



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN
INGENIERÍA

FACULTAD DE QUÍMICA

“SIMULACIÓN DE PROCESOS PARA UN SISTEMA
FLOTANTE DE PRODUCCIÓN, ALMACENAMIENTO
Y DESCARGA (FPSO) PARA APLICACIÓN EN AGUAS
PROFUNDAS”

T E S I S

QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:

MAESTRO EN INGENIERÍA

INGENIERÍA QUÍMICA - PROCESOS

P R E S E N T A :

ROBERTO OLEA PÉREZ

TUTOR:

CELESTINO MONTIEL MALDONADO



MÉXICO, D.F.

2009



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



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.

JURADO ASIGNADO:

Presidente: Dr. Miguel Ángel Rodríguez Toral

Secretario: M. en I. José Antonio Ortíz Ramírez

Vocal: Dr. Juan Pablo Aguayo Vallejo

1^{er}. Suplente: M. en C. Gildardo González Camacho

2^{do}. Suplente: Ing. Celestino Montiel Maldonado

Lugar o lugares donde se realizó la tesis:
INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO
FACULTAD DE QUÍMICA, UNAM

TUTOR DE TESIS:

Ing. Celestino Montiel Maldonado

FIRMA

DEDICATORIAS

A ti Celia, mi Bebé!

Índice		i
Resumen		iv
Capítulo 1	Introducción	1
1.1	Explotación petrolera en aguas profunda	1
1.1.1	Opciones Tecnológicas para la Explotación Petrolera en Aguas Profundas.	4
1.1.1.1	Plataformas Fijas.	6
1.1.1.2	TLP.	7
1.1.1.3	MINI – TLP.	7
1.1.1.4	SPAR.	7
1.1.1.5	Semisumergible.	8
1.1.1.6	FPSO.	9
1.1.1.7	Sistemas Submarinos.	10
1.1.1.7.1	Descripción de un Sistema Submarino de producción.	10
1.2	Sistemas de Proceso para la Explotación Petrolera en Aguas Profundas.	12
1.2.1	Sistemas de procesamiento en una plataforma típica.	13
1.2.1.1	Número de trenes de separación.	13
1.2.1.2	Número de etapas y presiones de separación.	13
1.2.1.3	Separación de 2 o 3 fases para etapas de mayor presión.	14
1.2.1.4	Proceso de calentamiento.	14
1.2.1.5	Recuperación de calor vía intercambiadores entre etapas de separación.	15
1.2.1.6	Proceso de enfriamiento.	15
1.2.1.7	Procesamiento de Crudo.	15
1.2.1.7.1	Tratamiento de aceite crudo.	15
1.2.1.7.2	Método y equipos de deshidratación de aceite crudo.	16
1.2.1.7.3	Enfriamiento de Aceite Crudo de Exportación.	24
1.2.1.8	Procesamiento de gas.	24
1.2.1.8.1	Compresión.	24
1.2.1.8.2	Deshidratación.	25
1.2.1.8.3	Punto de rocío / Recuperación de Gas Natural Licuado.	25
1.2.1.9	Procesamiento de Fluidos Amargos.	26
1.2.2	Agua producida.	26
1.2.2.1	Sistemas de tratamiento de agua producida.	26
1.2.3	Limitaciones de espacio y peso.	26
1.2.4	Seguridad y protección al personal.	26
1.2.5	Procesamiento submarino.	27
1.2.6	Descripción de la problemática de simulación integrada (Plantas de Procesos - sistemas submarinos) en FPSO para aguas profundas.	27
1.2.7	Efecto de movimiento en equipo de procesamiento	27
1.2.8	Diseño de Procesos para toda la vida útil del campo.	28
1.2.9	Procesamiento de crudos pesados.	28
1.3	Objetivos de esta tesis.	28
1.4	Estrategia de solución.	28
1.5	Alcances de esta tesis.	29
1.6	Estructura de la tesis.	29
1.7	Hallazgos y contribuciones resultado de este trabajo.	30

Capítulo 2	Revisión del Estado del Arte y de la Práctica de FPSO	33
2.1	Características de los FPSO.	40
2.2	Movimientos en el FPSO que afectan el Equipo de Proceso.	40
2.3	Requerimientos de los Sistemas de Proceso en FPSO.	41
2.3.1	Procesos de Separación.	42
2.3.1.1	Procesos de Transferencia de Masa.	42
2.3.1.2	Bombeo.	43
2.3.1.3	Patrones de Flujo Multifásico.	44
2.3.2	Características del fluido a producir.	45
2.3.2.1	Parámetros de Diseño de Proceso.	45
2.3.2.2	Sistemas de Proceso requeridos.	45
2.4	Estado de la Aplicación de la Tecnología del FPSO en el Mundo.	45
2.4.1	Capacidad de Procesamiento de Crudo y Gas en FPSO.	46
2.4.2	Conversión o Diseño del FPSO.	46
2.4.2.1	Arreglo y distribución de Sistemas en Cubierta.	46
2.4.2.2	Peso y dimensiones del FPSO.	49
2.4.3	Perspectivas de Aplicación del FPSO en Aguas Profundas del Golfo de México.	49
Capítulo 3	Bases de Diseño de Proceso para el caso de estudio de un FPSO conceptual	51
3.1	Alcance del sistema FPSO.	51
3.2	Características del campo de explotación.	52
3.3	Arreglo submarino y risers.	52
3.4	Aseguramiento de flujo.	53
3.5	Líneas para lanzamiento de diablos ó instrumento de limpieza para las líneas de flujo de producción (esferas, espuma, polímeros, instrumento de limpieza inteligente).	53
3.6	Requerimientos de inyección de químicos submarina.	53
3.7	Capacidad de producción de diseño.	53
3.8	Condiciones de llegada del fluido al FPSO.	53
3.9	Caracterización aceite producido.	54
3.10	Perfil de tasa de producción.	56
3.11	Especificaciones para exportación de aceite crudo.	56
3.12	Disposición de agua producida.	57
3.13	Características del Gas de exportación.	57
3.14	Condiciones metereológicas en el océano.	57
3.15	Geotécnia y Geofísica.	58
Capítulo 4	Simulación del Sistema Submarino de Producción	59
4.1	Simulación del Sistema Submarino de Producción.	59
4.2	Consideraciones de diseño para simulación.	60
4.3	Curvas de Análisis de Declinación de Producción.	61
4.4	Resultados de la Simulación Hidráulica de la Red Submarina de producción.	64
4.4.1	Caso 1: Presión de pozos: 5,000 psig.	64
4.4.2	Caso 2: Presión de pozos: 2,891 psig.	68
4.4.3	Caso 3: Presión de pozos: 1,792 psig.	72

Capítulo 5	Descripción de Proceso: Sistemas en Cubierta	77
5.1	Módulo de Separación.	79
5.1.1	Separadores de producción.	79
5.1.2	Separador de 1ª Etapa.	79
5.1.1.1	Calentamiento y enfriamiento de crudo.	79
5.1.1.2	Tratamiento de aceite crudo.	80
5.1.2.1	Manejo de crudo, bombeo, medición y transferencia.	80
5.1.2.2	Enfriadores de aceite crudo.	80
5.2	Módulo de compresión y tratamiento de gas.	82
5.2.1	Compresión de gas (unidad recuperadora de vapor).	84
5.2.2	Compresión de gas en distintas etapas.	84
5.2.3	Sistema de deshidratación de gas.	84
5.2.4	Endulzamiento de gas.	85
5.2.5	Sistema de gas combustible y acondicionamiento de gas.	85
5.2.6	Compresión, medición y transferencia de gas.	85
5.2.7	Tratamiento de agua producida.	85
5.2.8	Inyección de agua.	86
5.3	Módulo del quemador.	87
5.3.1	Quemador.	87
Capítulo 6	Simulación Sistemas de Procesamiento en Cubierta	88
6.1	Simulación del Sistema en Cubierta.	88
6.2	Consideraciones de diseño para la Simulación de Procesos.	88
6.3	Determinación de los escenarios de simulación.	89
6.4	Determinación de la presión óptima en los separadores de 1ª, 2ª y 3ª Etapas.	89
6.5	Resultados de la Simulación de los Sistemas de Proceso en Cubierta.	92
6.6	Resultados de la Simulación Hidráulica del Gasoducto para Exportación.	93
6.7	Resultados de la Simulación Hidráulica del Riser para Inyección de Agua.	96
Capítulo 7	Conclusiones y recomendaciones para trabajo futuro	98
Anexo A	Resultados de Simulación PIPE PHASE Ver. 9.2.	101
	Hallazgos de la utilización de PIPE PHASE en la simulación hidráulica de sistemas submarinos, risers y ductos para aguas profundas.	111
Anexo B	Resultados Simulación PRO-II.	113
	Hallazgos de la utilización de PRO-II Ver 8.0 en la simulación de sistemas de procesamiento de hidrocarburos en FPSO.	115
Anexo C	Ejemplo de aplicación del API 14E para el dimensionamiento hidráulico de risers.	118
Referencias Bibliográficas		122

Resumen

Simulación de Procesos para un Sistema Flotante de Producción, Almacenamiento y Descarga (FPSO) para aplicación en Aguas Profundas

El FPSO está siendo ampliamente utilizado como sistema de producción petrolera en todas las regiones de explotación en aguas profundas a nivel mundial, con excepción del Golfo de México. Su uso en el mundo para la producción de crudos con densidades menores a 21 °API ha sido más bien marginal. Dado que en aguas profundas en la parte Mexicana del Golfo de México es muy probable que se tenga que explotar crudos pesados, es necesario avanzar hacia los estudios de factibilidad técnica del procesamiento de crudos pesados en FPSO para posibles aplicaciones en México. Como lo anterior es una actividad incipiente en nuestro país, en este trabajo se desarrolla un modelo de simulación integral de procesos, en estado estable, para el sistema submarino de producción (SSP), para los risers que conducen la producción hacia el FPSO y para los sistemas de procesamiento en cubierta de este sistema flotante de producción. Se propusieron unas condiciones de Diseño de Proceso acordes a la práctica industrial para un sitio hipotético en aguas profundas nacionales, con 800 m de tirante de agua. Con la finalidad de determinar la factibilidad técnica de producir crudo pesado de diferentes densidades, se simuló el SSP y los risers de producción considerando 3 calidades de crudo (21, 16 y 13 °API) además del posible perfil de decaimiento de presión en el yacimiento durante la vida de producción del mismo. Para el crudo que la simulación del SSP – risers determinó condiciones adecuadas de flujo hacia el FPSO durante la vida del campo, se realizó el modelo de simulación de los procesos en cubierta del FPSO. Procesos mediante los cuales se logra la separación de las fases (crudo, gas, agua) y se lleva a especificación las corrientes de gas y aceite. Se obtuvo el pre-dimensionamiento las líneas de flujo en el SSP, de los risers de producción, del riser de inyección de agua y del riser de exportación de gas asociado.

Se encontró que para el crudo de 21 °API es técnicamente factible producir hasta 100 MBD de aceite durante toda la vida del campo considerando inyección de agua para mantenimiento de presión. Para los crudos de 16 y 13 °API, se detectaron bajos niveles de producción durante la vida útil del campo, debidos a los cambios en caída de presión producidos por cambios en viscosidad de los crudos. Para éstos dos crudos pesados deberán considerarse otras opciones de explotación en aguas profundas, incluyendo procesamiento submarino, que no fue motivo del presente trabajo. Con respecto al gas asociado, una parte se utiliza para generación eléctrica y el resto se consideró para su envío a tierra vía gasoducto. Al tratarse de crudos pesados, la RGA es muy baja (de 200 ft³/bbl o menor) y la producción de gas condujo a un gasoducto con dimensiones muy pequeñas, por lo que se considera que no es técnicamente factible el envío del gas vía gasoducto y deberían buscarse otras opciones para el procesamiento de gas. La tesis aporta un modelo integral SSP – risers – sistemas de proceso en cubierta, en estado estable para aplicaciones en FPSO para aguas profundas que es fácilmente extendible, aplicable a otros campos y que puede servir como base para modelar este tipo de sistemas mediante simulación dinámica de procesos.

Abstract

Process Simulation for a Floating Production Storage and Offloading (FPSO) system for deepwater applications.

The FPSO is being widely used as oil production system in all deepwater regions around the world, except for the Gulf of Mexico. Its application to heavy crude oil with densities lower than 21 °API has been very limited. Since in deepwater within the Mexican Gulf of Mexico is very likely to have to exploit heavy crude oils, it is necessary to do technical feasibility studies concerning heavy oil processing on FPSO for possible applications in Mexico. Since this is an incipient activity in our country, in this work it is developed an integral steady state process simulation model for the subsea production system (SPS), for the production risers taking fluids to the FPSO and for the topside processing systems. There have been proposed the process desing basis according to current industrial practice for a hypothetical site in national deepwaters at 800 m water depth. With the aim of assessing the technical feasibility to produce oil with different API gravity, there was produced the simulation model for the SPS and for the production risers by considering 3 kinds of crude oil (21, 16 and 13 °API) along with the posible pressure decay profile for the reservoir. For the crude oil that SPS – risers simulation predicted appropriate flow conditions over the reservoir life, there was prepared the topsides process systems simulation. This processes include phase separation (oil, gas, water) and take to specification gas and oil streams. There was calculated a preliminary size for SPS flowlines, for production risers, for water injection riser and for export gas pipeline.

It was found that for 21 °API crude oil it is technically feasible to produce up to 100 MBD of oil during the field life considering water injection for pressure maintenance. For crude oils with 16 and 13 °API there have been determined low production levels during the field production life, caused by pressure drop changes motivated by crude oil viscosity changes. For these last two heavy crude oils there should be considered other technologies for deepwater applications, including subsea processing, that was not considered in this work. Regarding the associated gas, a part of it is used for electric power generation and the rest is considered to be sent onshore via pipeline. Since we consider heavy crude oil with low GOR (200 cf/bbl or lower) and the associated gas requires a very small pipeline diameter, it is not considered technically feasible to send gas through pipeline, thus other gas options should be considered. This work contributes with an integral steady-stated process simulation model for the SPS – risers – topsides for deepwater applications on FPSO. The model can easily be extended, easy to apply to other deepwater fields and can be used as the base for further modeling activities of these systems, including process dynamic simulation.

Capítulo 1

Introducción

1.1 Explotación petrolera en aguas profunda

A pesar de su creciente popularidad durante los últimos 30 años en prácticamente todas las regiones petroleras costa afuera en el mundo, el uso de Sistemas Flotantes de Producción, Almacenamiento y Descarga (FPSO, por sus siglas en idioma inglés) como medio de desarrollo de campos costa afuera se encuentra en sus inicios tanto en la parte mexicana como en la estadounidense del Golfo de México.

En aguas profundas, donde la profundidad es superior a los 500 m (tirante de agua), se utilizan sistemas flotantes para la explotación petrolera debido a que no es factible técnica ni económicamente emplear plataformas de acero soportadas en el lecho marino, como las empleadas actualmente en la Sonda de Campeche, cuyas aguas se conocen como someras debido a que su profundidad no rebasa los 100 m (Rodríguez, 2006).

Los sistemas de procesamiento primario de petróleo en las instalaciones para aguas profundas son similares a los empleados en plataformas fijas. Las similitudes son conceptuales en cuanto a las necesidades de procesamiento para lograr la especificación de los productos tales como:

- Calidad del crudo producido (estabilizado y deshidratado)
- Calidad del gas producido para su venta o inyección a pozos (deshidratado o seco)
- Calidad del agua producida (bajo especificación para su envío al mar o para inyección a pozos).

