measurement of temperatures in tanks containing liquefied gases Thermocouples and resistance thermometers

	Hidrocarburos ligeros refrigerados - Los termopares y termómetros de resistencia - La medición de la temperatura en los tanques que contengan gases liquificados
ISO 10574	Refrigerated light hydrocarbon fluids Measurement of liquid levels in tanks containing liquefied gasses Hidrocarburos ligeros refrigerados - Medición de niveles de líquidos en tanques que contienen gases liquificados
ISO 12917-1	Petroleum and liquid petroleum products Calibration of horizontal cylindrical tanks - Part 1: Manual methods Petróleo y productos líquidos derivados - Calibración de tanques cilíndricos horizontales - Parte 1: métodos manuales
ISO 12917-2	Petroleum and liquid petroleum products Calibration of horizontal cylindrical tanks Part 2: Internal electro-optical distance-ranging method Petróleo y productos líquidos derivados - Calibración de tanques cilíndricos horizontales - Parte 2: Método Electro-óptico para la determinación de la distancia interna

### 5.1.2.2 Normas y Estándares para la Medición Dinámica de Hidrocarburos

En el transporte el flujo de los fluidos a través de ductos y tuberías de manera dinámica, existen también normas y estándares aplicables para el flujo de fluidos dinámicos o en nuestro caso la medición dinámica de hidrocarburos, que regularan todo el sistema de medición, nos dará la confiabilidad y certeza que los procedimientos se están realizando de manera correcta, en la tabla 5.2 se muestran las normas y estándares correspondientes a la medición dinámica de hidrocarburos líquidos.

Tabla 5.2 Normas y estándares relacionadas a la medición dinámica de hidrocarburos

Norma y/o Estándar	Descripción
API MPMS 5.1	General Considerations for Measurement by Meters Consideraciones Generales para la Medición por medio de Medidores

## Normas y Estándares

API MPMS 5.4	Accessory Equipment for Liquid Meters Accesorios para Medidores de Líquidos
API MPMS 5.5	Fidelity and Security of Flow Measurement Pulsed-Data Transmission Systems Fidelidad y Seguridad de los sistemas de transmisión de datos de pulsos de medición de flujo
API MPMS 5.2	Measurement of Liquid Hydrocarbons by Displacement Meters Medición de Hidrocarburos líquidos por medio de medidores de Desplazamiento positivo
API MPMS 5.3	Measurement of Liquid Hydrocarbons by Turbine Meters Medición de Hidrocarburos líquidos por medio de medidores de tipo Turbina
API MPMS 5.6	Measurement of Liquid Hydrocarbons by Coriolis Meters Medición de Hidrocarburos líquidos por medio de medidores de tipo Coriolis
API MPMS 5.8	Measurement of Liquid Hydrocarbons by Ultrasonic Flowmeters Using Transit Time Technology Medición de Hidrocarburos líquidos por medidores de flujo ultrasónico utilizando la tecnología de tiempo de tránsito
API MPMS 21.2	Electronic Liquid Volume Measurement Using Positive Displacement and Turbine Meters Medición Electrónico de Volumen Líquido utilizando medidores de tipo desplazamiento positivo y medidores de turbina
API MPMS 21.2-A1	Addendum 1 to Flow Measurement Using Electronic Metering Systems, Inferred Mass Anexo 1 Medición de Flujo utilizando Sistemas de medición electrónica, de masa inferida
ISO 2714	Liquid hydrocarbons Volumetric measurement by positive displacement meter Hidrocarburos líquidos - medición volumétrica por medidor de desplazamiento positivo

ISO 2715	Liquid hydrocarbons Volumetric measurement by turbine meter Hidrocarburos líquidos - medición volumétrica por medidor de turbina
ISO 4124	Liquid Hydrocarbons - Dynamic Measurement Statistical Control of Volumetric Metering Systems Hidrocarburos líquidos - Medición Dinámica Control estadístico de los sistemas de medición volumétricos
ISO 6551	Petroleum liquids/gases - fidelity and security of dynamic measurement Petróleo Líquido/Gas - fidelidad y seguridad de la medición dinámica
ISO 10790	Measurement of fluid flow in closed conduits -- Guidance to the selection, installation and use of Coriolis meters (mass flow, density and volume flow measurements) Medición del fluido del flujo en conductos cerrados - Orientación a la selección, instalación y uso de medidores Coriolis (flujo de masa, medidas de densidad de flujo y volumen)
ISO 12242	Measurement of fluid flow in closed conduits Ultrasonic transit-time meters for liquid Medición del flujo de fluido en conductos cerrados medidores ultrasónicos líquidos de tipo tiempo de tránsito para líquidos

### 5.1.3 Normas y Estándares para la Medición Dinámica de Hidrocarburos Gaseosos

El gas es difícil de almacenar, por tal motivo, debe ser enviado o transportado inmediatamente después de ser extraído del yacimiento (Mokhatab et al, 2006), aunado a esto, y a menos que se trate de un gas seco, si no es tratado, durante el transporte el gas puede ocasionarnos varios problemas, desde la posible formación de hidratos, hasta corrosión en las tuberías, y daño en los compresores y medidores.

Por esta razón, antes de ser transportados se le deben realizar los tratamientos adecuados para posteriormente permitir el transporte de este hidrocarburo, para ello y con el fin de garantizar que una vez que se encuentre en las líneas se puedan medir los distintos parámetros para el cumplimiento de la

calidad del gas, así como el volumen en la tabla 5.3 se muestran las normas y los estándares para la medición dinámica de hidrocarburos gaseosos.

Tabla 5.3 Normas y estándares para la medición dinámica de hidrocarburos gaseosos

Norma y/o Estándar	Descripción
AGA Report No. 3	Orifice Metering of natural gas Medición del Gas Natural por Placa Orificio
AGA Report No. 5	Fuel Gas Energy Metering Medición de Energía del Gas combustible
AGA Report No. 7	Measurement of Natural Gas by Turbine Meter Medición del Gas Natural con Medidor de Turbina
AGA Report No. 8	Compressibility Factors of Natural Gas and Other Related Hydrocarbon Gases Factores de compresibilidad del Gas Natural y otros Gases Hidrocarburos relacionados
AGA Report No. 9	Measurement of Gas By Multipath Ultrasonic Meters Medición de Gas por Medidores ultrasónicos de multitrayecto
AGA Report No. 10	Speed of Sound in Natural Gas and Other Related Hydrocarbon Gases Velocidad del sonido en el Gas Natural y otros Gases hidrocarburos asociados
AGA Report No. 11	Measurement of Natural gas by Coriolis Meter Medición del Gas Natural por el medidor Coriolis
API MPMS Chapter 14.9	Measurement of Natural Gas by Coriolis Meter (AGA Report No. 11-2003) Medición del Gas Natural por el medidor Coriolis (AGA Reporte No. 11-2003)
API MPMS Chapter 14.3.1	Part 1-General Equations and Uncertainty Guidelines (ANSI/API MPMS 14.3.1-2003) (AGA Report No. 3, Part 1) (GPA 8185-90, Part 1) Medidores de Orificio Concéntrico, de borde cuadrado Parte 1 Ecuaciones Generales y Guías de Incertidumbre (ANSI/API MPMS 14.3.1-2013) (AGA Reporte No. 3, Parte 1) (GPA 8185-90, Parte 1)

API MPMS Chapter 14.3.2	<p>Concentric, Square-Edged Orifice Meters Part 2-Specification and Installation Requirements (ANSI/API MPMS 14.3.2-2000) (AGA Report No. 3, Part 2) (GPA 8185-00, Part 2)</p> <p>Medidores de orificio concéntrico, de borde cuadrado Parte 2 Especificación y Requerimientos de instalación (ANSI/API MPMS 14.3.2-2000) (AGA Report No. 3, Part 2) (GPA 8185-00, Part 2)</p>
API MPMS Chapter 21.1	<p>Electronic Gas Measurement</p> <p>Medición Electrónica del Gas</p>
Energy Institute HM 8.	<p>Density, sediment and water. Section 2: Continuous density measurement (formerly PMM Part VII, S2)</p> <p>Densidad, sedimento y agua. Sección 2: Medición continua de la densidad (anteriormente PMM Parte VII, S2)</p>
ISO 15970	<p>Natural gas Measurement of properties volumetric properties: density, temperature, pressure and compression factor</p> <p>Gas Natural - Propiedades de Medición - Propiedades Volumétricas: densidad, temperatura, presión y factor de compresión</p>
ISO 5167-2	<p>Measurement of fluid flow by means of differential devices inserted in circular cross section conduits running full part 2: Orifice plates</p> <p>Medición del flujo del fluido por medio de dispositivos diferenciales insertados en secciones de conductos de circulares operando a plena capacidad parte 2: Placas de orificio</p>
ISO 9951	<p>Measurement of Gas Flow in Closed Conduits -Turbine Meters</p> <p>Medición del flujo del gas en conductos cerrados Medidores de Turbina</p>
ISO 10790	<p>Measurement of fluid flow in closed conduits Guidance to the selection, installation and use of Coriolis meters (mass flow, density and volume flow measurements)</p> <p>Medición del flujo del fluido en conductos cerrados Guía de la selección, instalación y uso de medidores Coriolis (Medida del flujo de la masa, densidad y volumen del flujo)</p>

## Normas y Estándares

---

ISO 17089 -1	Measurement of fluid flow in closed conduits ultrasonic meters for gas part 1 meters for custody transfer and allocation measurement  Medición del flujo del fluido en conductos cerrados Medidores ultrasónicos para gas parte 1 medidores para transferencia de custodia y medición de apropiación
NMX-CH-5167-1-IMNC- 2009	Medición del flujo de fluidos por medio de dispositivos de presión diferencial insertados en la sección transversal circular en ductos llenos -Parte 1: Principios generales y requisitos
NMX-CH-5167-2-IMNC- 2010	Medición del flujo de fluidos por medio de dispositivos de presión diferencial insertados en la sección transversal circular de ductos llenos parte 2: placas de orificio.

## CAPÍTULO 6

### CUANTIFICACIÓN DE VOLUMEN

La apertura del sector energético en materia de hidrocarburos, ha propiciado que toda empresa operadora este obligada a realizar las operaciones de medición de hidrocarburos con mayor exactitud; para poder cumplir con este objetivo, en este capítulo se proponen tres métodos de balances o asignaciones de producción que servirán para determinar el volumen de los hidrocarburos producidos. Aunque estos métodos aplican a cualquier etapa de las antes mencionadas, en esta sección se descarta la etapa de producción trabajando únicamente con las etapa de distribución y comercialización, teniendo en consideración y aplicando el enfoque sistémico como herramienta para identificar, entender, mitigar riesgos y problemas potenciales que puedan afectar el funcionamiento óptimo de este sistema, asegurándonos que todos los elementos del sistema cumplan con su función y proporcionen un resultado confiable y deseado, logrando cuantificar el volumen de los hidrocarburos reduciendo la incertidumbre y tomando en cuenta los parámetros críticos que se consideran en las nuevas regulaciones y a los cambios que se proponen en la nueva reforma en el ramo de hidrocarburos.

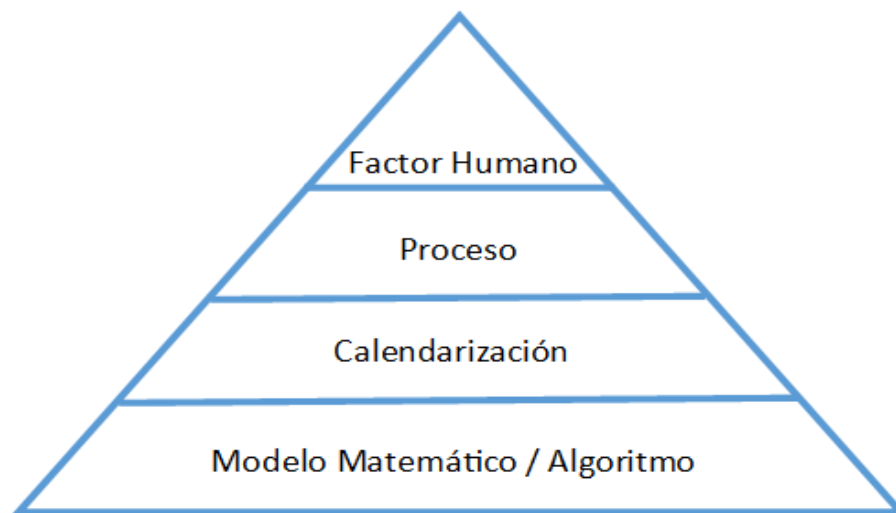
En este sentido, la cuantificación de la producción es una necesidad diaria de la industria petrolera a lo largo de todas las etapas de producción. Y dicha necesidad se hace crítica bajo diferentes escenarios como la carencia de valores confiables (equipo e instrumentación mal calibrado, procesos de tratamientos para los hidrocarburos inadecuados o faltantes, mala capacitación del personal, mala selección del método para la cuantificación de volumen, solo por mencionar algunos) en la medición de calidad del aceite, gas y agua producida e inyectada o cualquier volumen dispuesto en todos los puntos de entradas y salidas, desde los pozos hasta los puntos fiscales, ventas o exportación y entregas de custodia. En la asignación de producción de acuerdo a los diversos operadores, no solo se tiene



que tratar con información parcial de las operaciones de medición de hidrocarburos (falta de datos, pérdida de información, calibraciones fuera de tiempo, etc.) tiene que abordar el difícil problema de la variación de la incertidumbre en las mediciones (Theuveny & Mehdizadeh, 2002), en este mismo estudio se menciona que muchas veces las mediciones directas no se encuentran disponibles (en el caso de los pozos), sucede cuando se tienen diferentes operadores que comparten las instalaciones así como infraestructura correspondiente para sus operaciones.

### 6.1 Conceptos Generales

Para poder cuantificar la producción en los diferentes puntos necesitamos tomar en cuenta algunos conceptos que nos orienten a lo largo de este capítulo y tenerlos presentes para evitar confusiones, pues algunos conceptos muestran mucha similitud entre sí; y se propone abordarlos de acuerdo a la figura 6.1, en la cual se plantea una estructura jerárquica y en donde además también es dependiente del enfoque sistémico, por lo que dichos conceptos estarán ordenados de esta forma.



*Figura 6.1 Elementos del Subsistema Cuantificación de Volumen*

De acuerdo a la figura anterior, cada uno de estos elementos se considera importante, en conjunto proporcionan respuestas que puede ser satisfactorias pero que dependerán de cómo se ejecuten de manera independiente. Se espera que al

final se tenga el volumen de hidrocarburos deseado, que cumpla con la calidad establecida para obtener los ingresos correspondientes, que desde que los fluidos son conducidos desde el pozo pasando por los procesos correspondientes, hasta llegar a los puntos de venta o entrega de custodia y durante el manejo de los mismos cumplan con cada uno de los procesos y no tengan ningún problema en las operaciones, que los instrumentos de medición se encuentren debidamente calibrados, que la infraestructura por la cual se transporta y acondiciona el hidrocarburo sea la adecuada, además que durante las operaciones el personal encargado se encuentre capacitado para operar y validar, y así obtener resultados apegados a las regulaciones con la incertidumbre esperada, de tal manera que en conjunto se tenga una respuesta esperada por la compañía operadora y al final se traduzca en ganancias.

A continuación se describe cada uno de los subelementos del elemento de cuantificación de volumen que desde el punto de vista del enfoque sistémico es riguroso que todos ellos por si solos cumplan su objetivo particular y que a su vez, operen en conjunto para lograr una cuantificación adecuada.

A manera de ejemplificar qué pasa si durante el transporte de aceite, se tienen la instrumentación adecuada para esta corriente, los procesos de tratamiento se realizaron apropiadamente y cumpliendo con los parámetros de calidad que rigen al aceite para el intercambio comercial, además el operador se encuentra debidamente capacitado para las operaciones de medición, pero el equipo utilizado para medir el flujo de aceite falla debido a la falta de calibración del mismo, aunque todo se encuentre funcionando bien, con un solo elemento que falle afecta a todo el sistema por lo que no se tendrá lo que se espera; por otro lado, si ahora todo es correcto con excepción de la ejecución del proceso de prorrateo que realiza el personal de manera manual, se puede incurrir en errores ya sea de transcripción a formatos digitales, puede no existir un proceso de calidad de la información antes de ejecutar los procesos de prorrateo o por los altos volúmenes de información con poco tiempo y poco personal para realizar los reportes diarios y como peor escenario que el personal desconozca el método para la cuantificación de volumen, las

consecuencias de este ejemplo hipotético será que los datos del reporte serán incorrectos, cosas que tendrían graves consecuencias en el intercambio comercial, ya que se puede estar otorgando valor excedente en volumen de hidrocarburos, teniendo pérdidas económicas por malas prácticas en la aplicación del método de cuantificación adecuado.

Otro ejemplo que va ligado con el personal, es la rotación que existen durante las operaciones, la falta de coordinación entre cada relevo, refiriéndome a coordinación a que el personal que rote conozca adecuadamente las operaciones del punto en el que se encuentran, evitando que se produzcan errores por desconocer las operaciones así como los métodos adecuados a utilizar.

Algo que es necesario mencionar es la calendarización, en este caso podemos decir que la calendarización se encuentra marcada en la etapa uno (producción) debido al programa de toma de aforos a los pozos, para el caso de las siguientes etapas, la calendarización la podremos observar también en la verificación del programa de bombeo o compresión y en el registro de las mediciones proporcionadas por los equipos.

### **CONCEPTO DE MODELO MATEMÁTICO/ALGORITMO**

**Balance:** Conjunto de operaciones matemáticas para determinar la resultante de confrontar, en modo de masa o volumen y calidad a condiciones de referencia; las entradas, salidas y acumulaciones, de los hidrocarburos, agua, nitrógeno u otros no hidrocarburos en un sistema determinado. En el cálculo de la resultante debe incorporarse la Incertidumbre de Medida de cada uno de los sistemas de medición involucrados.

### **CONCEPTOS MEDICIONES**

**Medición Fiscal de Hidrocarburos:** Resultado de la medición de volumen y calidad de hidrocarburos obtenida en el punto de medición, se utiliza para definir de manera oficial la cantidad de producto transferido como resultado de una operación de compra venta, estos valores oficiales de cantidades transferidas son utilizados para medir la eficiencia de un proceso y para definir el monto de los impuestos

correspondientes por producción, comercialización y generación de utilidades de un proceso o actividad en específico.

**Medición Operacional:** Cuantificación del volumen o masa y determinación de la calidad de los hidrocarburos durante los procesos operativos de Producción que se realizan en campo sin propósitos de Transferencia.

**Medición de Referencia:** Cuantificación del volumen o masa y determinación de la calidad de los hidrocarburos que es comparada y utilizada con datos procedentes de otros sistemas de medición con menor incertidumbre de medida, cuya finalidad es establecer los principios de cómo determinar los valores producidos.

**Medición de Transferencia:** Cuantificación del volumen o masa y determinación de la calidad de los hidrocarburos que se realiza en el punto donde el operador petrolero entrega los hidrocarburos a un tercero, inclusive a otro operador petrolero o se integran al sistema de transporte o de almacenamiento, según corresponda, así como entre éstos y el punto de medición, en su caso.

En muchas ocasiones para poder realizar la asignación de producción, depende del valor del producto, la participación de los operadores en un campo, y regímenes fiscales además de ciertas características como las siguientes:

- Volumen producido de aceite y gas (a condiciones estándar)
- Volumen producido de agua (a condiciones estándar)
- El balance de volumen producido neto de gas inyectado
- Flujo másico de hidrocarburos, o de las fases individuales
- Asignación por componente (C<sub>1</sub>, C<sub>2</sub>, C<sub>3</sub>, C<sub>4</sub>+etc...)
- Flujo volumétrico (a condiciones de yacimiento)
- Flujos molares

Uno deberá tener en cuenta que existe una tendencia a las asignaciones de cantidades conservadoras como la fracción mol y el gasto másico, aunque en la transferencia de custodia, el flujo másico entre las fases tienen que ser tomados en cuenta (Theuveny & Mehdizadeh, 2002).

## CONCEPTOS DE PROCESOS

**Asignación, distribución o reparto:** (Allocation) la asignación se define como el proceso de hacer coincidir las mediciones volumétricas o medición de producción másica a lo largo de cada una de las etapas de la cadena de producción. Esta repartición no es nada más que un balance de materia de un sistema “cerrado” con múltiples entradas y salidas de corrientes.

**Asignación de ventas:** (Sales allocation) se asigna un volumen o flujo másico vendido en los de transferencia de custodia, baterías o pozos, el total de volumen asignado en esos puntos es igual al volumen o flujo másico vendido. Para fines contables de producción.

**Asignación Pera/Campo/Plataforma:** (Pad/Field/Platform allocation) en esta aplicación la producción de varias peras (campos o plataformas) se mezclan y el total del flujo másico se mide. El desafío es conciliar la producción total proveniente de todos los campos.

**Asignación de pozos:** (Well allocation también referido como asignación de producción en pozos) en este caso la producción de varios pozos se mezclan en un cabezal de producción. Para asignar toda la producción de los pozos, incluyendo pérdidas por quema, venteo o combustible. El total de los volúmenes asignados a los pozos para una asignación de producción es la suma de las ventas y las pérdidas por quema y venteo.

**Asignación hacia atrás:** (Backallocation) proceso de asignación de los volúmenes de producción en cada nodo de una red de producción hacia atrás, desde los puntos de ventas o transferencia de custodia hacia ductos y baterías de separación hasta llegar a los pozos o yacimiento.

Muchas veces las reasignaciones pueden ser un problema por posibles consecuencias fiscales, discusiones en las operaciones de transferencia de custodia ya que por la participación de diversos operadores el no cumplir con lo demandado tiene un impacto financiero a largo plazo en todos los proyectos.










**Empacamiento:** Cantidad de gas contenida en una longitud dada de tubería, en un estudio (de Nevers & Day, 1983) se menciona que en sistemas de transporte de gas natural usan el aumento y la disminución del inventario de gas almacenado como un método para almacenar con demandas variables en el tiempo. En la terminología de ductos, el aumento en el inventario (y por tanto la presión) se le conoce como empacamiento (line packing en inglés).

**Merms:** Cualquier disminución del volumen de hidrocarburos que resulte por las propiedades del mismo en las condiciones de almacenamiento, mezclas o transporte a las que es sometido.

## 6.2 Métodos para Cuantificaron de Volumen

Como se ha mencionado anteriormente en este capítulo se describirán tres métodos para la cuantificación de volumen enfocados en la etapa de distribución y comercialización, los cuales son: el modelo volumétrico; también conocido como prorrateo de producción o asignación de producción; en seguida se tendrá el modelo de simulación de flujo multifásico en estado estacionario, y por último el modelo de simulación integral con fluido composicional, cada uno de los modelos que aquí se muestran demostraran la forma en la que se obtienen los volúmenes, el cual es uno de los objetivos de este capítulo así como la comparación entre cada uno de ellos; en la tabla 6.1 se muestra la aplicabilidad de cada uno de los modelos en las diferentes etapas así como las etapas en donde este trabajo de tesis hace más énfasis.

Tabla 6.1 Aplicabilidad de los modelos de Cuantificación de Volumen

	Etapa 1 Producción	Etapa 2 Distribución	Etapa 3 Comercialización
Modelo Volumétrico			
Modelo de Simulación de Flujo Multifásico en Estado Estacionario			
Modelo de Simulación Integral con Fluido Composicional			

Las imágenes dentro de los recuadros representan la infraestructura correspondiente a cada etapa así como los modelos que aplican respectivamente (pozos, baterías, ductos, estaciones de bombeo o compresión, etc.)

### 6.2.1 Modelo Volumétrico

El modelo volumétrico mejor conocido como prorrateo de producción es una técnica que se utiliza comúnmente para asignar la producción volumétrica de hidrocarburos para cualquier punto de venta en el que se disponga la utilización de este método (pozos, baterías, tanques de almacenamiento ductos, etc., por mencionar algunos), en este caso solo se consideraron las etapas de distribución y comercialización (de baterías hasta los puntos de ventas, exportación o entrega de custodia) aunque se mencionaran algunos ejemplos de la primera etapa.

Comúnmente se puede definir al prorrateo de producción como el reparto de una cantidad entre varios organismos u operadoras, esto desde el punto de vista de la industria petrolera y de acuerdo a la nueva reforma en materia del petróleo, de acuerdo a la producción de hidrocarburos que le corresponda a cada uno. El prorrateo, por lo tanto, es la distribución proporcional de algo en numerosas partes. Para realizar la cuantificación de volumen con este método se usara la plataforma tecnológica de manejo de producción de Schlumberger conocida como AvocetVM® (Avocet Volume Manager) con el cual se propone un caso base para ejemplificar algunas operaciones de prorrateo de producción de hidrocarburos y así obtener los balances para este modelo.

### **6.2.1.1 Procedimiento de Cálculo del Modelo Volumétrico**

En el caso del modelo volumétrico, el procedimiento es relativamente sencillo, primeramente, la asignación de producción parte de lo que se denomina balance de materia en donde todo lo que entra al sistema debe de ser igual a lo que sale de este; al obtener los resultados, se practica la asignación hacia atrás lo que en ingles se conoce como Backallocation, bajo esta consideración en la cuantificación de volumen se espera que todo volumen dispuesto desde los activos hasta el punto de venta sea el reportado y debidamente remunerado, el backallocation es una forma de rectificar y asignar el correspondiente volumen obtenido en el punto de venta y hacer la distribución a cada punto que haya aportado un volumen al sistema. Cuando por diferentes motivos (mermas o empacamientos en los ductos, equipo mal calibrado, etc.) lo reportado no es igual a lo que es enviado, es necesario obtener un factor de corrección para posteriormente aplicar el backallocation y así ajustar el volumen a lo largo de cada nodo o punto de interés en donde se haya dispuesto el hidrocarburo, con esto obtenemos como referencia el volumen esperado, el ajustado con método de backallocation y las diferencias para cada uno de estos puntos.

A continuación se muestra el procedimiento del modelo volumétrico o prorrateo de producción. En la figura 6.2 se muestra el método volumétrico o prorrateo de producción considerado como ideal.

Este procedimiento es aplicado a un ejemplo práctico, basados en los cambios que se aplicaron a la reforma energética en el ramo del petróleo, con respecto a la participación de diferentes empresas operadoras que licitaron bloques de producción y extracción, las cuales resultaron ganadoras. Estas compañías compartirán infraestructura existente perteneciente al área de logística de Pemex, la cual en conjunto con cada operadora deberán garantizar la justa repartición de acuerdo a la producción correspondiente de cada una de ellas.

A manera de describir este ejemplo práctico se considera lo siguiente: Se tienen cuatro estaciones de bombeo que pertenecen a cuatro operadores distintos,



## Cuantificación de Volumen

los operadores conocen los volúmenes de lo que procederán a enviar hasta una estación de recolección con un medidor para transferencia de custodia (debidamente calibrado y auditado) que determina el volumen final de los operadores, en este caso se cumple con lo que se espera que todo lo dispuesto será igual a la suma de todos los volúmenes en la salida.

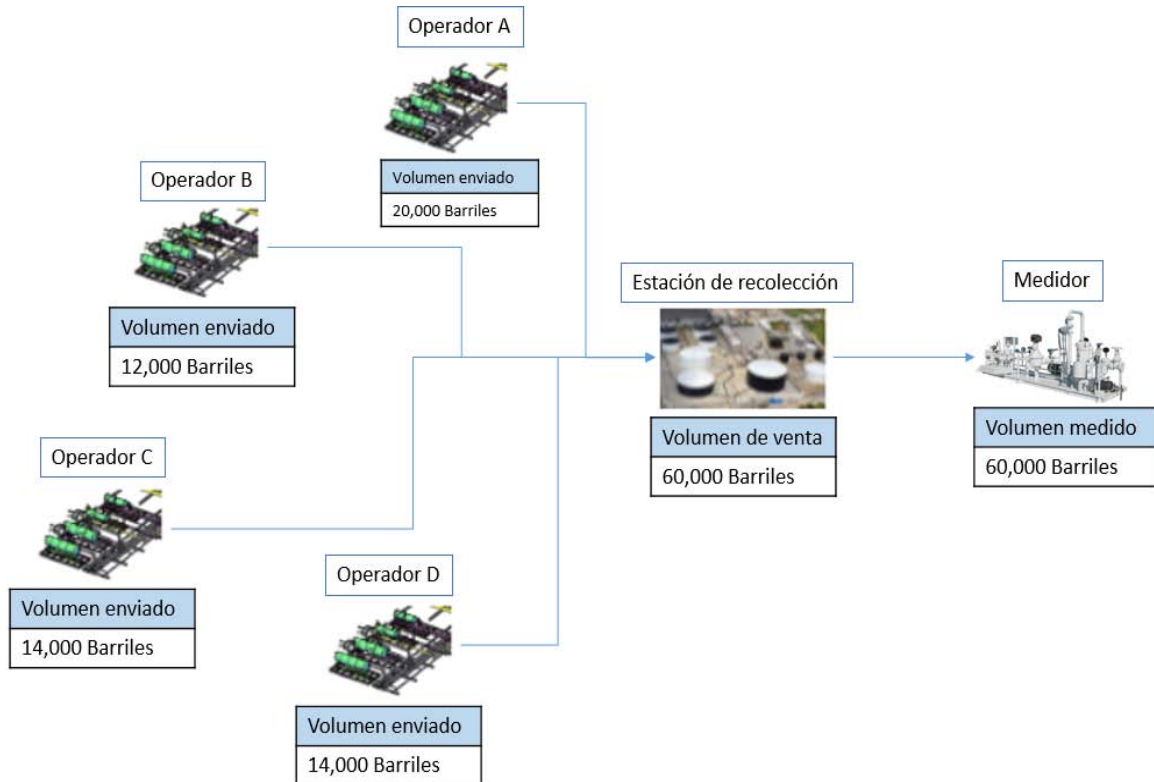


Figura 6.2 Balance volumétrico ideal de aceite

En figura anterior se muestra el balance volumétrico se considera ideal durante las operaciones, el método considera que:

$$\sum \text{entradas} = \text{salida}$$

$$O_A + O_B + O_C + O_D = \text{Estación de recolección}$$

$$20,000 \text{ Bls} + 12,000 \text{ Bls} + 14,000 \text{ Bls} + 14,000 \text{ Bls} = 60,000 \text{ Bls}$$

En el caso anterior, el volumen reportado en la terminal de recolección coincide con la sumatoria de los volúmenes de cada entrada, por lo que el balance se cumple y la asignación es igual con respecto a las entradas. Por otro lado, en la figura 6.3 se muestra el caso de un balance volumétrico cuando lo reportado no coincide con el volumen que es enviado, se obtiene el factor de corrección y se realiza el asignación para hacer el ajuste correspondiente de los volúmenes, se proporciona el volumen medido, el ajustado y la diferencia.