No obstante, existen diferencias notables en el diseño de procesos y de los equipos de procesamiento, entre los utilizados en aguas someras y los requeridos para instalaciones en aguas profundas. Estas diferencias se deben principalmente a los efectos provocados por el movimiento de los sistemas flotantes.

En aguas profundas las instalaciones flotantes que se conocen FPSO, presentan los mayores efectos de movimiento, comparados con el uso de otros sistemas flotantes de producción, provocados por el entorno metaoceánico incluyendo el viento, el oleaje y las corrientes marinas.

Los FPSO's son los sistemas flotantes de procesamiento más complejos, debido a que en el mismo sistema se agrupan las operaciones de separación, estabilización, deshidratación y almacenamiento de grandes cantidades de petróleo crudo. Estos sistemas flotantes deben contar con la capacidad de manejo y acondicionamiento del gas producido así como las necesidades de manejo de agua asociada al crudo

durante toda la vida del yacimiento, cuyos niveles frecuentemente llegan a ser del orden del 70 - 80% de corte de agua. Esta agua puede ser inyectada a pozos o bien enviarse al mar luego de ser tratada para cumplir las especificaciones para ello. Adicionalmente estos sistemas deben ser autosuficientes en el suministro de gas combustible y corriente eléctrica por lo que los servicios auxiliares deben considerarse desde el diseño original (Rodríguez, 2006).

A mediados de 2007 México era el mayor productor de petróleo en América latina, por encima de Venezuela y Brasil, con más de 3.4 millones de BPD de producción; sin embargo, a mediano plazo las reservas probadas nacionales en aguas someras han comenzado a sufrir decaimiento en su volumen de producción. Por esta razón la permanencia de la industria petrolera nacional en materia de capacidad de explotación de hidrocarburos, deberá enfocarse en las siguientes acciones:

- Intensificar la explotación de campos en tierra, como el caso del campo Chicontepec.
- Intensificar la explotación de campos en tierra y en mar.
- Explotación de campos en aguas profundas.
- Mejorar la recuperación en campos: actualmente el porcentaje de recuperación típico a nivel internacional, sin el uso de técnicas de recuperación mejorada, es del orden del 30% del volumen total de un campo; sin embargo es posible alcanzar niveles de recuperación superiores al 50% empleando técnicas mejoradas. Esta medida duplicaría el tiempo de vida de explotación de los hidrocarburos respecto a lo que actualmente se ha logrado.

Algunos analistas de la energía a nivel internacional han mencionado que los siguientes 11 años serán cruciales para la continuidad de la industria petrolera Mexicana (*Worldpress, 2006*), la cual deberá conjuntar una visión energética considerando los aspectos arriba señalados, además de implementar una estrategia de diversificación de fuentes de energía que fortalezca el sector energético nacional frente a los cambios en la producción de hidrocarburos.

En México más del 70% de la producción nacional de hidrocarburos se obtiene de la Bahía de Campeche, de los cuales el Campo Cantarell, el segundo yacimiento más grande del mundo, aporta el 60% de la producción de petróleo de este país, con una producción de más de 2 millones BPD (DeLuca, 2005). Al inicio de su explotación en 1979 se estimó que el Campo Cantarell contenía originalmente 35 mil millones de barriles de petróleo cuando fue descubierto en 1976, por lo que sólo es menor en tamaño al campo Ghawar de Arabia Saudita (*Worldpress, 2006*) a nivel mundial.

Actualmente la producción petrolera nacional se realiza en aguas someras en instalaciones costa afuera, cuya producción "pico" ha alcanzado sus niveles máximos, de modo que ha comenzado una disminución en la capacidad de producción nacional costa afuera. De hecho, no se ha reportado una disminución apreciable en la producción nacional de crudo y condensados, dado que en el año

2004 la producción fue de 3.83 MMBPD (millones de barriles por día) mientras que en Abril de 2009 fue de 3.03 (World Oil, 2009).

Durante los primeros cinco meses del año 2006, PEMEX obtuvo un saldo favorable cercano a los 12 mil millones de dólares, en flujo de efectivo. De acuerdo con las estadísticas de los indicadores petroleros, de enero a mayo, el valor del comercio exterior de petróleo crudo, productos petrolíferos, petroquímicos y gas natural alcanzó la cifra récord de 17, 029 millones de USD, 49 % más que el reportado en el mismo período durante 2005, en tanto que las importaciones de refinados, petroquímicos y gas tuvieron un costo de casi 5,129 millones de USD, lo que produjo una la balanza comercial positiva. Cifras como estas, se deben principalmente a los altos precios del petróleo a nivel internacional que se tenían en su momento. Sin embargo, es importante tener precaución en el sentido de que si bien, dichas ganancias son muy apreciables, los picos de producción están por producir descenso importante en la producción nacional de petróleo crudo y aunque se tienen estrategias claras para la restitución de caídas de producción, como lo son el proyecto del campo Ku – Maloob – Zaa, donde PEMEX espera añadir 800,000 BPD a su producción de crudo, incluyendo el uso del primer FPSO en aguas someras del Golfo de México en 2009; además del proyecto del Litoral de Tabasco con el que se espera añadir 250,000 BPD a finales de esta década (DeLuca, 2005). Es imprescindible que PEMEX aborde la explotación de campos en aguas profundas para complementar la producción a obtener en Ku – Maloob – Zaa, Litoral Tabasco y otros de sus proyectos de explotación.

En la parte Mexicana del golfo de México se tiene un gran potencial de explotación de campos petroleros en aguas profundas, ver Figura 1 (Cinco, 2006). La primera zona declarada de aguas profundas para PEP es la denominada Coatzacoalcos profundo, donde se tienen los primeros pozos exploratorios exitosos. El área prospectiva marina Coatzacoalcos Profundo, se localiza a 102 kilómetros al noroeste de la ciudad de Coatzacoalcos y a 40 kilómetros frente a la costa de Catemaco (Suro-Pérez, 2001).

La producción de petróleo y gas en campos de aguas profundas requiere de distintas etapas para llevarse a cabo: la exploración; la planeación de campos; el desarrollo de campos, incluyendo las etapas de ingeniería, procura, construcción, instalación, puesta en marcha y operación de las instalaciones. Los montos de inversión para el desarrollo de este tipo de proyectos son cuantiosos, por ejemplo, tan solo para la etapa de exploración, PEMEX requerirá inversiones de al menos 1,500 millones de USD por año, en los próximos 4 años para restituir sus reservas probadas, contra los 400 millones de USD que PEMEX ha invertido en exploración en la década de los 90's (Kurt, 2005).

La ingeniería química, en el ámbito nacional, deberá atender necesidades muy particulares para la explotación de campos en aguas profundas, dado que existen diferencias y particularidades muy importantes en procesamiento de hidrocarburos y los sistemas en cubierta asociados.

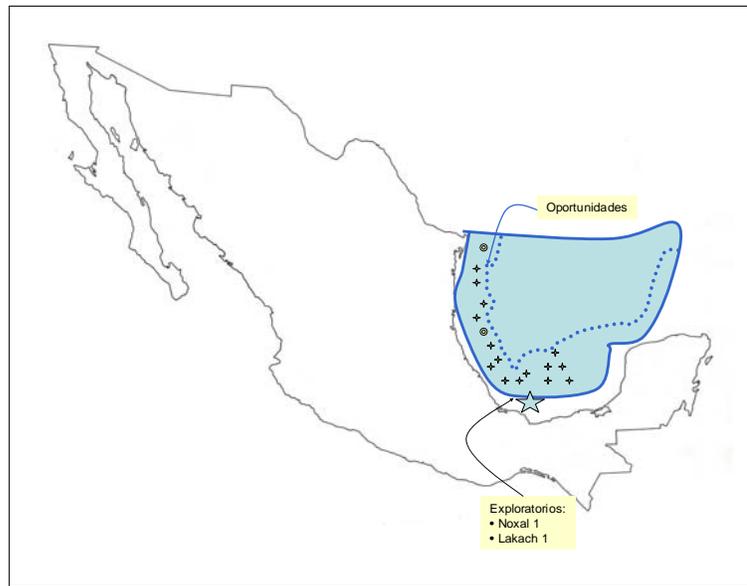


Figura 1. Oportunidades de explotación en aguas profundas en México.

1.1.1. Opciones Tecnológicas para la Explotación Petrolera Costa Afuera.

Los tipos de instalaciones utilizados a nivel internacional empleadas para la explotación de campos costa afuera se pueden clasificar de la siguiente manera de acuerdo a la profundidad requerida por el campo:

- Plataforma fija, (“jacket”) se emplea en aguas someras.
- Torre flexible (“Compliant Tower”), para profundidades menores a 500 m.
- Plataforma de piernas tensionadas (TLP), para agua profundas.
- Mini-Plataforma de piernas tensionadas (mini-TLP), para aguas profundas.
- Semisumergibles, para aplicaciones en aguas someras y en aguas profundas.
- Plataformas tipo SPAR, para aguas profundas.
- Sistema de Producción, Almacenamiento y Descarga, FPSO (“Floating, Production, Storage and Offloading” systems), para aguas someras y profundas.
- Sistemas Submarinos, de apoyo a la producción tanto en aguas someras como en aguas profundas.

Las características generales de estos sistemas de producción costa afuera pueden apreciarse en la Figura 1.

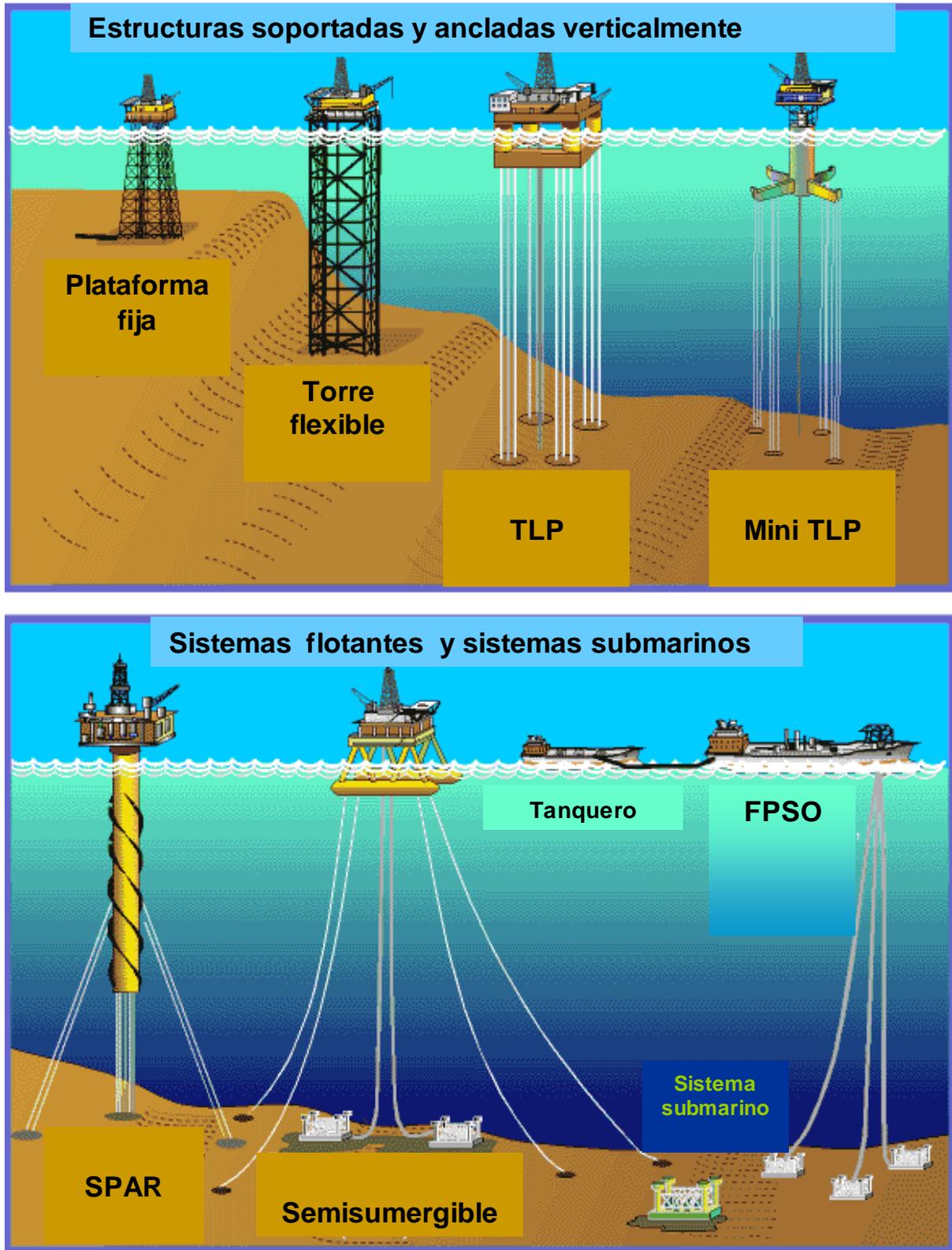


Figura 2. Sistemas de producción de petróleo costa afuera para empleo en aguas someras y en aguas profundas.

Los mayores records de profundidad de explotación de campos en aguas profundas con distintas características se encuentran operando en los siguientes lugares geográficos:

- El Golfo de México, en la parte que corresponde a los EE. UU.
- Brasil.
- Oeste de África.

El desarrollo de este tipo de campos implica una compleja combinación entre los requerimientos de producción del campo, los requerimientos de instalación del equipo, ya sea submarino o superficial (topsides), así como los requerimientos de almacenamiento y procesamiento. Para que la industria petrolera domine la explotación de este tipo de campos debe enfocarse hacia mayores profundidades, considerando sistemas de producción submarinos y superficiales.

En los EE. UU., la entidad que regula la explotación de crudo y gas es el MMS (Mineral Management Service), quien determina los requerimientos de seguridad y protección ambiental, además de proveer un mecanismo para que los costos de investigación se compartan entre los industriales participantes en las operaciones en aguas profundas y el propio MMS. Recientemente, a nivel internacional la actividad petrolera en aguas profundas ha tenido importantes crecimientos en las áreas de exploración, desarrollo de campos y explotación, este logro se debe parcialmente al empleo de nuevas tecnologías que han permitido reducir costos y riesgos.

Para la explotación de campos en aguas profundas se tienen distintas opciones tecnológicas que obedecen a estrategias particulares de explotación de campos, las cuales dependen de distintos factores, entre los que se pueden mencionar: el tamaño del campo; la proximidad de infraestructura de explotación como ductos de transporte, estaciones de recepción y procesamiento en tierra o en aguas someras; consideraciones económicas e intereses estratégicos de la empresa operadora para desarrollar un área en particular.

1.1.1.1 Plataformas Fijas

En aguas someras y semiprofundas, se utilizan plataformas fijas las cuales están conformadas por una estructura de acero soportada por pilotes apoyados en el lecho marino. En la parte superior poseen la sección de acondicionamiento de la producción, pueden tener sección habitacional, de perforación y/o formar un complejo de plataformas unidas entre sí por puentes de acero. Estas plataformas son económicamente factibles para profundidades de hasta 610 m (2,000 pies). Este tipo de plataformas es el más empleado en México ya que las profundidades son menores a los 90 m. La altura de la plataforma esta determinada por el tirante de agua.

Otro tipo de plataforma fija es la Torre Flexible (Compliant Tower), que consiste en una torre estrecha flexible soportada por pilotes sobre el lecho marino. A diferencia de las plataformas fijas, esta plataforma está diseñada para soportar grandes

esfuerzos laterales, mediante deflexiones laterales. Usualmente se utiliza en profundidades de agua entre 305 – 610 m (1,000 – 2,000 pies). Un ejemplo de esta plataforma es la denominada “*Petronius*” en US – GOM.

1.1.1.2 TLP

Las plataformas del tipo TLP consisten de una estructura flotante que se mantiene en equilibrio debido al uso de tendones verticales tensionados, sujetos al lecho marino. El uso de tendones tensionados permite utilizar estas plataformas en un rango amplio de profundidades además de que presentan mínimos movimientos verticales. Las TLP’s se utilizan en profundidades del orden de 305 – 1,524 m (1,000 – 5,000 pies). Algunos ejemplos de este tipo de plataformas en US – GOM son las que han llamado *Brutus*, *Magnolia* y *Marco Polo*. La compañía ConocoPhillips instaló el TLP *Magnolia* en Diciembre de 2004 a 1,425 m la mayor profundidad en el mundo registrada hasta ese momento.

1.1.1.3 MINI – TLP

Es una plataforma flotante tipo TLP de relativo bajo costo, que se emplea para la producción de reservas pequeñas en las cuales no sería viable económicamente utilizar sistemas convencionales de aguas profundas. Este tipo de instalación también puede utilizarse como una plataforma de servicios, satélite o para producción temprana en campos de mayor potencial. La primera mini – TLP instalada a nivel mundial fue en US – GOM en 1998. Recientemente, una plataforma de este tipo, “*Typhoon*”, que operaba a una profundidad de 642 m (2,107 pies) fue devastada por el Huracán Rita en Septiembre de 2005,

1.1.1.4 SPAR

Este tipo de plataformas consisten de un cilindro vertical de un diámetro considerable que soporta la estructura con los equipos superficiales (topsides) típicos de una plataforma fija, por ejemplo: equipo de producción y perforación. Posee tres tipos de risers, o ductos de producción que son: el de producción; el de perforación y el de exportación. Para ser anclado y lograr estabilidad lateral, se utiliza un sistema tipo “catenario” que consiste de 6 a 20 líneas de anclaje al lecho marino. Está soportado por una cámara de flotación, que es un cilindro cerrado en la parte superior – la que soporta la cubierta o topsides, tiene una sección intermedia que puede o no ser cerrada, soportada por el cilindro cerrado superior; y una sección inferior para estabilización de la estructura.

Existen tres tipos principales de SPAR’s:

- **Classic SPAR:** posee un cilindro continuo que normalmente esta sumergido en un 90%.
- **Truss spar:** tiene una sección inferior abierta, no necesariamente cilíndrica, la cual es similar a la base de una estructura fija, esta sección abierta es más

ligera que el cilindro continuo de la SPAR clásica, de modo que las ventajas de su uso son:

- Menor costo de producción que la SPAR clásica
 - Puede recibir mayor número de risers de producción asociados cada uno a un pozo
 - Soporta mayor cantidad de equipo en cubierta.
- **Cell SPAR:** posee varios cilindros en la parte inferior a los topsides que conforman un gran cilindro vertical, los cilindros son del mismo tamaño y rodean a un cilindro central, sus principales ventajas son:
- Menor costo de fabricación y transporte
 - Construcción más sencilla, al requerir de cilindros de menor diámetro que pueden fabricarse en los EE. UU., en contraste, los otros tipos de SPAR se construyen en Europa y el lejano oriente.
 - La principal desventaja de las “cell SPAR” es que no tienen secciones abiertas al centro, para risers, de modo que requieren el uso de sistemas submarinos de producción.

Algunas de las características principales de las plataformas tipo SPAR son: prácticamente no tiene movimiento, comparado con otros sistemas como Semisumergibles o FPSO; cuentan con gran estabilidad, ya que su centro de flotación está encima de su centro de gravedad; costo insensible al tirante de agua.

Las SPARS se utilizan actualmente en profundidades de hasta 1,710 m, aunque ya existe la tecnología para poder utilizarlas hasta profundidades de 3,048 m o aún mayores si se requiere. Como ejemplos en US – GOM se puede mencionar a las plataformas tipo SPAR denominadas “Genesis” (classic SPAR) y “Red Hawk” (cell SPAR) la cual tiene una capacidad de producción de 120 MMPCSD con facilidades para expandirse hasta 300 MMPCSD (8.49 MMMCSD).

La SPAR con árbol de navidad seco instalada a mayor profundidad es la llamada “Devil’s Tower” a 1,710 m diseñada para producir 60 MBPD de aceite y 110 MMPCSD (3.11 MMMCSD) de gas. En diciembre de 2004, British Petroleum (BP) inició operaciones en la SPAR más grande del mundo, llamada Holstein en US – GOM, con un diámetro de 45.5 m y capacidad de producción de 100 MBPD de crudo y 90 MMPCSD (2.54 MMMCSD) de gas.

1.1.1.5 Semisumergible

También denominados FPS (flotating production system) por el MMS de los EE. UU., es una plataforma que se sumerge parcialmente, está construida de acero o de concreto y puede estar equipada con equipo de perforación y producción e incluso con capacidad para almacenamiento de crudo, en su parte sumergible. Este sistema se encuentra integrado principalmente por las siguientes secciones:

- Una sección generalmente cuadrada, hueca que es la parte inferior de la instalación (pontoons)

- Columnas, que pueden ser 3 o más, que conectan la parte inferior con la parte superior de la instalación
- Cubierta (deck) de grandes dimensiones.

Las columnas y la parte superior de un sistema semisumergible, proporcionan la tendencia de la estructura a flotar, también poseen rutas de acceso, sistema de lastre, almacenamiento y sistemas auxiliares, además de secciones para anclaje, equipo de producción, la sección habitacional y un espacio para almacenamiento de crudo se puede alojar en la cubierta de la instalación.

Esta plataforma se mantiene permanentemente anclada con cables y cadenas, o bien, puede posicionarse dinámicamente con el uso de dispositivos rotatorios. Este tipo de plataforma presenta mayor movimiento que una TLP y SPAR, pero menor movimiento que un FPSO. La producción se recibe a través de risers diseñados para soportar el movimiento de la plataforma. Se utilizan en profundidades de 183 – 2,286 m y generalmente están asociadas a sistemas submarinos de producción o cercanos a una plataforma de perforación. Las plataformas semisumergibles usan risers flexibles y árboles de navidad húmedos. La de mayores dimensiones y capacidad de procesamiento, a nivel mundial es la denominada “Thunder Horse” de la compañía Brithis Petroleum, BP, la cual posee equipo de producción, perforación y habitacional, tiene una capacidad de generación eléctrica del orden de los 100 MW, pesa 59,500 ton, fue llevada al US – GOM proveniente de Corea en el año 2004 para la fabricación e instalación de sistemas en cubierta (topsides). La altura entre su base de flotación y la parte alta de su torre de perforación es cercana a los 137 m. El área de su cubierta es de aproximadamente 12,141 m² (del orden de 110 m por lado). Su capacidad de producción es de 250 mil BPD de crudo y 200 MMPCSD de gas la mayor en aguas profundas en US – GOM. Su inicio de producción se retrasó en el 2005, debido al paso del huracán Dennis, cuando quedó desbalanceado su equilibrio de flotación (“ladeado”) en unos 20 – 30°. El segundo sistema semisumergible más grande del mundo, apenas inferior a Thunder Horse, es el denominado Atlantis de BP anclado a una profundidad record de 2,156 m.

1.1.1.6 FPSO

Los Barcos de Producción, Almacenamiento y Descarga, FPSO (Floating Production, Storage and Off loading Systems) pueden ser diseñados explícitamente para tal fin, o bien, ser convertidos a FPSO. La conversión a FPSO, partiendo de buques de transporte de crudo ha sido una práctica común para la compañía Brasileña de Petróleo Petrobras (Da Costa, 2005). Este tipo de sistemas puede utilizarse en profundidades de hasta 3,048 m (10,000 pies).

Los FPSO consisten de un gran buque tipo tanque, el cual está anclado al lecho marino. Un FPSO se diseña para procesar y almacenar producción de distintos pozos cercanos, periódicamente descarga el crudo almacenado y estabilizado hacia un buque carguero de menor tamaño, el cual transporta el crudo a tierra para su posterior tratamiento. Un FPSO puede ser apropiado para explotar campos marginales remotos, en aguas profundas, donde no exista infraestructura de

transporte de hidrocarburos por ducto o donde no sea factible técnica ni económicamente extender la red de ductos de transporte de hidrocarburos, así como en sitios con profundidad extrema o con terreno en el lecho marino demasiado irregular, etc.

1.1.1.7 Sistemas Submarinos

Incluye desde pozos individuales cuya producción se envía a una plataforma cercana, semisumergible o TLP, hasta un conjunto de pozos productores que envían su producción a un cabezal de distribución (manifold) y sistema de ductos ascendentes, risers, hacia un centro de procesamiento distante como un FPSO, semisumergible, SPAR, TLP, una plataforma fija o aún a instalaciones a tierra. Estos sistemas se utilizan en profundidades mayores a 1,524 m aunque también están siendo aplicados en campos de aguas someras. Actualmente existen equipos de procesamiento submarino en prueba industrial, tales como compresores, bombas y separadores. Estos dos últimos de hecho ya en producción industrial. Los costos del desarrollo de campos en aguas profundas han tenido un cierto abatimiento mediante la conexión de varios sistemas submarinos de producción a un sitio central de procesamiento. Los sistemas submarinos son una parte fundamental en el desarrollo de campos en aguas profundas ya que permiten la producción de hidrocarburos en profundidades donde no es posible instalar plataformas fijas por razones técnicas o económicas.

Los sistemas submarinos poseen los siguientes componentes:

- Equipo en el lecho marino.
- Pozos submarinos
- Cabezales de distribución (manifolds)
- Umbilicales de control y potencia
- Líneas de flujo.
- Equipo superficial: sistema de control y demás equipo de producción localizado en un sistema central de procesamiento, el cual puede estar a varios km de los pozos en explotación (French et al., 2006).

1.1.1.7.1 Descripción de un Sistema Submarino de Producción

El sistema submarino de producción está integrado por un conjunto de equipos, líneas de conducción y accesorios submarinos que permiten la explotación de hidrocarburos en campos ubicados en aguas profundas y generalmente complementan un sistema flotante de producción como FPSO, ver Figura 3.

En la Figura 3 se pueden apreciar los principales componentes del sistema submarino de producción que son:

1. **Árbol submarino:** se define como el arreglo de válvulas, tuberías, accesorios y conexiones instaladas sobre el pozo y cuya función es mantener la presión y controlar el flujo de hidrocarburos del mismo.

2. Manifold: es una estructura que consiste de un arreglo de válvulas, tubos y accesorios y sirve como punto de recolección central de la producción de los pozos submarinos y redirige el flujo combinado hacia la plataforma central
3. Líneas de flujo: son conductos que sirven para transportar fluidos de una localización a otra.
4. Jumpers: son interconexiones entre los equipos submarinos y su función es absorber la expansión, contracción y desalineación. Además de emplearse para la instalación de medidores de flujo y de arena.
5. Umbilicales: conducto empleado para el suministro del fluido de control, agentes químicos, energía eléctrica, así como señales de comunicación del sistema superficial de producción al equipo submarino.

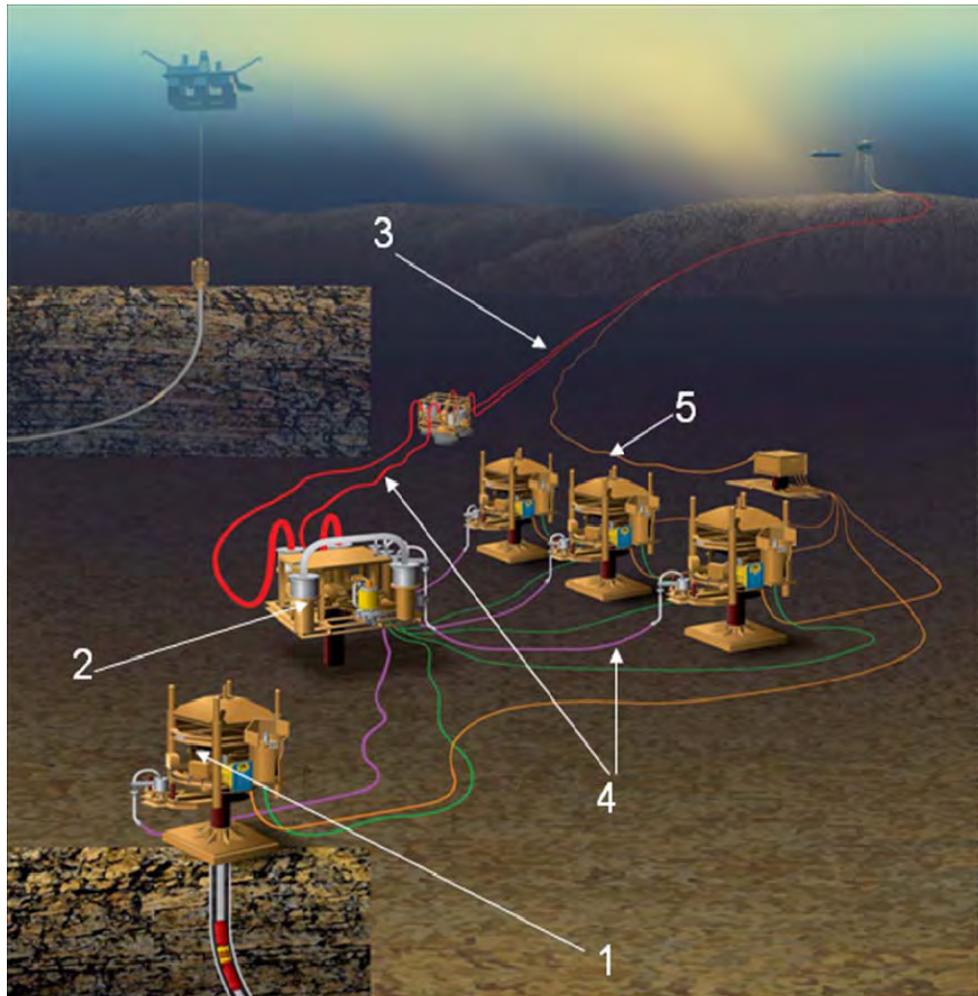


Figura 3. Elementos que conforma un sistema submarino de producción

1.2 Sistemas de Proceso para la Explotación Petrolera en Aguas Profundas.

De manera habitual, la ingeniería química atiende aspectos similares tanto en la explotación petrolera en aguas someras como en aguas profundas; sin embargo, existen aspectos que requieren especial cuidado debido a las diferencias tecnológicas que hay entre ambos tipos de explotación petrolera.

La ingeniería química participa en todas las etapas de acondicionamiento de la producción que inicia con la separación de la mezcla crudo – gas – agua – arena, para tener las fases separadas y proporcionar el tratamiento apropiado a cada una de ellas, con la finalidad de lograr las especificaciones de los productos (Manning & Thompson, 1991), (Abdel-Aal et al., 2003).