Para este caso se realiza el método de backallocation para obtener el factor y el volumen de ajuste, de modo que pasa obtener los siguientes volúmenes tenemos que:

$$\text{entradas} \neq \text{salidas}$$

$$60,000 \text{ Bls} = 54,000 \text{ Bls}$$

Para obtener el factor de ajuste procedemos de la siguiente manera:

$$FA = \frac{\text{salidas}}{\text{entradas}}$$

$$FA = \frac{54000}{60000} = 0.9$$

El factor de ajuste, se aplica a todas las fuentes de entrada, y se obtienen los volúmenes ajustados correspondientes:

$$\text{Operador A} = 20,000 \times 0.9 = 18,000 \text{ Bls}$$

$$\text{Operador B} = 12,000 \times 0.9 = 10,800 \text{ Bls}$$

$$\text{Operador C} = 14,000 \times 0.9 = 12,600 \text{ Bls}$$

$$\text{Operador D} = 14,000 \times 0.9 = 12,600 \text{ Bls}$$

De esta manera la suma de las entradas corresponde a lo reportado en la medición y se obtienen tanto los volúmenes ajustados como las diferencias volumétricas:

$$18,000 \text{ Bls} + 10,800 \text{ Bls} + 12,600 \text{ Bls} + 12,600 \text{ Bls} = 54,000 \text{ Bls}$$

## Cuantificación de Volumen

$$20,000 \text{ Bls} - 18,000 \text{ Bls} = 2,000 \text{ Bls}$$

$$12,000 \text{ Bls} - 10,800 \text{ Bls} = 1,200 \text{ Bls}$$

$$14,000 \text{ Bls} - 12,600 \text{ Bls} = 2,000 \text{ Bls}$$

$$14,000 \text{ Bls} - 12,600 \text{ Bls} = 2,000 \text{ Bls}$$

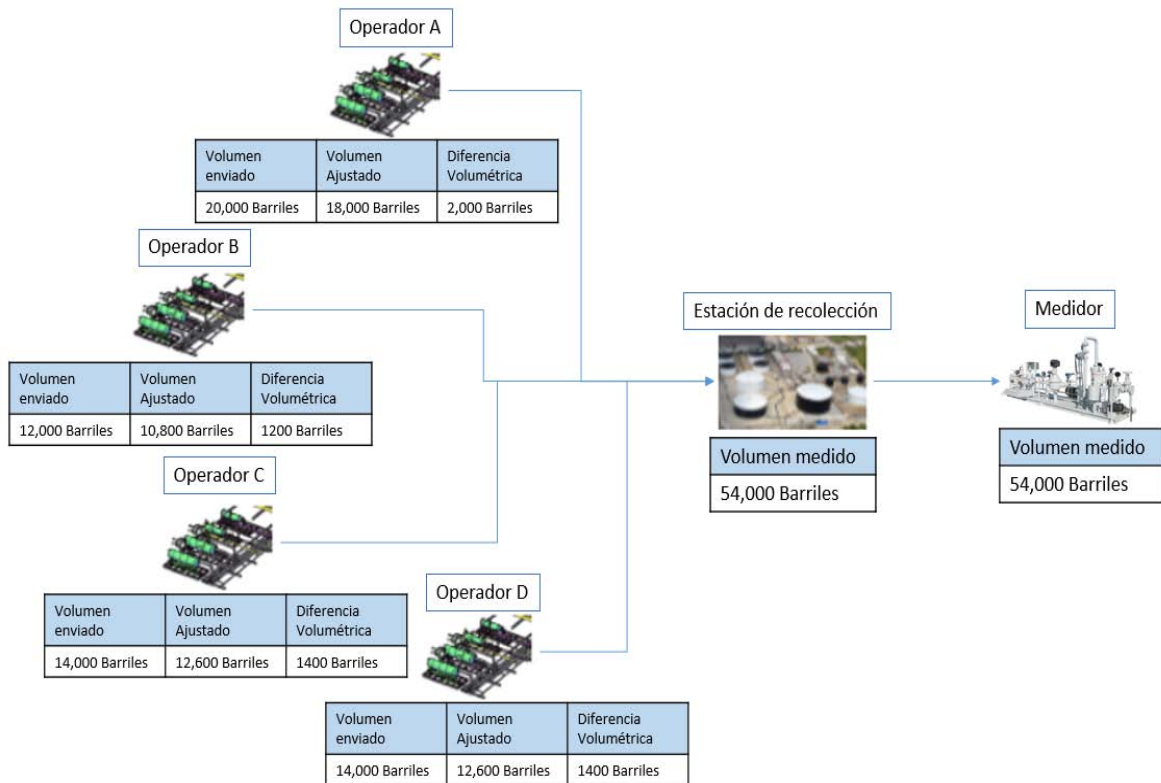


Figura 6.3 Balance volumétrico de aceite con ajuste por factor de asignación

En el modelo mostrado anteriormente, el factor de asignación que se aplicó de 0.9 es únicamente demostrativo y asume que en este caso todos los operadores absorben las diferencias por igual. Sin embargo en un caso real se tendrán que hacer las consideraciones y revisiones necesarias a fin de garantizar la justa distribución de los hidrocarburos. Será más complicado en aquellos casos donde se carezca de medición o se tengan múltiples entradas en instalaciones compartidas y se deberá tener en cuenta también el estado de los medidores, su calibración y los fenómenos como pérdidas por evaporación o empacamiento en ductos, etc.

### 6.2.1.3 Ejemplo de aplicación

Con el ejemplo anterior, observamos que se puede presentar un caso ideal, en donde las consideraciones para esto sean por ejemplo: que el fluido se encuentre separado y estabilizado (sin agua y sin gas), que el medidor sea el adecuado para ese tipo de fluido, en este caso es aceite; que además se encuentre debidamente calibrado, y que tanto los operadores, como el personal que realiza el seguimiento de los datos (la captura) se encuentren debidamente capacitados para realizar sus labores, para que el sistema opere de la mejor manera posible. Con plataforma tecnológica AvocetVM® de la empresa Schlumberger, se realizaron algunas consideraciones para simular este caso en esta plataforma, para lo cual en la figura 6.4 se observa el cálculo de los balances, así como de los ajustes (backallocation) que realiza en la corrida en un día de operaciones, se muestra que tanto los valores estimados como los ajustados son iguales, esto quiere decir que el factor de ajuste es 1, por tal motivo el balance se cumple (obtener un ajuste ideal requiere de las consideraciones mencionadas anteriormente).

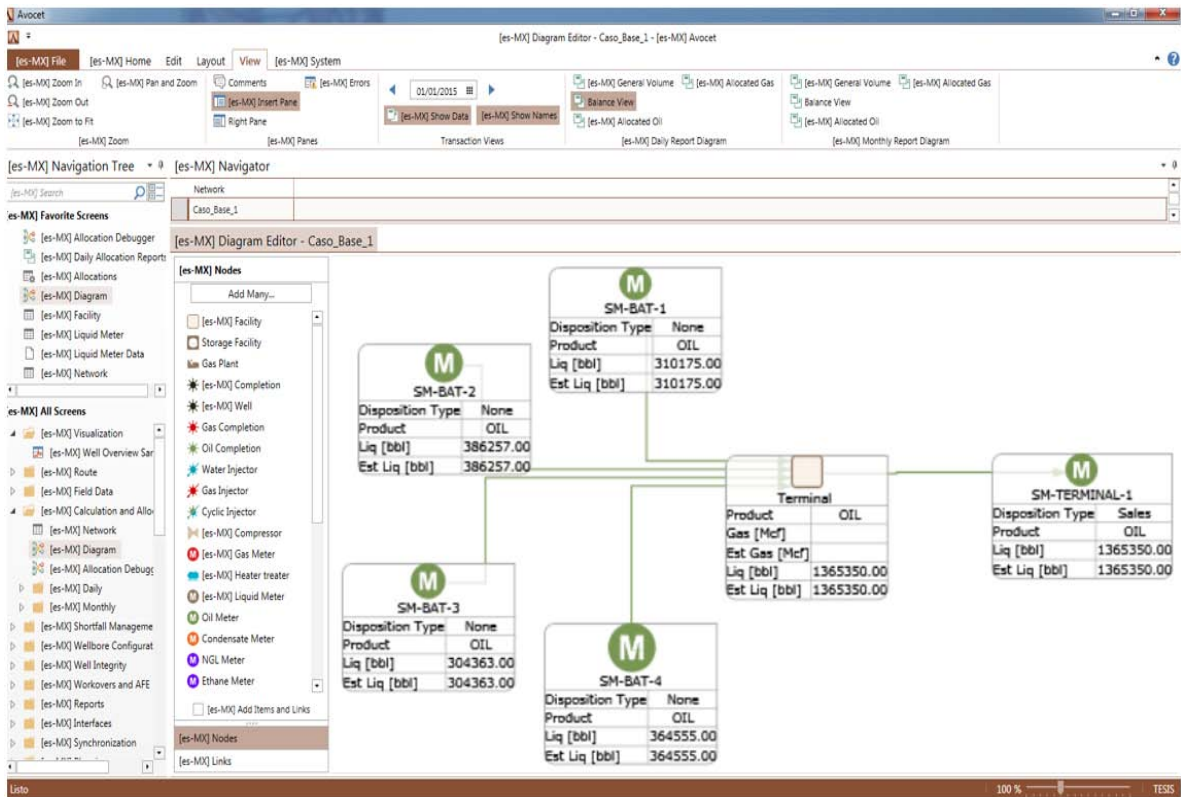


Figura 6.4 Balance ideal realizado con AvocetVM®

En la figura anterior se muestra una pantalla de la interfaz de la tecnología AvocetVM®; el panel central representa una red física que corresponde al ejemplo que se describió anteriormente, donde a través de algunos procesos se calcula el balance o prorrateo de producción de una manera automatizada y permite analizar grandes volúmenes de cálculos y ser almacenados automáticamente, una vez realizados los cálculos se pueden generar reportes de diversos tipos y en general se contaría con un sistema estandarizado, auditable y con resultados más confiables.

### **6.2.2 Modelo de Simulación de Flujo Multifásico en Estado**

#### **Estacionario**

En éste trabajo, se le llamara modelo de flujo multifásico, por la razón que se utiliza un simulador de flujo para realizar el cálculo de la producción y con ello el balance. El uso de esta tecnología será para mostrar la aplicación en la obtención de los volúmenes; aunque esta tecnología es utilizada para corrientes de hidrocarburos multifásicos, también puede realizar simulaciones para corrientes monofásicas; debido a que esta tesis se enfoca en las dos últimas etapas se consideró que las corrientes de hidrocarburos (gas y aceite) se encuentran separadas y estabilizadas, esto quiere decir que en el caso del aceite se encuentra libre de agua congénita y gas, así mismo lo correspondiente para el flujo de gas, por lo que la simulación será de manera monofásica considerando un solo fluido.

Para la cuantificación de volumen con este modelo, la tecnológica de simulación que se utilizó fue Pipesim® de la empresa Schlumberger, en el cual también se propone un caso base para cada corriente de hidrocarburo, y con esto a partir de variables como la presión, y la temperatura, se pueda estimar un volumen de flujo y con esto obtener los balances correspondientes.

#### **6.2.2.1 Procedimiento de Cálculo de Flujo**

Existen algunas ecuaciones que relacionan el flujo tanto de aceite como de gas, con algunas propiedades tales como: el diámetro de la tubería y su longitud,

las presiones aguas arriba y aguas abajo y el factor de fricción, el factor de eficiencia de las líneas, etc., y la mayoría de estas ecuaciones se basan en la ecuación de Bernoulli, la ecuación de Continuidad (para el aceite); y la ecuación General de Flujo para el gas.

Las ecuaciones que el simulador de flujo multifásico Pipesim® utiliza para realizar los cálculos correspondientes y obtener el gasto para un flujo de gas son las siguientes:

- Moody
- AGA
- Panhandle A
- Panhandle B
- Hazen – Williams
- Weymouth

Dada la cantidad de variables y parámetros que representan cada una de las anteriores ecuaciones y que además el procedimiento de cálculo de algunas de ellas es iterativo, solo se consideró incluir en este trabajo las que se aplicaron en los ejercicios prácticos (ver apéndice A) el resto de dichas ecuaciones se pueden consultar algunos ejemplos de cálculos así como las distintas consideraciones para el uso de las mismas en (Garaicochea, 1983; Menon, 2005).

#### **6.2.2.2 Ejemplo Práctico de Calibración de Modelo**

Para ejemplificar lo antes descrito se incluye este caso con el objetivo de calcular el gasto de gas para diferentes ecuaciones, los datos de entrada se muestran en la tabla 6.2, así como los resultados en la tabla 6.3. Para el cálculo del gasto; es importante mencionar que el cálculo del factor de fricción por Moody es válido tanto para aceite como para gas. Así mismo en la figura 6.5 se muestra la gráfica de comparación como parte de la calibración del modelo en donde se observa una serie de líneas casi sobre puestas que representan las cinco diferentes ecuaciones, esto debido a que las caídas de presión de las diferentes ecuaciones

## Cuantificación de Volumen

se encuentran muy cercanas, es por eso que además en la figura 6.6 se muestra la gráfica de comparación haciendo un zoom para determinar el rango de variación.

Tabla 6.2 Tabla de Datos del Ducto

Diámetro de ducto	20 [in]
Longitud de ducto	30 [km]
Temperatura promedio	24 °C - 75.2°F
Temperatura de entrada	26 °C - 78.8°F
Temperatura de salida	23.8°C - 75 °F
Presión de entrada	500 [psia]
Presión de salida	440 [psia]
Gravedad específica	0.643568
Factor de compresibilidad	0.9968015

Tabla 6.3 Resultados de la calibración del modelo

Ducto_B1	AGA	Panhandle A	Panhandle B	Hazen	Weymouth
Gasto Volumétrico de Gas [MMscf/d]	130.382	151.679	152.064	128.464	123.528

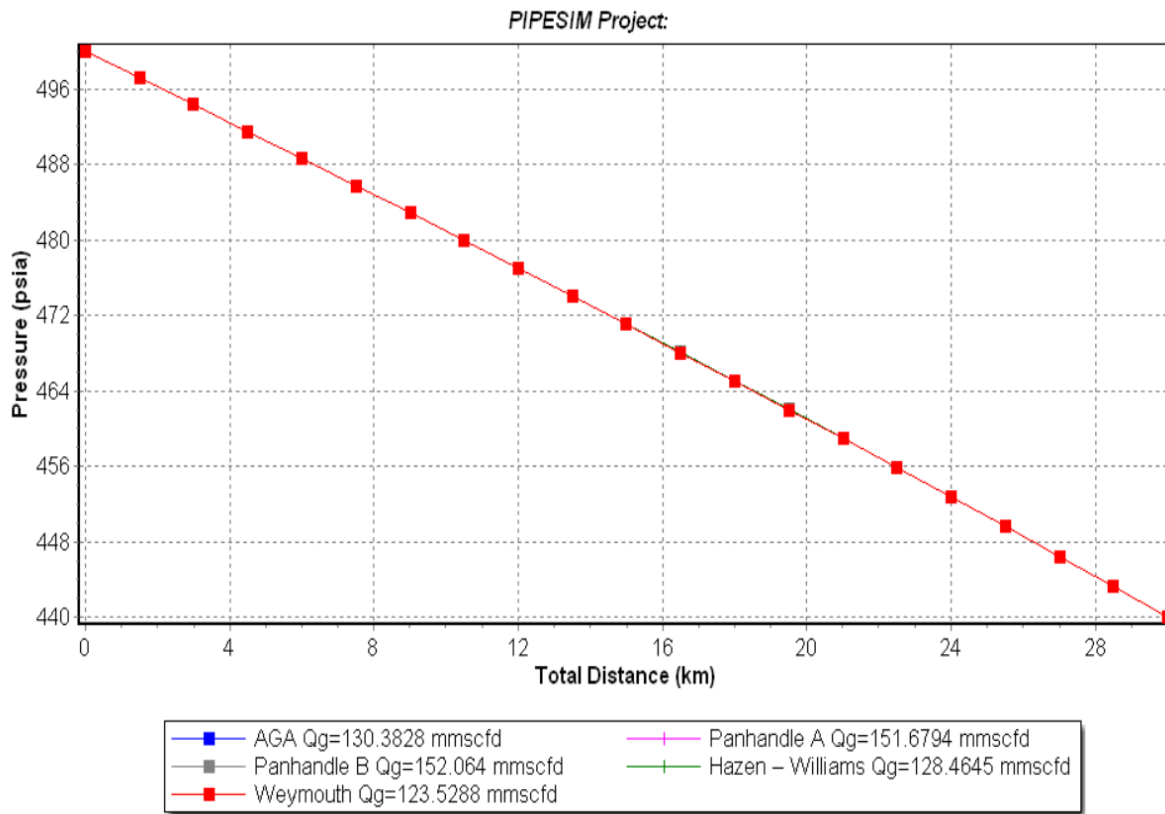


Figura 6.5 Calibración de modelo en base a las cinco ecuaciones para el flujo de gas

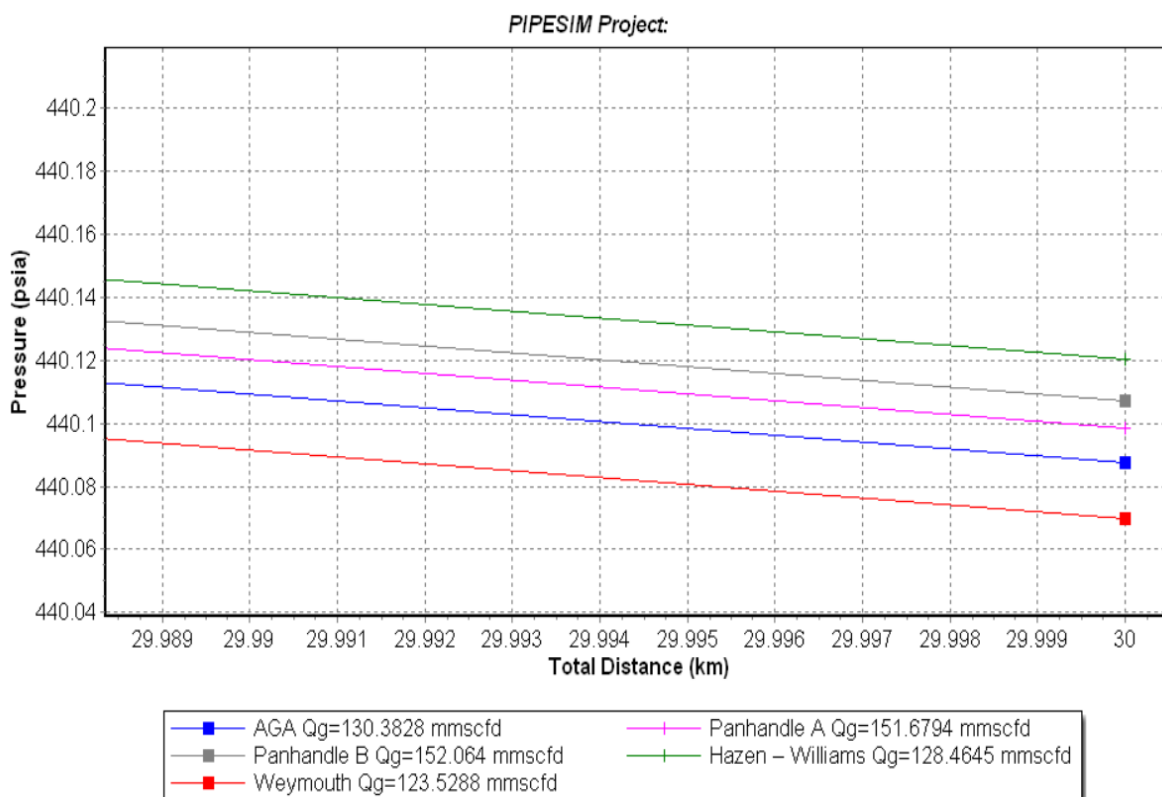


Figura 6.6 Ampliación del modelo de calibración

En las tablas anteriores se observan los gastos que fueron calculados utilizando las diversas ecuaciones de flujo a través del simulador de flujo multifásico Pipesim®. Existen algunas diferencias entre cada una de las ecuaciones, y algunas consideran la eficiencia del ducto, factor de arrastre para el caso de AGA y otros utilizan un diámetro interno y valores de rugosidad. Es por esto que algunas ecuaciones predicen caudales más altos para las mismas presiones. La ecuación que más se ajusta en este ejemplo en particular es la de Panhandle B (Garaicochea, 1983), asumiendo que se apega a las mediciones obtenidas, además que, Panhandle B se recomienda para grandes longitudes de tubería. Lo que se observó es que las que variaban menos fueron Panhandle A y Panhandle B, por lo tanto para la simulación del ejemplo práctico que se describirá a continuación, la ecuación que se decidió aplicar para este ejemplo fue la de Panhandle B. Lo anterior se incluyó solo para demostrar el proceso de calibración, ya que siempre que se vayan a utilizar modelos de simulación para realizar cálculos y pronósticos a diferentes



condiciones es necesario asegurarse que se tienen que calibrar los modelos, utilizando la ecuación apropiada. El ejercicio anterior es meramente demostrativo, sin embargo, para la calibración de los modelos ya en un caso real siempre se contarán con mediciones que puedan servir como puntos de comparación y calibración en los modelos de simulación, para asegurar que los pronósticos o cálculos de gasto que se realicen sean lo más certeros posibles.

### **6.2.2.3 Ejemplo Práctico Para el Cálculo de Gastos**

Como se mostró en el ejemplo anterior donde nos aseguramos que calibrar apropiadamente los modelos, es muy importante para dar confiabilidad en los resultados y se tiene que realizar previamente antes de cualquier cálculo o pronóstico de dicho modelo. El siguiente ejemplo tiene el objetivo de calcular los gastos de gas a diferentes condiciones y parte del supuesto de ser un modelo previamente calibrado y que la ecuación de Panhandle B fue la que mejor resultados mostro. Para demostrar dicho ejemplo, se plantean los siguientes casos para cada corriente (gas y aceite) y se resuelven mediante el simulador de flujo multifásico Pipesim<sup>®</sup>, obteniendo los gastos correspondientes.

Se tiene una red con 4 fuentes considerándose estas como baterías de separación (para el caso de aceite) y estaciones de compresión (para el caso de gas) que disponen el hidrocarburo hasta una terminal de recolección simulando un punto de entrega y custodia. A continuación se tiene el caso para aceite con una gravedad API de 30 y sin contenido de agua ni gas, así como los resultados obtenidos.

Se asumen cuatro baterías de separación, en las dos primeras baterías no se cuenta con mediciones volumétricas y la variable que ayudara a determinar el gasto en esos puntos es la presión; por otro lado, las otras dos baterías cuentan con algún medidor de flujo que nos proporciona la información de volumen en esos puntos, se conocen todos los diámetros y longitudes del ducto, a través del simulador de flujo multifásico Pipesim<sup>®</sup>, se escoge el tipo de simulación que se realizará, que para este ejemplo en particular se consideró la definición del fluido

como aceite negro (black oil) la cual requiere variables como: gravedad específica del gas, relación gas aceite, gravedad específica del agua, corte de agua y grados API; como se muestra en la figura 6.7.

Posteriormente, se crea la red y se le asignan las propiedades del aceite, así como los datos que son importantes para realizar el cálculo los cuales son: la presión y la temperatura, el tiempo considerado para efectuar las corridas de simulación fue de 30 días, variando en cada punto de entrada las presiones (para la batería uno y dos) y gastos másicos (en la batería 3 y 4) siendo estos diferentes a lo largo todos los días simulados; estos gastos y presiones fueron ingresados al modelo de simulación emulando las operaciones de medición, obteniendo los volúmenes o gastos de cada día de simulación.

Stock Tank Properties		
WCut	0	%
GOR	0	scf/STB
Gas S.G.	0.64	
Water S.G.	1.02	
API	30	

Figura 6.7 Propiedades del aceite para la simulación considerando el modelo de fluido de aceite negro

Se considera que en las entradas se tienen equipo e instrumentación en tiempo real, lo que ayuda a proporcionar los datos para realizar la simulación, en la figura 6.8 se observa que la red cuenta con tres operadores, de los cuales la batería uno y dos pertenecen al operador A, la batería 3 al operador B y la batería 4 al operador C, los dos primeros operadores inyectan su volumen a un ducto troncal para que posteriormente el ultimo operador inyecte su volumen a este ducto y así los tres operadores se encuentren compartiendo la misma infraestructura hasta la terminal, con esto el simulador proporciona los resultados obtenidos en las baterías así como en cada nodo y en la terminal de recolección o punto de entrega de custodia. Cabe resaltar, que el software proporciona como resultado el gasto másico

y el gasto volumétrico de cada nodo de interés respectivamente. En las siguientes tablas 6.4 y la tabla 6.5 se muestran tanto los datos de toda la red así como los resultados obtenidos en el caso de la corriente de aceite.

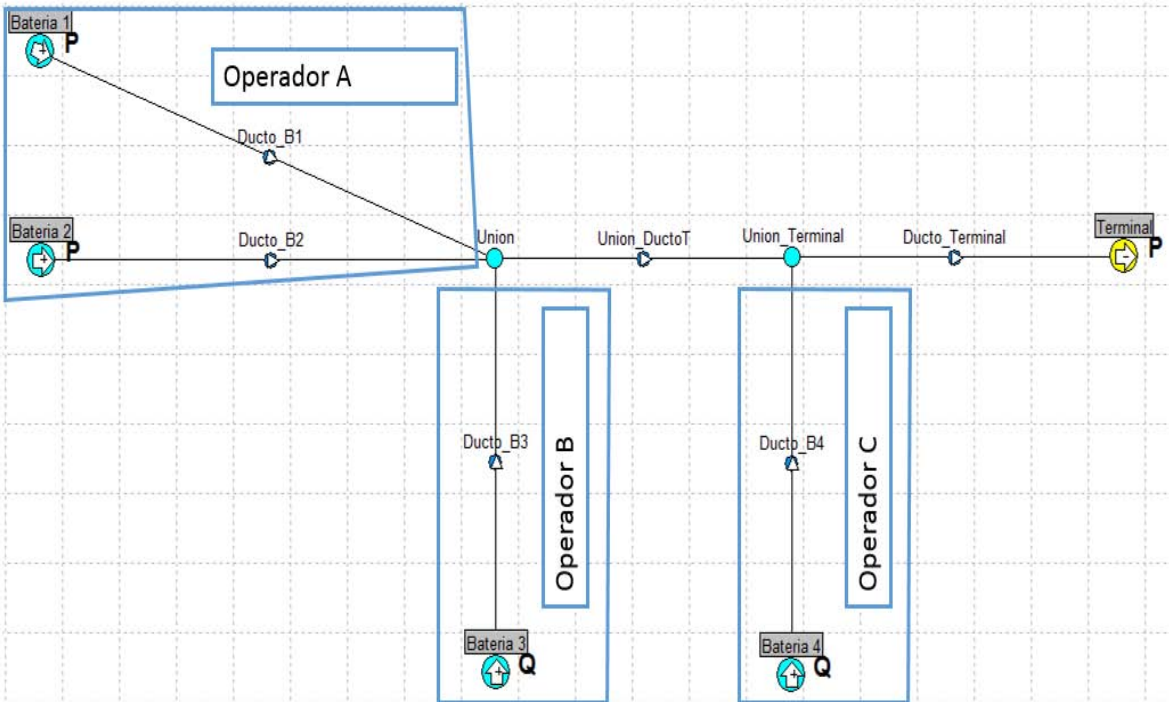


Figura 6.8 Red de simulación para flujo de aceite

Tabla 6.4 Características de los Ductos

	Longitud [km]	Diámetro [in]	Espesor de pared [in]	Rugosidad [mm]	Temperatura ambiente [°F]
Ducto_B1	10	30	0.5	0.001	77
Ducto_B2	15				80.6
Ducto_B3	20				80.6
Ducto_B4	10				80.6
Ducto_Terminal	3				82.4
Union_DuctoT:	7				81.5

Tabla 6.5 Datos de Entrada en Baterías

Nombre	Temperatura [°F]	Presión [Psia]	Gasto de Volumétrico de Aceite [STB/d]	Gasto Másico [lb/s]
Batería 1	98.6	325	310190	1102.5
Batería 2	104	358	386260	1373
Batería 3	105.8	348.35	304362	1081.8
Batería 4	105.8	169.97	364490	1295.6

*La temperatura del fluido (aceite) se considera fija a lo largo de los días simulados, así como la presión de la terminal que para este ejemplo será de 14.7 psia como condición estándar o de llegada para que el simulador pueda realizar las iteraciones correspondientes; este valor de presión se considera fija durante los 30 días de la simulación. Los valores de presión y gasto volumétrico cambiarán durante el tiempo de simulación acordado previamente.*

Los valores de presión de la batería 3 y 4 así como los gastos de la batería 1 y 2 además de la presión en la terminal mostrados anteriormente en la tabla 6.5, son resultado de proporcionar lo necesario para que el software pueda realizar las operaciones correspondientes para obtener los resultados durante el tiempo de simulación. En la tabla 6.6 se muestran datos de las simulaciones obtenidas de las baterías, así como, en cada nodo de unión y hasta el punto terminal.

Tabla 6.6 Valores de Gasto Volumétrico de Aceite Obtenido de Simulación (STB/d)

Días Simulados	Terminal	Unión Terminal	Unión	Batería 1	Batería 2	Batería 3	Batería 4
1/1/2016 0:00	1,365,350	1,365,350	1,000,800	310175	386257	304363	364555
1/2/2016 0:00	1,330,880	1,330,880	957827	356615	315372	285840	373055
1/3/2016 0:00	1,311,880	1,311,880	916033	292993	350986	272054	395843
1/4/2016 0:00	1,326,480	1,326,480	960176	319633	348514	292029	366302
1/5/2016 0:00	1,312,140	1,312,140	946964	357725	258948	330291	365177

## Cuantificación de Volumen

1/6/2016 0:00	1,348,970	1,348,970	972536	367598	285900	319038	376431
1/7/2016 0:00	1,328,580	1,328,580	927956	288374	355711	283870	400626
1/8/2016 0:00	1,384,090	1,384,090	983186	326643	374923	281620	400907
1/9/2016 0:00	1,326,400	1,326,400	940685	306589	303805	330291	385715
1/10/2016 0:00	1,315,190	1,315,190	948601	278657	382979	286965	366584
1/11/2016 0:00	1,318,230	1,318,230	934201	275565	374203	284433	384027
1/12/2016 0:00	1,328,960	1,328,960	936498	362525	307545	266427	392467
1/13/2016 0:00	1,327,320	1,327,320	946391	385721	260763	299907	380932
1/14/2016 0:00	1,375,800	1,375,800	976298	318926	324549	332823	399500
1/15/2016 0:00	1,343,840	1,343,840	949118	228394	436573	284152	394718
1/16/2016 0:00	1,328,030	1,328,030	953853	306187	339882	307784	374180
1/17/2016 0:00	1,342,060	1,342,060	942563	409502	202208	330854	399500
1/18/2016 0:00	1,396,780	1,396,780	994189	320778	360282	313130	402595
1/19/2016 0:00	1,312,370	1,312,370	943257	252433	411174	279650	369116
1/20/2016 0:00	1,334,540	1,334,540	955295	377783	276762	300751	379244
1/21/2016 0:00	1,325,760	1,325,760	926825	384214	239609	303001	398938
1/22/2016 0:00	1,340,550	1,340,550	947519	411610	266668	269240	393030
1/23/2016 0:00	1,328,660	1,328,660	942944	269153	388514	285277	385715
1/24/2016 0:00	1,292,040	1,292,040	926867	354588	283907	288372	365177
1/25/2016 0:00	1,325,960	1,325,960	930964	353361	269256	308347	394999
1/26/2016 0:00	1,333,390	1,333,390	958087	334202	302597	321288	375305
1/27/2016 0:00	1,359,690	1,359,690	974535	360838	306195	307503	385152
1/28/2016 0:00	1,349,470	1,349,470	955318	246531	384123	324664	394155
1/29/2016 0:00	1,349,670	1,349,670	958043	372176	280896	304971	391623
1/30/2016 0:00	1,327,090	1,327,090	935471	265433	365067	304971	391623

Como podemos observar en la tabla anterior, donde se muestran los resultados durante la simulación, los gastos volumétricos de aceite en cada punto de interés a partir de las variables de entrada que simulan, las distintas lecturas (en el caso de las dos primeras baterías es la variación de presión, y por consiguiente las otras dos baterías la variación del gasto másico) que se adquieren en tiempo real, logrando con ello, el poder cuantificar en cada nodo de unión el gasto proveniente de los diferentes operadores y con esto saber cuánto está aportando cada uno al ducto troncal, en las figuras 6.9 y 6.10 se esquematizan de manera simplificada la simulación.