En la mayoría de las regiones costa afuera del mundo, la decisión respecto al procesamiento en la costa o costa afuera depende del tipo y de la infraestructura existente tales como sistemas de tubería e instalaciones de procesamiento y recepción de aceite-gas en tierra. En las áreas más nuevas y remotas es difícil para los diseñadores inclinarse por un tipo u otro de procesamiento ya que no existen parámetros que permitan seleccionar uno de ellos (Parker, 1999).

Las opciones de procesamiento costa afuera están definidas de acuerdo al grado de procesamiento del aceite crudo y del gas asociado que se lleva a cabo costa afuera. Generalmente la mayoría de las plataformas costa afuera caen dentro de dos categorías:

- Crudo estabilizado y bajo especificación / Gas producido deshidratado
- Crudo húmedo sin estabilizar / Gas producido deshidratado

La parte estadounidense del Golfo de México el tipo de procesamiento costa afuera más empleado es la estabilización y aceite crudo en especificación. El gas asociado producido sólo es deshidratado en una unidad con trietilenglicol (TEG) antes de ser exportado.

La parte Estado Unidense del Golfo de México cuenta con una infraestructura de sistemas de transporte de aceite crudo y gas bien desarrollada, la cual se instaló para transportar la producción de numerosas plataformas relativamente pequeñas localizadas más allá de las aguas continentales cuya profundidad es menor a los 200 m. El sistema de ductos generalmente se usa para el transporte de aceite crudo bajo especificación; es decir, con una presión de vapor Reid menor a 11 psi y un contenido de agua y sedimento menor al 1% volumen.

La parte estadounidense del Golfo de México puede dividirse principalmente en dos regiones:

1. La región de aguas someras
 - Profundidad menor a 200 m
 - Cuenta aproximadamente con 400 plataformas

- Producción de aceite menor a 10,000 BPD por plataforma
- Producción de gas menor a 50 MMSCFD (1.41 MMMCSD) por plataforma
- Producción total de aceite crudo aproximada de 500,000 BPD
- Producción total de gas aproximada de 9 BSCFD (254 MMMCSD)

2. La región de aguas profundas

- Profundidad mayor a 314 m
- Cuenta aproximadamente con 40 plataformas
- Producción de aceite mayor a 50,000 BPD por plataforma
- Producción de gas mayor a 100 MMSCFD (2.83 MMMCSD) por plataforma
- Producción total de aceite crudo aproximada de 1 MMBPD
- Producción total de gas aproximada de 5 BSCFD (141 MMMCSD)

No obstante, la infraestructura de tubería para transporte está relativamente llena o próxima a su máxima capacidad. Como resultado de los nuevos desarrollos es necesario instalar nuevos sistemas para aceite crudo y gas para entrega en el mercado.

1.2.1 Sistemas de procesamiento en un plataforma típica

1.2.1.1 Número de trenes de separación

Los principales factores que determinan el número de trenes de separación para una plataforma son los siguientes:

- Flujo de procesamiento total y su efecto en el tamaño de los recipientes separadores.
- Requerimientos especiales – particularmente el efecto de la arena, cera y asfaltenos.

Los diseños de trenes para procesamiento de 150 – 200 MBPD son comunes. Los diámetros máximos típicos de separadores de producción son de 4 a 5 m, con una longitud máxima de hasta 80 ft (24.38 m). Los recipientes más grandes en las nuevas plataformas en aguas profundas en la parte estadounidense del Golfo de México son los coalescedores electrostáticos, cuyo diámetro es de 3.5 a 4 m mientras que su longitud es de 18 a 21 m.

1.2.1.2 Número de etapas y presiones de separación

El número de etapas así como de las presiones de separación es función de los siguientes parámetros:

- Presión de flujo en las tuberías: está determinada por la presión del yacimiento, la productividad del pozo BPD/psi, relación gas – aceite (RGA) y contenido de agua. Los campos que producen crudo con gravedades API menores a 25 a menudo tienen bajas presiones, baja RGA y alto contenido de

agua con el paso del tiempo. Estos factores favorecen bajas presiones de separación y por lo tanto menos etapas de separación.

- Cantidad relativa de aceite vs gas: los altos valores de RGA, incrementan el tamaño y costo del equipo para el manejo de gas en la plataforma, particularmente en la sección de compresión. El objetivo es separar la mayor cantidad de gas posible a la mayor presión posible.
- Presión de vapor requerida en el crudo de exportación: la presión de operación de la etapa final de separación, y la temperatura determinan la presión de vapor del crudo de exportación. Generalmente se requiere de una muy baja presión a una temperatura alta para estabilizar el crudo a una PVR de 11 psi (0.77 kg/cm² man).

La mayoría de las instalaciones en las parte Estado Unidense del Golfo de México emplean cinco etapas de separación gas-aceite crudo.

1.2.1.3 Separación de 2 o 3 fases para etapas de mayor presión

En la parte estadounidense del Golfo de México, es una práctica común diseñar los separadores de alta e intermedia presión como separadores de 2 fases, con un tiempo de residencia del líquido de 1 a 2 minutos. El criterio de dimensionamiento es muy bajo y provee de capacidad limitada para el manejo de flujo en régimen dinámico con formación de espuma. Normalmente, la tercera fase, el agua producida, se remueve en el separador de baja presión que opera de 10.5 a 17.5 kg/cm² man.

En las plataformas de la parte estadounidense del Golfo de México la presión de operación de la primera etapa de separación se encuentra en el intervalo de 84.3 a 112.5 kg/cm² man., mientras que para la segunda etapa es de 31.6 a 45.7 kg/cm² man.

1.2.1.4 Proceso de calentamiento

El calentamiento se requiere para ayudar a la separación de aceite – agua, principalmente mediante la reducción de la viscosidad del aceite crudo, mientras que la estabilización se logra por la fuerza impulsora de los componentes ligeros. Otro proceso principal que requiere grandes cantidades de fluidos de calentamiento es la regeneración del glicol el cual requiere temperaturas superiores a los 200 °C, además del sobrecalentamiento del gas combustible.

En aguas profundas, frecuentemente se utiliza como medio de calentamiento, agua desmineralizada en un circuito cerrado, por supuesto considerando sus alcances y limitaciones respecto a niveles de temperatura.

1.2.1.5 Recuperación de calor vía intercambiadores entre etapas de separación

La recuperación de calor vía intercambio térmico es muy común en las plataformas costa afuera, especialmente cuando se requiere una gran cantidad de calor, por ejemplo: cuando el aceite crudo entra con temperaturas relativamente bajas, recepción de fluidos fríos provenientes de los pozos submarinos o bien plataformas remotas combinadas con temperaturas de proceso relativamente altas requeridas para la estabilización y deshidratación de crudo.

1.2.1.6 Proceso de enfriamiento

Las principales opciones para enfriamiento son: aire, agua de mar y medios de enfriamiento indirectos como mezclas agua – glicol. Mientras que en las plataformas en las partes mexicana y estadounidense del Golfo de México se emplea aire como medio de enfriamiento en el Mar del Norte se utiliza agua de mar debido a que esta misma se inyecta a los pozos para mantener la presión del yacimiento, para ello se requieren grandes volúmenes de agua por lo que su costo disminuye considerablemente, adicionalmente los intercambiadores para agua de enfriamiento resultan más pequeños que los enfriadores con aire; sin embargo, esto también es factible debido a que la temperatura del agua del Mar del Norte es menor por lo que el tamaño del equipo de intercambio térmico se reduce considerablemente. El empleo de agua de mar como medio de enfriamiento utilizando los equipos de intercambio de calor apropiados también favorece la operación de los equipos ya que se evitan los problemas de corrosión, incrustamiento y formación de hidratos que se tendría al emplear una mezcla de agua de mar-glicol como medio de enfriamiento.

1.2.1.7 Procesamiento de crudo

El crudo separado, puede ser deshidratado, desalado, estabilizado, enfriado y almacenado en una atmósfera inerte en un FPSO. Hasta ahora, el crudo no se deshidrata en las instalaciones marinas de PEP, pero hay iniciativas para comenzar a hacerlo en forma extensiva.

1.2.1.7.1 Tratamiento de aceite crudo

El sistema de tratamiento de aceite crudo esta integrado por los siguientes equipos de proceso:

- Calentamiento y enfriamiento de crudo
- Tratamiento de crudo – deshidratación, des-emulsificación, desalado y remoción de parafinas

Remoción de parafinas.

La principales técnicas de remediación y prevención de parafinas son:

- Control Mecánico: diablos de limpieza y herramientas en línea pueden ser usadas con una variedad de caminos para prevenir la formación de ceras y remover depósitos existentes de cera en tuberías y líneas de flujo.
 - Control termico: técnicas termales pasivas como fluido empacado en gel, aislante al vacío en tuberías y aislante en líneas de flujo pueden ser usadas para prevenir la formación de ceras, mientras que las técnicas de calor activo como circulación de fluidos calientes en líneas de flujo o calor directo por medio eléctrico puede ser usado para la prevención o remoción de ceras. Otra técnica disponible es la generación de calor in situ usando dos componentes los cuales reaccionan exotérmicamente para generar calor y deshacer las ceras.
 - Desplazamiento del fluido: en paros planeados, es posible desplazar el fluido de las líneas de flujo antes de enfriarse por debajo del punto de aparición de ceras.
 - Inyección de químicos modificadores de cristales: pueden usarse para prevenir la depositación de cera pero sólo son efectivos cuando se inyectan continuamente en el sistema a un punto donde la temperatura se encuentra sobre el punto de aparición de ceras.
 - Tensoactivos o dispersantes: pueden usarse para prevenir depocitación de ceras o remover depósitos existentes.
 - Solventes: pueden usarse para disolver depósitos de cera, los más comunes son diesel, xileno y disulfuro de carbono, estos son usados normalmente en baches pero se requiere de un tiempo de reposo lo que provocaría la interrupción de la producción.
- Manejo de aceite crudo: bombeo, medición y transferencia

1.2.1.7.2 Métodos y equipos de deshidratación de aceite crudo

En la parte estadounidense del Golfo de México la especificación para el contenido de agua y sedimento debe ser menor a 1% volumen, mientras que en otras partes del mundo, incluyendo México, es menor al 0.5 % volumen. En cualquiera de los casos la práctica actual consiste en el uso de coalescedores electrostáticos llenos de líquido para la deshidratación de aceite crudo.

La deshidratación de crudos es el proceso mediante el cual se separa el agua asociada con el crudo, ya sea en forma emulsionada o libre, hasta lograr reducir su contenido a un porcentaje previamente especificado. Generalmente, este porcentaje es igual o inferior al 1 % de agua.

Una parte del agua producida por el pozo petrolero, llamada agua libre, se separa fácilmente del crudo por acción de la gravedad, tan pronto como la velocidad de los

fluidos es suficientemente baja. La otra parte del agua está íntimamente combinada con el crudo en forma de una emulsión de gotas de agua dispersadas en el aceite, la cual se llama emulsión agua/aceite W/O.

Durante las operaciones de extracción del petróleo, la mezcla bifásica de petróleo crudo y agua de formación se desplazan en el medio poroso a una velocidad del orden de 1 pie/día, lo que es insuficiente para que se forme una emulsión. Sin embargo, al pasar por todo el aparataje de producción durante el levantamiento y el transporte en superficie (bombas, válvulas, codos, restricciones, etc.) se produce la agitación suficiente para que el agua se disperse en el petróleo en forma de emulsión W/O estabilizada por las especies de actividad interfacial presentes en el crudo. Las emulsiones formadas son macro-emulsiones W/O con diámetro de gota entre 0,1 a 100 μm .

En los pozos que se producen por levantamiento con gas (Gas-lift), la emulsión es causada principalmente en dos lugares: En el punto donde el "gas lift" es introducido y en la cabeza del pozo. Cuando se utiliza un proceso intermitente, la emulsión generalmente es creada en la cabeza del pozo o en el equipo en superficie. Para el proceso continuo, la mayor parte de la emulsión es formada en fondo de pozo, en el punto de inyección de gas.

mecanismo de ruptura de la emulsión agua en petróleo. Diversos estudios se han hecho sobre los mecanismos de ruptura de una emulsión W/O. Según el análisis de Jeffreys y Davies en 1971 estas etapas se reducen a tres:

Etapa 1. Acercamiento macroscópico de las gotas: Cuando las gotas de fase dispersa son más o menos grandes se aproximan por sedimentación gravitacional, gobernadas por la ley de Stokes basada en la suposición de gotas esféricas rígidas pero sí son menores de 5 μm está presente el movimiento Browniano.

Una velocidad de sedimentación del orden de 1 mm por día es suficientemente baja para que el movimiento de convección térmica y el movimiento Browniano la compense. Esto indica que el problema de sedimentación puede volverse muy severo para crudos pesados o extrapesados (Salager, 1987), para los cuales la diferencia de densidad es poca y la viscosidad es alta.

$$V_s = [2(\rho_1 - \rho_2) g r^2] / 9 \eta_e = f_s r^2$$

Donde:

V_s = velocidad de sedimentación de Stokes [cm/s]

ρ_1 = densidad del agua [g/cm^3]

ρ_2 = densidad del agua [g/cm^3]

G = aceleración de la gravedad [cm/s^2]

R = radio de las gotas dispersas en el crudo [cm]

η_e = viscosidad de la fase externa [cP]

F_s = factor de Stokes [$1/\text{cm s}$]

De los parámetros incluidos en la ecuación anterior, la viscosidad es la que presenta mayor influencia, producto de la gran sensibilidad de este parámetro ante variaciones en la temperatura. En la figura 5 se muestra la variación de la velocidad de asentamiento con la temperatura en términos del factor de Stokes ($f_s = V_s/r^2$) para crudos de distintas gravedades API. Como puede verse, el efecto de la variación en la temperatura y la gravedad API en el factor de Stokes es drástico para crudos muy viscosos, lo que da lugar a diferencias de varios órdenes de magnitud en la velocidad de sedimentación cuando se considera una pequeña variación en la gravedad API o se incrementa la temperatura.

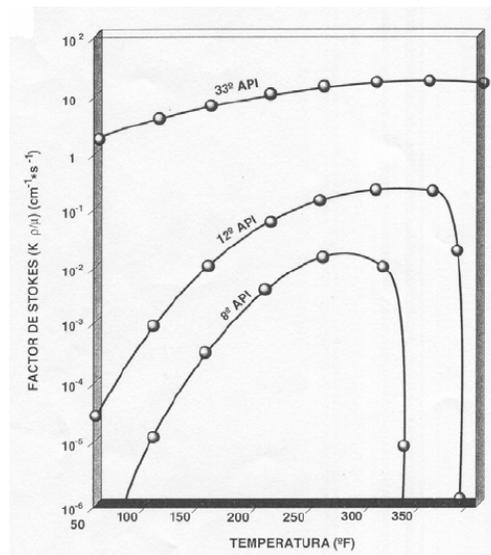


Figura 4. Variación del factor de Stokes con la temperatura y la gravedad API.
Adaptado de Salager, 1987

Etapas 2. Drenaje de la película: Al final de la etapa anterior, las gotas se deforman y se genera una película intergota, dando inicio así a la segunda etapa del proceso llamada “drenaje de la película”, donde están involucrados fenómenos interfaciales relacionados con la presencia de surfactantes adsorbidos.

Etapas 3. Coalescencia: La coalescencia se define como un fenómeno irreversible en el cual las gotas pierden su identidad, el área interfacial se reduce y también la energía libre del sistema (condición de inestabilidad). Sin embargo, este fenómeno se produce sólo cuando se vencen las barreras energéticas asociadas con las capas de emulsionante adsorbido y la película de fase continua entre las dos gotas. Esta etapa puede considerarse como instantánea respecto a las dos primeras etapas.

Los procesos de deshidratación utilizan efectos físicos destinados a aumentar la velocidad de la primera etapa, tales como el calentamiento, que reduce la viscosidad de la fase externa y aumenta la diferencia de densidad entre los fluidos; ó un aumento de la cantidad de fase interna (reduce el recorrido promedio de cada gota antes del contacto con otra). También es posible usar fuerzas diferentes a la

gravedad natural para aumentar la velocidad de contacto y/o el tamaño de la gota: gravedad artificial por centrifugación (Vold y Groot 1962), fuerzas capilares con filtros coalescedores (Spielman y Goren 1962) o fuerzas electrostáticas (Cottrell y Speed 1911).

Equipos utilizados en la deshidratación de crudos

Una vez que el crudo es producido a nivel de fondo de pozo, la producción proveniente de los diferentes pozos se lleva a un múltiple de producción, compuesto a su vez por tres submúltiples de acuerdo a la presión de línea en baja, alta y de prueba, figura 16. Está constituido por tuberías de 6 pulgadas de diámetro a través de las cuales circula la mezcla gas-crudo-agua que pasará posteriormente a los separadores gas-líquido donde se elimina el gas disuelto. Luego, la emulsión pasa a un separador gravitacional para eliminar el agua libre y el crudo no emulsionado. La emulsión restante se lleva al sistema de tratamiento seleccionado para la aplicación de calor y/o corriente eléctrica, y finalmente el crudo separado pasa a un tanque de almacenamiento.

Separadores gas-líquido

Los separadores horizontales o verticales sirven para separar el gas asociado al crudo que proviene desde los pozos de producción. El procedimiento consiste en que la mezcla de fluidos entrante choca con las placas de impacto o baffles desviadores a fin de promover la separación gas-líquido mediante la reducción de velocidad y diferencia de densidad. El número de separadores varía en función del volumen de producción de gas y petróleo en las estaciones. Se identifican cuatro secciones de separación:

- a) Separación primaria: Comprende la entrada de la mezcla crudo-agua-gas.
- b) Separación secundaria: Está representada por la etapa de separación máxima de líquido por efecto de gravedad.
- c) Extracción de neblina: Consiste en la separación de las gotas de líquido que aún contiene el gas.
- d) Acumulación de líquido: Está constituida por la parte inferior del separador que actúa como colector, posee control de nivel mediante un flotador para manejar volúmenes de líquidos obtenidos durante la operación.

Los separadores verticales operan con mayor eficiencia a una baja relación gas-petróleo menor de 500 pie³/barril, mientras que los separadores horizontales poseen mayor área superficial y tienen controladores de espumas.

Separadores gravitacionales

El asentamiento gravitacional se lleva a cabo en grandes recipientes llamados tanques, sedimentadores, tanques de lavado, "gun barrels" y eliminadores de agua libre (EAL ó "Free Water Knockout FWK"). Los eliminadores de agua libre (EAL) son utilizados solamente para remover grandes cantidades de agua que es producida en

la corriente, pero que no está emulsionada y se asienta fácilmente en menos de 5-20 minutos. El crudo de salida de un EAL todavía contiene desde 1 hasta 30 % de agua emulsionada. En el interior de estos recipientes que son de simple construcción y operación, se encuentran baffles para direccionar el flujo y platos de coalescencia. El agua es removida por la fuerza de gravedad y esta remoción provoca ahorros en el uso de combustible de los calentadores. Un calentador requiere de 350 BTU para calentar un barril de agua en 1°F, pero solamente requiere 150 BTU para calentar 1 barril de crudo en 1°F. El calentamiento de agua, aparte de que es un desperdicio de energía provoca problemas de incrustación y requiere del uso adicional de tratamiento químico muy costoso para prevenir la incrustación. Los eliminadores de agua libre (EAL), no son lo mejor ya que ellos solo remueven el agua libre. Están protegidos por ánodos de sacrificio y por aditivos para prevenir la corrosión por el efecto del agua de sal.

Calentadores

Los tratadores-calentadores pueden ser de tipo directo e indirecto en función de la forma en que se aplica el calor. En los calentadores de tipo directo el calor es transferido por contacto directo de la corriente alimentada con la superficie interna del calentador. Aunque este tipo presenta problemas de sedimentos y de corrosión pueden manejar mayores volúmenes de fluidos con menor gasto de combustible que los calentadores indirectos. Operan eficientemente en procesos de baja presión y donde los fluidos manejados no son muy corrosivos. Los más utilizados son los calentadores de fuego directo con cajas de fuego de tipo vertical

El diseño normal de un calentador tipo vertical cumple las siguientes funciones:

1) Desgasificado de la emulsión de entrada; 2) Remoción de arenas, sedimentos y agua libre previo al calentamiento; 3) Lavado con agua y calentamiento de la emulsión; 4) Coalescencia y asentamiento de las gotas de agua.

El crudo deshidratado caliente puede ser usado para precalentar la emulsión de entrada usando un intercambiador de calor. Los calentadores no son recomendables para remover grandes cantidades de agua libre, debe usarse un separador EAL o FKW. Las mismas funciones básicas son previstas en un calentador directo tipo horizontal. La alimentación es parcialmente desgasificada, luego es direccionada hacia la parte de abajo del equipo para la separación del agua libre y la arena. Después, la alimentación es calentada y sufre una última desgasificación. Posteriormente, a través de un distribuidor pasa a un baño de agua para finalmente pasar a la sección de coalescencia. Las partículas sólidas, tales como arena, escama, productos de corrosión se depositarán en la parte inferior de estos equipos. Si estos sedimentos no son removidos puede causar los siguientes problemas: 1) Acumularse y ocupar un volumen importante en el recipiente y eventualmente bloquear la corriente de alimentación; 2) Bloquear la transferencia de calor, ocasionando finalmente el colapso del equipo de calentamiento; 3) Interferir en los controles de nivel, ánodos, válvulas, medidores y bombas; 4) Asimismo pueden incrementar el crecimiento bacteriano y la velocidad de corrosión.

Para prevenir la deposición de estos sedimentos se pueden instalar “hidrojets” que operando a 30 psia por arriba de la presión de operación del calentador, removiendo los sedimentos para su posterior drenado por la parte inferior del recipiente. Otra alternativa es usar inhibidores de corrosión.

En los calentadores de tipo indirecto el proceso de transferencia de calor se efectúa mediante un baño de agua caliente, en el cual se encuentra sumergida la tubería que transporta la emulsión. Este tipo de calentadores disminuye el riesgo de explosión y son utilizados en instalaciones donde es posible recuperar calor, tales como el gas caliente de salida de las turbinas.

En general el calentamiento ya sea de tipo directo o indirecto tiene las siguientes ventajas:

1. Reduce la viscosidad de la fase continua: un incremento en la temperatura de 10 °F baja la viscosidad de la emulsión por un factor de 2.
2. Incrementa el movimiento browniano y la colisión de las gotas de agua para su coalescencia.
3. Incrementa la diferencia de densidad entre la salmuera y el crudo.
4. Promueve una mejor distribución del desemulsionante.
5. Disuelve las parafinas cristalizadas que le dan estabilidad a las emulsiones.
6. Debilita la película de emulsionante que rodea a las gotas de agua.

Sin embargo el calentamiento presenta las siguientes desventajas:

1. Provoca la migración de los compuestos más volátiles del crudo hacia la fase gas. Esta pérdida de livianos ocasiona una disminución de volumen del crudo calentado y una disminución en su gravedad API.
2. Incrementa los costos de combustible.
3. Incrementa los riesgos en las instalaciones.
4. Requieren mayor instrumentación y control.
5. Causa depósitos de coke.

Coalescedores electroestáticos

Los procesos de deshidratación electrostática consisten en someter la emulsión a un campo eléctrico intenso, generado por la aplicación de un alto voltaje entre dos electrodos. Este dispositivo, generalmente tiene características similares a los de los equipos de separación mecánica presurizados, añadiendo a éstos el sistema de electrodos y de generación de alto voltaje. La aplicación del campo eléctrico sobre la emulsión induce a la formación de dipolos eléctricos en las gotas de agua, lo que origina una atracción entre ellas, incrementando su contacto y su posterior coalescencia. Como efecto final se obtiene un aumento del tamaño de las gotas, lo que permite la sedimentación por gravedad. Un deshidratador electrostático está dividido en 3 secciones, como se muestra en la figura siguiente:

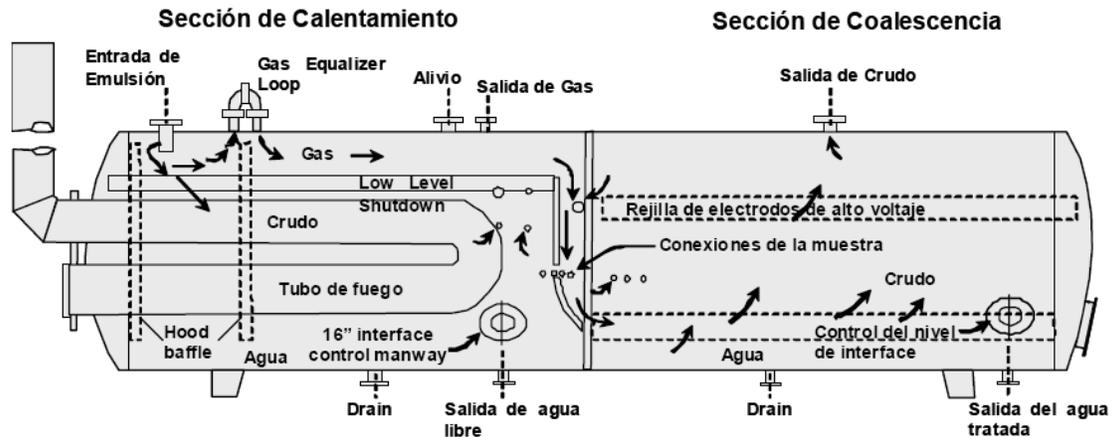


Figura 5. Deshidratador Electroestático.

La primera sección ocupa aproximadamente el 50% de su longitud y es llamada **“Sección de calentamiento”**. La segunda sección es llamada **“Sección central o control de nivel”** y esta ocupa por alrededor del 10% de su longitud ubicada adyacente a la sección de calentamiento. La tercera sección ocupa el 40% de la longitud del deshidratador y es denominada **“Sección de asentamiento”** del agua suspendida para producir crudo limpio. Las parrillas de electrodos de alto voltaje están localizadas en la parte superior del recipiente, arriba de la interfase agua-aceite.

Entre las ventajas que posee los deshidratadores electrostáticos en comparación con los sistemas de tanques de lavado es que son menos afectados en su operación por las características de los crudos (densidad, viscosidad), agua o agentes emulsionantes, ofrecen mayor flexibilidad, el tiempo de residencia asociado es relativamente corto y por otra parte, son de menor dimensión. Además, con el tratamiento electrostático se obtiene una mejor calidad del agua separada y una mayor flexibilidad en cuanto a las fluctuaciones o variaciones en los volúmenes de producción (Guzmán et al., 1996).

Entre las desventajas que presentan los equipos de deshidratación electrostática están:

- i. Requerimiento de supervisión constante en su operación.
- ii. Instalación de sistemas de control más sofisticados, lo que incide tanto en los costos de operación como de inversión.
- iii. Instalación de sistemas de carga para un mayor control de flujo al equipo, ya que necesitan para su operación condiciones de flujo estables y controladas.
- iv. Los dispositivos del equipo podrían ser afectados por los cambios en las propiedades conductoras de los fluidos de alimentación, cuando se incrementa el agua, la salinidad y la presencia de sólidos.

v. El nivel de agua libre es controlado por dos medidores de nivel en paralelo y con diferentes principios de operación. Esta es la variable más difícil de manejar, ya que un valor alto podría hacer que el agua tenga contacto con las parrillas energizadas y halla un corto circuito en el equipo y sus correspondientes daños al sistema eléctrico. Estos equipos se utilizan cuando la velocidad de asentamiento por gravedad es muy lenta, dada por la Ley de Stokes. Por ejemplo una gota de agua de 20 micras de diámetro en un crudo de 33 °API a 100 °F y una viscosidad de 6,5 cp se asienta a una velocidad de 0,07 ft/hr. Como la molécula de agua es polar, el campo eléctrico incrementa la coalescencia de las gotas dispersas en el aceite por dos mecanismos que actúan simultáneamente:

1. Sometidas a un campo electrostático, las gotas de agua adquieren una carga eléctrica neta.
2. La distribución al azar de las gotas de agua en el seno del aceite al pasar por el campo electrostático se alinean con su carga positiva orientada al electrodo cargado (negativo). Estas fuerzas de atracción electrostática pueden ser mucho más grandes que la fuerza de gravedad presente. La relación de fuerza electrostática con la fuerza de gravedad es de aproximadamente de 1.000 para gotas de agua de 4 micras de diámetro en crudo de 20° API expuesto a un gradiente eléctrico típico de 5 kiloVoltios/pulgada.

Los tratadores electrostáticos son usados generalmente cuando existen las siguientes circunstancias:

- Cuando el gas combustible para calentar la emulsión no está disponible o es muy costoso.
- Cuando la pérdida de gravedad API es económicamente importante.
- Cuando grandes volúmenes de crudo deben ser tratados en una planta a través de un número mínimo de recipientes.

Las ventajas del tratamiento electrostáticos son:

- La emulsión puede ser rota a temperaturas muy por abajo que la que requieren los tratadorescalentadores.
- Debido a que sus recipientes son mucho más pequeños que los calentadores, eliminadores de agua libre y gun-barrels, son ideales para plataformas petroleras marinas.
- Pueden remover mayor cantidad de agua que otros tratadores.
- Las bajas temperaturas de tratamiento provocan menores problemas de corrosión e incrustación.

1.2.1.7.3 Enfriamiento de Aceite Crudo de Exportación

La temperatura del crudo de exportación no debe ser mayor a 60 °C. Si el crudo producido intercambia calor con el crudo de entrada generalmente no se requiere de un medio de enfriamiento adicional.

1.2.1.8 Procesamiento de gas

El gas obtenido de los separadores de producción y luego de ser enviado a compresión, pasa a deshidratación, generalmente con glicol, hasta lograr sus especificaciones para transporte por ducto, tal como en aguas someras; sin embargo, la especificación de contenido de agua en el gas generalmente es más estricta en aguas profundas para evitar la formación de hidratos, debido a que el gas puede ser enviado por ducto en ambientes oceánicos con temperaturas cercanas a los 5 °C y a mayores presiones que en aguas someras, puesto que los ductos deben ir de los sistemas flotantes hacia el lecho marino, donde son soportados, y luego alcanzar puntos de interconexión. Una fracción del gas debe ser endulzada, de no contarse con otra fuente de combustible, esto se realiza generalmente con aminas, el proceso suele ser el mismo en aguas someras que en profundas.