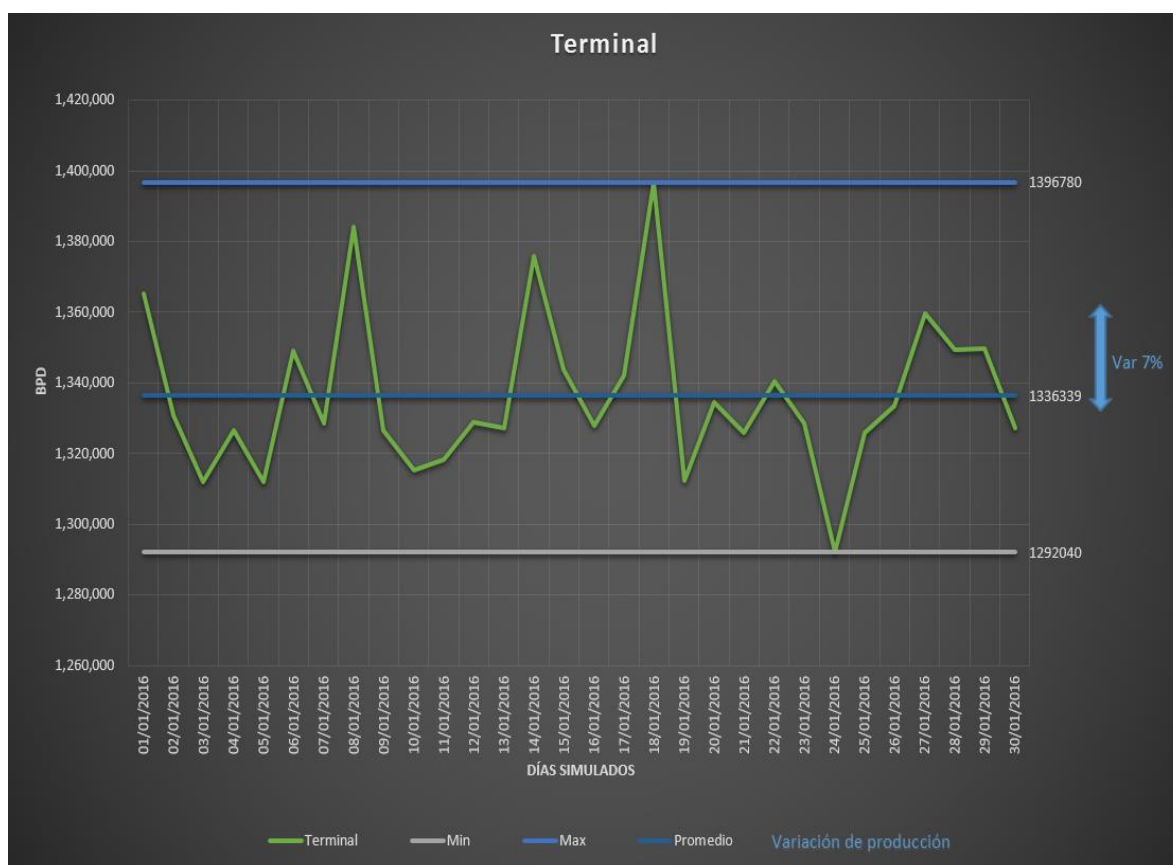


Figura 6.9 Gasto de volumétrico de aceite obtenido de la simulación en el punto de la terminal.

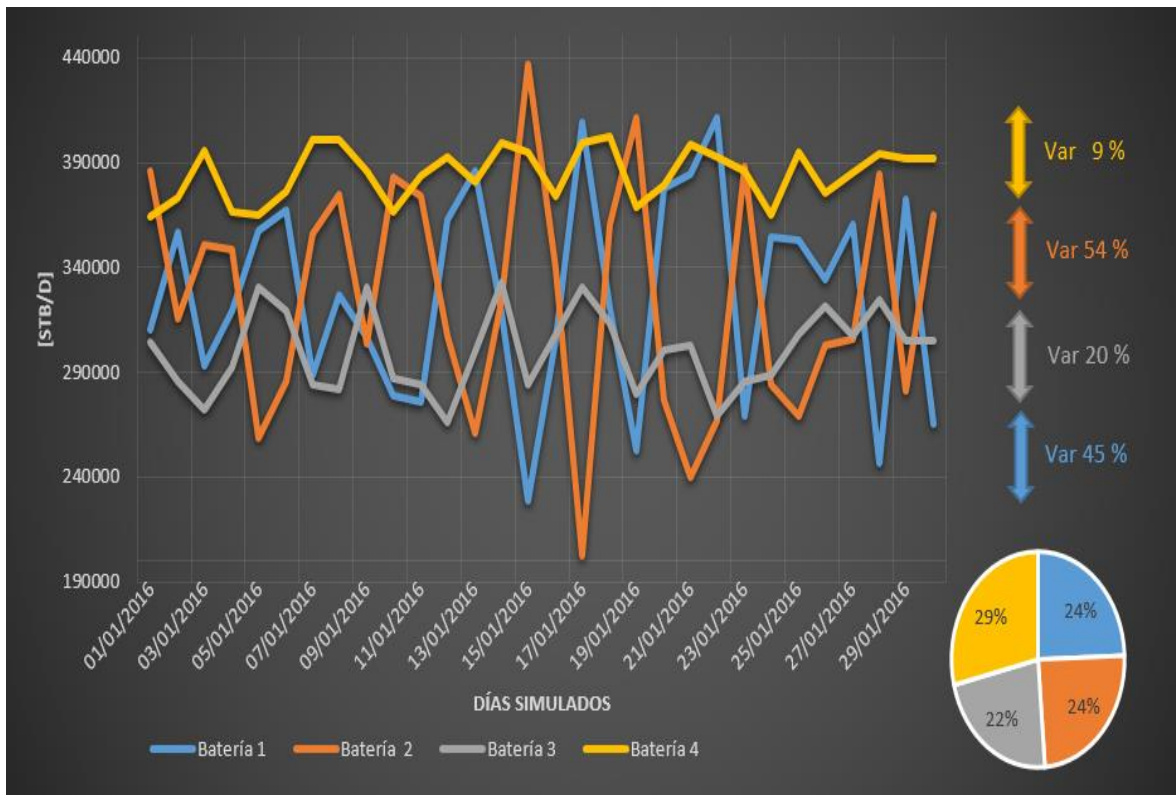
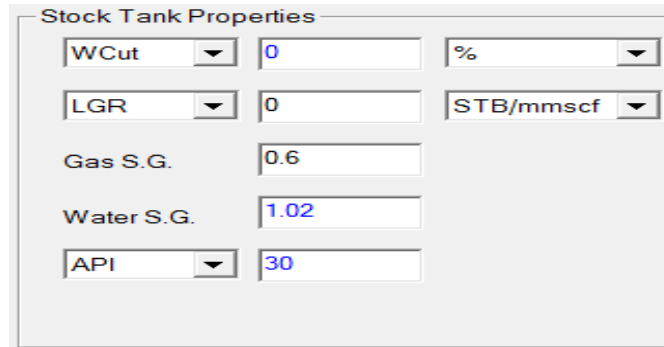


Figura 6.10 Gasto de volumétrico de aceite obtenido de la simulación en las baterías. Las flechas indican las variaciones de las mediciones durante los días de simulación. La grafica de pastel representa el aporte por baterías al ducto troncal.

En la figura anterior se muestra el comportamiento de la medición de aceite, y podemos observar que el operador uno (baterías 1 y 2) presenta más variación en el aporte de su producción que los demás operadores, esto se podrá deber a que el operador uno no cuenta con medición volumétrica directa; utiliza las presiones como variables para el cálculo del flujo volumétrico de aceite, además de tener grandes intermitencias en sus operaciones. Mientras que los otros dos operadores si cuentan con un equipo de medición que les proporciona el gasto másico y volumétrico de lo que proporcionan al ducto.

Para el caso de la corriente de gas se usara de manera similar al ejemplo anterior el modelo de fluido de aceite negro donde para el caso de gas se define LGR=0 en el caso de modelar gas seco, variando algunas propiedades como se muestra en la figura 6.11, para considerar al fluido como un gas y no como un aceite, pero sin conocer la composición del mismo.



Property	Value	Unit
WCut	0	%
LGR	0	STB/mmscf
Gas S.G.	0.6	
Water S.G.	1.02	
API	30	

Figura 6.11 Propiedades del gas para la simulación

Al igual que con el caso de la red de aceite se considera que en las entradas se tienen equipo e instrumentación en tiempo real, se realizara la simulación con los gastos y presiones proporcionadas durante 30 días, cabe resaltar que en este caso el simulador solo proporciona tanto el gasto másico como el gasto de gas, lo que ejemplifica un método de cuantificación puramente volumétrico excluyendo a las composiciones de los diferentes gases inyectados por los distintos operadores, es decir que solo funcionara para conocer los volúmenes pero no las composiciones de los mismos, las tablas 6.7 a 6.9 muestran los datos de entrada así como los resultados obtenidos durante los 30 días de simulación, en la figura 6.12 se puede observar el modelo de la red de gas, al igual que con la simulación de aceite, se realizan las mismas consideraciones ( tres operadores), variando los gastos del operador A así como las presiones del operador B y C, esto con la finalidad de que los gastos y presiones sean distintas emulando la instrumentación en tiempo real.



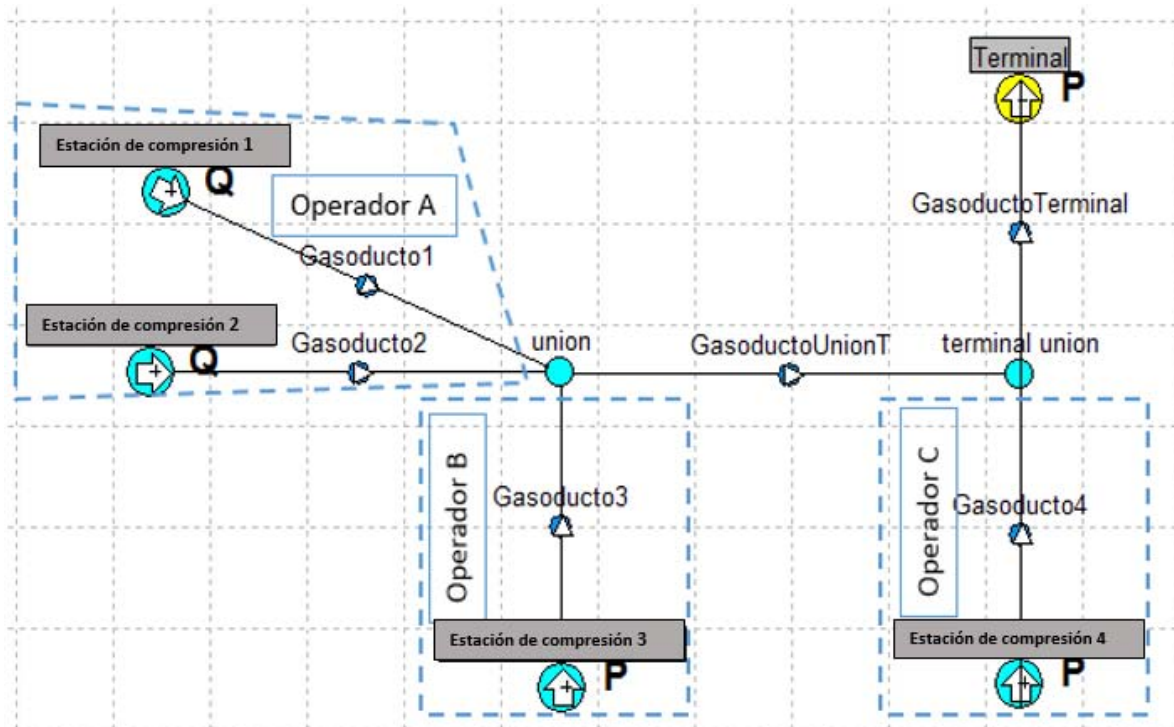


Figura 6.12 Red de simulación para flujo de gas

Tabla 6.7 Características de los Ductos

	Longitud [km]	Diámetro [in]	Espesor de pared [in]	Rugosidad [mm]	Temperatura ambiente [F]
Gasoducto 1	10	30	0.5	0.001	82.4
Gasoducto 2	15				80.6
Gasoducto 3	20				80.6
Gasoducto 4	15				82.4
GasoductoUnionT	10				65.55
GasoductoTerminal	7				64.283

Tabla 6.8 Datos de Entrada para el primer día de simulación

Nombre	Temperatura [°F]	Presión [Psia]	Gasto de Volumétrico de gas [MMscf/d]	Gasto Másico [lb/s]
Gasoducto 1	82.4	390.25	210	111.42
Gasoducto 2	80.6	394.63	200	106.11
Gasoducto 3	80.6	402	208.24	110.48
Gasoducto 4	82.4	326	96.365	51.127

Algunos valores como la temperatura y la presión en la llegada de la terminal se consideran fijas durante los 30 días de simulación; se le fija una presión de 225 psia como condición de llegada para que el simulador pueda realizar las iteraciones correspondientes.

Los valores de los gastos de las estaciones 1 y 2, así como los valores de presión de la estación de la batería 3 y 4 para el primer día de simulación se consideran fijos por ser datos de entrada; lo anterior es necesario para realizar las operaciones correspondientes y así obtener los resultados durante el tiempo de simulación. En la tabla 6.9 se muestran los resultados de las simulaciones de cada una de los elementos estaciones de compresión, uniones y la terminal de llegada.

Tabla 6.9 Valores de Gasto Volumétrico de Gas obtenido de Simulación (MMscf/d)

Días Simulados	Terminal	Terminal unión	unión	Estación 1	Estación 2	Estación 3	Estación 4
1/1/2016 0:00	725.159	725.159	626.62	210	200	216.62	98.5392
1/2/2016 0:00	723.53	723.53	634.386	199	197	238.387	89.1441
1/3/2016 0:00	719.13	719.13	624.008	200	209	215.009	95.1224
1/4/2016 0:00	720.354	720.354	626.909	198	208	220.91	93.4449
1/5/2016 0:00	717.897	717.897	620.812	208	200	212.813	97.0847
1/6/2016 0:00	721.279	721.279	628.249	197	197	234.25	93.0298
1/7/2016 0:00	720.588	720.588	626.927	201	198	227.928	93.6612
1/8/2016 0:00	720.105	720.105	626.211	204	201	221.212	93.8942
1/9/2016 0:00	725.904	725.904	641.987	200	210	231.987	83.9172
1/10/2016 0:00	730.278	730.278	639.93	199	209	231.931	90.3477

## Cuantificación de Volumen

---

1/11/2016 0:00	726.218	726.218	629.477	210	201	218.478	96.7414
1/12/2016 0:00	730.993	730.993	642.792	207	207	228.793	88.201
1/13/2016 0:00	729.156	729.156	637.563	209	204	224.564	91.5927
1/14/2016 0:00	717.602	717.602	620.278	203	208	209.279	97.3236
1/15/2016 0:00	720.111	720.111	625.887	205	196	224.887	94.2241
1/16/2016 0:00	725.466	725.466	640.982	205	207	228.983	84.4841
1/17/2016 0:00	719.042	719.042	624.142	208	205	211.143	94.9004
1/18/2016 0:00	721.282	721.282	629.681	203	207	219.682	91.6012
1/19/2016 0:00	714.391	714.391	610.989	195	202	213.99	103.401
1/20/2016 0:00	727.583	727.583	646.318	207	199	240.318	81.2655
1/21/2016 0:00	724.988	724.988	639.539	206	204	229.54	85.4497
1/22/2016 0:00	721.287	721.287	629.683	201	209	219.684	91.6038
1/23/2016 0:00	724.878	724.878	638.173	197	201	240.174	86.7056
1/24/2016 0:00	713.754	713.754	599.669	210	204	185.67	114.086
1/25/2016 0:00	728.418	728.418	633.587	200	208	225.588	94.831
1/26/2016 0:00	720.566	720.566	616.122	210	208	198.123	104.444
1/27/2016 0:00	726.677	726.677	630.957	210	204	216.957	95.72
1/28/2016 0:00	714.833	714.833	612.305	203	196	213.306	102.528
1/29/2016 0:00	721.503	721.503	630.052	210	197	223.053	91.4512
1/30/2016 0:00	721.503	721.503	630.052	210	197	223.053	91.4512

Al igual que con el modelo de simulación de aceite, para el gas, en la tabla anterior, se muestran los resultados obtenidos de los gastos volumétricos de gas en cada nodo de la red de simulación respectivamente, logrando con ello, el poder cuantificar en cada nodo de unión el gasto proveniente de los diferentes operadores y con esto saber cuánto está aportando cada uno al ducto troncal. En las figuras 6.13 y 6.14, se esquematiza de manera simplificada la simulación. Cabe mencionar que para este caso de simulación (gas), solo se conocerá el gasto volumétrico total en un punto dado, no importa la composición de la mezcla.

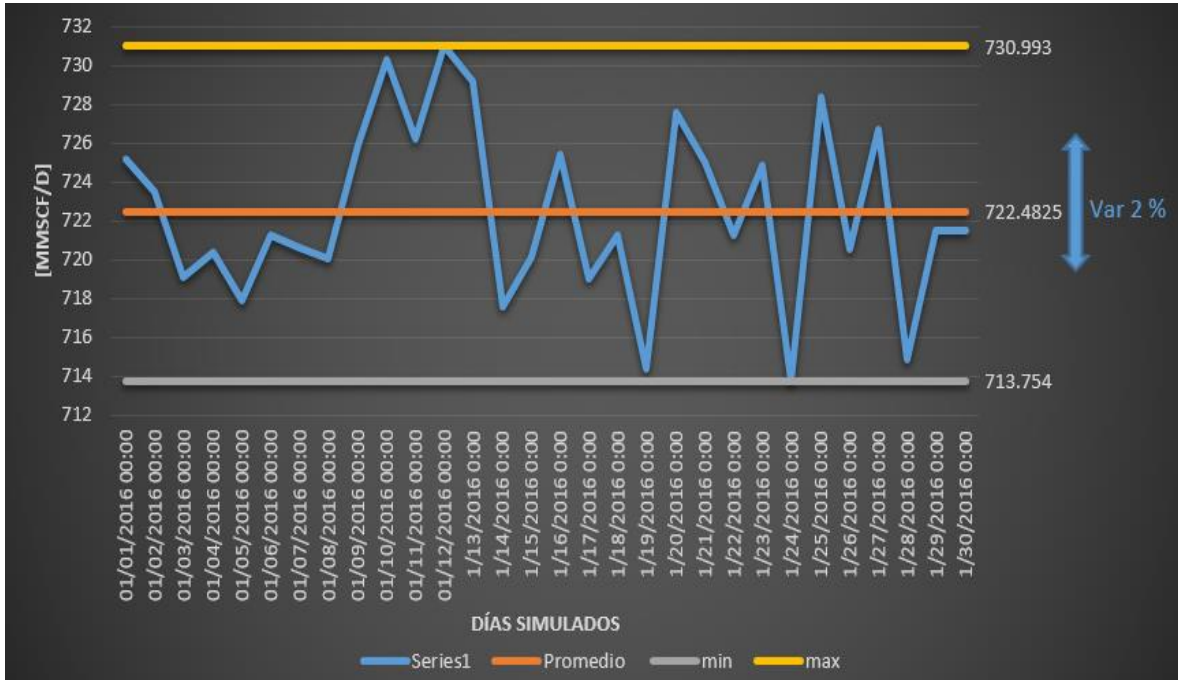


Figura 6.13 Gasto de volumétrico de gas obtenido de la simulación en el punto de la terminal.

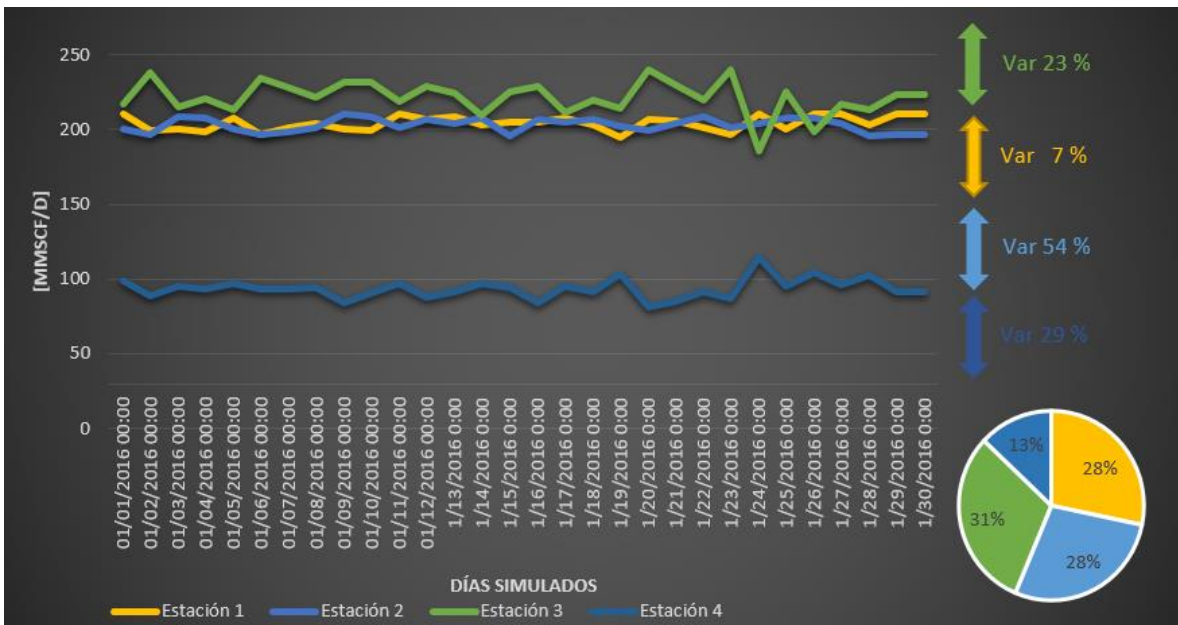


Figura 6.14 Gasto de volumétrico de gas obtenido de la simulación en las estaciones. Las flechas indican las variaciones de las mediciones durante los días de simulación. La grafica de pastel representa el aporte por baterías al ducto troncal

### **6.2.3 Modelos Integrados de Simulación Composicional**

Este Modelo es propuesto por la necesidad de poder cuantificar el volumen de gas por composición, medida que fue implementada por la Comisión Nacional de Hidrocarburos para cumplir con los requerimientos propuestos en los Lineamientos Técnicos de Medición de Hidrocarburos en la cual se menciona que los volúmenes de gas deben de medirse volumétrica y composicionalmente. Este modelo de simulación proporciona los resultados esperados composicionalmente como los requiere la CNH y como se reportaran en la actualidad.

Se llama modelos integrados de simulación composicional debido al acople de tecnologías para obtener los resultados composicionales de una mezcla de gases, el uso de esta herramienta para este caso nos ayuda a conocer el gasto másico por componente para cualquiera de las etapas correspondientes. Es necesario aclarar que este trabajo contempla la obtención de estos gastos másicos por componente en la etapa de distribución y comercialización, este caso solo es aplicable para las corrientes de gas, ya que al ser una mezcla de gases resulta difícil asignarle un precio de venta individual a cada componente, así como los costos asociados al tratamiento del gas, por esta razón es necesario conocer los valores composicionalmente.

Para realizar este modelo de simulación se requiere de una tecnología de integración de la compañía Schlumberger debido a que esta tecnología permite una gran cantidad de acoples e integraciones con las diferentes tecnologías que existen en la industria, desde el análisis del yacimiento hasta la supervisión y desarrollo de instalaciones de producción, decisiones económicas y de rentabilidad. Se realizó la integración para satisfacer las necesidades de la Comisión Nacional de hidrocarburos que involucra la obtención de los gastos másicos por componente. En este caso de simulación partimos de la premisa de que en cada nodo de entrada se conocen las composiciones y con variables como la presión y gasto, se determinan los volúmenes totales por componente de la mezcla resultante, lo que significa que con esos datos podemos asignar composicionalmente los hidrocarburos producidos.

### 6.2.3.1 Procedimiento de Cálculo del Modelo de Integración

#### Composicional

La relación de flujo de masa de un fluido que circula en una tubería o ducto, es proporcional al área de la sección transversal ( $A$ ) de la tubería o ducto, densidad ( $\rho$ ) y la velocidad del fluido ( $V$ ).

$$\dot{m} = \rho * Vm * A$$

Donde:

$\dot{m}$  = Flujo másico (lb/s)

$P$  = Densidad del fluido (lb/ft<sup>3</sup>)

$Vm$  = Velocidad media del fluido (ft/s)

$A$  = Área transversal normal a la dirección de flujo (ft<sup>2</sup>)

Para determinar el cálculo del flujo másico por componente, Pipesim<sup>®</sup> nos proporciona algunos datos indispensables (el flujo másico total de la mezcla, la densidad del fluido, la velocidad y el área normal del ducto, por mencionar algunos), en el campo, por ejemplo, este valor de flujo es proporcionado por un medidor tipo coriolis que nos va a servir para poder determinar, a partir de otros cálculos, el flujo másico por composición. Aquí es donde surge la importancia de este modelo, pues ayudará a cumplir con los requerimientos de la CNH reportando los gastos másicos por componente.

Para complementar lo anterior efectuamos el balance de materia con los cálculos correspondientes; cabe señalar que los datos mostrados en las tablas 6.10 a 6.11 muestran los datos en una estación de compresión, así como, la composición del gas respectivamente.

Tabla 6.10 Datos Para el Cálculo del Flujo Másico

Densidad del fluido	0.57 (lb/ft <sup>3</sup> )
Velocidad media del fluido	56.6 (ft/s)
Área transversal normal	32 in

Tabla 6.11 Composición de la Mezcla

Componentes	Fracción Mol
Dióxido de Carbono	0.001736
Ácido Sulfhídrico	0.001240
Nitrógeno	0.001240
Metano	0.934626
Etano	0.044965
Propano	0.007689
Iso-Butano	0.000868
Butano	0.002852
Iso-Pentano	0.000859
Pentano	0.001472
Hexano	0.002453
Agua	0.000000

Dada las necesidades que se tienen actualmente en cuestión de medición de hidrocarburos, se requieren obtener las mediciones composicionalmente, es por esta razón que se plantean algunos cálculos para la obtención de este tipo de medición. Para lo anterior se requiere de equipo e instrumentación que nos proporcionen la información necesaria para estos cálculos (cromatógrafo en línea, instrumentos registradores de presión y temperatura, por mencionar algunos), así como la tecnología encargada para realizar esta tarea (tecnología integradora y simulador de flujo multifásico en estado estacionario).

Realizando las operaciones correspondientes tenemos:

$$\dot{m} = \rho * Vm * A$$

$$\dot{m} = (0.5746851 [lb/ft^3]) * (56.6 [ft/s]) * \left( \frac{\pi * (32/12)^2}{4} \right) = 181.63 \text{ lbm/sec}$$

Obtenemos el peso molecular de la mezcla:

$$M_a = \sum_{i=1} y_i M_i = 17.35797 \frac{\text{Lbm}}{\text{lb} - \text{mol}}$$

Donde

$M_a$  = peso molecular aparente de la mezcla de gas

$M_i$  = peso molecular del componente  $i$  – ésimo en la mezcla

$y_i$  = fracción molar del componente  $i$  en la mezcla

Con los datos anteriores calculamos los moles totales de mezcla:

$$\text{Moles totales} = \frac{181.63 \text{ lbm/sec}}{17.35797 \frac{\text{Lbm}}{\text{lb} - \text{mol}}} = 10.46585 \text{ lb} - \text{mol/sec}$$

Calculamos el flujo molar del Dióxido de Carbono

$$Q_{molarCO_2} = \% \text{ mol}_{CO_2} * \text{Moles}_{Total} = 0.001736 * 10.465 \frac{\text{lb} - \text{mol}}{\text{sec}} = 0.01816 \frac{\text{lb}}{\text{sec}}$$

Y finalmente procedemos con el cálculo para el Flujo Másico del dióxido de Carbono

$$Q\dot{m}_{CO_2} = PM_{CO_2} * Q_{molarCO_2} = 44.009 * 0.01816 = 0.79959267 \text{ Lb/s}$$

Los cálculos anteriores nos muestran los flujos másicos correspondiente a cada componente de la mezcla. Esta forma es compleja de resolverla pero debido a las cantidades de datos que podemos obtener resultaría demasiado laborioso de realizar, de ahí la importancia de utilizar modelos integrados con varias funcionalidades que nos apoyen de una manera rápida y fácil con el cálculo en sistemas de producción aun sin importar su complejidad y tamaño. En la tabla 6.12 se muestra los resultados de una composición de gas, así como, los gastos másicos por componente.



Tabla 6.12 Composición de gas

Componentes	Fracción Mol [%]	Peso Molecular [Lbm/lb-mol]	Flujo Molar [lb/s]	Flujo Másico [lb/s]
Dióxido de Carbono	0.001736	44.00980	0.018168514	0.79959267
Ácido Sulfhídrico	0.001240	34.08088	0.012978497	0.442318593
Nitrógeno	0.001240	28.01348	0.012978497	0.363572861
Metano	0.934626	16.04280	9.781659713	156.9252104
Etano	0.044965	30.07000	0.470597147	14.15085621
Propano	0.007689	44.09560	0.080467769	3.548274545
Iso-Butano	0.000868	58.12220	0.009084916	0.528035327
Butano	0.002852	58.12220	0.029850501	1.73497678
Iso-Pentano	0.000859	72.14878	0.008987218	0.648416788
Pentano	0.001472	72.14878	0.01540668	1.111573146
Hexano	0.002453	86.17536	0.025677765	2.212790614
Agua	0.000000	18.01520	0	0

### 6.2.3.2 Ejemplo Práctico

Dado lo anterior, es importante mostrar el uso de la tecnología para la aplicación de modelos integrados. Se plantean dos casos (ambos para gas), donde Pipesim<sup>®</sup> debe estar acoplado dentro de IAM<sup>®</sup>; la simulación y así como todos los reportes, tablas y resultados los proporciona IAM<sup>®</sup>. En la figura 6.15, se muestra el modelo de simulación integral propuesto

IAM<sup>®</sup> apoya la planificación del desarrollo de campos y las operaciones proporcionando el marco más completo y flexible para toma de decisiones críticas sobre el desarrollo de un activo y operación durante su vida. La plataforma tecnológica IAM<sup>®</sup> permite el acoplamiento de modelos de diferentes dominios (yacimientos, producción, procesos y modelos económicos) en un Modelo Integrado de Activo. Esta solución se puede aplicar durante el desarrollo del campo, diseño de ingeniería, las operaciones de producción, o la optimización de la producción diaria. Esta tecnología permite:

- Lograr predicciones más precisas al tener en cuenta las interacciones de la capacidad de entrega del subsuelo con la parte posterior de la superficie con limitaciones de presión.

- Modelos de mezcla de composición, mezclas y la inyección de la producción de múltiples zonas y depósitos para cumplir con las especificaciones del producto.
- Optimizar el uso de sistemas artificiales, recuperación mejorada, y la inyección en la recuperación secundaria.
- Operaciones de planeación de almacenamiento de gas mediante la predicción de la capacidad de entrega y optimizar el diseño de compresión.
- Detección de cuellos de botella en las instalaciones de producción.