En las instalaciones de un FPSO existen otras opciones tecnológicas para el manejo del gas producido, las cuales incluyen:

- Operación con “quemador apagado”, donde el gas de desfogue se recupere para inyección a pozos o para integrarse a la corriente de gas procesado.
- Obtención de gas natural licuado.
- Obtención de gas natural comprimido CNG.
- Obtención de combustibles de ultra-bajo azufre en procesos GTL.
- Conversión de gas a electricidad.
- Obtención de LPG.
- Separación de gas en equipo que recupera potencia por expansión.
- Deshidratación con mallas moleculares.
- Tren de fraccionamiento de condensados.

1.2.1.8.1 Compresión

En general, se utilizan compresores centrífugos, lo cuales son más pequeños y ligeros que los reciprocantes, están disponibles en capacidades y potencia mayores, además de que son compatibles con la mayoría de los impulsores empleados en las instalaciones costa afuera como turbinas y motores eléctricos. Algunas de dichas opciones tecnológicas se encuentran en etapa de desarrollo, adicionalmente los costos de mantenimiento son menores; sin embargo, en algunas plataformas donde el manejo de gas es relativamente bajo, en capacidad de manejo de la producción se emplean compresores reciprocantes.

1.2.1.8.2 Deshidratación

La mayoría de las plataformas se limita a la deshidratación de gas empleando unidades de tratamiento con trietilenglicol (TEG). El contenido típico de un gas seco está en el intervalo de 2.5 a 7 lb de agua / MMSCF, dependiendo de los requerimientos del gas de venta o para evitar la formación de hidratos.

Las plataformas más nuevas emplean contactores de glicol empacados con empaque estructurado para reducir el diámetro y peso del contactor. Aquellas instalaciones que deben alcanzar una especificación menor a 4 lb de agua / MMSCF, normalmente necesitan de 3 a 4 etapas teóricas en el contactor además de requerir procesos de regeneración de glicol que alcance el 99 % de concentración en el glicol pobre. Por lo general los contactores de glicol operan a una presión de 77 a 84 kg / cm² man. En diversas regiones costa afuera esta presión es equivalente a la presión de gas de exportación; sin embargo, en áreas donde se requiere una presión de exportación mayor a 140 kg / cm² man es necesaria una etapa final de compresión.

1.2.1.8.3 Punto de rocío / Recuperación de Gas Natural Licuado

El punto de rocío del gas natural procesado y transportado por ducto está relacionado y caracterizado por el término GPM, el cual son los galones de hidrocarburos licuables contenidos en 1,000,000 ft³ (28,000 m³) de gas natural a una temperatura y presión dadas.

El gas natural enviado por un ducto de transporte debe cumplir con ciertas especificaciones tales como el punto de rocío con el propósito de operar adecuadamente. Consecuentemente, el gas natural producido en la cabeza del pozo que contiene contaminantes y líquidos de gas natural debe ser procesado antes de ser entregado a alta presión a los ductos de larga distancia que transportan el producto. Es por ello que debe contarse con una sección para la recuperación de líquidos contenidos en el gas producido en los sistemas en cubierta (Tobin et al 2006).

La recuperación de hidrocarburos líquidos en las plataformas es inusual. Sólo en el mar del norte existen algunas plataformas que están equipadas con expansiones Joule-Thomson, refrigeración mecánica y turboexpansores para la recuperación de líquidos y existen aún menos plataformas equipadas con columnas de fraccionamiento de gas natural licuado. Por el contrario en el Golfo de México la mayoría de la infraestructura está diseñada para manejar gas deshidratado. Los líquidos son manejados en "slug catchers" ubicados en la costa. Adicionalmente, debido a la baja especificación de presión de vapor del aceite crudo sólo puede estar presente una pequeña cantidad de butano y compuestos ligeros en el aceite crudo producido.

1.2.1.9 Procesamiento de Fluidos Amargos

El número de plataformas que actualmente procesa fluidos amargos con alto contenido de H_2S es relativamente pequeño. Utilizando un proceso de separación multietapas con calentamiento para alcanzar las especificaciones requeridas de presión de vapor y contenido de agua, es muy complicado alcanzar un contenido de 10 ppmw de H_2S en el crudo obtenido, a menos que la concentración de H_2S en el crudo sea muy baja. Generalmente es necesario alimentar el crudo amargo al domo una columna de platos alimentando un gas de agotamiento para endulzar por el fondo de la columna. El gas dulce de agotamiento podría obtenerse de la red de gas combustible, la cual usualmente requiere de una unidad de tratamiento con aminas para el endulzamiento del gas asociado separado del crudo.

1.2.2 Agua producida.

El agua producida junto con los hidrocarburos, es separada posteriormente y acondicionada para cumplir con las disposiciones ambientales de descarga al mar o para lograr sus especificaciones para inyección a pozo. En esencia, se trata del mismo procesamiento en aguas someras y en profundas; sin embargo, puede incluirse equipo muy compacto como lo son los hidrociclones para aguas profundas. Los volúmenes de agua producida que se reportan en instalaciones de aguas profundas son bastante mayores que los que se reportan en las instalaciones de PEMEX Exploración y Producción actualmente, de modo que los requerimientos de procesamiento para aguas profundas serán mayores en este ámbito.

1.2.2.1 Sistemas de tratamiento de agua producida

El principal equipo de limpieza del agua producida ha sido del tipo hidrociclones con un recipiente para degasificación instalado después del hidrociclón, aunque el degasificador ha sido reemplazado frecuentemente por una unidad de flotación de gas. La especificación máxima requerida para la descarga de agua al mar es de 42 ppmw en la parte estadounidense del Golfo de México mientras que en la parte mexicana es de 25 ppmw.

1.2.3 Limitaciones de espacio y peso.

Las limitaciones de espacio y peso en aguas profundas son mucho más severas que en instalaciones de aguas someras, dado el alto costo que implica ello en instalaciones flotantes.

1.2.4 Seguridad y protección al personal.

En instalaciones en aguas profundas, a diferencia de aguas someras por lo menos en la Sonda de Campeche donde un complejo de plataformas puede mantener separadas distintas plataformas para fines específicos como perforación, producción, compresión, habitacional, se tienen todas esas operaciones aglutinadas en una sola instalación, de manera que los procedimientos y requerimientos de confiabilidad,

riesgo, seguridad y protección al personal, en aguas profundas son mucho más críticos que en instalaciones de aguas someras.

1.2.5 Procesamiento submarino.

El procesamiento submarino en aguas profundas, aunque puede utilizarse también en aguas someras, es una necesidad debido a la reducción económica que puede lograrse con la separación, bombeo y compresión submarinos, operaciones unitarias que tienden a la eliminación o ahorro en infraestructura flotante o fija de procesamiento en cubierta.

1.2.6 Descripción de la problemática de simulación integrada (Plantas de Procesos - sistemas submarinos) en FPSO para aguas profundas

Actualmente existen diversos simuladores comerciales que permiten llevar a cabo la modelación de procesos industriales con los cuales es posible obtener modelos con resultados confiables en poco tiempo. Sin embargo, cada uno de estos simuladores está diseñado para aplicarse a un campo de acción específico, es decir, que cuentan con un grado de especialización que sólo permite analizar un fenómeno a la vez ya sea hidráulico o termodinámico, por lo que en procesos integrados se debe recurrir a soluciones parciales debido a la complejidad de la simulación del proceso. Por ejemplo, existen procesos en los cuales es necesario contar tanto con el análisis hidráulico de líneas de proceso como con las operaciones unitarias tales como separadores y columnas de destilación.

Para el caso específico de la simulación de los sistemas que integran un FPSO, sistema de producción submarino y sistemas en cubierta, es necesario llevar a cabo la evaluación hidráulica de los sistemas submarinos para esta tesis, se seleccionó el simulador de procesos PIPE PHASE, debido a que se trata de una red de recolección de aceite crudo que interconecta los pozos productores con un manifold y la superficie. PIPE PHASE es un simulador hidráulico que permite resolver complejas redes, mientras que los sistemas en cubierta se modelan con el simulador de procesos PRO-II por tratarse de operaciones unitarias en las que se lleva a cabo la separación del gas y la estabilización del crudo en equipos de separación que operan a distintas condiciones de operación. No obstante, a pesar del gran desarrollo tecnológico de las compañías desarrolladoras de software de proceso no ha sido posible contar con una herramienta de simulación integral que permita analizar un proceso integrado en conjunto tal y como ocurre en los sistemas que integran un FPSO.

1.2.7 Efecto de movimiento en equipo de procesamiento.

Los sistemas flotantes sujetos a mayores efectos de movimiento son los semisumergibles y aún más en los FPSO's. En este caso, el movimiento de los sistemas flotantes puede tener efectos muy severos sobre la eficiencia de todos los equipos de procesamiento donde se tenga interfase líquido – gas, como lo son las torres contactoras en procesos de absorción; los separadores líquido – gas o

trifásicos. En el caso de TLP y SPAR, los efectos de movimiento sobre los sistemas de proceso son despreciables.

1.2.8 Diseño de procesos para toda la vida útil del campo.

En las nuevas instalaciones en aguas profunda se vuelve más severa la visión de diseño de los procesos de manejo de la producción para toda la vida útil de los campos, para considerar los requerimientos de equipo y procesos para distintos escenarios de producción, donde varía la cantidad de gas y agua asociada, además de la presión de producción, esto es de gran importancia debido a que cambios posteriores serían incosteables.

1.2.9 Procesamiento de crudos pesados.

Se estima que los primeros desarrollos de campos en aguas profundas de PEP no serán para crudos pesados; sin embargo, por las características del petróleo en México, es posible que eventualmente se requiera la explotación de campos con crudos pesados, lo cual implica requerimientos especiales relacionados a la complejidad del procesamiento; el aseguramiento de flujo y la rentabilidad de los proyectos.

1.3 Objetivos de esta tesis

Mediante la simulación de procesos en estado estable, y considerando un FPSO para una posible aplicación en aguas profundas, los objetivos son:

- Efectuar la evaluación hidráulica para el sistema de producción submarino para un crudo de 21, 16 y 13 °API que garantice la extracción de aceite crudo hacia las instalaciones en cubierta de un FPSO, para aplicaciones en aguas profundas.
- Establecer las condiciones de operación más apropiadas para los equipos en cubierta del FPSO que maximice la separación de aceite crudo y gas natural para la estabilización de aceite crudo producido.
- Realizar la evaluación hidráulica de un gasoducto para exportación de gas producido en el FPSO.
- Efectuar la evaluación hidráulica del riser de inyección de agua que se acondiciona en el FPSO para mantenimiento de presión de explotación.

1.4 Estrategia de solución

La estrategia de solución para alcanzar el cumplimiento de los objetivos planteados en la presente tesis consistió en llevar a cabo la simulación integral en estado estable del sistema submarino de producción y de los sistemas en cubierta con los simuladores de procesos PIPE PHASE y HYSYS que permitiera evaluar la

sensibilidad del sistema empleando 3 tipos de aceite crudo pesado de acuerdo a las Bases de Diseño establecidas en el capítulo 3.

1.5 Alcances de esta tesis

- Llevar a cabo la evaluación hidráulica del sistema de producción submarino que permita analizar el comportamiento esperado durante la extracción de aceite crudo con gravedades de 21, 16 y 13 °API y predecir si existe el aseguramiento de flujo para cada uno de ellos que garantice una producción de 100 BPD.
- Aplicar una metodología propuesta para establecer las condiciones de operación óptimas en los separadores de crudo de los sistemas en cubierta mediante el uso de un simulador de proceso.
- Determinar la máxima producción de gas asociado, así como el dimensionamiento de un gasoducto para su exportación.
- Determinar la máxima producción de agua así como el dimensionamiento del riser para la inyección de agua asociada producida a pozos.

1.7 Estructura de la tesis

La presente tesis se encuentra organizada esencialmente en dos partes, la primera de ellas de un panorama general sobre la tecnología de los Sistema Flotantes Producción, Almacenamiento y Descarga (FPSO) mientras que la segunda se enfoca en la simulación de procesos de los sistemas que integran el FPSO; es decir, el sistema de producción submarino para el cual se llevó a cabo el análisis hidráulico para evaluar el aseguramiento de flujo y de los sistemas en cubierta para la separación de gas asociado y estabilización de crudo.

En el capítulo 1 se presenta un panorama general de la explotación petrolera en aguas profundas así como las opciones tecnológicas existentes disponibles. En forma breve se hace una comparación entre los sistemas empleados en plataformas fijas y FPSO.

En el capítulo 2 se presenta la revisión del estado del arte y de la práctica del FPSO, es decir, se presenta una revisión bibliográfica de los últimos avances relacionados a los FPSO, así como de las consideraciones de diseño de los sistemas de procesamiento de hidrocarburos en FPSO para aguas profundas. Se trata principalmente de las implicaciones y consecuencias de emplear un barco flotante para instalar operaciones unitarias y efectos asociados al diseño de los mismos tales como el movimiento.

En el capítulo 3 se establecen las bases de diseño de proceso para el caso de estudio de un FPSO conceptual; es decir, se establecen los lineamientos mínimos necesarios para efectuar la simulación de los sistemas que integran el FPSO, sistema de producción submarina y sistemas en cubierta, flujos de producción,

caracterización y composición de los crudos, relación gas aceite así como también condiciones de operación.

En el capítulo 4 se muestran los resultados de la simulación y análisis hidráulico del sistema de producción submarina con el simulador de procesos PIPE PHASE. En este capítulo se establece la topología para la red de recolección submarina, el dimensionamiento de las líneas submarinas, los risers de producción, de inyección de agua a pozo y el gasoductos de exportación. Se presenta un análisis de los resultados obtenidos y su interpretación.

En el capítulo 5 se presenta una breve descripción de los sistemas en cubierta que integran un FPSO; es decir, se describen las diferentes secciones que integran el conjunto de operaciones unitarias que conforman los sistemas en cubierta del FPSO, tales como el módulo de separación, el módulo de compresión y tratamiento de gas, el sistema de gas combustible y de inyección de agua a pozo.

En el capítulo 6 se llevó a cabo la simulación de los sistemas de procesamiento en cubierta con el simulador de procesos PRO-II V.8.0, para el crudo de 13°API por ser el caso crítico respecto a la calidad de los crudos analizados debido a su alta densidad y viscosidad, se establecieron las presiones de operación óptimas que maximicen la recuperación de aceite crudo y se varió el contenido de agua presente en el crudo simulando los escenarios de vida inicial, media y final del pozo.

En el capítulo 7 se presentan las conclusiones y recomendaciones del presente trabajo de tesis

1.8 Hallazgos y contribuciones resultado de este trabajo

De acuerdo a los resultados de la evaluación hidráulica se determinó que si es factible garantizar el aseguramiento de la producción de aceite crudo de 21 °API aún al final de la vida útil del yacimiento, mientras que para el aceite crudo de 16 °API el aseguramiento de flujo sólo se garantiza hasta alcanzar la presión de la vida media del yacimiento. Por el contrario, para el crudo de 13 °API sólo se garantiza una baja producción al inicio de la vida útil del yacimiento, lo anterior se debe principalmente a las características del crudo, principalmente la viscosidad.

Para la simulación de los sistemas en cubierta se evaluó una metodología para determinar las presiones óptimas en las tres etapas de separación. Se encontró que la metodología permite recuperar hasta 1,000 BPD adicionales.

De acuerdo a la evaluación hidráulica se determinó la factibilidad de envío del gas producido en el FPSO hasta una instalación ubicada a 250 km de distancia para su entrega y procesamiento en tierra, de acuerdo a las Bases de Diseño de Proceso.

El simulador de proceso PIPE PHASE es un programa que permite simular flujo multifásico con métodos rigurosos, esta característica le confiere un gran potencial aplicable a evaluaciones hidráulicas en estado estable. Sin embargo, durante su

empleo en el desarrollo de este trabajo de tesis se encontraron algunos hallazgos sobre su utilización:

En esta tesis, el sistema submarino de producción posee 3 redes, cada una de las cuales está integrada por ocho pozos de producción cuya producción se recolecta a través de líneas submarinas hacia un manifold del cual ascienden 2 risers de producción hacia la torreta del FPSO; sin embargo, sólo se simuló una red debido a limitaciones propias de este simulador de flujo multifásico, mientras que las otras 2 se asumieron idénticas, lo anterior debido a las características del software que no permiten simular más de una red en un solo archivo de simulación.

En general, la convergencia en PIPE PHASE es difícil en redes de cualquier tipo además de que la solución es bastante dependiente del estimado inicial, ocasionando que el problema tenga soluciones múltiples de las cuales no necesariamente alguna de ellas sea la que se espera, el simulador permite establecer el flujo y/o la presión estimados pero estos valores sólo funcionan como estimados iniciales y por lo tanto son modificados durante la convergencia. El método de convergencia empleado por PIPE PHASE resuelve las redes mediante un balance de presiones lo cual resta flexibilidad al usuario para manipular los estimados con el propósito de orientar la convergencia a una solución deseada.

Es necesario reiniciar el programa si se pretende usar un caso previo que sirva como base para un caso nuevo, de lo contrario al llegar a la solución del caso nuevo los resultados desplegados corresponden al caso previo a pesar de que el simulador despliegue el mensaje de que ha alcanzado la convergencia.

En general, el paquete termodinámico del simulador PIPE PHASE no permite llevar a cabo estimación de propiedades dentro del mismo archivo de simulación, ni dispone de utilerías para determinación de propiedades termodinámicas como punto de rocío, formación de hidratos, propiedades pseudocríticas, entre otras, para ello es necesario recurrir a otro simulador de procesos como PRO-II o HYSYS en donde puedan evaluarse dichas propiedades y alimentarlas a PIPE PHASE.

En este trabajo de tesis se requería llevar a cabo la integración del sistema submarino de producción con los sistemas en cubierta, esta tarea implicaba llevar a cabo la integración del archivo de simulación en PIPE PHASE correspondiente al sistema submarino de producción con el archivo de simulación en PRO-II para los sistemas en cubierta; sin embargo, esto no fue posible debido a que aunque PRO-II cuenta con una interfaz con PIPE PHASE, el módulo llamado Sim4ME cuyo motor de simulación es el mismo que PRO-II, no se logró hacer funcionar dicha interfaz debido a problemas técnicos de la misma interfaz.

Por su parte, PRO-II es un simulador que se caracteriza por especializarse en la simulación de aceite crudo e hidrocarburos, por lo general se obtienen buenos resultados de simulación debido a que permite caracterizar el aceite crudo con la mayor cantidad de parámetros experimentales disponibles. Sin embargo, durante su empleo durante el presente trabajo de tesis se detectó principalmente que no es

posible obtener predimensionamiento de ningún tipo de equipo por lo que es necesario acudir a otras herramientas de simulación que cuenten con dicha característica.

En general, el empleo de los simuladores PIPE PHASE y PRO-II generó buenos resultados; sin embargo, para trabajo futuro se recomienda el empleo de otro simulador como OLGA 2000 para llevar a cabo la simulación dinámica del sistema submarino de producción mientras que para los sistemas en cubierta se emplee HYSYS Dynamics con el propósito de contar con un sistema de simulación integral que brinde mayor flexibilidad al usuario. Adicionalmente a la posibilidad de simular los sistemas en cubierta en modo dinámico, HYSYS también permite llevar a cabo el predimensionamiento de los separadores de producción, de una manera gruesa, partiendo de los resultados de simulación obtenidos.

Capítulo 2

Revisión del Estado del Arte y de la Práctica de FPSO

La producción de petróleo y gas en instalaciones costa fuera típicamente requiere de infraestructura de transporte por ducto, esta condición es factible cuando se tienen regiones maduras de explotación petrolera y donde se cuenta con una amplia red de transporte y distribución de hidrocarburos mediante ductos submarinos como en el caso en la parte norte del Golfo de México que corresponde a los EE. UU. En esta región se explotan recursos petroleros tanto en aguas someras como en aguas profundas, mientras que en la parte Sur del Golfo de México, en la Sonda de Campeche, PEMEX tiene instalaciones solamente en aguas someras (Rodríguez, 2008).

En las nuevas regiones de desarrollo de campos petroleros en aguas profundas se debe tomar la decisión, entre crear una nueva infraestructura de transporte de petróleo y gas por ductos o bien, utilizar tecnologías comercialmente disponibles para la producción y almacenamiento de petróleo crudo, para su posterior transporte mediante buques cargueros de crudo o “tanqueros” como los Sistemas Flotantes de Producción, Almacenamiento y Descarga (FPSO).

La opción más apropiada para el desarrollo de nuevos campos en aguas profundas, donde no se cuenta con infraestructura de ductos de transporte de hidrocarburos, es la utilización del FPSO (Parker, 1999); sin embargo, para la parte Mexicana del Golfo de México se tienen algunas estrategias para la restitución de caídas de producción, como lo son el proyecto del campo Ku – Maloob – Zaap, donde PEMEX espera añadir 800,000 BPD a su producción de crudo, incluyendo el uso del primer FPSO en el Golfo de México, en aguas someras que inició sus operaciones en el 3er trimestre del 2007, además del proyecto del Litoral de Tabasco con el que se espera añadir 250,000 BPD al final de esta década, es imprescindible que PEMEX aborde la explotación de campos en aguas profundas para complementar la producción a obtener en dichos y en otros proyectos de explotación.

La experiencia en la explotación de campos en aguas profundas en nuestro país es prácticamente nula por lo que es de vital importancia involucrar a todos los relacionados con la industria de la explotación petrolera para atacar los retos correspondientes. Se llevó a cabo la revisión del estado del arte y de la práctica del FPSO cuyos trabajos más recientes se enumeran a continuación.

Cabe aclarar que se describen diversos trabajos publicados que tocan el tema de FPSO, aunque no necesariamente se encontraron trabajos específicos de simulación de procesos, pero muestran la amplia gama de temas relacionados a FPSO en general.

Soluciones de producción para campos en aguas profundas. (Avalos y Contreras, 2008).

Este trabajo aporta una descripción general de los conceptos involucrados en la extracción de hidrocarburos en aguas profundas, las condiciones del medio donde se realiza la explotación, así como también las características fundamentales a considerar para garantizar la viabilidad de los proyectos en este nuevo reto.

Para el desarrollo de un campo en aguas profundas es necesario conocer las principales características, aplicación, métodos de instalación, rangos de operación y todos los temas y conceptos involucrados con la selección y operación. También se plantean las características principales de la plataforma y equipos superficiales que tienen uso en la explotación de este tipo de campos, es muy importante conocer todos los aspectos relacionados con la instalación y sus capacidades de manejar de hidrocarburos que ya de ello dependen las dimensiones y características de las soluciones superficiales de explotación.

Una vez planteado un panorama general de los equipos y temas relacionados con la explotación de hidrocarburos en aguas profundas se presenta un caso de estudio en el cual se aplican todos los conceptos mencionados. Dicho caso de estudio se genera a partir de datos de pruebas de producción, de las principales características del medio, así como, de datos generales del yacimiento. A partir de estos datos generan escenarios de explotación y plantean tres casos de acuerdo a las probabilidades de que se presenten, teniendo el caso más desfavorable, un caso intermedio y el caso óptimo.

Con dichos escenarios realizan el análisis de producción para mantener las condiciones de explotación lo más estables el mayor tiempo posible en cada caso. De acuerdo a sus pronósticos y planteamiento de la explotación se realiza la selección del equipo submarino y superficial que resulte óptimo de acuerdo a los requerimientos técnicos del equipo y de las condiciones prevalecientes en el medio.

De esta manera el trabajo presenta la selección de las soluciones para la explotación de hidrocarburos en aguas profundas, siendo un material de introducción y apoyo para los involucrados en este tipo de actividades y los interesados en el tema en general ante los nuevos retos que representa para nuestro país la extracción de tipo de escenarios con el caso de estudio específico del campo K'áak'náab Taam.

Perforación en aguas profundas aplicando métodos con sistemas de risers y doble gradiente (Lorenzana y Lira, 2008)

El objetivo de este trabajo es dar un panorama general en lo que se refiere a perforación en aguas profundas, sus riesgos y retos, así como presentar el concepto de doble gradiente para después compararlo con el sistema convencional con riser. Los principales riesgos antes mencionados son los riesgos geológicos debido a la complejidad de las formaciones geológicas como consecuencia de la rápida

deposición de sedimentos que no permiten una buena compactación provocando presiones anormales que traen como resultado una estrecha ventana operacional y arroja problemas en la perforación de pozos. Otros factores que se consideran también muy importantes son las condiciones físicas de temperatura y presión, ya que son los principales factores por los cuales son regidos y limitados los diseños de explotación.

Modelación para análisis de sistema de producción y aseguramiento de flujo en aguas profundas (Peña, 2008)

Este documento pretende hacer una acumulación de información técnica acerca de sistemas de producción en aguas profundas, entrando desde ámbitos generales como configuración de equipos marinos de producción, apoyadas tanto en informes técnicos como en experiencias de compañías petroleras, recordando desde sus inicios hasta la actualidad, para posteriormente abordar un aspecto importante de la gama que se tiene que tomar en cuenta al desarrollar un campo marino, el cual es el aseguramiento de flujo, particularizando en un problema específico que es la formación de hidratos en tuberías.

De acuerdo a dicho trabajo algunos de los parámetros esenciales requeridos para el aseguramiento de flujo son los siguientes:

- Direccionamiento de los sólidos submarinos: hidratos de gas, ceras, asfaltenos, arenas, etc.
- Diseño de un sistema operable: lentitud en flujo multifásico, corte súbito, arranque, requerimientos de modelos termo-hidráulicos transitorios.
- Equipos integrales en sistemas: submarinos, ingeniería y construcción, empresa y contratistas pueden proveer miembros.
- Predicción con los datos de campo y predicción de flujo transitorio y estacionario.
- Modelos matemáticos y simuladores adecuados.

En ese trabajo se desarrolló un modelo computacional de aseguramiento de flujo que permite simular las condiciones de operación de un sistema de producción y predecir posibles problemas como formación de hidratos, salinidad, asfaltenos, ceras, bacheo severo, e incrustaciones.

Provee soluciones con métodos como calentamiento eléctrico, inyección de inhibidores, inyección de metanol, remoción de líquidos en pozos de gas; sin embargo, presenta varias áreas de oportunidad ya que se desarrolló con correlaciones obtenidas a partir de pruebas de laboratorio y ajustadas de acuerdo a las condiciones y tipos de fluidos analizados. Las correlaciones de la bibliografía fueron ajustadas con crudo ligero y de muestras en aguas profundas, por lo que se requieren ajustes para el crudo pesado y extrapesado, tomando en cuenta pruebas de laboratorio.

Metodología Experimental PVT para evaluar la Formación de Hidratos en Sistemas Metano –Salmueras a condiciones de operación en Aguas Profundas (Rosales, 2007)

En ese trabajo se estudió el fenómeno de formación de los hidratos de metano. Para tal fin se propuso un equipo experimental para estudiar la formación de hidratos en sistemas metano-salmueras capaz de reproducir las condiciones de presión y temperatura similares a las encontradas durante las operaciones de perforación y terminación en aguas profundas.

Se desarrolló un procedimiento capaz de determinar las condiciones de formación del hidrato para salmueras de concentración variada y características de densidad-viscosidad propias de los fluidos de perforación y terminación de pozos en aguas profundas.

La metodología experimental se desarrolló de tal forma que fuera sencilla en el procedimiento y en un tiempo corto, para el estudio de las condiciones de presión, temperatura y concentración de sal para la formación de hidratos de metano.

Elaboraron curvas de presión y temperatura de equilibrio de formación de hidratos de metano para cada uno de los sistemas e identificó la zona susceptible a la formación de hidratos durante la perforación, terminación y pruebas de producción. Como área de oportunidad de ese trabajo se establece que los modelos teóricos de predicción de las condiciones de formación de hidratos son estimaciones, cuyos resultados deben ser corroborados experimentalmente para el sistema de fluidos a utilizar en el caso real así como las propiedades físicas y químicas de las formaciones.

Alternativa para el aseguramiento de la producción de yacimientos de hidrocarburos en aguas profundas mexicanas (Villegas, 2005)

En este trabajo se define una alternativa factible en el contexto nacional para el aseguramiento de la producción de hidrocarburos en yacimientos mexicanos localizados en zonas de aguas profundas del Golfo de México, haciendo uso del mapeo tecnológico.

A nivel nacional, no existe a la fecha algún planteamiento formal que brinde alternativas para asegurar la producción futura de hidrocarburos recuperables en ambientes marinos con tirantes de aguas profundas. Por esta razón ese trabajo tuvo como objetivo definir alternativas tecnológicas factibles en el contexto nacional para lograr el aseguramiento de la producción en la explotación de hidrocarburos en yacimientos de aguas profundas mexicanas, para ello expone un panorama general del estado de la tecnología de la explotación de hidrocarburos en aguas profundas a nivel internacional; además de la situación que se presenta para la explotación de hidrocarburos en aguas profundas mexicanas. Adicionalmente, se incluye un estudio de los servicios integrales de aseguramiento de flujo ofrecido por siete empresas de servicios petroleras líderes en el ramo.

Multilevel Risk-Based Inspection Scheme for FPSOs (Lee et al., 2007)

A medida que la flota de FPSO's madura, el reto de manejar racional y eficientemente el ciclo de vida e integridad de un FPSO atrae más atención. El riesgo y confiabilidad basados en aproximaciones son considerados como herramientas muy poderosas para ayudar a optimizar un programa de integridad y ofrecer flexibilidad. Por ejemplo, la metodología riesgo multinivel basado en inspección (RBI) emplea desde aproximaciones determinísticas simplificadas usando análisis de diseño estándar hasta aproximaciones probabilísticas sofisticadas. Cada aproximación tiene varios niveles de utilidad que van desde la definición de áreas críticas para una simple inspección hasta la generación de un programa de inspección optimizado y trabajo que cubren por completo el ciclo de vida de una unidad en particular. Esta metodología RBI ha sido aplicada exitosamente en planeación de inspección para diversas instalaciones FPSO, para ello fueron involucrados un amplio intervalo de análisis de ingeniería, dependiendo de las necesidades de los proyectos individuales y los requerimientos del cliente, objetivos de inspección, condición de la instalación, disponibilidad de información de análisis y diseño, y muchos más.