Algunas de sus capacidades incluyen:

- La integración de yacimientos, pozos, redes de tuberías, procesos y modelos económicos.
- La optimización de Modelos Integrados de Activo, así como análisis de sensibilidad.
- Podemos obtener la masa y el volumen de equilibrio a lo largo de todos los sistemas.
- La integración con la tecnología Pipesim® para simulación de flujo en estado estacionario:
  - Modelado de fluido composicional
  - Modelos de transferencia de calor avanzada

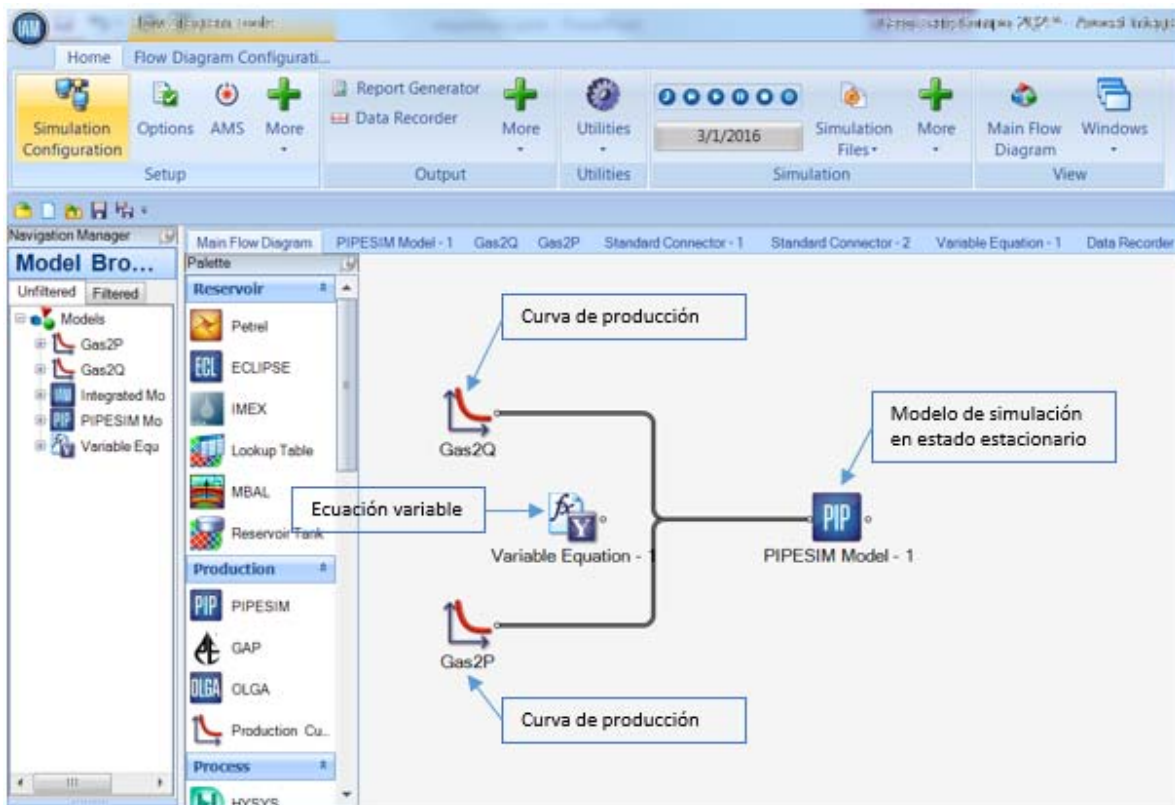


Figura 6.15 Modelo de red integrado

Las curvas de producción representan el set de datos como serie de tiempo que serán suministrados a la red de producción para cada paso de tiempo.

La ecuación variable se utilizó para comprobar los resultados de los gastos para compararlos con los obtenidos con la simulación.

Para este caso particular, con la integración de Pipesim-IAM<sup>®</sup>, a través del uso de modelos integrales se puede simular la transferencia de información (presiones, gastos máxicos, volúmenes, fracción mol, por mencionar algunos) de dos nodos (baterías o fuentes) en función del tiempo y así emular un sistema que cuenta con adquisición de datos de producción donde hay cambios diariamente en las condiciones operacionales y poder ejemplificar como cuantificar de manera composicional el gasto de gas y obtener la distribución de aporte de cada corriente por componente, esto para apoyar a la cuantificación económica. A continuación se muestra el primer caso de modelos integrados de simulación composicional.

Como primer punto se tiene una red con 4 fuentes en Pipesim<sup>®</sup> considerándose estas como un punto de medición dentro de la etapa de distribución

hasta una terminal de recolección o entrega de custodia, en donde se medirán en las primeras dos estaciones de compresión los gastos, así como las variables de presión en las otras dos estaciones, para así disponer el hidrocarburo (gas) hasta una terminal de recolección.

Así como en las simulaciones en el modelo de flujo multifásico, por un lado en las dos primeras estaciones se cuenta con mediciones volumétricas por lo que cada día se reportaran los volúmenes de gas; por otro lado en las otras dos estaciones no se cuentan con algún medidor de flujo que nos proporciona la información de volumen en esos puntos pero si otros instrumentos como manómetros que diariamente nos proporcionen los datos de presión que necesitamos; se conocen todos los diámetros y longitudes del ducto. En este punto, al ser un modelo composicional además de lo ya mencionado, es indispensable contar con cromatografía de gas en línea para analizar y determinar la composición del gas, o si así lo dispone el operador, de un análisis PVT correspondiente. Sin estos estudios resulta imposible la obtención de los gastos por composición.

A través del simulador Pipesim® se escoge el tipo de simulación que realizará, en este caso es el composicional para una red (dentro de cada estación se configura la composición y se cargan respectivamente cada una) como se muestra en la figura 6.16 en donde podemos observar la composición en la estación uno. Se crea la red y se definen los parámetros necesarios para el cálculo, tales como: modelo de fluido, correlaciones de flujo, diámetros, etc., así como la presión y la temperatura. La simulación que se considero fue de 30 días, variando en cada punto de entrada los gastos (para las estaciones uno y dos) y las presiones (en la batería 3 y 4) siendo estos diferentes a lo largo todos los días simulados.

Selected components		
Aqueous		Value
-		Molarity(Moles)
1	Water	0
2		
3		
Hydrocarbons		Mol
1	Carbon Dioxide	0.001736
2	Hydrogen Sulphide	0.0012401
3	Nitrogen	0.0012401
4	Methane	0.93463
5	Ethane	0.044965
6	Propane	0.0076886
7	Isobutane	0.00086805
8	Butane	0.0028522
9	Isopentane	0.00085872
10	Pentane	0.0014721
11	Hexane	0.0024535
12		
13		

Figura 6.16 Panel de composición de la estación 1

Al igual que con el modelos volumétricos anteriores (método 1), para esta simulación se considera que en las entradas se tienen equipo e instrumentación en tiempo real (tanto cromatógrafos en línea, manómetros y medidores de flujo). Durante la configuración del modelo integral, Pipesim® realizará la simulación con los gastos y presiones proporcionadas durante 30 días. Una vez que la corrida concluye se obtienen los datos de la simulación con las mezclas en las uniones de cada uno de los operadores, así como la mezcla en la estación final, con esto se estima la composicional final y es posible asignarle finalmente las composiciones a cada operador. Las tablas 6.13 a 6.15 muestran los datos de entrada. En la figura 6.17 se puede observar el modelo de la red de gas así como la participación de cuatro operadores: los dos primeros operadores inyectan su volumen a un gasoducto en común que posteriormente se une con la mezcla procedente de los otros dos operadores, cada uno de los operadores inyectara a la red troncal con su correspondiente volumen de gas y la composición conocida respectivamente para cada estación, con la mezcla final y los resultados provenientes del modelo integral podremos asignarle lo correspondiente a cada operador de acuerdo a su composición. Con estos resultados satisfacemos las necesidades de la Comisión Nacional de Hidrocarburos al conocer las composiciones del gas y asignar un valor económico por composición de manera justa para cada operador.

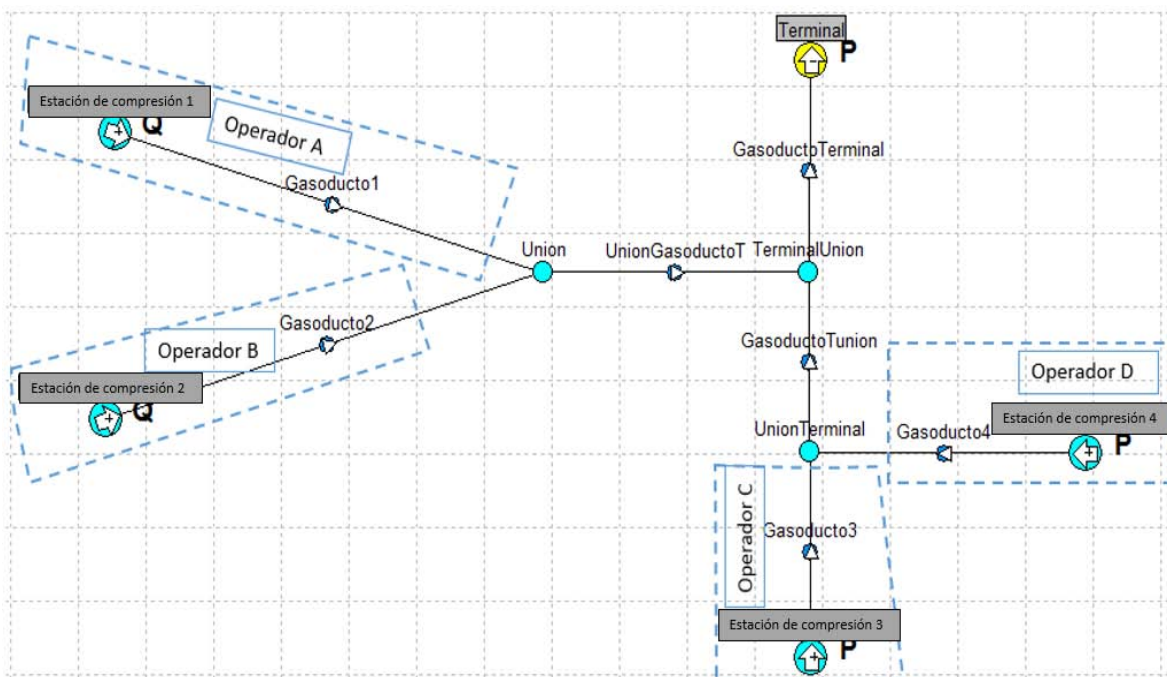


Figura 6.17 Red de simulación para flujo composicional de gas

Tabla 6.13 Composiciones de entrada

Componentes	Estación 1 Fracción Mol [%]	Estación 2 Fracción Mol [%]	Estación 3 Fracción Mol [%]	Estación 4 Fracción Mol [%]
Dióxido de Carbono	0.0017360	0.0013083	0.0015353	0.0010497
Ácido Sulfhídrico	0.0012401	0.0009346	0.0010967	0.0007499
Nitrógeno	0.0012401	0.0009346	0.0010967	0.0007499
Metano	0.9346260	0.9507300	0.9421850	0.9604690
Etano	0.0449650	0.0338880	0.0397657	0.0271898
Propano	0.0076886	0.0057945	0.0067996	0.0046492
Iso-Butano	0.0008681	0.0006542	0.0007677	0.0005249
Butano	0.0028522	0.0021496	0.0025224	0.0017247
Iso-Pentano	0.0008587	0.0006472	0.0007594	0.0005193
Pentano	0.0014721	0.0011095	0.0013019	0.0008902
Hexano	0.0024535	0.0018491	0.0021698	0.0014836
Agua	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000

Tabla 6.14 Características de los Gasoductos

	Longitud	Diámetro	Espesor de pared	Rugosidad	Temperatura
	[Km]	[in]	[in]	[in]	[°F]
Gasoducto1	10	32	0.5	0.001	77
Gasoducto2	15				
Gasoducto3	20				
Gasoducto4	10				
GasoductoTunion	3				
UnionGasoductoT	2				
GasoductoTerminal	3				

Tabla 6.15 Datos de Entrada para la Simulación

Nombre	Temperatura [°F]	Presión [psia]	Gasto de Volumétrico de gas [MMscf/d]	Gasto Másico [lb/s]
Estación 1	84.2	208.98	340	181.3
Estación 2	84.2	204.67	250	130.67
Estación 3	82.4	207	250.39	132.27
Estación 4	84.2	187	159.28	82.238

Para poder observar la cuantificación másica composicional, en la tabla 6.16, se muestra la composición en la terminal, así como en cada unión y estación respectivamente en el primer día de simulación; con esto podemos asignar de forma justa los hidrocarburos producidos y calcular la retribución. Debido a la gran cantidad de datos que genera la simulación se muestran en las tablas 6.16, 6.17 y 6.18 se muestran únicamente dos días más de simulación como parte de la propuesta de cuantificación másica composicional para satisfacer con lo propuesto por la CNH a manera de ejemplificar los resultados.

Tabla 6.16 Resultados Primer Día de Simulación

Componentes	Estación 1 Qm [Lb/s]	Estación 2 Qm [Lb/s]	Unión Qm [Lb/s]	Estación 3 Qm [Lb/s]	Estación 4 Qm [Lb/s]	UnionTerminal Qm [Lb/s]	Terminal Qm [Lb/s]
CO2	0.79447	0.440218	1.23469	0.32605	0.320653	0.646699	1.88139
H2S	0.43948	0.243521	0.68300	0.180365	0.17738	0.357743	1.04074
N	0.36124	0.200167	0.56141	0.148255	0.145801	0.294055	0.85546
CH4	155.920	116.6098	272.53	72.9401	106.9469	179.8864	452.416
C2H6	14.0602	7.790709	21.8509	5.770216	5.674714	11.44489	33.2957
C3H8	3.52554	1.953489	5.47903	1.446861	1.422915	2.869766	8.34880
i-C4H10	0.52465	0.290707	0.81536	0.215313	0.21175	0.427062	1.24242
n-C4H10	1.72386	0.955193	2.67905	0.707467	0.695757	1.403223	4.08227
i-C5H12	0.64426	0.356984	1.00124	0.264402	0.260026	0.524427	1.52567
n-C5H12	1.10445	0.611976	1.71643	0.453263	0.445762	0.899026	2.61544
n-C6H14	2.19861	1.218257	3.41687	0.902304	0.88737	1.789675	5.20654
H2O	0	0	0	0	0	0	0
Qm total	181.29	130.671	311.968	83.3546	117.189	200.543	512.511

Tabla 6.17 Resultados Día 15 de Simulación

Componentes	Estación 1 Qm [Lb/s]	Estación 2 Qm [Lb/s]	Unión Qm [Lb/s]	Estación 3 Qm [Lb/s]	Estación 4 Qm [Lb/s]	UnionTerminal Qm [Lb/s]	Terminal Qm [Lb/s]
CO2	0.768766	0.454307	1.223077	0.152672	0.57798	0.730648598	1.953724
H2S	0.425266	0.251314	0.676578	0.084456	0.319728	0.404183977	1.080764
N	0.349556	0.206573	0.556127	0.06942	0.262807	0.33222733	0.888356
CH4	150.8753	120.3418	271.217	34.15404	192.7725	226.9268814	498.1439
C2H6	13.6053	8.040043	21.64534	2.70189	10.22871	12.93063391	34.57598
C3H8	3.411478	2.016009	5.427484	0.677489	2.564815	3.24230574	8.669799
i-C4H10	0.507678	0.300011	0.807689	0.10082	0.381681	0.482501042	1.290191
n-C4H10	1.668088	0.985763	2.653846	0.33127	1.254107	1.585383867	4.239236
i-C5H12	0.623418	0.368409	0.991827	0.123806	0.468699	0.592504957	1.584334
n-C5H12	1.068719	0.631562	1.700279	0.212239	0.803488	1.015729025	2.716006
n-C6H14	2.127481	1.257246	3.384722	0.422502	1.59949	2.022000145	5.406717
H2O	0	0	0	0	0	0	0
Qm total	175.431	134.853	310.284	39.0306	211.234	250.265	560.549

En la tabla se observan los gastos másicos obtenidos en las estaciones así como en cada unión y hasta llegar a la terminal, en la parte inferior de la tabla se observa el gasto másico en ese punto, y cada celda, el valor correspondiente al gasto másico de cada componente.



Tabla 6.18 Resultados Día 30 de Simulación

Componentes	Estación 1 Qm [Lb/s]	Estación 2 Qm [Lb/s]	Unión Qm [Lb/s]	Estación 3 Qm [Lb/s]	Estación 4 Qm [Lb/s]	UnionTerminal Qm [Lb/s]	Terminal Qm [Lb/s]
CO2	0.820173	0.413806	1.233981	0.332077	0.308376	0.640449166	1.874431
H2S	0.453703	0.22891	0.68261	0.183699	0.170588	0.354286067	1.036902
N	0.372931	0.188157	0.561086	0.150995	0.140218	0.291212716	0.852303
CH4	160.9642	109.6134	270.5777	74.28848	102.852	177.140048	447.7186
C2H6	14.51508	7.323282	21.83833	5.876885	5.457438	11.33430623	33.17275
C3H8	3.639602	1.836284	5.475884	1.473608	1.368434	2.842035816	8.317933
i-C4H10	0.541626	0.273265	0.814892	0.219293	0.203642	0.422934978	1.237828
n-C4H10	1.779632	0.897884	2.677511	0.720545	0.669118	1.389659954	4.067175
i-C5H12	0.665106	0.335566	1.000672	0.26929	0.25007	0.519358929	1.520034
n-C5H12	1.140183	0.575259	1.715439	0.461642	0.428694	0.890336761	2.605773
n-C6H14	2.269744	1.145164	3.414907	0.918984	0.853393	1.772371354	5.187294
H2O	0	0	0	0	0	0	0
Qm total	187.162	122.831	309.993	84.8955	112.702	197.597	507.591

Se puede observar en las tablas anteriores los gastos correspondientes en cada punto desde las estaciones hasta la terminal, las uniones representan el punto en donde se mezclan las corrientes y como se puede observar, son los puntos donde mayor gasto másico reportan. Dicho de otro modo, el balance se cumple, pues todo lo que entra al sistema es reportado al final como gasto de salida. En las figura 6.18 y figura 6.19 se puede observar el comportamiento de las mediciones en las estaciones de compresión y de la terminal, la variación de producción así como el aporte de cada estación al ducto en común.

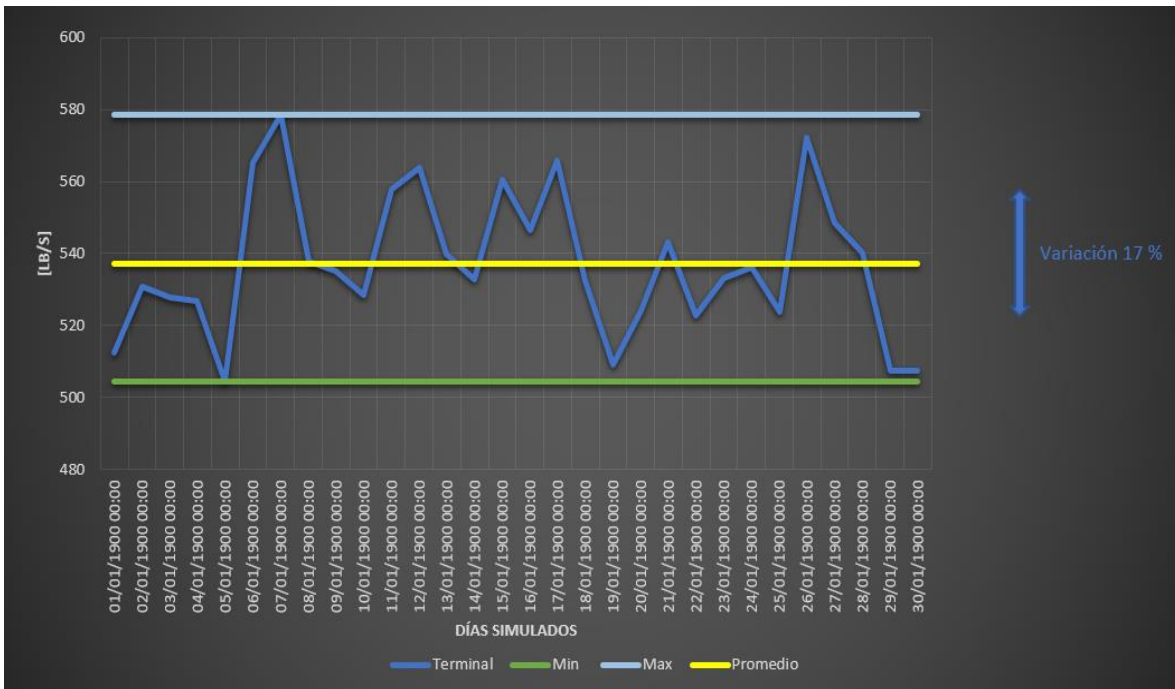


Figura 6.18 Comportamiento de la medición durante los 30 días de simulación en la terminal.

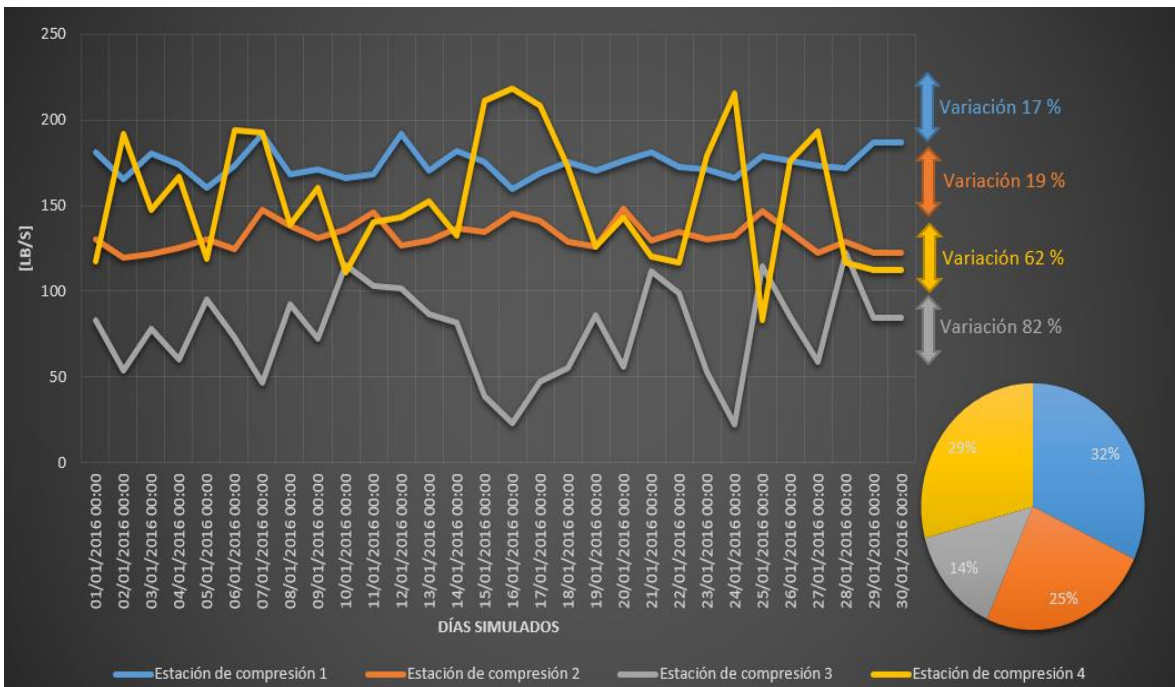


Figura 6.19 Comportamiento de la medición en las estaciones de compresión durante los 30 días de simulación. La grafica de pastel muestra el aporte d gas por estación

En el siguiente caso es una variación del ejemplo anterior, al inicio tenemos los mismos cuatro operadores, al cabo de 5 días de operaciones, un quinto operador participa inyectando su producción a la ducto troncal, ahora tendremos una mezcla de dos flujos de gas con diferente composición de dos operadores distintos antes de compartir el ducto troncal con los demás operadores, lo que por naturaleza proporciona otro comportamiento. El reto es poder conocer las composiciones en toda la red y poder realizar las asignaciones por composición aun cuando no se tenga ningún paro en las operaciones por el ingreso de esta nueva corriente de gas a la red ya existente.

Al igual que el caso anterior, Pipesim® se encuentra integrado en IAM® conectado a las curvas que están transfiriendo los datos en función del tiempo, en este caso tanto el modelo de red de producción, como las condiciones de simulación del modelo integral tienen que ser modificadas para ajustarse a lo que queremos, de modo que en la figura 6.20 se muestra la integración correspondiente a este tipo de simulación.

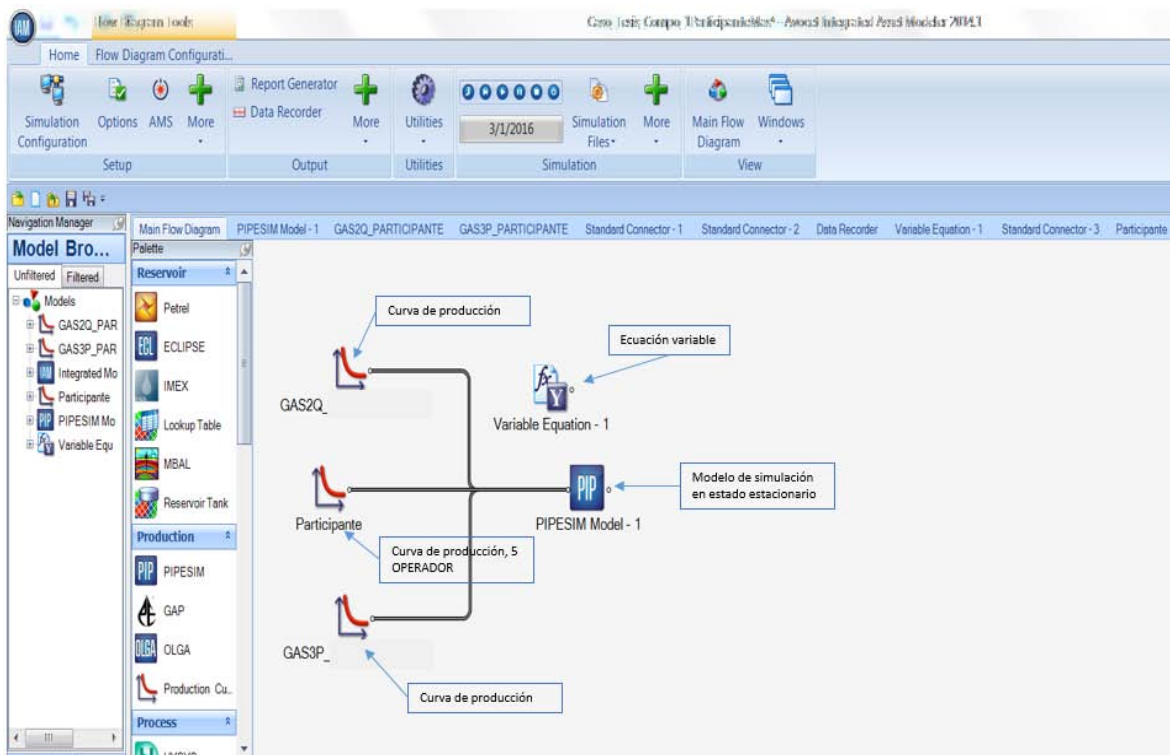


Figura 6.20 Conexión de Pipesim® con curvas de producción en IAM®, las curvas de producción transfieren los datos (gasto másico, variables de presión) al modelo de Pipesim®, la ecuación variable comprueba el gasto másico total obtenido en la terminal con los datos que se reportan en IAM®

En este ejemplo se realizará la simulación con los gastos y presiones proporcionadas durante 30 días de simulación, los primeros cinco días esperamos solo las composiciones de las corrientes de los operadores A,B, C y D, al sexto día el operador E ingresa su producción a la infraestructura; los datos que se transfieren a las estaciones A y E son diferentes, en el modelo integral se obtienen los datos de la simulación con las mezclas en las uniones, así como la mezcla en la estación final, con esto se obtiene la cuantificación composicional final y podremos asignarle finalmente las composiciones a cada operador. Las tablas 6.19 a 6.21 muestran los datos de entrada. En la figura 6.21 se puede observar el modelo de la red de gas con los cinco operadores, cada uno de los operadores inyectara al ducto troncal su correspondiente volumen de gas con la composición conocida respectivamente para cada estación.

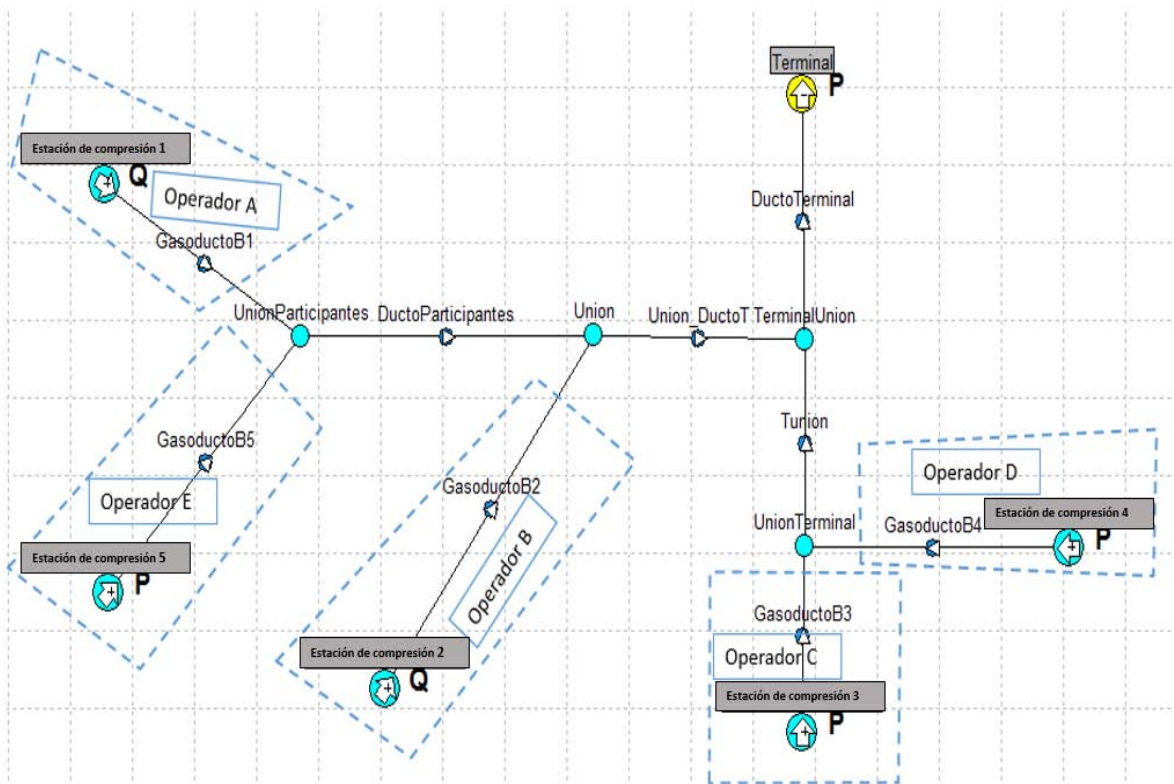


Figura 6.21 Red de gas composicional con cinco operadores

Tabla 6.19 Composiciones de entrada

Componentes	Estación 1 Fracción Mol [%]	Estación 2 Fracción Mol [%]	Estación 3 Fracción Mol [%]	Estación 4 Fracción Mol [%]	Estación 5 Fracción Mol [%]
Dióxido de Carbono	0.0017360	0.0013083	0.0015353	0.001049	0.001189
Ácido Sulfhídrico	0.0012401	0.0009346	0.0010967	0.000749	0.091722
Nitrógeno	0.0012401	0.0009346	0.0010967	0.000749	0.000849
Metano	0.9346260	0.9507300	0.9421850	0.960469	0.864335
Etano	0.0449650	0.0338880	0.0397657	0.027189	0.030808
Propano	0.0076886	0.0057945	0.0067996	0.004649	0.005268
Iso-Butano	0.0008681	0.0006542	0.0007677	0.000524	0.000594
Butano	0.0028522	0.0021496	0.0025224	0.001724	0.001954
Iso-Pentano	0.0008587	0.0006472	0.0007594	0.000519	0.000588
Pentano	0.0014721	0.0011095	0.0013019	0.000890	0.001008
Hexano	0.0024535	0.0018491	0.0021698	0.001483	0.001681
Agua	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.000000	0.000000

Tabla 6.20 Características de los Gasoductos

	Longitud [Km]	Diámetro [in]	Espesor de pared [in]	Rugosidad [in]	Temperatura [°F]
GasoductoB1	10	32	0.5	0.001	82.4
GasoductoB2	15				77
GasoductoB3	20				77
GasoductoB4	10				77
GasoductoB5	10				82.4
GasoductoTunion	3				77
UnionGasoductoT	2				77
GasoductoTerminal	3				77

Tabla 6.21 Datos de Entrada para la Simulación

Nombre	Temperatura [°F]	Presión [psia]	Gasto de Volumétrico de gas [MMscf/d]	Gasto Másico [lb/s]
Estación 1	84.2	247.61	340	181.297
Estación 2	84.2	219.65	250	130.671
Estación 3	82.4	207	157.759	83.3404
Estación 4	84.2	187	226.925	117.164
Estación 5	0	0	0	0

En las tablas anteriores se observan los datos de entrada para realizar la simulación. Cabe recordar que al inicio solo se tienen cuatro operadores por lo que los datos en la estación 5 corresponden a cero. La diferencia de este modelo con el anterior es que IAM® puede administrar y controlar las operaciones de suministro de información de producción, el encendido y apagado a la red, por lo que esta tecnología puede mejorar muchas de las operaciones de administración de activos o en este caso bloques licitados; para este caso en particular IAM® enciende la fuente al día 6 de la simulación, debido a la gran cantidad de información que genera la simulación. Solo se muestra la simulación de 5 días, en las tablas 6.22, 6.23, 6.24, 6.25 y 6.26 se muestran los resultados de la simulación.

Tabla 6.22 Resultados Primer Día de Simulación Composicional

	Estación 1	Estación 5	Unión Par.	Estación 2	Unión	Estación 3	Estación 4	Unión Terminal	Terminal
	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]
CO2	0.794	0.000	0.794	0.440	1.235	0.326	0.321	0.711	1.881
H2S	0.439	0.000	0.439	0.244	0.683	0.180	0.177	0.394	1.041
N	0.361	0.000	0.361	0.200	0.561	0.148	0.146	0.323	0.855
CH4	155.920	0.000	155.920	116.610	272.530	72.928	106.924	203.365	452.382
C2H6	14.060	0.000	14.060	7.791	21.851	5.769	5.674	12.590	33.294
C3H8	3.526	0.000	3.526	1.953	5.479	1.447	1.423	3.157	8.348
i-C4H10	0.525	0.000	0.525	0.291	0.815	0.215	0.212	0.470	1.242
n-C4H10	1.724	0.000	1.724	0.955	2.679	0.707	0.696	1.544	4.082
i-C5H12	0.644	0.000	0.644	0.357	1.001	0.264	0.260	0.577	1.526
n-C5H12	1.104	0.000	1.104	0.612	1.716	0.453	0.446	0.989	2.615
n-C6H14	2.199	0.000	2.199	1.218	3.417	0.902	0.887	1.969	5.206
H2O	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Qm total	181.297	0.000	181.297	130.671	311.968	83.340	117.164	226.088	512.473

## Cuantificación de Volumen

Tabla 6.23 Resultados Día Seis de Simulación Composicional

	Estación 1	Estación 5	Unión Par.	Estación 2	Unión	Estación 3	Estación 4	Unión Terminal	Terminal
	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]
CO2	0.759	0.249	0.967	0.419	1.386	0.213	0.448	0.611	1.997
H2S	0.420	0.138	12.821	0.232	13.053	0.118	0.248	0.338	13.391
N	0.345	0.113	0.440	0.191	0.630	0.097	0.204	0.278	0.908
CH4	149.041	65.973	204.050	111.013	315.06	56.398	118.647	176.636	491.699
C2H6	13.440	4.408	17.115	7.417	24.532	3.768	7.927	10.813	35.345
C3H8	3.370	1.105	4.292	1.860	6.151	0.945	1.988	2.711	8.863
i-C4H10	0.502	0.164	0.639	0.277	0.915	0.141	0.296	0.403	1.319
n-C4H10	1.648	0.540	2.098	0.909	3.008	0.462	0.972	1.326	4.333
i-C5H12	0.616	0.202	0.784	0.340	1.124	0.173	0.363	0.495	1.620
n-C5H12	1.056	0.346	1.344	0.583	1.927	0.296	0.623	0.849	2.776
n-C6H14	2.102	0.689	2.676	1.160	3.836	0.589	1.240	1.691	5.527
H2O	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Qm total	173.298	73.928	247.226	124.399	371.62	63.198	132.954	196.152	567.778

Tabla 6.24 Resultados Día Doce de Simulación Composicional

	Estación 1	Estación 5	Unión Par.	Estación 2	Unión	Estación 3	Estación 4	Unión Terminal	Terminal
	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]
CO2	0.841	0.190	1.000	0.428	1.428	0.218	0.477	0.641	2.069
H2S	0.465	0.105	9.937	0.237	10.173	0.121	0.264	0.355	10.528
N	0.382	0.086	0.455	0.195	0.649	0.099	0.217	0.291	0.941
CH4	165.091	50.388	207.10	113.345	320.450	57.83	126.336	185.909	506.359
C2H6	14.887	3.366	17.694	7.573	25.267	3.864	8.441	11.342	36.608
C3H8	3.733	0.844	4.437	1.899	6.336	0.969	2.116	2.844	9.179
i-C4H10	0.556	0.126	0.660	0.283	0.943	0.144	0.315	0.423	1.366
n-C4H10	1.825	0.413	2.169	0.928	3.098	0.474	1.035	1.391	4.488
i-C5H12	0.682	0.154	0.811	0.347	1.158	0.177	0.387	0.520	1.677
n-C5H12	1.169	0.264	1.390	0.595	1.985	0.304	0.663	0.891	2.876
n-C6H14	2.328	0.526	2.767	1.184	3.951	0.604	1.320	1.774	5.725
H2O	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Qm total	191.961	56.464	248.42	127.013	375.437	64.809	141.570	206.379	581.816

Tabla 6.25 Resultados Día 21 de Simulación Composicional

	Estación 1	Estación 5	Unión Par.	Estación 2	Unión	Estación 3	Estación 4	Unión Terminal	Terminal
	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]
CO2	0.794	0.323	1.036	0.437	1.473	0.323	0.306	0.623	2.096
H2S	0.439	0.178	14.868	0.242	15.109	0.178	0.169	0.345	15.454
N	0.361	0.147	0.471	0.199	0.670	0.147	0.139	0.283	0.953
CH4	155.920	85.467	219.92	115.677	335.598	85.467	81.026	166.668	502.267
C2H6	14.060	5.710	18.336	7.728	26.065	5.710	5.413	11.027	37.091
C3H8	3.526	1.432	4.598	1.938	6.536	1.432	1.357	2.765	9.300
i-C4H10	0.525	0.213	0.684	0.288	0.973	0.213	0.202	0.411	1.384
n-C4H10	1.724	0.700	2.248	0.948	3.196	0.700	0.664	1.352	4.548
i-C5H12	0.644	0.262	0.840	0.354	1.194	0.262	0.248	0.505	1.700
n-C5H12	1.104	0.449	1.440	0.607	2.047	0.449	0.425	0.866	2.914
n-C6H14	2.199	0.893	2.867	1.209	4.076	0.893	0.847	1.724	5.800
H2O	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Qm total	181.297	95.773	267.31	129.626	396.936	95.773	90.797	186.569	583.506

Tabla 6.26 Resultados Día 30 de Simulación Composicional

	Estación 1	Estación 5	Unión Par.	Estación 2	Unión	Estación 3	Estación 4	Unión Terminal	Terminal
	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]	Qm [Lb/s]
CO2	0.820	0.272	1.047	0.414	1.461	0.225	0.290	0.497	1.958
H2S	0.454	0.150	13.986	0.229	14.214	0.125	0.161	0.275	14.489
N	0.373	0.124	0.476	0.188	0.664	0.102	0.132	0.226	0.890
CH4	160.964	71.988	220.98	109.613	330.602	59.652	76.867	137.101	467.703
C2H6	14.515	4.810	18.525	7.323	25.849	3.985	5.136	8.798	34.647
C3H8	3.640	1.206	4.645	1.836	6.481	0.999	1.288	2.206	8.688
i-C4H10	0.542	0.179	0.691	0.273	0.965	0.149	0.192	0.328	1.293
n-C4H10	1.780	0.590	2.271	0.898	3.169	0.489	0.630	1.079	4.248
i-C5H12	0.665	0.220	0.849	0.336	1.184	0.183	0.235	0.403	1.588
n-C5H12	1.140	0.378	1.455	0.575	2.030	0.313	0.403	0.691	2.722
n-C6H14	2.270	0.752	2.897	1.145	4.042	0.623	0.803	1.376	5.418
H2O	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Qm total	187.162	80.669	267.83	122.831	390.662	66.845	86.136	152.981	543.643



## Cuantificación de Volumen

En las figuras 6.22 y 6.23 se muestra el resumen de medición en la terminal durante los 30 días de simulación del gasto volumétrico de gas, en el que se puede apreciar la participación e inclusión del nuevo operador al sexto día de haber comenzado las mediciones.



Figura 6.22 Gasto de másico de gas en la terminal con la incorporación de un operador más.

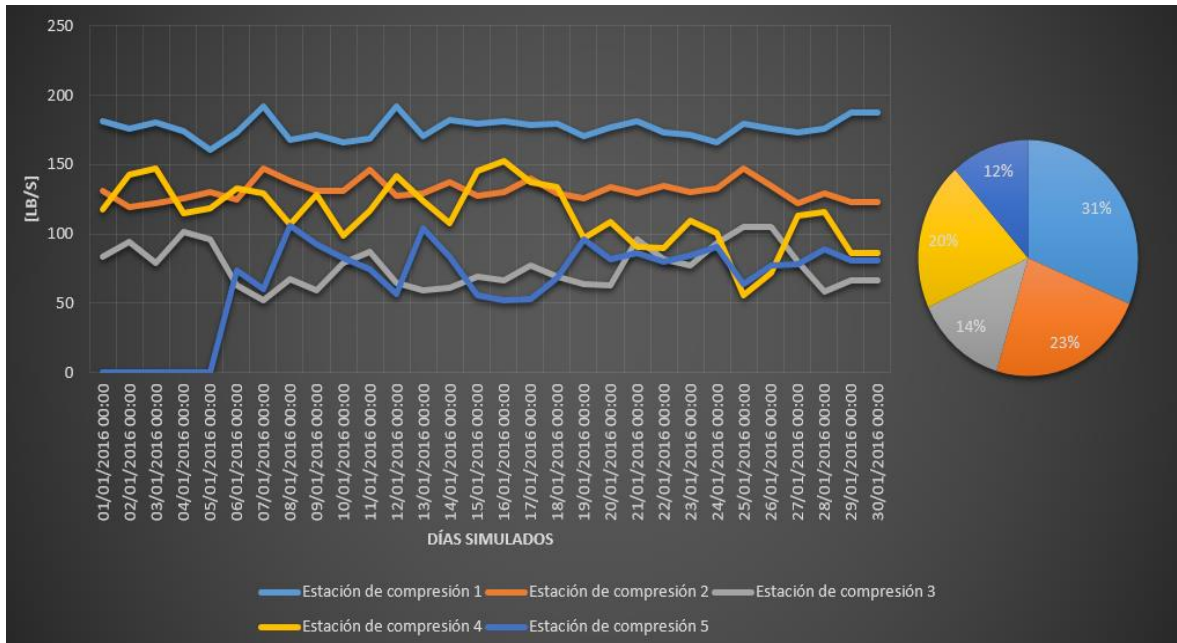


Figura 6.23 Comportamiento de la medición másica en las estaciones. La grafica de pastel representa el aporte mensual por batería al ducto

### **6.3 Consideraciones Importantes**

Durante este capítulo se han descrito tres diferentes métodos para realizar la cuantificación de volumen, tanto de forma teórica como aplicada a casos reales a los que nos podremos enfrentar, según la información disponible con la que se cuenta. Si bien en la actualidad se realizan operaciones al respecto (asignación de producción también conocido como prorrateo de la producción), las operaciones de medición quedan un tanto limitadas con respecto a las nuevas regulaciones que se tienen que cumplir con lo propuesto por la CNH para la medición de hidrocarburos.

Existen algunas consideraciones para los modelos descritos anteriormente (volumétrico, simulación de flujo multifásico en estado estacionario y el modelo integrado de simulación composicional), y algo que no debemos dejar pasar, es la aplicación del enfoque sistémico, pues se podrán tener todos los métodos bien aplicados en las tres etapas pero si alguno de los elementos falla, no se podrá cumplir con el objetivo general de la medición.



## CAPÍTULO 7

### PROCESOS DE CAMPO

A lo largo de esta tesis se ha mencionado la importancia de los procesos involucrados en las etapas de la cadena de valor y como estas juegan un papel trascendental en el sistema de medición, este elemento de procesos de tratamiento y acondicionamiento de aceite y gas proporciona lo indispensable en cuestión para satisfacer lo que en los anteriores capítulos se ha descrito como calidad y que es indispensable para obtener las ganancias esperadas.

(Lake, 2007) menciona que los pozos de petróleo o gas producen una mezcla de hidrocarburos: gas, condensados o aceite; agua con minerales disueltos, usualmente incluyen una gran cantidad de sal; otros gases; incluyendo nitrógeno, dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), y posiblemente ácido sulfúrico ( $\text{H}_2\text{S}$ ); y sólidos incluyendo arenas de los yacimientos, suciedad, óxido, y productos que causan corrosión en la tubería. Por otro lado, (Ovuema & Okotie, 2015) mencionan que en el transporte de crudo hay tres condiciones que deben existir para para la emulsión, estas son: dos líquidos deben ser inmiscibles, y debe de existen un agente emulsionante y una suficiente energía de agitación para dispersar una fase de otra.

Es así como este elemento del enfoque sistémico se encuentra presente a lo largo de las etapas de producción, de no tenerlo en cuenta se tendrán las penalizaciones por incumplimiento en la calidad de los hidrocarburos, así como posibles consecuencias en las instalaciones, como por ejemplo: ductos, bombas, etc. En este capítulo mencionaré estos procesos que son tan importantes como cualquier otro elemento del sistema de medición.

## 7.1 Procesos de Tratamiento de Hidrocarburos

### 7.1.1 Procesos de Tratamiento de Aceite

En el capítulo dos se hizo mención de la infraestructura perteneciente a cada etapa de todo el Sistema Integral de Producción, para desarrollar este tema, comencare con el proceso de separación de aceite en la etapa uno y como este primer proceso influye en las siguientes etapas de distribución y comercialización. Debido a la cantidad de información al respecto del tema, únicamente describiré cada uno de estos procesos sin profundizar en el proceso, ni en cuestiones de diseño; para que así el lector identifique lo correspondiente a este tema. En la figura 7.1 se puede observar los procesos típicos de tratamiento de aceite.

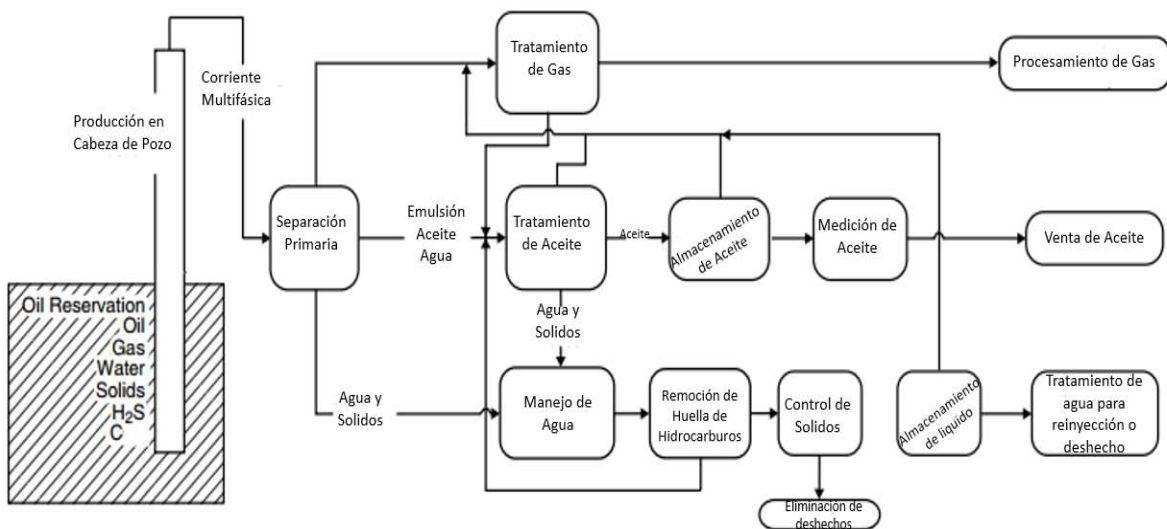


Figura 7.1 Procesos típicos de tratamiento de aceite (Lyons, 2010)

### 7.1.2 Separación Inicial de Aceite y Gas

Debido a la naturaleza de múltiples componentes del fluido producido, cuanto mayor es la presión a la que se produce la separación inicial, mayor será líquido obtenido en el separador. (Arnold & Stewart, 1999), nos dice que la separación no es perfecta, siempre hay algo de agua que queda en el aceite; puede variar desde

1% a más de 20% de agua en el aceite en volumen. Al reducir la gravedad API (es decir, cuanto mayor sea el peso molecular y la viscosidad del aceite), la separación será menos eficiente. Este líquido contiene algunos componentes ligeros que se vaporizarán en el tanque de almacenamiento en la etapa de distribución. Si la presión de separación inicial es alta, los componentes ligeros permanecerán en la fase líquida en el separador y se perderá la fase de gas en el tanque. Si la presión es demasiado baja, muchos de estos componentes ligeros se estabilizarán en el líquido dentro del separador y se perderá la fase gaseosa.

La figura 7.2 muestra un proceso de separación de tres etapas. El líquido es separado con la presión inicial y así sucesivamente dos veces hasta llegar al de baja presión antes de entrar al tanque de almacenamiento. Tradicionalmente, el tanque de almacenamiento normalmente no es considerado una estación de separación del proceso de separación, aunque (Arnold & Stewart, 2008) afirma que esto debe ser considerado como una estación más dentro del proceso de separación.

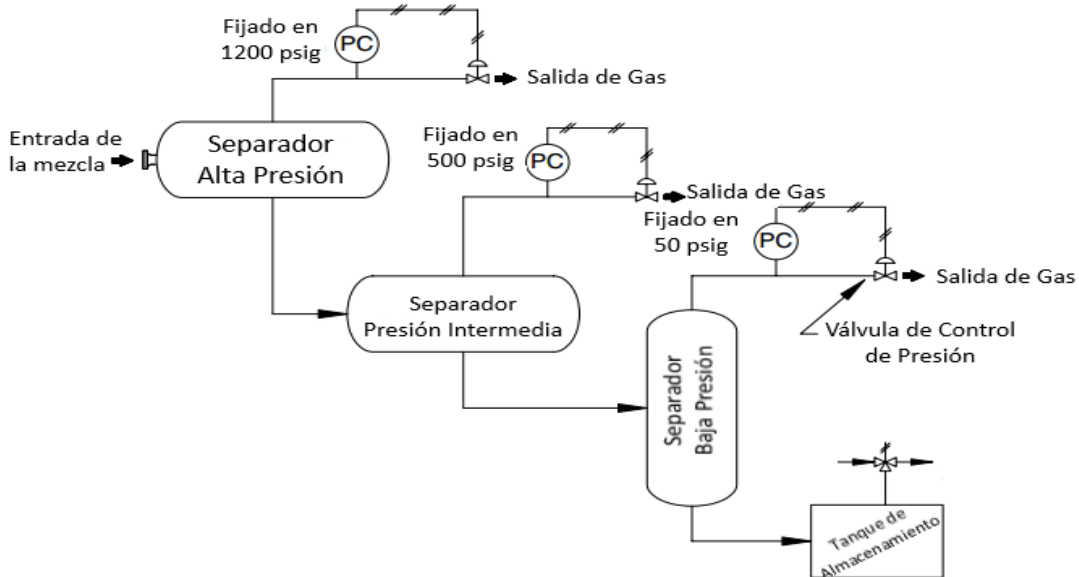


Figura 7.2 Proceso de separación de tres etapas (Arnold & Stewart, 2008)

En la figura anterior se muestra una configuración típica de separación, el primer separador es llamado separación de producción o de alta presión llamado

así porque reciben los fluidos provenientes de los pozos, los separadores de alta e intermedia; corresponden al proceso de separación de dos etapas; el separador de baja presión es para el proceso de separación de tres etapas, esta última etapa es comúnmente conocida como eliminador de agua libre o "free-water knock out"; ya que está diseñado para separar el agua libre del aceite y la emulsión, así como el gas separado del líquido.

Si la producción está a alta presión, (por ejemplo, 500 a 1200 psig) y si el aceite del separador se coloca directamente en una tubería, el gas se liberará a medida que disminuye la presión debido a las pérdidas por fricción en la tubería. Como el gas ocupa un volumen mucho más grande que la masa equivalente del aceite, por lo que una tubería dimensionada para el flujo de líquido será demasiado pequeña, resultando en velocidades excesivas y caída de presión. Por esta razón, los propietarios de oleoductos generalmente especifican una presión de vapor máxima permitida para evitar que los componentes más ligeros en el aceite se liberen. El proceso de reducción de la presión de vapor en el aceite para cumplir las especificaciones de aceite de tuberías se llama "estabilización".

### **7.1.2.1 Factores que Afectan la Separación**

Las características de la corriente de flujo afectarán en gran medida el diseño y operación de un separador. Los siguientes factores deben ser determinados antes de diseñar el separador:

- Flujos de aceite y gas (mínimo, promedio y pico),
- Diseño y operación de presiones y temperaturas,
- Las propiedades físicas de los fluidos tales como la densidad y factor de compresibilidad,
- Diseñado de acuerdo al grado de separación (por ejemplo, la eliminación del 100% de las partículas mayor que 10 micras),
- Presencia de impurezas (parafina, arena, escala, etc.),
- Tendencias del petróleo crudo a formar espumas,
- Tendencias corrosivas de los líquidos o de gas.

### 7.1.2.2 Tipos de Separadores y Componentes Básicos

Los separadores básicamente pueden ser clasificados de acuerdo al tipo de contenedor y al tipo de etapas o fases de separación siendo bifásicos y trifásicos:

- Cilíndricos
  - Vertical
  - Horizontal
- Esféricos

Cada una de estas formas consideran distintos retos, por ejemplo los separadores verticales ocupan una menor área se dice tener la capacidad de manejar grandes cantidades de arena y puede ser más fácil de limpiar, en la siguiente tabla muestro algunas ventajas y desventajas por tipo de separador.

Tabla 7.1 Comparación de los diferentes tipos de separadores

	Vertical	Horizontal	Esférico
Ventajas	Puede manejar grandes cantidades de arena Fácil de limpiar Ocupa una menor área El control del nivel del líquido no es crítico	Puede manejar corrientes con mayor RGA Más barato que el vertical Requiere menor tubería para las conexiones Reduce la turbulencia y la formación de espuma	Muy barato Manejo de medio a bajo contenido de RGA Muy compacto y fácil de instalar
	Vertical	Horizontal	Esférico
	Menor tendencia a la re vaporización del líquido debido a una mayor distancia entre la salida del gas y el nivel del líquido	Apilando los separadores se puede reducir el requerimiento de espacio	Mejor limpieza de salida



Desventajas	<p>Necesita ser más largo si se requiere manejar más gas</p> <p>Es más caro de fabricar</p> <p>Difícil y más costoso de trasportar hasta la instalación</p>	<p>Generalmente requieren de mayor espacio</p> <p>Control de nivel de líquido es critico</p> <p>Más difícil de limpiar</p>	<p>Sección de sedimentación del líquido muy limitado</p> <p>El control del nivel del líquido es critico</p>
Uso ideal	<p>El manejo de RGA va de bajo a medio y se espera se tenga grandes cantidades de aceite.</p>	<p>Crudos con alto RGA, espumosos o líquidos. Bueno para diversas situaciones.</p>	<p>Manejo de medio a bajo RGA, Preferiblemente para separación bifásica.</p>

En las siguientes figuras 7.3 y 7.4 se muestran los separadores bifásicos así como algunos de sus componentes para entender el funcionamiento del mismo.

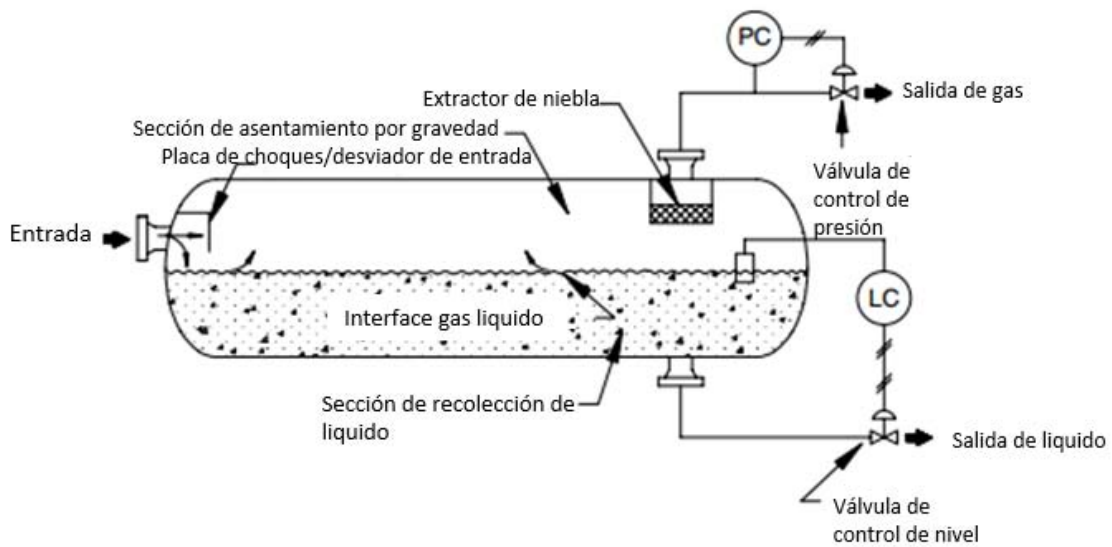


Figura 7.3 Separador Horizontal (Arnold and Stewart, 2008)

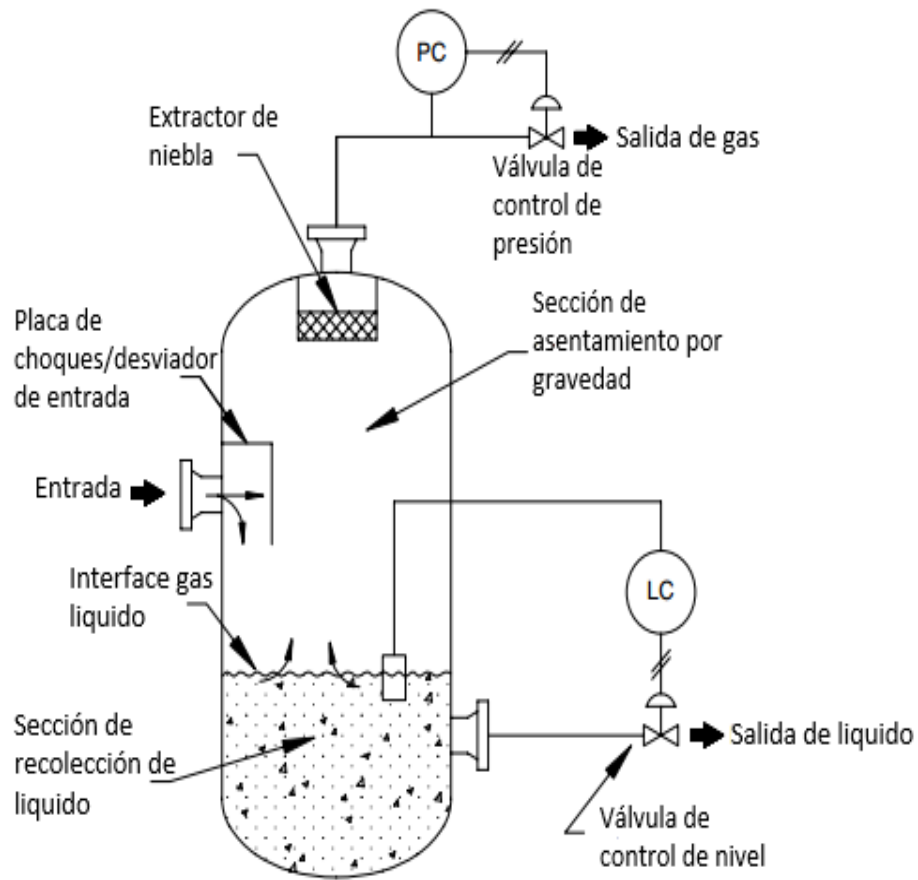


Figura 7.4 Separador Vertical (Arnold and Stewart, 2008)

Los componentes básicos para el funcionamiento de los separadores son:

- Placa de choque o desviador de entrada: La corriente de entrada al separador es típicamente una mezcla con flujo turbulento de alta velocidad. El desviador de entrada, a veces referido como la sección de separación primaria, cambia bruscamente la dirección del flujo permitiendo la separación de gas y líquido.
- La sección de recolección de líquido: Se encuentra en la parte inferior del recipiente, ofrece el tiempo de retención requerido necesario para

que por gravedad las fases se separen. El grado de separación es dependiente en el tiempo de residencia proporcionado y por la cantidad de líquido que el separador puede contener.

- La sección de asentamiento por gravedad: A medida que la corriente de gas entra esta sección, el gas que no pudo ser separado por la placa de choque se separa por gravedad.
- Extractor de niebla: Cuando el gas deja la sección de asentamiento por gravedad pequeñas gotas son absorbidas por este sistema, el extractor debe de contener numerosos cambios de dirección para poder separar el líquido existente en la fase gaseosa absorber el gas y dejar que el líquido se precipite.

En los separadores esféricos se tiene básicamente los mismos componentes, en la figura 7.5 muestro como está conformado el tanque así como los elementos que contiene para realizar la separación.

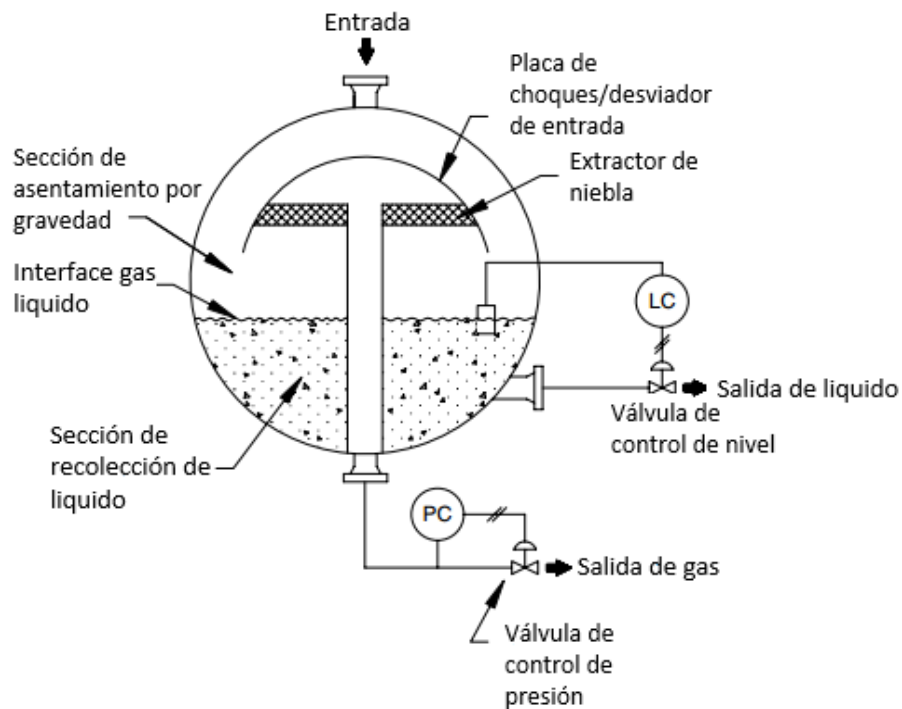


Figura 7.5 Separador Esférico (Arnold and Stewart, 2008)

Una vez que hemos cubierto la separación de dos fases, y dado la importancia de poder entender los procesos, existe la separación trifásica, puesto que la mezcla no solo puede venir en dos fases, el término trifásico se utiliza normalmente cuando hay una gran cantidad de gas que se separa del líquido, y las dimensiones del recipiente están determinados por la capacidad de gas, además, de una tercera fase que es el agua producida proveniente del acuífero.

El "Separador trifásico" y "eliminador de agua libre" son términos utilizados para describir recipientes de presión que están diseñados para separar y eliminar la agua libre de una mezcla de aceite crudo y agua. Uno de los problemas presentes en el separador son las emulsiones. (Kurtal & Agrawal, 1988) Mencionan que la emulsión se encuentra por lo general cuando el agua se encuentra dispersa en forma de gotas finas en la mayor parte del aceite, en la figura 7.6 se muestra el separador trifásico así como algunos de sus componentes.

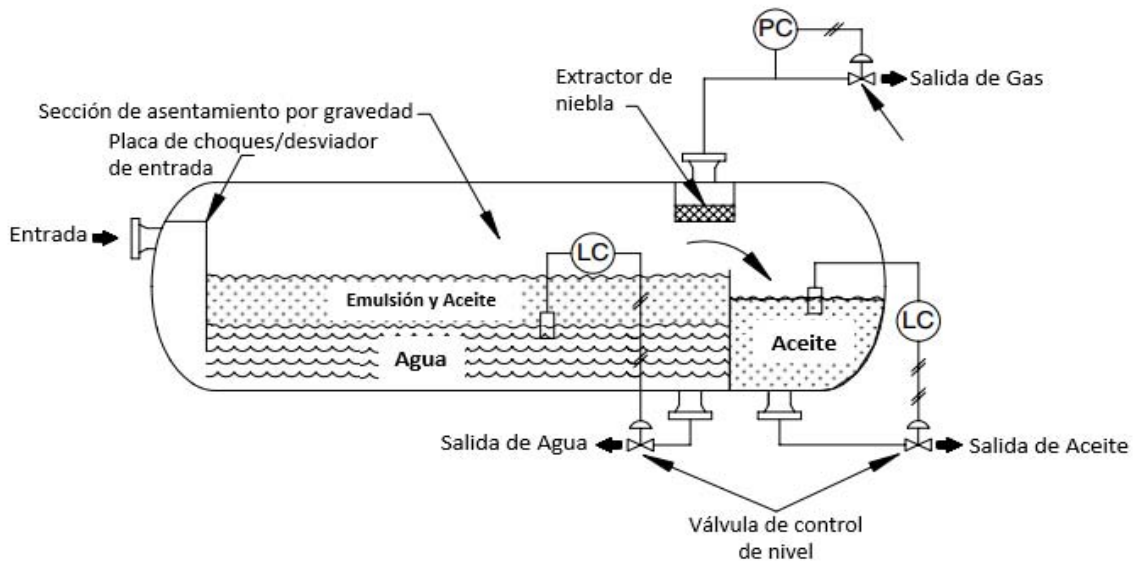


Figura 7.6 Separador Trifásico (Arnold and Stewart, 2008)

El agua producida fluye desde una boquilla de salida. Un controlador de nivel de interfaz detecta la altura de la interface agua-aceite. El controlador envía una señal a la válvula de control que descarga de agua dejando la cantidad correcta de agua de manera que la interface aceite-agua se mantiene a la altura de diseño.

El gas fluye horizontalmente y hacia fuera a través de un extractor de niebla a una válvula de control de presión que mantiene la presión del recipiente constante. El nivel de la interface gas-aceite puede variar de 50% a 75% del diámetro en función de la separación líquido-gas.

Dadas las características de los separadores y la forma en la que están diseñadas, así como, los componentes con los que cuentan a continuación muestran las siguientes tablas en donde se observa la eficiencia de separación dependiendo las etapas y la producción obtenida en unidades de campo y sistema internacional.

---

Tabla 7.2a  
Efectos de separación por presión con una corriente rica en condensados  
(Unidades de Campo)

---

Caso	Estaciones de separación (psia)	Líquido producido (bopd)	Compresor Requerimiento en hp
I	1215; 65	8400	861
II	1215; 515; 65	8496	497
III	1215; 515; 190; 65	8530	399

---

---

Tabla 7.2b  
Efectos de separación por presión con una corriente rica en condensados  
(Sistema Internacional SI)

---

Caso	Estaciones de separación (kPa)	Líquido producido (m <sup>3</sup> /hr)	Compresor Requerimiento en kW
I	8377; 448	55.6	642
II	8377; 3551; 448	56.3	371
III	8377; 3551; 1310; 448	56.5	298

---

### 7.1.3 Sistemas de Tratamiento de Aceite Crudo

Separar el agua del aceite producido se ha realizado mediante diversos planes con diversos grados de éxito. (Walsh & Georgie, 2012) Mencionan que el tiempo de residencia requerido para la separación de aceite y agua en un separador primario de tres fases depende de las características del fluido, tales como: la densidad del agua, el tamaño de la gota de aceite y la viscosidad del agua (en relación con la temperatura), cuanto mayor sea la fuerza de la separación, mayor fluido se podrá procesar en un volumen de tanque determinado por unidad de tiempo. El problema de eliminar el agua emulsionada ha crecido y muchas veces es cada vez más difícil, ya que con algunos nuevos métodos de producción se obtiene más agua con aceite de las formaciones productoras, de zonas inundadas, y los pozos estimulados por técnicas de recuperación térmica y química.

#### 7.1.3.1 Eliminador de Agua Libre

Un eliminador de agua libre es un recipiente a presión utilizado para eliminar el agua libre de corrientes de petróleo crudo. (Arnold & Stewart, 2008) define este tipo de tratamiento (Free Water Knock Out) como un término para explicar la presión en un tanque cerrado, y que está diseñado para segregar el agua del aceite y una mezcla de aceite y agua como puede observar en la figura 7.7.

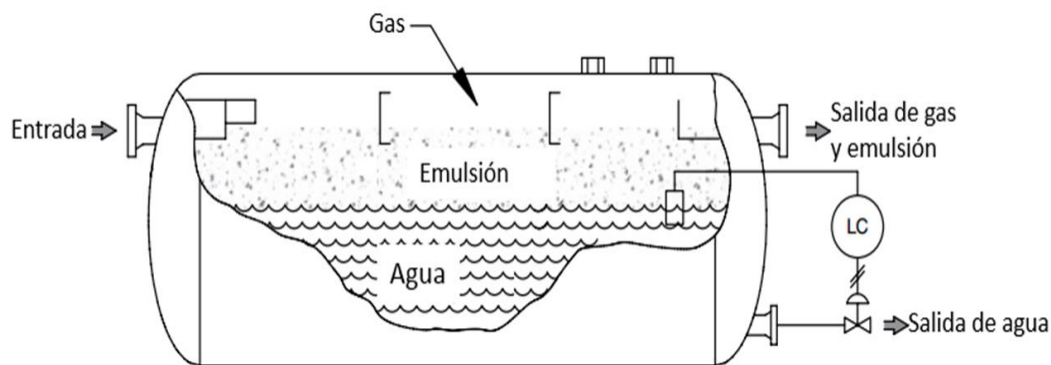


Figura 7.7 Eliminador de Agua Libre (Arnold and Stewart, 2008)

Está situado en la trayectoria de flujo de producción donde la turbulencia se ha minimizado, al final de la separación de dos o tres etapas debido a la variación en menor cantidad de los volúmenes de gas, es por eso que los separadores deben de ir antes pues ayudan a eliminar la mayor parte del gas reduciendo la turbulencia. Restricciones tales como orificios, estranguladores, válvulas de globo, y otros accesorios crean turbulencias en los líquidos que agravan emulsiones. Volúmenes anormales de gas en la corriente de entrada puede requerir tanques proporcionalmente más grandes, estos volúmenes pueden afectar la tasa de rendimiento.

El eliminador de agua libre tiene una mayor eficiencia, cuando las presiones han disminuido lo suficiente como 50 psig (345 kPa) o menos y gran parte del gas ha sido eliminado del líquido. Los Elementos internos deben estar recubiertos o protegidos de la corrosión ya que serán en constante contacto con el agua salada.

### **7.1.3.2 Gunbarrel Tank o tanque lavador**

Gunbarrel Tank, a veces llamado tanque lavador, es el equipo más antiguo utilizado para el tratamiento de petróleo en tierra. Es un tratador de flujo vertical a condición atmosférica, y es en donde el flujo proveniente terminara separándose en este contenedor logrando tener las fases separadas, gas, agua y aceite, pueden existir diferentes métodos de tratamiento de crudo para separar las fases de la emulsión para ejemplificar esto en la tabla 7.3 se muestran algunos métodos de tratamiento en la figura 7.8 se muestra este tanque y la forma de tratamiento. El aceite se acumula en la parte superior y fluye hacia fuera a través de la línea de desbordamiento en el depósito de decantación de aceite. El agua fluye desde el fondo del tanque. El tiempo de estabilización en el tanque de la corriente de fluido total es generalmente de 12 a 24 horas.

Tabla 7.3 Métodos para ayudar a la desestabilización, la coalescencia y separación gravitacional

Desestabilización	Coalescencia	Separación Gravitacional
Calentamiento	Calentamiento	Calentamiento
Químico	Agitación	Asentamiento Gravitacional
Destilación	Placas Coalescentes	Centrifugación
	Campos Electroestáticos	
	Lavador de Agua	
	Filtración	
	Empacamiento Fibroso	
	Tiempo de Retención	
	Centrifugación	

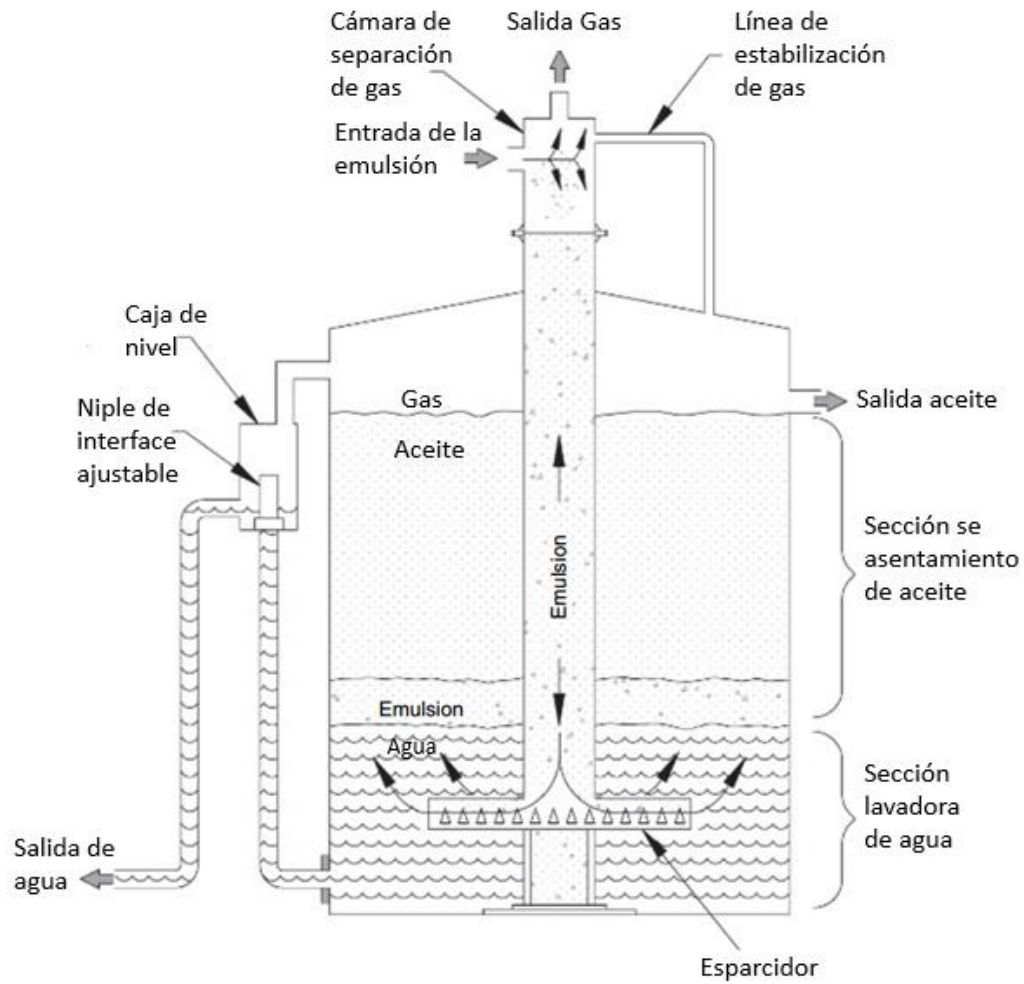


Figura 7.8 Gunbarrel Tank (Lyons and Plisga, 2005)



### 7.1.3.3 Calentadores

Calentadores son tanques utilizados para elevar la temperatura del líquido antes de que entra en tanque de lavado, o tratador flujo horizontal. Son usados para el tratamiento de emulsiones de crudo. Son usados comúnmente en operaciones de exploración, existen calentadores indirectos y calentadores de fuego directo. Los calentadores de fuego directo utilizan la combustión dentro de un tubo para calentar el líquido exterior que se encuentra rodeando el tubo. Calentadores indirectos tienen un tercer elemento, que es la bobina de flujo del proceso. Además los calentadores tienen accesorios tales como quemadores, reguladores, válvulas de alivio, termómetros, controladores de temperatura, etc.

En la figura 7.9 se puede observar los calentadores indirectos. En los calentadores indirectos el aceite fluye a través de tubos que se sumergen en agua y que a su vez se calientan mediante un tubo que proporciona el calor, también ser que el calor puede ser suministrado por un fluido, vapor o calentadores eléctricos sumergidos, en lugar de un tubo que caliente el exterior. La principal desventaja es que estos calentadores requieren varias horas para alcanzar la temperatura deseada después de haber estado fuera de servicio.

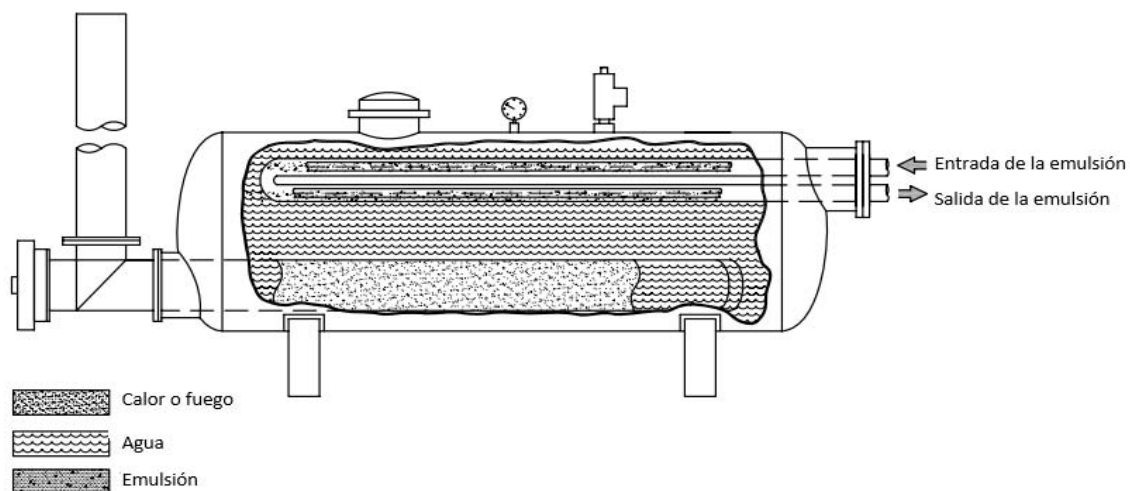


Figura 7.9 Calentador horizontal indirecto (Arnold and Stewart, 2008)

El aceite fluye a través de un distribuidor de entrada y se calienta directamente por una caja de fuego. Alternativamente, el calor puede ser suministrado al agua por un medio fluido de calentamiento, vapor, o un calentador eléctrico sumergido en lugar del tubo. Calentadores encendidos directos son alcanzan la temperatura deseada y tienen una eficiencia de entre el 75 a 90%, y ofrecer una costo inicial razonable. Calentadores de fuego directo se utilizan normalmente donde el gas como combustible está disponible y un volumen alto volumen se requiere del tratamiento. Por otra parte son peligrosos y requiere equipo especial de seguridad. El calor puede acumularse directamente en el acero lo que hace que el metal se pueda suavizar o doblar lo que puede ocasionar que el metal se rompa permitiendo que el aceite fluya al interior de la caja de fuego resultando en un incendio. En la figura 7.10 muestra el calentador de fuego directo.

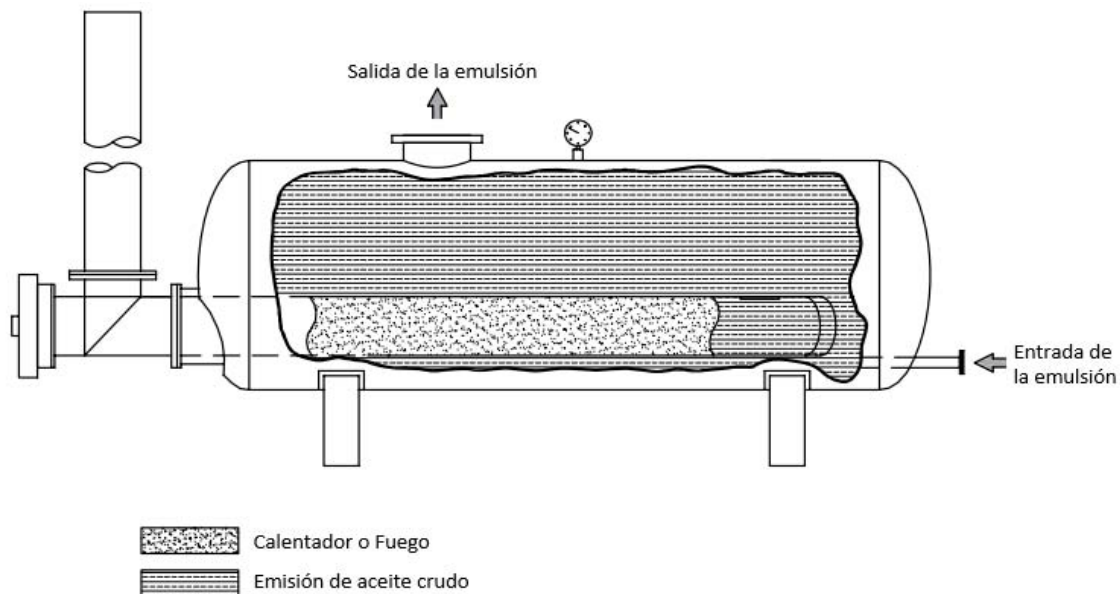


Figura 7.10 Calentador de fuego directo (Arnold and Stewart, 2008)

#### 7.1.3.4 Tratadores Térmicos

Los tratadores térmicos son una mejora sobre el Gunbarrel y el calentador. Puede manejar varias condiciones tales como la viscosidad, la gravedad API, bajas o altas tasas de flujo, la corrosión y el frío. Cuando se compara con los Gunbarrel,

los tratadores térmicos son menos costosos al principio, ofrecen menores costos de instalación, proporcionar una mayor eficiencia térmica, una mayor flexibilidad, y experimentar una mayor eficiencia global. Por otro lado por su diseño ofrecen menos espacio de almacenamiento para sedimentos, y son más sensibles a los productos químicos. Los tratadores térmicos son más pequeños que otros tanques de tratamiento, sus tiempos de retención son muy cortos (10 a 30 min) cuando se compara con gunbarrel. La acumulación de sedimentos en las paredes o el fondo del tratador pueden hacer que los niveles de la interfaz suban y líquido pueda salirse del tratador como se observa en la figura 7.11. Se deben realizar inspecciones periódicas por lo menos cada seis meses para verificar que no exista corrosión, acumulación de sedimentos, o acumulación de cal.

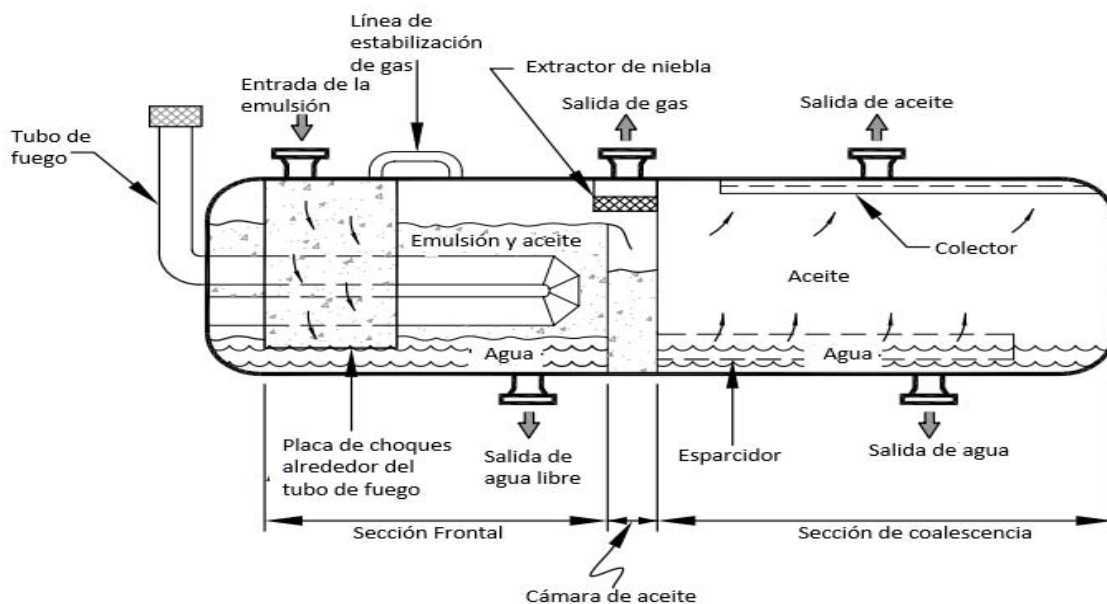


Figura 7.11 Tratadores térmicos (Bradley, 1987)

### 7.1.3.5 Deshidratación de Aceite

La coalescencia de las gotas de agua en un campo eléctrico depende de las características de la emulsión en particular a tratar. La experiencia de campo tiende a indicar que tratadores electrostáticos son eficaces a reducir el contenido de agua en el crudo dejándolos en un nivel de 0.2 a 0.5% de agua en el aceite. Esta

característica los hace particularmente atractivos para las operaciones de desalación aceite. Es indispensable y para aumentar la eficiencia se realice el diseño para un deshidratador horizontal la figura 7.12 muestra la configuración que en un diseño horizontal se le denomina tanque “deshidratador de petróleo”.

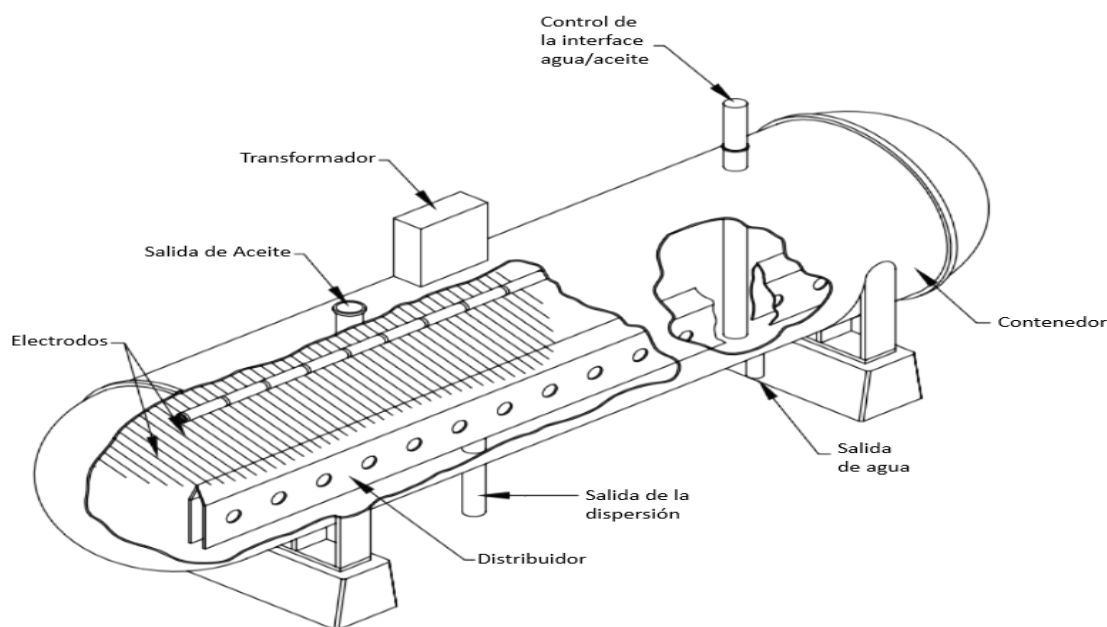


Figura 7.12 Deshidratador horizontal (Arnold and Stewart, 2008)

### 7.1.3.6 Sistema de Desalado de Aceite Crudo

El proceso de eliminación de sales solubles en agua a partir de una corriente de aceite se llama desalado. Casi todo el petróleo crudo contiene agua y casi siempre contiene sales disueltas, específicamente cloruro de sodio, magnesio, y calcio. La mayoría del agua la salada producida se elimina por separación y en el proceso de tratamiento de aceite. Sin embargo, una pequeña cantidad de agua arrastrada permanece en el petróleo crudo. (Linga et al, 2009) Mencionan que las sales que se tienen en el aceite pueden causar una corrosión potencial en presencia de agua, así como incrustaciones, tapar, escariar y otros efectos perjudiciales en las instalaciones tanto de proceso como de transporte. El agua puede ser expulsada en forma de vapor. Sin embargo, la sal en el agua no sale con el vapor, cristaliza y permanece suspendido en el aceite, o se puede depositar dentro de equipos.

Debido a estos problemas, en las refinerías se requieren generalmente que el contenido de sal en el petróleo crudo se reduzca a niveles muy bajos antes del procesamiento. Para cumplir con este requerimiento es necesario llevar a cabo la desalinización.

### 7.1.3.7 Desalado de Una Etapa

En este sistema, el agua para diluir se inyecta en la corriente de aceite y luego se mezcla. El aceite entra entonces en el desalador donde se elimina el agua. Para reducir los requerimientos dilución de agua, el aceite crudo se puede deshidratar antes del proceso de desalado. Esto elimina la mayor parte del agua producida antes de la desalación como se muestra en la figura 7.13.

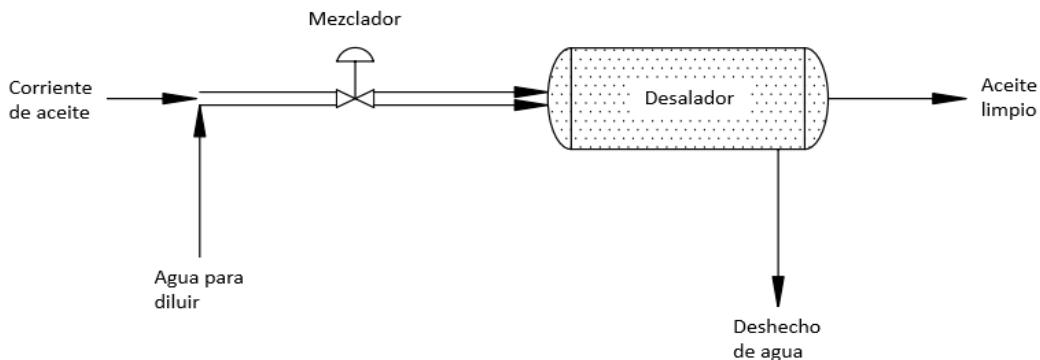


Figura 7.13 Desalador de una etapa (Arnold and Stewart, 2008)

Realizar un premezclado antes del proceso de desalado facilita el diluir agua en la corriente esto se utiliza un sistema de boquillas instalados antes del desalador. Como se observa en la figura 7.14, el agua se bombea a través de las boquillas y luego distribuye por toda la corriente de aceite. Estos sistemas son eficaces y generalmente menos costosas.

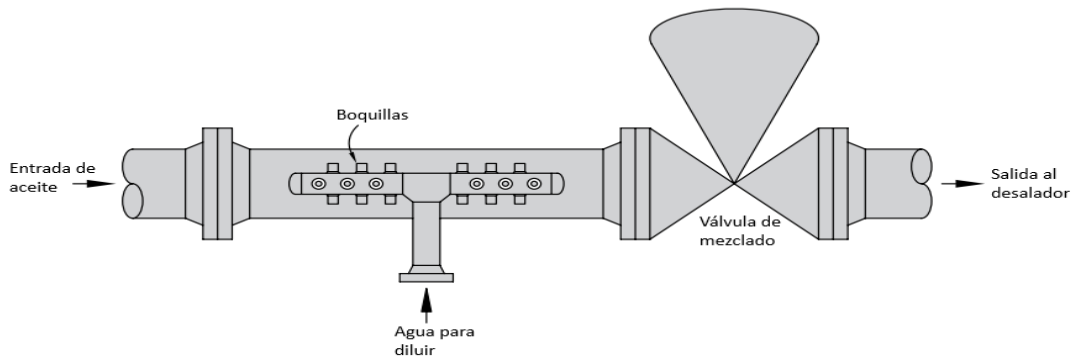


Figura 7.14 Sistema boquillas rociadoras (Arnold and Stewart, 2008)

### 7.1.3.8 Desalado de Dos Etapas

La figura 7.15 muestra el que sistema dos etapas. Este sistema es muy similar al deshidratador y al desalador antes descrito, con la diferencia que el agua eliminada en la segunda etapa se recicla bombeándola nuevamente a la primera etapa, la adición de este sistema de reciclaje ayuda a diluir el agua salada antes de la primera etapa, esto con el fin de evitar tener un deshidratador y un desalador, si es necesario se pueden agregar más etapas de desalado con el mismo principio.

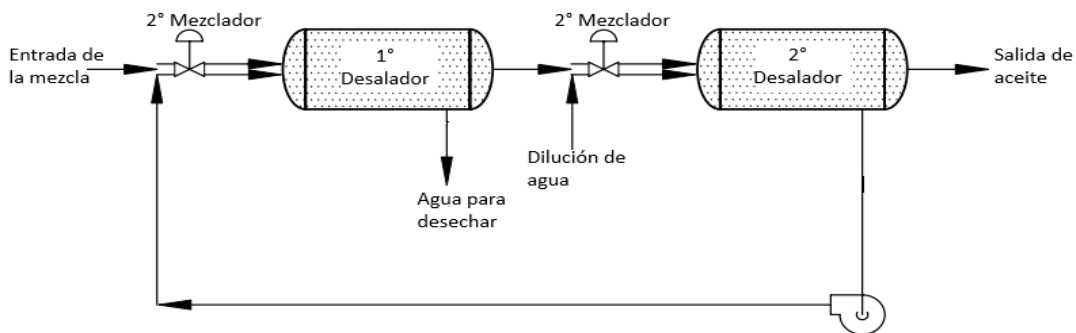


Figura 7.15 Desalador de dos etapas (Arnold and Stewart, 2008)

### 7.1.3.9 Tanques de Almacenamiento

En la producción, distribución y comercialización de productos derivados del petróleo requieren muchos tipos y tamaños de los tanques de almacenamiento, su clasificación es igualmente amplia dependiendo del tipo de hidrocarburo que corresponda (gas y aceite). La volatilidad del fluido almacenado, y la presión a la que se someterá el mismo, determinarán el tipo de tanque que se usará. Existen tanques que generalmente trabajan a presión atmosférica, es decir que son tanques que están diseñados para operar a una presión interna en donde la presión de vapor real es aproximadamente equivalente a la presión atmosférica, entendiéndose que presión de vapor de un líquido, es la presión de su vapor a una temperatura dada cuando las fases de vapor y líquido están en equilibrio.

Una forma típica que se ha empleado para la clasificación de tanques es por las características de su techo, en base a esto los hay de techo fijo y de techo flotante, como podemos observar en la figura 7.16. Estos últimos han tenido gran aceptación debido a la ventaja adicional de controlar automáticamente el espacio disponible a los vapores.

De acuerdo al estándar API 650 se pueden clasificar por el tipo de techo:

1. Techo fijo: se emplea para contener productos no volátiles o de bajo contenido de componentes ligeros (no inflamables) como son: agua, diésel, asfalto, petróleo crudo, etc. Pueden ser: techos autosoportados, o techos soportados.
2. Techo flotante: se emplea para almacenar productos con alto contenido de componentes volátiles como son: alcohol, gasolina y combustibles en general. Este tipo de techos fue desarrollado para reducir o anular la cámara de aire o espacio libre entre el espejo del líquido y el techo.

3. Tanques sin techo: se usan para almacenar productos en los cuales no importa que este se contamine o que se evapore a la atmosfera como es el caso del agua residual o contra incendios.

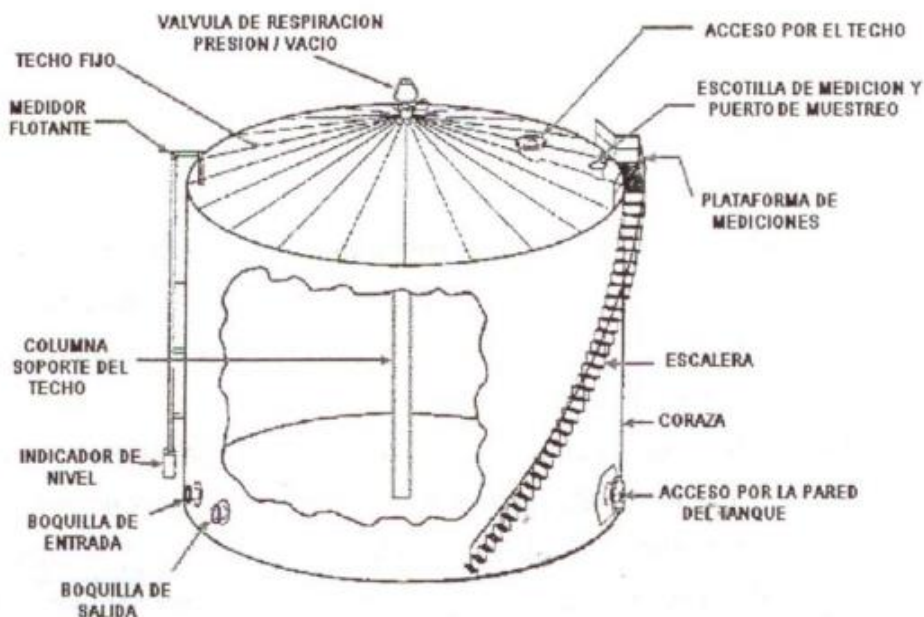


Figura 7.16 Tanque de almacenamiento de techo fijo (Parrales, 2011)

### 7.2.1 Procesos de Tratamiento de Gas

(Wang & Economides, 2009) mencionan que el gas natural producido a partir de un aceite (gas asociado), o de yacimientos de gas (gas no asociado) es una mezcla compleja con diferentes compuestos hidrocarburos (principalmente metano y cantidades variables de etano, propano, butano, e hidrocarburos de peso molecular aún más altos), vapor de agua, pequeñas cantidades de componentes no hidrocarburos en fase gaseosa (ácido sulfhídrico, dióxido de carbono, y mercaptanos tales como metanotiol y etanotiol), y los gases incluso neutros, tales como nitrógeno y helio, etc. Por otra parte (Ikoku, 1984) menciona que en la mayoría de los casos, el gas, los hidrocarburos líquidos, y el agua libre, deben de estar



separados tan pronto como sea posible una vez se encuentren en superficie; estas fases deben de ser manipulados y transportados por separado.

El procesamiento de campo del gas natural se compone básicamente de cuatro procesos básicos (Beggs, 1984).

1. Separación del gas de los líquidos libre como el petróleo crudo, condensados de hidrocarburos en fase gas, agua y sólidos arrastrados.
2. Procesamiento del gas para eliminar los vapores de hidrocarburos recuperables y los condensados.
3. Procesamiento de gas para eliminar condensados de vapor de agua, que bajo ciertas condiciones puede causar la formación de hidratos.
4. Procesamiento del gas para eliminar otros componentes indeseables, tales como el ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ) o dióxido de carbono ( $CO_2$ ).

Algunos de estos procesos pueden realizarse directamente en el campo, pero en algunos casos, el gas puede ser enviado directamente a algunas plantas de tratamiento para su futuro procesamiento. En la figura 7.17 se observan un esquema con los procesos típicos de tratamiento de gas.

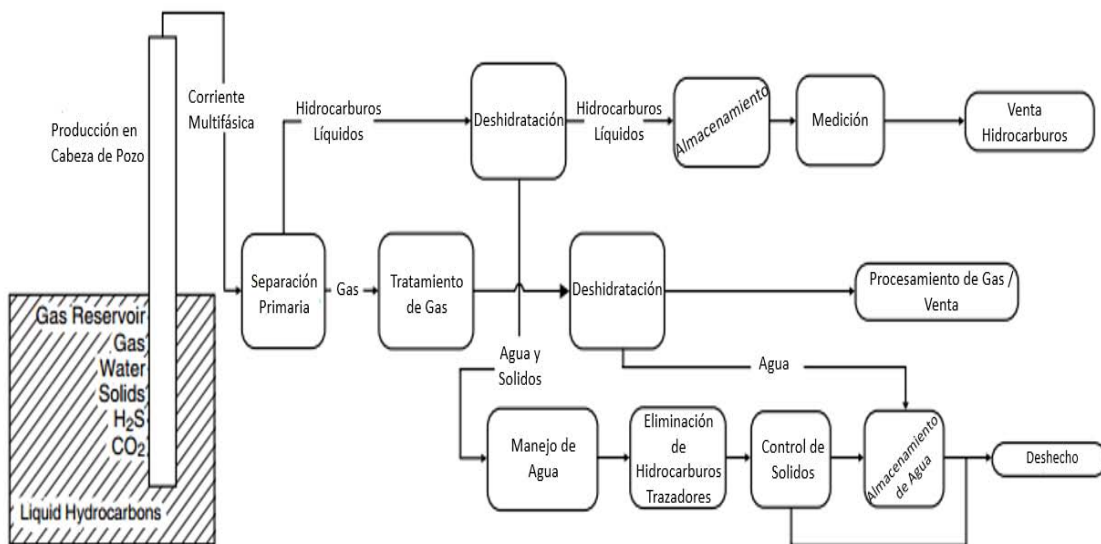


Figura 7.17 Procesos típicos de tratamiento de Gas (Lyons, 2010)

El término “tratamiento de gas” es usado para referirse a la remoción del etano, propano y butano y componentes más pesados de una corriente de gas (Arnold & Stewart, 1999). El tratamiento de gas consiste en separar todos los diversos hidrocarburos y líquidos del gas natural puro (Mokhatab, 2006), el tratamiento es necesario para asegurar que el gas natural destinado a ser utilizado sea tan limpio y puro como sea posible, por lo que puede ser la elección de una fuente de energía ecológicamente racional, para lograrlo es necesario que pase por ciertos procesos para lograr esa pureza en el gas, así como para cumplir con el requerimiento de calidad que se demandan en las transacciones comerciales. Aunque el tratamiento de gas natural es en muchos aspectos menos complicado que el tratamiento y refinación de petróleo crudo, es igualmente necesario antes de llegar a los usuarios finales, estos procesos se irán mencionando más adelante.

### **7.2.2 Separación Gas-Líquido**

El gas natural proviene de tres tipos de pozos: pozos de petróleo, pozos de gas, y los pozos de condensado; el gas que proviene de los pozos de petróleo normalmente se denomina gas asociado. La separación del gas y el líquido se realiza en campo inmediatamente después de producir el gas, es el proceso más común de todas las operaciones y también uno de los más críticos depende de la composición de la mezcla para determinar los factores de diseño y selección del separador para un tipo de corriente de hidrocarburo específico.

En el tratamiento de gas, los separadores son usados generalmente muy cerca de los pozos en la etapa de producción (por ejemplo turbinas, compresores, etc.), contactos (glicol y aminas), deshidratadores con tamiz molecular, sistemas de combustible y similares, son fundamentales para prevenir daños mecánicos, la formación de espuma, los gases sucios (algún contaminante presente durante la separación) o la formación de hidratos en los equipos de las etapas de distribución y comercialización (Bymaster et al, 2011). En la figura 7.18 podemos observar un esquema general de flujo para el tratamiento de gas, Además de los cuatro procesos (para eliminar aceite, agua, compuestos, o elementos tales como azufre, helio,

dióxido de carbono, y líquidos de gas natural), a menudo es necesario instalar depuradores y calentadores en cerca de la cabeza del pozo o cerca de ella (EIA, 2006).

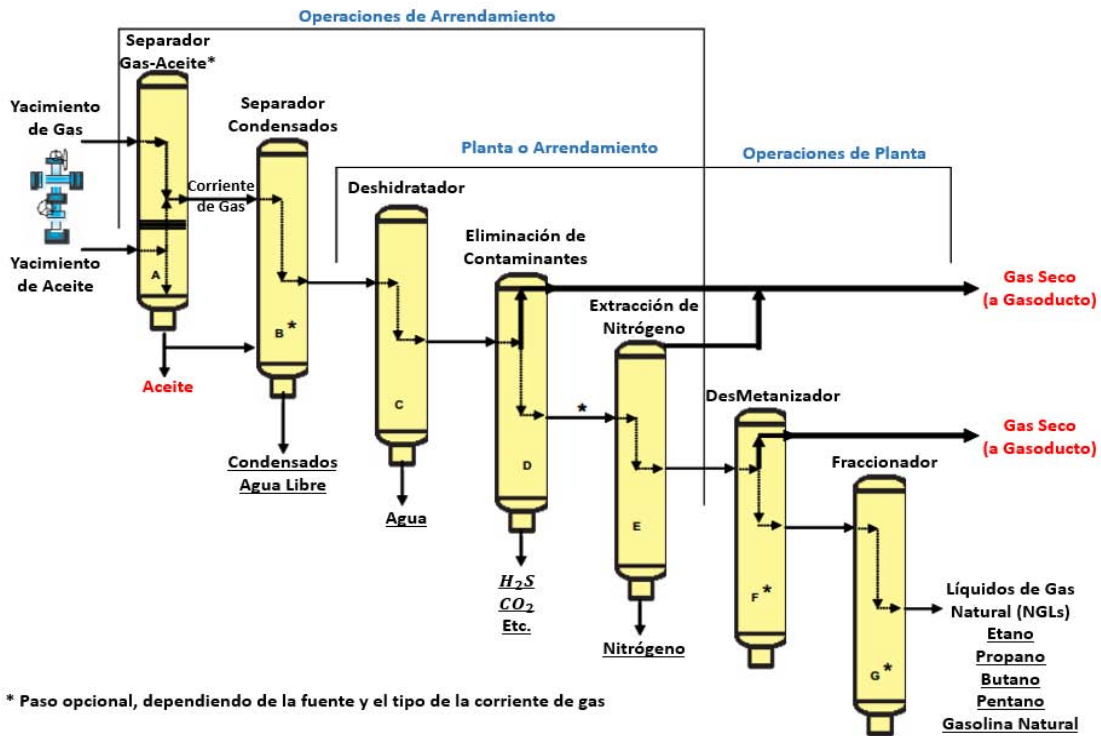


Figura 7.18 Esquema general de flujo para el tratamiento de gas (EIA, 2006)

Los tipos de separadores más comunes en el tratamiento de gas incluyen separadores verticales, horizontales (con tubo simple o doble) y esféricos. Hay varias fuentes publicadas que tienen descripciones detalladas sobre estos separadores en términos de sus estructuras, funciones, ventajas, desventajas, y aplicaciones (Beggs, 1984; Ikoku, 1984; Campbell, 1992; Mokhatab et al, 2006; Speight, 2007).

El motivo de no mencionar específicamente información sobre separadores es por qué en algunos casos son los mismos que para el aceite, con la diferencia que los separadores de gas va en función a la capacidad de gas que pueda manejar, el tipo de gas, de los condensados o agua libre que pueda separar, la presencia de sólidos, las condiciones de operación del separador (presión y temperatura) es por eso que se recomienda acudir a las fuentes antes citadas para conocer más detalle.

**7.2.2.1 Receptor de baches (Slug Catchers)** Los Slug Catchers se utilizan para atrapar grandes baches de líquido en las tuberías, mantienen estos baches temporalmente, para posteriormente continuar su camino por las instalaciones y ductos a lo largo de las siguientes etapas a velocidades en el que el líquido puede ser manejado adecuadamente. La figura 7.19 y 7.20 muestran dos tipos de Slug Catchers, la primera muestra la configuración tipo tubo o dedo; su primera consideración son sus dimensiones pues para ello se requieren al menos unos 120 m<sup>2</sup>, se recomienda utilizarlos con volúmenes menores a 100 m<sup>3</sup> para hacer aún más eficientes las operaciones. La segunda de tipo contenedor, nos dice que la tiene una gran ventaja al recuperar mayor cantidad de líquidos y la instalación es muy fácil, pero mayor desventaja es peso para trasportarla (Vergara & Foucart, 2007), en la tabla 7.4 se muestran algunas consideraciones para evaluar el desempeño de ambos tipos de Slug Catchers.

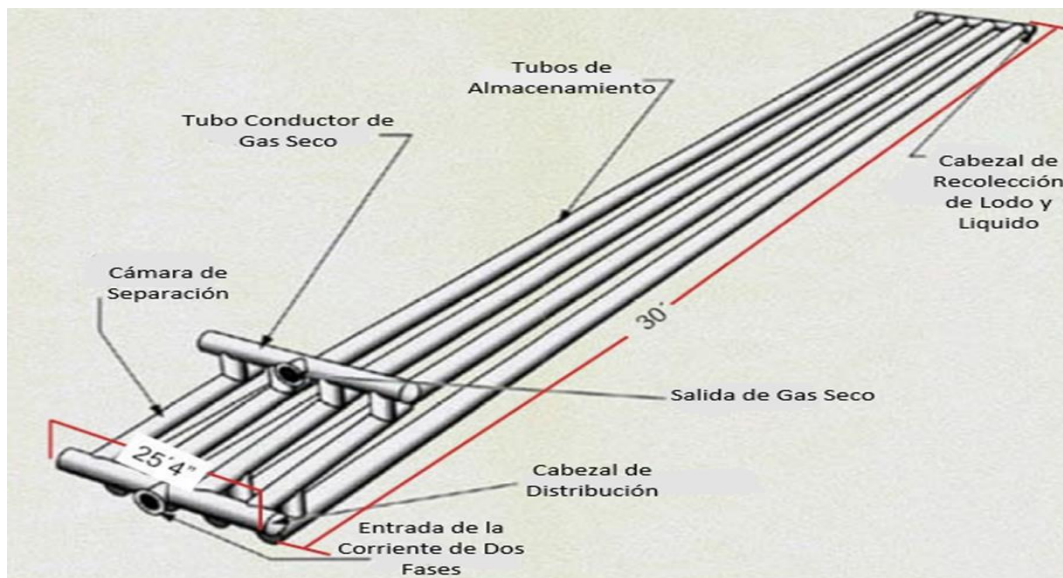


Figura 7.19 Slug catcher tipo tubo o dedo. (Vergara & Foucart, 2007)

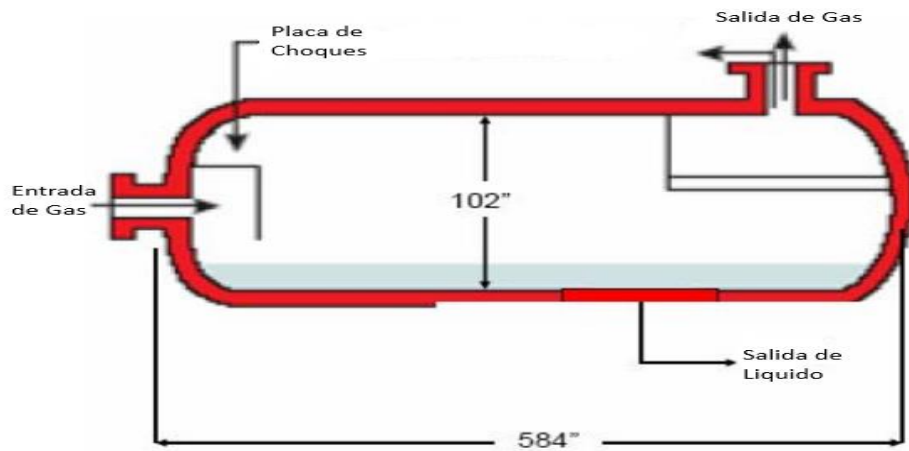


Figura 7.20 Slug catcher tipo contenedor (Vergara & Foucart, 2007)

Tabla 7.4 Características y evaluación

Tipo	Dimensión	Eficiencia para la eliminación de líquido	Capacidad del bache en volumen	Peso	Costo por instalación	Área requerida	Trabajo campo
Tubo/Dedo	4 dedos, 40 in diámetro y 10 metros de longitud	250 micras de 100%	28.5 m <sup>3</sup> 168 Bbl	51 Toneladas	Alto	88 m <sup>2</sup>	Alto
Contenedor	102 in de diámetro 16 m de longitud	8 micras de 100%	35.8 m <sup>3</sup> 225 Bbl	150 Toneladas	Medio	41 m <sup>2</sup>	Bajo

### 7.2.3 Estabilización de Condensados

Al recuperar los condensados del gas pueden ser enviados sin realizar algún otro tratamiento, pero para poder ser mezclado con el petróleo crudo se deben estabilizar antes de ello y por lo tanto poder venderse. Los condensados pueden contener un porcentaje relativamente alto de componentes intermedios (C<sub>3</sub> a C<sub>5</sub>) y se pueden ser separados fácilmente del agua libre, debido a su menor viscosidad y mayor diferencia de densidad con respecto del agua (Mokhatab et al, 2006). La estabilización de condensados se puede lograr con los métodos de vaporización instantánea o fraccionamiento.

### 7.2.3.1 Vaporización Instantánea o Flash

Estabilización por vaporización instantánea es una operación sencilla que emplea sólo dos o tres tanques. Este proceso es similar a la etapa de separación utilizando los principios de equilibrio entre las fases de vapor y condensado. La vaporización se produce cuando las fases de vapor y condensado se encuentran en equilibrio a la temperatura y presión de la separación. En la figura 7.21 muestra un esquema típico de la estabilización de condensados a través del proceso de vaporización instantánea. En donde los componentes más ligeros son vaporizados para posteriormente ser absorbidos, comprimidos y ser enviados a los siguientes tratamientos, y los líquidos recuperados enfriados y enviados a los tanques para completar su estabilización. La cantidad de condensados que pueda ser recuperado está en función de las siguientes etapas de estabilización, así como de la cantidad de gas que pueda ser procesada (Beggs, 1984).

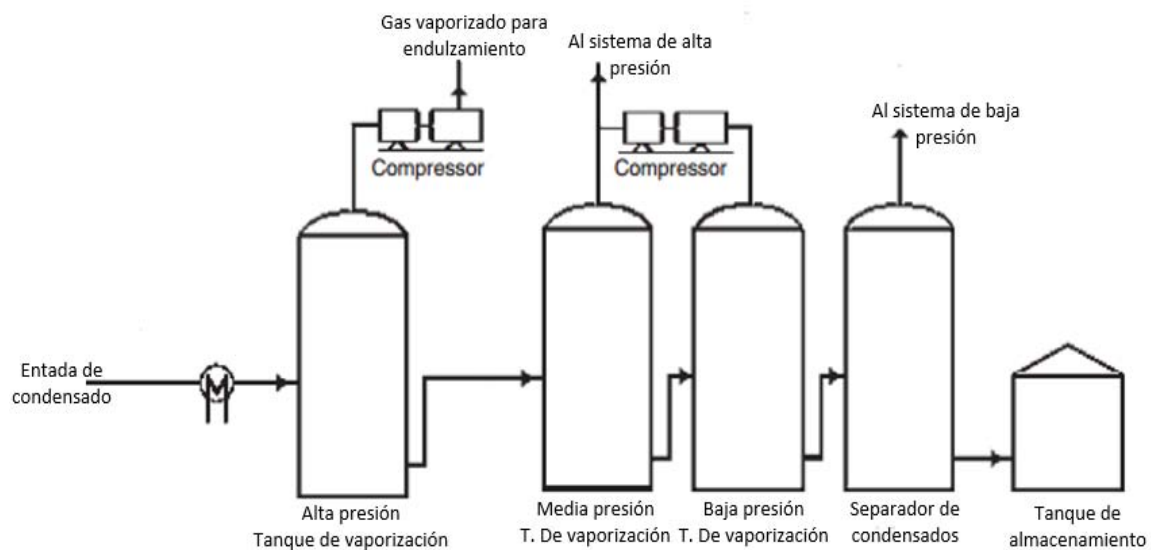


Figura 7.21 Proceso de vaporización instantánea (Mokhatab et al, 2006)

Hay que tener en cuenta que este método de estabilización de condensados es una tecnología vieja y no se utiliza en una plantas te tratamiento de gas modernas. Sin embargo, algunas variaciones de esta tecnología se pueden encontrar en instalaciones de producción de petróleo.

### 7.2.3.2 Estabilización por Fraccionamiento

Estabilización por fraccionamiento es un proceso detallado, muy popular en la industria y lo suficientemente precisa para producir líquidos de presión de vapor adecuada. Mokhatab et al, (2006) nos dicen que durante la operación, fracciones ligeras, tales como metano, etano, propano y la mayoría de los butanos se removidos y recuperados. En la parte inferior de la columna es el producto final que se compone en su mayoría de pentanos e hidrocarburos más pesados, con pequeñas cantidades de butano. Este proceso en realidad hace un corte entre el componente líquidos más ligeros (pentano) y el gas más pesado (butano). La figura 7.22 muestra esquema típico de la estabilización de condensados a través del proceso de fraccionamiento.

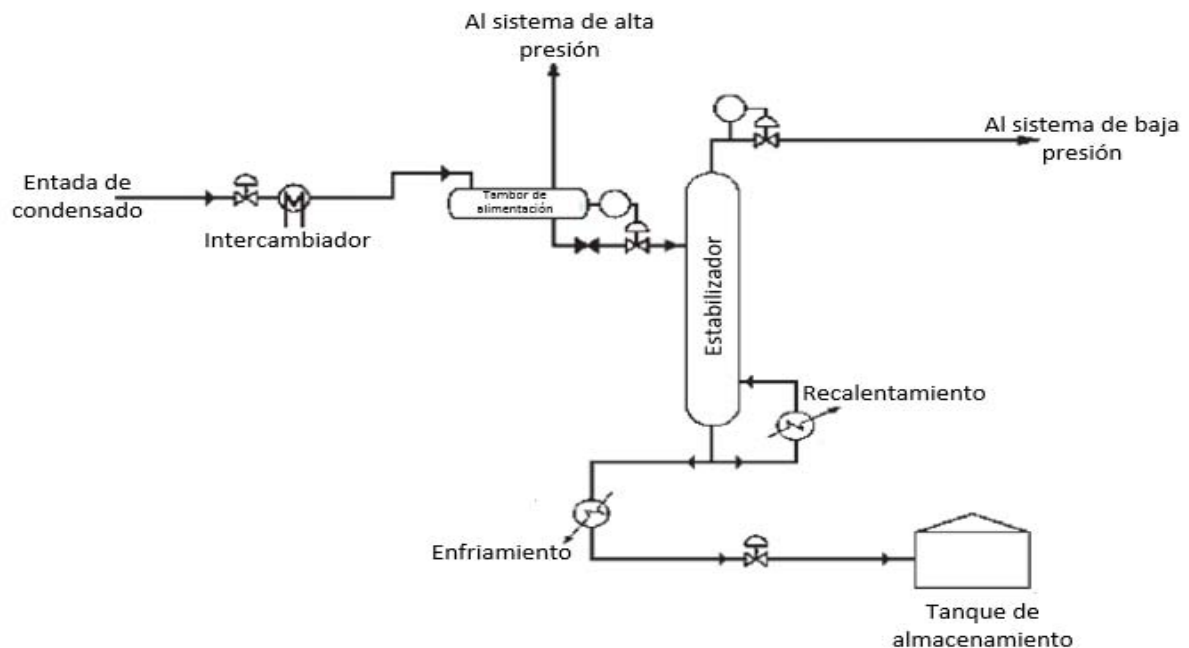


Figura 7.22 Proceso de estabilización por fraccionamiento (Mokhatab et al, 2006)

El estabilizador de condensados reduce la presión de vapor del condensado por la eliminación de los componentes más ligeros. A medida que el líquido cae, se hace más delgado en fracciones ligeras y más rico en fracciones pesadas. Los detalles de este proceso, consideraciones de diseño y otras especificaciones se encuentran referidas en Mokhatab et al, 2006.

#### 7.2.4 Deshidratación de Gas

El gas natural o asociado, usualmente contienen agua en fase líquido o vapor, la ingeniería y la experiencia operativa han demostrado que es necesario controlar y reducir el contenido de agua en el gas para asegurar su tratamiento (Mokhatab et al, 2006). Así mismo Speight en 2007 menciona que la impureza más común de encontrarnos en la corriente de gas es el agua, removerla es necesario para evitar la formación de hielo o hidratos ( $C_nH_{2n+2}xH_2O$ ). Un problema muy serio al que podríamos enfrentarnos es la posible formación de hidratos sólidos en rangos diferentes de presión y temperatura debido a que el transporte se realiza a través de gasoductos además de conectarlos con instalaciones y tuberías (Wang & Economides, 2009). Las razones principales para eliminar el agua del gas natural son los siguientes (Mokhatab et al, 2006):

- El gas natural en las condiciones adecuadas puede combinarse con el líquido o agua libre para formar hidratos sólidos que pueden obstruir accesorios, válvulas o incluso tuberías.
- El agua puede condensarse en la tubería, causando un bache de líquido, posible erosión y corrosión.
- El vapor de agua aumenta el volumen y disminuye el valor de calentamiento del gas.
- En los contratos de venta de gas y/o en los ductos, se tiene que cumplir con las especificaciones en el contenido máximo de agua que es de 7 Lb  $H_2O$  por MMscf.

Existen algunos procesos comunes para la remover el agua del gas; la absorción y adsorción, en los cuales he decidido enfocarme, (Beggs, 1984; Ikoku,



1984; Lyons & Plisga, 2005; Abdel-Aal & Aggour, 2003; Mokhatab et al, 2006; Kidnay & Parish, 2006; Speight, 2007) mencionan algunos otros métodos de deshidratación de gas.

#### **7.2.4.1 Absorción (Proceso de deshidratación con glicol)**

Ikoku (1992) se refiere a la deshidratación por absorción, a los vapores que son removidos del gas por un contacto íntimo de líquidos desecantes. Los solventes usados para la absorción muestran las siguientes propiedades (Kidnay & Parish, 2006):

- Una alta afinidad por el agua y baja afinidad por los hidrocarburos.
- Una baja volatilidad a la temperatura de absorción para reducir las pérdidas de vaporización.
- Una baja viscosidad para facilitar el bombeo y un buen contacto entre las fases gas y líquido.
- Buena estabilidad térmica para evitar la descomposición durante la regeneración.
- Un bajo potencial de corrosión.

Los glicoles son típicamente usados para aplicaciones donde se requiera depresiones del punto de rocío del orden 25 a 2500 psia y de 60°F a 120°F. Dietilenglicol (DEG), Trietilenglicol (TEG), y Tetraetilenglicol (TREG) son usados como líquidos desecantes; el TEG es el más común para la deshidratación de gas (GPSA, 2004). Como se mostró en la figura 7.23 se tiene un proceso típico de deshidratador con Trietilenglicol. Hay varias ventajas de este proceso:

- En primer lugar, los puntos de rocío se pueden obtener en amplia gama de condiciones de funcionamiento.
- Segundo, el gas esencialmente seco (contenido de humedad de menos de 1 lb/MMscf) se puede producir.
- Tercero, altas temperaturas de contacto pueden ser toleradas con algunos absorbentes (Ikoku, 1984).

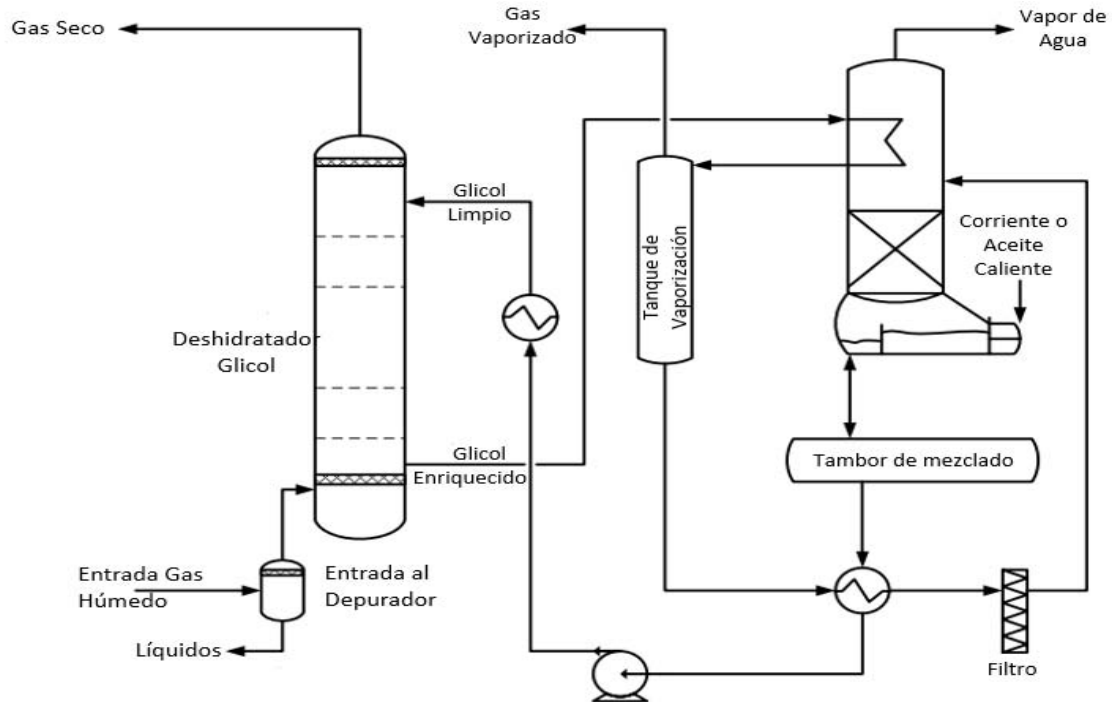


Figura 7.23 Proceso de deshidratador con Trietilenglicol (Kidnay & Parish, 2006)

#### 7.2.4.2 Proceso de Adsorción

Ikoku (1984) refiere a la absorción como la capacidad de una sustancia para mantener los gases o líquidos en su superficie. Mediante una cama de sólidos granulados. Estos sólidos son: gel de sílice, alúmina activada y tamices moleculares. En algunas plantas de deshidratación cuando se utiliza este tratamiento se pueden remover prácticamente toda el agua del gas (tan bajo como 1 ppm). Por otro lado (Kidnay & Parish, 2006) mencionan que la unión entre la especie adsorbida y la fase sólida se llama fuerza de Van der Waals, estas son las fuerzas de atracción y repulsión que mantienen a los sólidos y líquidos juntos. El sistema consiste en dos (como se muestra en la figura 7.24), tres o más etapas de deshidratación, la alimentación de gas se da en la primera cama saturándola por completo, esta primera cama consta de tres etapas; la que se encuentra saturada por completo, la etapa de transición y por lo tanto, la última etapa es la que tiene

menor concentración de agua, hasta conseguir eliminar la mayor cantidad de agua, pasando por las siguientes etapas de deshidratación, si se requiere más información (Abdel-Aal & Aggour, 2003) describen ampliamente este proceso e incluso el diseño del mismo.

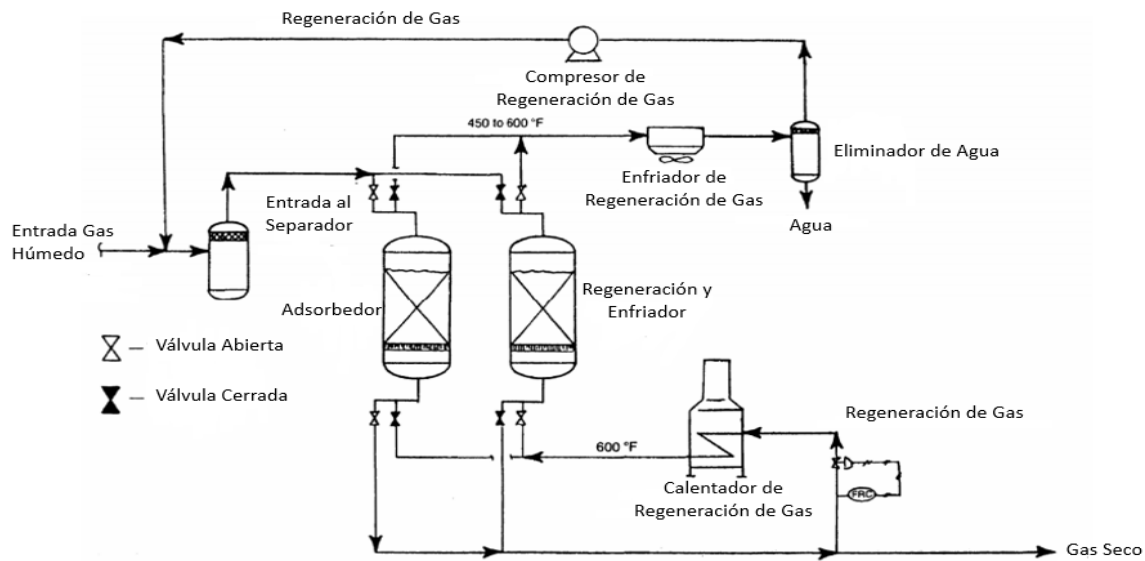


Figura 7.24 Sistema deshidratador dos torres de adsorción (Younger, 2004)

### 7.2.5 Endulzamiento de Gas

(Hauwert, 2014) Menciona que una parte sustancial de las reservas mundiales de petróleo y gas natural contienen componentes amargos, principalmente  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$ , y en menor medida algunos componentes orgánicos del azufre. Así mismo (Mokhatab et al, 2006), mencionan que el gas natural al ser obtenido en la naturaleza contiene grandes cantidades de gases ácidos, como el ácido sulfhídrico y el dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ); a este tipo de gases se les conoce como gas amargo; y al gas que se encuentra libre de estos gases se les denomina gases dulces. Por otra parte, la (GPSA, 2004) nos mencionan que el azufre se encuentra presente en el gas natural como ácido sulfhídrico ( $\text{H}_2\text{S}$ ) y, en otros combustibles fósiles, como compuestos que contienen azufre que se convierten en ácido sulfhídrico durante el procesamiento. El gas amargo es indeseable debido a

que puede causar problemas de corrosión en presencia de agua, y pueden ser tóxicos si se respira. Al proceso de remover o eliminar H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub> es llamado endulzamiento de gas (Wang & Economides, 2009) siendo muy similar a los procesos de deshidratación antes mencionados, para eliminar la mayor cantidad de impurezas del gas. Estos autores presentan información sobre el proceso de endulzamiento (Beggs, 1984; Ikoku, 1984; Campbell, 1982; GPSA, 2004; Mokhatab et al, 2006; Speight, 2007, Stewart & Arnold, 2011), un resumen de los diferentes procesos son presentadas en la tabla 7.5, además endulzamiento de gas asociado y recuperación de azufre de una corriente de gas amargo llamado Proceso Thiopaq O&G mostrándose en la figura 7.26.

<b>Tabla 7.5</b> Resumen de procesos de endulzamiento de gas (Wang and Economides, 2009)	
<b>Endulzamiento por Esponjas de Hierro</b>	
Reacción	$2 Fe_2O_3 + 6H_2S \rightarrow 2Fe_2S_3 + 6H_2O$
Regeneración	$2 Fe_2O_3 + 3O_2 \rightarrow 2Fe_2O_3 + 6S$
Notas	Un proceso por lotes. Mayormente aplicable para volúmenes pequeños de gas con bajo contenido de H <sub>2</sub> S. La temperatura de operación del tanque <120°F.
<b>Endulzamiento por Alcanolamina</b>	
Reacción	$MEA + H_2S \rightarrow \text{Hidrosulfuro de MEA} + \text{calor}$ $MEA + H_2O + CO_2 \rightarrow \text{Carbonato de MEA} + \text{calor}$
Regeneración	$\text{Hidrosulfuro de MEA} + \text{calor} \rightarrow MEA + H_2S$ $\text{Carbonato de MEA} + \text{calor} \rightarrow MEA + H_2O + CO_2$
Notas	Alcanolamina: Incluyendo componentes orgánicos Monoetanolamina (MEA), Dietanolamina (DEA) y Trietanolamina (TEA). No es selectiva y tiene que ser diseñado para eliminar los gases ácidos totales. Opera con p>125 psi para DEA. Puede absorber la mayor parte de los gases ácidos y cumplir con las especificaciones de requerimientos de los ductos.
<b>Proceso Amina/Glicol</b>	
Notas	Una solución compuesta de 10 a 30% en peso de MEA, 45 a 80% de Glicol, y de 5 a 25% de agua para la eliminación simultanea de vapor de agua, H <sub>2</sub> S y CO <sub>2</sub> . El esquema del proceso de flujo es esencialmente el mismo que el de MEA. Es aplicable cuando no requiere bajo punto de rocío. Desventaja: pérdidas de MEA debido a la vaporización en la regeneración con alta temperatura. Figura 7.25
<b>Proceso de Sulfinol</b>	
Notas	El solvente (compuesto de sulfolano, diisopropanolamina (DIPA), y agua) actúa como la física (sulfolano) y solventes químicos (DIPA). Ventajas: bajas velocidades de circulación del disolvente—equipos más pequeños y costos menores. Desventajas: Absorción de hidrocarburos pesados y aromáticos.
<b>Proceso Chemsweet y proceso Óxido de Zinc</b>	
Reacción	$ZnAc_2 + H_2S \rightarrow ZnS + 2HAc, ZnO + H_2S \rightarrow ZnS + H_2O$
Regeneración	$ZnO + 2HAc \rightarrow ZnAc_2 + H_2O$
Notas	Puede tratar el gas con alta concentración de H <sub>2</sub> S. Operando en un rango de presiones entre 89-1,415 psi. No se debe utilizar cuando la concentración de mercaptanos es superior a 10% de la concentración de H <sub>2</sub> S en la corriente de gas cuando los mercaptanos reaccionan con ZnO-(OH)-RH que posiblemente formara lodo y posiblemente causara problemas de formación de espuma.

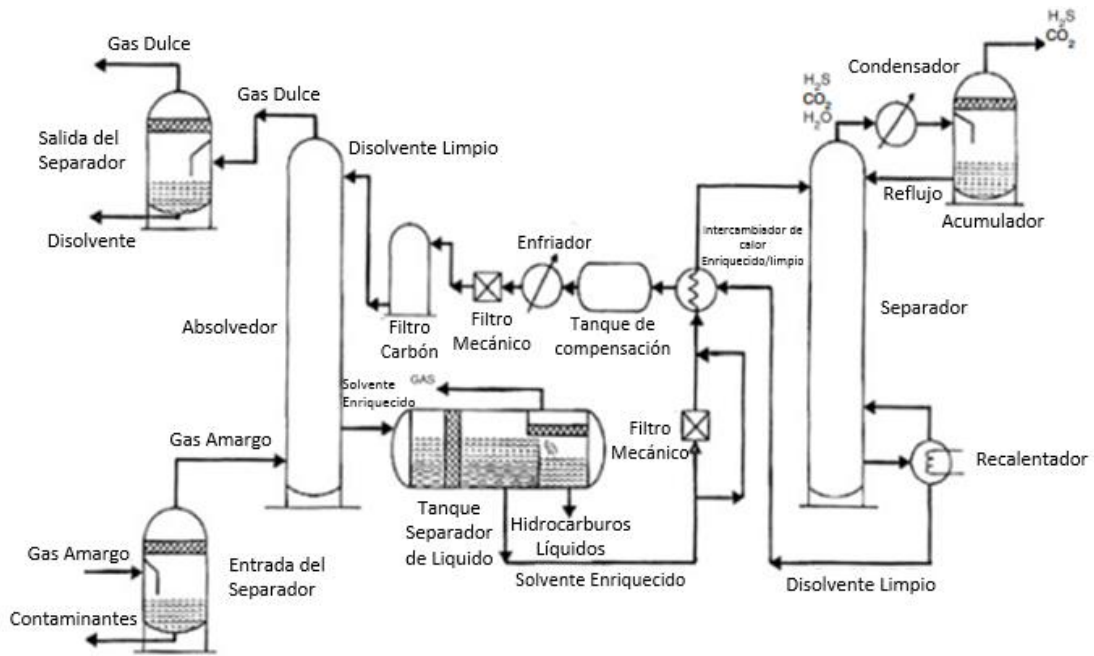


Figura 7.25 Esquema de un proceso de amina para endulzamiento de gas (Mokhatab et al, 2006)

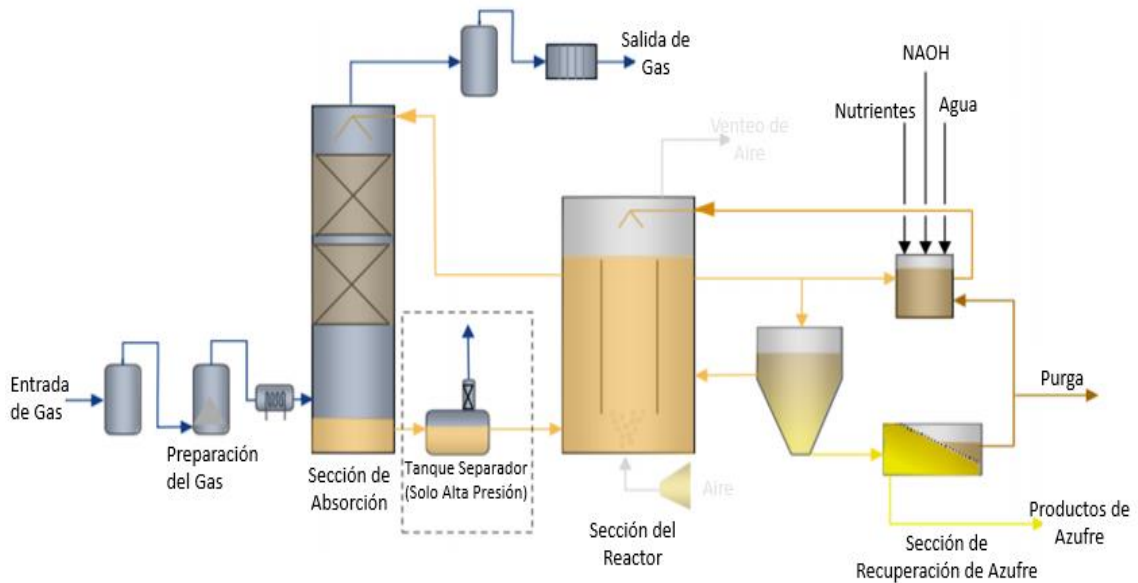


Figura 7.26 Endulzamiento de gas asociado y recuperación de azufre con el proceso Thiopaq O&G (Hauwert, 2014)

Este tratamiento se centra en el proceso Thiopaq O&G de medio oriente, la corriente de gas que entra se enfría a 35°C para poder condensar los hidrocarburos más pesados, muy similar al proceso de amina. El gas entra a la sección de absorción, en la que el H<sub>2</sub>S reacciona junto con una solución de carbonato de sodio para producir sulfuro de sodio disuelto. Gas tratado sale por la parte superior con especificación (generalmente de <4 ppm para ductos de gas), la solución enriquecida es conducida al enfriador. Cabe señalar que en el sistema no se encuentra presente H<sub>2</sub>S. Para el sistema de alta presión, el disolvente se conduce a un tanque separador, después de esto es conducido a la regeneración de baja presión. En el bi-reactor las bacterias (Thiobacillus o relacionados) utilizan el aire para convertir el sulfuro disuelto para producir azufre elemental, regenerando con eficiencia el disolvente. Debido a que el azufre sólido se forma en el interior acuoso de las bacterias, las partículas de azufre se cubren con una capa delgada de biopolímeros que reducen la hidrofóbicas del material. Una vez que el bioazufre se expulsa las propiedades hidrofóbicas siguen presentes y las partículas de azufre (10-40 µm) forman una suspensión estable y sin obstrucciones. El Disolvente pobre es dividido entre el absolvedor y la sección de eliminación de azufre, donde se elimina el azufre sólido por un tanque de sedimentación gravitacional y una centrifuga decantadora, el producto final es la obtención de azufre seco (95-98% en peso de Azufre) y puede ser aprovechado como fertilizantes o fungicidas. Una suspensión estable de bioazufre puede ser producido alternadamente, con una pureza de 99.9% de azufre, usando un lavador, calentador y granulador.

## CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

En esta tesis se describieron cada uno de los elementos que interactúan en el sistema de medición, identificando e integrando los procesos asociados, la infraestructura, equipos y regulación, mediante un enfoque sistémico que ayude a entender, controlar y mejorar éste sistema mediante el entendimiento del mismo. Toda la compilación de información incluida en este trabajo servirá de guía o documento de consulta cuando se requiera entender o aplicar algo sobre temas de producción y transporte enfocados a medición.

Durante la realización de esta tesis se propusieron diferentes temas siendo el primero, el enfoque sistémico. Debido a que el sistema de medición se considera complejo y de gran tamaño, es recomendado dicho enfoque para entenderlo de manera holística e integral, y proponer alternativas a los casos que se nos puedan presentar, con la finalidad de mejorar los sistemas de medición y asegurar que cumpla la función para la cual fueron creado.

Así mismo, en los subsecuentes capítulos se describieron los elementos indispensables que forman parte del sistema integral de producción bajo dicho enfoque los cuales son:

**Infraestructura:** Se describieron diferentes tipos de instalaciones de acuerdo al tipo de fluido, incluso de la capacidad de producción del activo o campo. Lo anterior corresponde con la idea de lo que se debe tener en cuenta en la infraestructura para cada etapa a fin de cumplir con las operaciones de producción, procesamiento, transporte y almacenamiento de hidrocarburos, y con esto, garantizar el correcto funcionamiento del sistema de medición desde esta perspectiva.

**Instrumentación y equipo:** Son necesarios para poder contabilizar de manera eficiente el volumen de los fluidos producidos a lo largo de cada etapa, con el objetivo de minimizar la ocurrencia de errores sistemáticos. Se realizó una recopilación de información relacionada con medidores de flujo para corrientes

monofásicas (gas y aceite) y multifásicas (aceite, gas y agua), además de la instrumentación para la medición de variables (presión y temperatura) con el fin de obtener una lista de algunos medidores, e instrumentos de medición con sus rangos de aplicación que puedan ser de utilidad; y así se puedan seleccionar y elegir los equipos más adecuados de acuerdo a las respectivas operaciones de producción y transporte que se estén analizando.

Para realizar la selección de equipo e instrumentación de medición se recomienda conocer el tipo de corriente a medir, los rangos de aplicación y hacer un análisis costo/beneficio de cada uno de los equipos e instrumentos a instalar para las operaciones de medición.

Calidad de los hidrocarburos: Es uno de los elementos que definen el valor económico de cada tipo de hidrocarburo, con base en los lineamientos técnicos de medición, y en el cual señalan la importancia de poder obtener hidrocarburos que cumplan con las condiciones necesarias para la exportación y venta; se consideró de utilidad proporcionar la información necesaria para hacer cumplir los requerimientos mínimos para su comercialización, recordando que mientras más ligero y limpio sea el hidrocarburo, mayor será su precio en el mercado, además se revisaron distintos documentos para proporcionar datos requeridos en cuestión de calidad de hidrocarburos, histórico de precio, mezclas mexicanas, así como la visión de la CNH, así como lo que se requiere para las exportaciones o disposición en ductos; lo anterior para satisfacer dichas necesidades.

Normas y estándares: Se proporciona una lista de normas y estándares para la medición de hidrocarburos (estática y dinámica) con el fin de conocer y saber a dónde dirigirnos tanto para consulta o referencia de normatividades claves para poder realizar las mediciones, definir equipos e infraestructura que vaya directamente asociada a la medición de la producción y como para tener conocimiento del marco regulatorio de la medición de hidrocarburos.

Es importante considerar que las normas y estándares proporcionados en esta tesis solo son aplicables para la medición de hidrocarburos; para cuestiones de diseño de equipos y de instalación de los mismos se requieren otro tipo de



normas, y algunas se encuentran en los anexos de los lineamientos de medición de hidrocarburos de la CNH.

Cuantificación de volumen: Se propusieron tres métodos como posibles alternativas para cumplir con los requerimientos en materia de medición en la parte de cuantificación de producción de hidrocarburos. Cada uno de los modelos propuestos son casos que se asemejan a la realidad existente en nuestro país, vistos de una manera didáctica y susceptible a mejoras.

- El primer modelo, denominado volumétrico, y la plataforma tecnológica para su implementación, nos ayuda a analizar grandes volúmenes de información y realizar cálculos de una manera organizada y automatizada, nos brinda apoyo en la generación de reportes de diversos tipos y en general se contaría con un sistema estandarizado, y auditable que cuantifique la producción en los distintos niveles (pozo, batería, etc.) del sistema de producción en cuestión realizando los balances volumétricos.
- El segundo modelo denominado Modelo de Simulación de Flujo Multifásico en Estado Estacionario, nos ayuda a realizar los cálculos necesarios para obtener volúmenes de hidrocarburos en modelos de redes, nos brinda la facilidad de poder obtener los cálculos si solo se cuenta con medidores de variables físicas como la presión y la temperatura en tiempo real o adquisición manual y no con medidores de flujo directo.
- El modelo integrado de simulación composicional, que en primera instancia cumple con el objetivo general de la medición composicional, será muy útil en los casos donde se requiera conocer las composiciones incluso cuando el gas contenga componentes no hidrocarburos y se tenga que cuantificar su volumen para calcular los costos asociados a diferentes procesos, por ejemplo, el endulzamiento en instalaciones compartidas.

Aun cuando en la actualidad el modelo volumétrico o prorrateo de producción es muy utilizado, y que los modelos de flujo multifásico y el modelo integrado de simulación composicional no se encuentran implementados actualmente, éstos temas de carácter tecnológicos hoy en día son solicitados por la CNH pero aun no son implementados; éste trabajo propicia la expansión de este tipo de soluciones para cumplir con estos requerimientos de medición, validar la tecnología y reducir la curva de aprendizaje tanto para mejoras del mismo y posibles implementaciones. Para el caso la medición composicional se requiere utilizar el modelo integrado de simulación composicional ya que cumple con el objetivo de reportar los gastos másicos por composición.

Es importante considerar que para hacer viable una implementación de este tipo de metodologías de modelos de cuantificación de volumen, es necesario que cada operador cuente con los instrumentos y equipos de medición mínimos e indispensables, calibrados y debidamente auditados, para obtener datos precisos y puedan ser validados por ellos mismos, asegurando las buenas prácticas y obteniendo mejores resultados.

La descripción de los procesos que se requieren para el tratamiento de hidrocarburos, resume lo necesario e indispensable para entender la operación con enfoque holístico, ayudando a identificar los procesos críticos y relacionarlo con los requerimientos que se deben cumplir como mínimo en la parte de calidad en la entrega de productos finales.

Durante la elaboración de esta tesis se tuvieron retos importantes, desde la investigación que comprende cada uno de los elementos descritos, como el de obtener los métodos para poder tener un aporte para la Sociedad y a la Universidad Nacional Autónoma de México. Cabe resaltar que en México la medición de hidrocarburos dependía únicamente de una operadora y en la actualidad éste esquema ha cambiado; esta tesis resalta algunas mejoras para comprender este sistema considerando que los cambios propuestos, sirvan para comprender las nuevas necesidades.

---

## BIBLIOGRAFÍA

- Abdel-Aal , H. K., & Aggour, M. (2003). *Petroleum and Gas Field Processing*. The United States of America: Marcel Dekker, Inc.
- Alvarado, F. (2007). *Metodología Para Medición de Líquidos en Pozos. (Tesis de Maestría)*. México, D.F.
- Arnold, K., & Stewart, M. (1999). *Surface Production Operations: Design of Gas-Handling System and Facilities, Volume 2*. USA: Gulf Publishing Company.
- Arnold, K., & Stewart, M. (2008). *Surface Production Operations: Design of Oil Handling Systems and Facilities*. The United States of America: Gulf Professional Publishing is an imprint of Elsevier.
- Basrawi, Y. F. (1999). "*Crude and Hydrocarbon Measurement Technologies*", *SPE Paper 56808, presented at the Annual Technical Conference and Exhibition*. Houston, Texas: Society Petroleum Engineers.
- Beggs, H. D. (1984). *Gas Production Operations*. Oklahoma, United States of America: Oil and Gas Consultants International, Inc.
- Bradley, H. B. (1987). *Petroleum Engineering Handbook*. Richardson, Texas: SPE.
- Busaidi, K., & Bhaskaran, H. (2003). "*High-Water Cut: Experience and Assessment in Petroleum Development Oman (PDO)*", *SPE Paper 84506, Presented at the SPE Annual Technical Conference and Exhibition*. Denver, Colorado, U.S.A.: Society of Petroleum Engineers.
- Bymaster, A. S., Olson, M. D., & Grave, E. J. (2011). "*High-pressure gas-liquid separation an experimental study on separator performance of natural gas streams at elevated pressures*", *SPE Paper 21781*. SPE.
- Campbell, J. M. (1992). *Gas Conditioning and Processing. Vol I: The Basic Principles*. Norman, Oklahoma: Campbell Petroleum Series.

## Bibliografía

---

- CCQTA. (2012). *"Canadian Crude Oil Quality Past, Present and Future Direction: A Historical Perspective"*, Presented to the Canadian Heavy Oil Association (CHOA). Canada: Canadian Crude Quality Technical Association.
- Chilingarian, G. V., Robertson, J. O., & Kumar, S. (1989). *Surface Operation in Petroleum Production, II*. USA: Elsevier.
- CNH. (2015). *Rol y Retos de la Medición de Hidrocarburos en México*. (U. Neri Flores, Intérprete) México.
- Comisión Nacional de Hidrocarburos. (2015). *Lineamientos Técnicos de Medición de Hidrocarburos*. Ciudad de México.
- De Nevers, N., & Day, A. (1983). *"Packing and Drafting in Natural Gas Pipelines"*, SPE Paper 10856. USA: SPE.
- Domínguez Vargas, D. C. (2012). Foro de Medición de Hidrocarburos. *Medición de Hidrocarburos en México*. Villahermosa, Tabasco, México: CNH.
- Ecopetrol. (2007). *Manual de Medición de Hidrocarburos, Capítulo 3 Medición Estática*. Colombia: Ecopetrol.
- EIA, E. I. (2006). *Office of Oil and Gas, January*.
- Energética, S. d. (15 de Febrero de 2016). <http://portalweb.sgm.gob.mx/economia/es/energeticos/precios-historicos.html>. México, Ciudad de México.
- Eriksson, K. (2014). *"Subsea Processing: Oil/Water Quality Control"*, SPE Paper OTC-24689-MS, Presented at the Offshore Technology Conference Asia. Kuala Lumpur, Malaysia: Offshore Technology Conference.
- Flores Sánchez, J. S. (2012). *Macrooperas Autosustentables en Campo del Proyecto Aceite Terciario del Golfo "Chicontepepec" (Tesis de Licenciatura)*. C.U., México, D.F.: UNAM.
- Garaicochea, F. (1983). *Apuntes de Transporte de Hidrocarburos*. México, D.F.: UNAM.
-

- Golan, M., & Whitson, C. H. (1991). *Well Performance, Second Edition*. Upper Saddle River, New Jersey: Prentice Hall.
- Gómez Cabrera, J. A., Becerril Cárdenas, F., & Flores Sánchez, L. (1986). *Apuntes de Manejo de la Producción en la Superficie*. México, D. F.: Facultad de Ingeniería, UNAM.
- GPSA, G. P. (2004). *Engineering Data Book*. Tulsa, Oklahoma: Gas Processors Suppliers Association.
- Hauwert, P. (2014). "Sweetening and Sulfur Recovery of Sour Associated Gas and Lean Acid Gas in the Middle East", *SPE Paper 172058-MS, Presented at the Abu Dhabi International Petroleum Exhibition and Conference*. Abu Dhabi, UAE: Society Petroleum Engineers.
- Ikoku, C. U. (1984). *Natural Gas Production Engineering*. Malabar, United States of America: Krieger Publishing Company.
- Iwegbu, M., Appah, D., & Agu Ogwo, E. (2007). "Crude oil Metering Experience in the Niger- Delta", *SPE Paper 111906*. SPE.
- Kidnay, A. J., & Parish, W. R. (2006). *Fundamentals of Natural Gas Processing*. The United States of America: Taylor and Francis Group.
- Kikani, J. (2013). *Reservoir Surveillance*. United States of America: Society of Petroleum Engineers.
- Klir, G. J. (1978). *Tendencias de la Teoría General de Sistemas*. Madrid.
- Kurtal, E., & Agrawal, S. E. (1988). *Challenges Arising in Crude Oil Production and Ways of Their Prevention*. Chicago, Illinois, United States of America: American Chemical Society.
- Lake, L. W. (2007). *Petroleum Engineering Handbook*. United States of America: Society of Petroleum Engineers.
- LaNasa, P. J. (2002). *A Practical Guide to Accurate Flow Measurement*. The United States of America: Gulf Professional Publishing.

## Bibliografía

---

- León Sepúlveda, F., Rodríguez Hernández, L. F., & León Mejía, E. L. (2015). *Manual de Normalización para la Medición de Hidrocarburos en Pemex Exploración y Producción, Congreso Mexicano del Petróleo*. Guadalajara, México.
- Letton, W., Svaeren, J. A., & Conort, G. (1997). "Topside and Subsea Experience with the Multiphase Flow Meter", *SPE Paper 38783, Presented at the Annual Technical Conference and Exhibition*. San Antonio, Texas, United States of America: Society of Petroleum Engineers.
- Linga, H., Al-Qahtani, F. A., & Al-Qahtani, S. N. (2009). "New Mixer Optimizes Crude Desalting Plant", *SPE Paper 124823, Presented at the Annual Technical Conference and Exhibition*. New Orleans, Louisiana, United States of America: Society of Petroleum Engineers.
- Lyons, W. (2010). *Working Guide to: Petroleum and Natural Gas Production Engineering*. United States of America: Gulf Publishing is an imprint of Elsevier.
- Lyons, W. C., & Plisga, G. J. (2005). *Standard Handbook of Petroleum & Natural Gas Engineering*. United States of America: Gulf Professional Publishing.
- Manning, F. S. (1995). *OilField Processing Volume Two: Crude Oil*. United States of America: PennWell Books.
- Menon, E. S. (2005). *Gas Pipeline Hydraulics*. United States of America: Taylor & Francis Group.
- Mokhatab, S., Poe, W. A., & Speight, J. G. (2006). *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing*. Amsterdam, Neatherlands.
- Ovuema, A., & Okotie, S. (2015). "Emulsion Treatment in the Oil Industry: A Case Study of Oredo Field Crude Oil Emulsion", *SPE Paper 178381-MS, Presented at the Nigeria Annual International Conference and Exhibition*. Lagos, Nigeria: Society of Petroleum Engineers.
- Parrales, J. M. (2011). "Prevención de incendios en tanques de almacenamiento de petróleo crudo", *Tesis de licenciatura*. Ciudad de México: UNAM.
-

- 
- Pemex. (2014). *Anuario Estadístico*. México: Pemex.
- Pemex, I. p. (15 de Febrero de 2016). <http://www.pemex.com/ri/Publicaciones/Paginas/IndicadoresPetroleros.aspx>. Ciudad de México.
- Real Academia Española. (2014). *Diccionario de la lengua española*. Madrid, España.
- Riazi, M. R. (2005). *Characterization and Properties of Petroleum Fractions*. Philadelphia, United States of America: American Society for Testing and Materials.
- RigZone. (18 de Febrero de 2016). Obtenido de [http://www.rigzone.com/images/howitworks/HIW\\_waterInjection\\_1.jpg](http://www.rigzone.com/images/howitworks/HIW_waterInjection_1.jpg)
- Sánchez Loera, P. R., & Cabrera Benítez, J. L. (2009). *Sistemas de Producción Submarinos para Campos en Aguas Profundas (Tesis de Licenciatura)*. Ciudad de México: UNAM.
- Schlumberger. (13 de Marzo de 2016). *Oilfield Glossary en Español*. Obtenido de [http://www.glossary.oilfield.slb.com/es/Terms/c/christmas\\_tree.aspx](http://www.glossary.oilfield.slb.com/es/Terms/c/christmas_tree.aspx)
- Speight, J. G. (2007). *Natural Gas a Basic Handbook*. Houston, Texas, United States of America: Gulf Publishing Company.
- Stewart, M., & Arnold, K. (2011). *Gas Sweetening and Processing Field Manual*. United States of America: Gulf Professional Publishing.
- Theuveny, B. C., & Mehdizadeh, P. (2002). "Multiphase Flowmeter Application for Well and Fiscal Allocation, SPE Paper 76766, presented at the Western Regional/AAPG Pacific Section. Alaska, United States of America: Society of Petroleum Engineers.
- Van Gigch, J. P. (1998). *Teoría General de Sistemas*. Trillas.
- Vergara, M. A., & Foucart, N. (2007). "Selection Slug Catcher Type", SPE Paper 107293, Presented at the Latin American and Caribbean Petroleum

## Bibliografía

---

- Engineering Conference*. Buenos Aires, Argentina: Society of Petroleum Engineers.
- Von Bertalanffy, L. (1989). *Teoría General de los Sistemas. Fundamentos, Desarrollo, Aplicaciones*. México: Fondo de Cultura Económica.
- Walsh, J. M., & Georgie, W. J. (2012). "Produced Water Treating Systems - Comparison between North Sea and Deepwater Gulf of Mexico", *SPE Paper 159713, Presented at the Annual Technical Conference and Exhibition*. San Antonio, Texas, United States of America: Society of Petroleum Engineers.
- Wang, X., & Economides, M. (2009). *Advanced Natural Gas Engineering*. Houston, Texas, United States of America: Gulf Publishing Company.
- Wuotto, J. A. (2008). *Desarrollo para una metodología para la Estabilización de Crudos Ligeros y Súper Ligeros (Tesis de Maestría)*. C.U., Mexico, D.F.: UNAM.
- Younger, A. H. (2004). *Natural Gas Processing Principles and Technology - Part II*. Calgary, Alberta, Canada: Thimm Engineering Inc.
- Zamora, M. d. (2015). *Conceptos Fundamentales de la Ingeniería de Producción de Gas Natural*. Distrito Federal, México.
-



## APENDICE A

La ecuación general de flujo, también llamada ecuación fundamental de flujo en estado estacionario en un gasoducto, es la ecuación básica para relacionar las caídas de presión con el caudal, como se puede mostrar en la siguiente ecuación:

$$Q = 77.54 \left( \frac{T_b}{P_b} \right) \left( \frac{P_1^2 - P_2^2}{GT_f LZ f} \right)^{0.5} D^{2.5}$$

Donde:

$Q$  = Caudal de gas, medido a condiciones estándar scf/d

$f$  = Factor de fricción, adimensional

$P_b$  = Presión base, psia

$T_b$  = Temperatura base, °R (460 + °F)

$P_1$  = Presión entrada, psia

$P_2$  = Presión en la salida, psia

$G$  = Gravedad específica

$T_f$  = Promedio de temperatura de flujo, °R (460 + °F)

$L$  = Longitud del segmento de tubería, milla

$Z$  = Factor de compresibilidad del gas a las condiciones de  $p$  y  $T$

$D$  = Diámetro interno del ducto, in.

La caída de presión por fricción se puede calcular a partir de:

$$\left( \frac{dp}{dL} \right)_{fric} = \frac{P_{down} - P_{up}}{L}$$

Donde:

$$P_{up}^2 - P_{down}^2 = \frac{\bar{T} Z_G L}{5250} \left( \frac{P_s}{T_s} \right)^2 \left( \frac{1}{a_1} \cdot \frac{q_{vG}}{\eta} \cdot \frac{\gamma_G^{a_4}}{(12D)^{a_5}} \right)^{1/a_3}$$

## Apéndice A

---

Donde:

L = Longitud del ducto o tubería [Ft]

Pdown = Presión a la salida [Psi]

Pup = Presión en la entrada [Psi]

Ps = Presión en el tanque de almacenamiento [Psi]

qvG = Gasto de gas a condiciones de tanque [Scf/d]

$\bar{T}$  = Promedio de temperaturas ° R

Ts = Promedio de temperaturas a condiciones de tanque ° R

Zg = Factor de compresibilidad del gas [Adimensionales]

$\gamma_G$  = Gravedad específica del gas [Adimensionales]

$\eta$  = Factor de eficiencia de flujo [Adimensionales]

Y las constantes son dadas por:

	a1	a3	a4	a5
Panhandle A	435.87	0.5394	0.4604	2.618
Panhandle B	737.00	0.5100	0.4900	2.530
Weymouth	433.50	0.5000	0.5000	2.667