Reliability-Based Inspection of Corroded Ship-Type FPSO Hulls (Sun et al., 2006)

Este artículo propone un modelo de corrosión probabilístico con el tiempo derivado de una base de datos con mediciones de 157 registros de espesor de 140 tanqueros. Incorporando el modelo de corrosión en un método de confiabilidad dependiente del tiempo y refiriéndose a un límite de nivel de seguridad requerido. Proponen la planeación de la inspección basada en confiabilidad para una FPSO basado en el criterio de renovación de la corrosión que toma en cuenta simultáneamente la reducción de la corrosión esfuerzo del casco.

An offshore safety assessment framework using fuzzy reasoning and evidential synthesis approaches (Ren et al., 2005)

La operación conjunta de carga y descarga de crudo en FPSO está asociada con un alto nivel de incertidumbre por que usualmente opera en un ambiente dinámico en el cuál errores humanos o técnicos pueden ocasionar posibles accidentes. Existe carencia de aproximaciones para tratar con la incertidumbre y vaguedad en el juicio de los expertos en aseguramiento de seguridad de las operaciones. Este artículo propone las bases para modelar la seguridad de plataformas e ingeniería marina empleando razonamiento difuso y aproximaciones. El método propuesto es capaz de tratar con incertidumbre incluyendo ignorancia y vaguedad, los cuales son métodos tradicionales o bases para el análisis de criterio múltiple de decisiones, tales como la teoría de utilidad esperada que no puede manipularse. Un caso de estudio de riesgo de colisión entre un FPSO y un tanquero debido a fallas técnicas durante una operación conjunta de descarga es usado para ilustrar la aplicación del modelo que ahí proponen.

Multivariable PID tuning of dynamic ship positioning control systems (Martin y Katebi, 2005)

Este artículo presenta el problema de control de posicionamiento dinámico de un barco (DP), detalles de un modelo de simulación multivariable no-lineal para un FPSO y propone un nuevo modelo libre lineal para el rápido ajuste del DP de los controladores multivariables PDI. Se comparan tres modelos libres de ajuste existentes por su desempeño y propiedades de estabilidad y se desarrolla un procedimiento para el rápido ajuste del sistema de control DP. Se discuten las estructuras de los controladores y se aplican métodos de simulación en un punto de operación, a través de la justificación del uso de técnicas de ajuste lineal. Se muestra que algunos de los métodos son apropiados y que son directos para producir un controlador de desempeño aceptable. Se presentan resultados de simulación y su análisis. Los métodos propuestos son particularmente útiles para los casos donde un sistema de control DP es requerido para alcanzar el desempeño deseado.

Safety Assessment of FPSO Turret-Mooring System Using Approximate Reasoning and Evidential Reasoning (Sii et al., 2005)

Describen el tipo de reglamentación aplicable a FPSO para uso en el Reino Unido en áreas como salud, seguridad del lugar de trabajo, operaciones de izaje, protección ambiental, y prevención y control de la contaminación. Describen la evaluación del sistema de seguridad del sistema de anclaje en torreta usado en FPSO. Utilizan métodos de razonamiento aproximado y evidencial. El método de razonamiento aproximado lo utilizan en el nivel principal de una estructura jerárquica para el modelamiento de la seguridad subjetiva. El método de razonamiento evidencial, lo usan para combinar o agregar estimados de los niveles de seguridad en componentes del sistema para lograr el estimado de seguridad a nivel del sistema completo. Los cuatro subsistemas principales (torreta, sistema de transferencia de fluido, sistema de transferencia de la torreta, la transferencia del sistema) son examinados para llevar a cabo la evaluación de seguridad del sistema de amarre en la torreta.

Risk-Based Inspection Planning of Offshore Installations (Goyet et al., 2002)

La inspección basada en riesgo (RBI) de instalaciones costa afuera tales como FPSO's se ha convertido en un tema de considerable interés durante la última década. Este artículo provee una descripción general de la Inspección Basada en Riesgo basado en las prácticas de la industria costa afuera para el propósito de administración de riesgos relacionados con la operación de FPSO's. El método está basado en el criterio de aceptación de riesgo en la instalación considerando el riesgo concerniente al personal, riesgo al medio ambiente y riesgo económico. Se contempla desde el criterio de aceptación de riesgo a la instalación, el criterio de aceptación de riesgo para los componentes individuales del proceso y componentes estructurales. La inspección requerida y las estrategias de mantenimiento son estimadas en base a métodos de análisis de riesgo tradicional y teoría de

confiabilidad estructural. La aproximación se ilustra con un ejemplo considerando la inspección detallada y la planeación del mantenimiento para conexiones soldadas en el casco estructural de un FPSO.

A Quasi-Explicit Hydrodynamic Model for the Dynamic Analysis of a Moored FPSO Under Current Action (Simos et al., 2001)

En este artículo se propone un modelo cuasi-explicito en el sentido que este depende de las dimensiones principales del barco y sólo en tres coeficientes hidrodinámicos conocidos como el coeficiente de fricción para el cable en incidencia, el coeficiente de arrastre para el flujo cruzado, y el coeficiente relacionado al movimiento de inclinación. Estos coeficientes podrían estimarse a través de la curva de fricción y de resultados seccionales, los cuales podrían convertirse en el modelo hidrodinámico explícito. El modelo ha sido probado contra resultados experimentales para los coeficientes de fuerza horizontal, obtenidos ambos para una configuración de torreta. La aproximación heurística ha sido extendida a términos de velocidad de inclinación mientras se conserva la característica cuasi-explicita del modelo original. El propósito principal de este trabajo es presentarlo como un desarrollo junto con alguna validación experimental. Empleando la escala para diferentes barcos en distintas condiciones de lastre, las fuerzas horizontales y el momentum en las pruebas de rotación de inclinación fueron medidas y comparadas con aquellas predichas por el modelo heurístico. Junto con este artículo, se probó un modelo matemático contra experimentos que simularon un solo punto de amarre de un buque tanque para verificar la capacidad del modelo con las características dinámicas del problema de inestabilidad.

A Method of Analysis for the Extreme Response of an Offshore Floating and Weathervaning Platform Subjected to Wave, Current and Wind from Different Directions (Khor y Barltron, 1999)

Este artículo describe un estudio llevado a cabo para investigar el comportamiento de una unidad FPSO anclada sujeta a oleaje, corrientes y viento provenientes de diferentes direcciones. El propósito principal es investigar una metodología para el diseño de las estructuras del sistema de amarre el cual permita soportar diferentes fenómenos ambientales provenientes de diferentes direcciones y picos a diferentes tiempos. Se presentan algunos resultados para ilustrar los efectos de la direccionalidad y no concurrencia para los datos del barco asumido en particular.

Simplified First Order Motion Analysis of a Moored FPSO (Smith, 1996)

Este artículo presenta un método simplificado en un barco de fondo plano, para predicción de la respuesta del movimiento de un FPSO anclado. La técnica es aplicable para uso en una hoja de cálculo y provee una rápida optimización para cualquier tanque dado y combinación de ambiente. Los resultados se presentan en un programa de difracción tridimensional mostrando que un barco de fondo plano puede usarse para estimar los movimientos de un FPSO en la primera etapa del proceso de diseño.

De la revisión del estado del arte reportado en la literatura se puede mencionar la no existencia de trabajos relacionados o similares al de esta tesis.

2.1 Características de los FPSO

Los FPSO son sistemas flotantes que reciben la producción petrolera en sus cubiertas (topsides), dan procesamiento a la corriente de petróleo producido y poseen sistemas de proceso en sus cubiertas para lograr la especificación de los productos. El petróleo crudo es separado de la corriente de producción que posee agua, gas y frecuentemente arena, luego de su separación, el petróleo crudo es estabilizado y deshidratado.

Aunque los límites de espacio y peso no son tan estrictos como en otros sistemas flotantes de producción en aguas profundas, hay restricciones importantes. Existen consideraciones de estabilidad debido al peso de los equipos de proceso en la parte más alta de la embarcación y consideraciones de capacidad de carga de la estructura, sobre todo en casos de conversiones de tanqueros existentes.

2.2 Movimientos en el FPSO que afectan el Equipo de Proceso. (Rodríguez, 2008)

Los FPSO son los sistemas de producción flotante con mayores movimientos y con mayores cantidades de hidrocarburo abordo debido a su función de almacenamiento. Por lo tanto las prácticas de diseño para sistemas en cubierta son diferentes a las de otros sistemas flotantes.

Los FPSO pueden tener en un caso movimiento horizontal, vertical y de giro y en el otro caso, períodos fuera de verticalidad. Un FPSO tiene 6 grados de libertad de movimiento, ver también Figura 6:

- Tres (3) rotaciones (movimientos angulares): balanceo; cabeceo y giro vertical.
- Tres (3) desplazamientos (movimientos lineales): asiento; escora; sube y baja en los ejes x, y, z respectivamente.

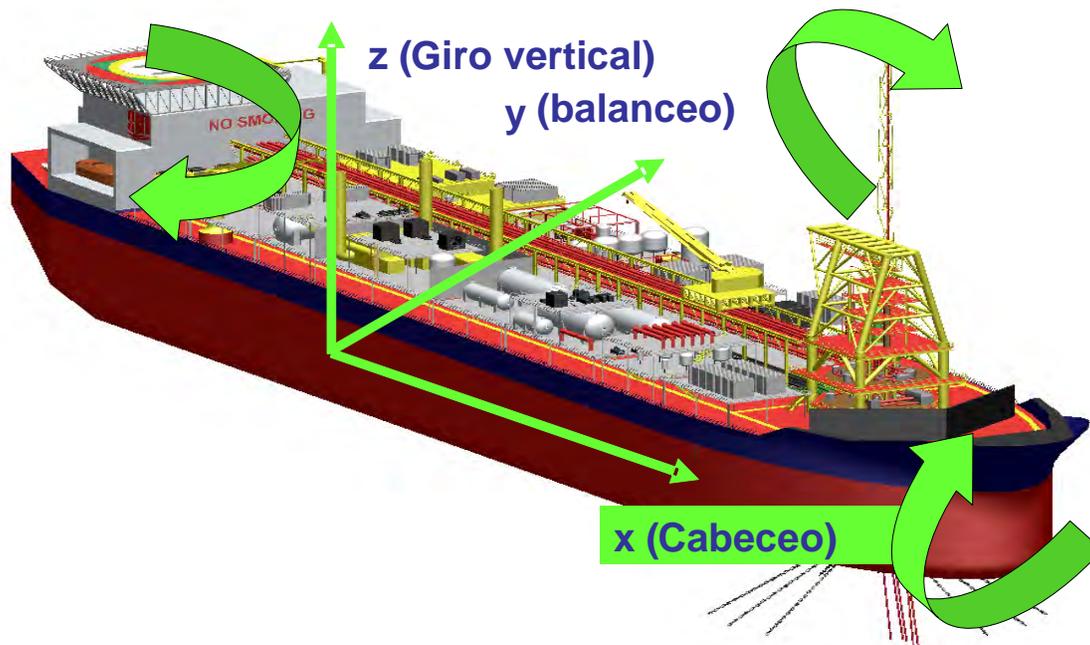


Figura 6. Movimientos a que esta sometido un FPSO y que afectan el comportamiento del equipo de proceso.

Se ha reportado, que dichos movimientos afectan el comportamiento del equipo de proceso, particularmente aquel en el que existe interface líquido – vapor como equipos de separación y contactores por ejemplo: torres endulzadoras, además de las interconexiones entre módulos de proceso como tubería y cableado. Los cambios de dirección de viento o corrientes pueden producir una inclinación que tarda más de una hora en corregirse por cambio de lastre. Durante tales periodos la eficiencia de las columnas de absorción y desorción es seriamente mermada, las operaciones de sistemas de separación pueden presentar graves problemas de falta de separación.

En el Golfo de México, en la parte que corresponde tanto a los EE. UU. como a México se tienen condiciones metaoceánicas adversas para la explotación en aguas profundas son más críticas, respecto a corrientes, aunque en altura de ola menos críticas que en otras regiones tales como el Mar del Norte en la parte del Reino Unido y Noruega, donde ya se utilizan intensamente los FPSO, aunque a profundidades consideradas como aguas someras. Las regiones geográficas con condiciones metaoceánicas más benignas para el empleo de los FPSO en aguas profundas son Brasil y el Oeste de África. (Wilhoit, Supan, 2007)

2.3 Requerimientos de los Sistemas de Proceso en FPSO.

Los equipos de proceso que más sufren efectos por los movimientos, inclinaciones y aceleraciones de las cubiertas del FPSO son todos aquellos que poseen interface líquido – gas, es decir:

- Separadores de producción
- Torres contactoras (en plantas de deshidratación y endulzamiento de gas)
- Deshidratadores de crudo.

Para que el diseño de dichos equipos resista los efectos de movimiento del FPSO, se requiere simular el movimiento al que será sujeto el equipo de proceso, utilizando modelos numéricos basados en CFD, y modelos físicos como el caso de plataformas experimentales que simulen el movimiento de un sistema flotante y su efecto en componentes tales como los elementos internos de separación. Es común simular los efectos del “cabeceo”, “giro vertical”, desplazamientos verticales (“sube y baja”, en el eje z) y en los desplazamientos en los ejes x, y. El movimiento en “z” (giro vertical) se considera que no tiene un efecto significativo en el equipo de proceso.

2.3.1 Procesos de Separación

En un FPSO es usual emplear separadores del tipo horizontal similares a los empleados en las plataformas fijas.

En el caso de separadores tipo cilíndrico horizontal es necesario equiparlos con mamparas diseñadas para aminorar los efectos de los movimientos con suficiente resistencia mecánica para soportar las oleadas de los fluidos dentro del separador.

2.3.1.1 Procesos de Transferencia de Masa.

Internos para columnas con inclinación y movimiento.

Se han reportado estudios en la literatura abierta sobre columnas en movimiento y con inclinaciones. En general el efecto de inclinación “permanente” es una reducción en la eficiencia de los platos y empaques. “Permanente” es un tiempo mayor que el tiempo de residencia de los fluidos en la columna o en el caso de los platos puede interpretarse como el tiempo de residencia en el plato. Por lo tanto, periodos de decenas de minutos fuera de nivelado de la embarcación puede ocasionar un endulzamiento del gas o estabilización de aceite crudo deficientes. Para movimientos, el impacto en el proceso es menor que en caso de las inclinaciones estáticas. No obstante, si el movimiento es lento, el efecto es casi el mismo que una inclinación permanente. En un trabajo experimental se reportó el efecto del movimiento e inclinaciones permanentes en dos columnas experimentales con diámetros internos de 1m y 0.6 m sobre una base móvil (Svensson, 1982). Los resultados indicaron que con las inclinaciones y movimientos modelados, la pérdida de eficiencia es de 10% con respecto a la eficiencia sin movimiento o inclinación para columnas empacadas. Existen trabajos experimentales cuyo objetivo fue reportar el comportamiento de diseño de platos y empaque estructurado resistentes a la pérdida de rendimiento bajo movimiento e inclinaciones (Hoerner et al., 1982), para ello utilizaron una instalación experimental donde reprodujeron el movimiento de una plataforma semi-sumergible en el Mar del Norte. Tomaron en cuenta que los movimientos aleatorios ocasionados por las olas no son la única causa de inclinación de columnas en plataforma flotantes ya que el viento también puede provocar

inclinaciones en este tipo de plataformas que puede tomar un tiempo de 3 horas en rectificarse mediante el bombeo de agua de lastre. En el caso de un FPSO puede considerarse un efecto similar aunque con mayor movimiento. Durante éstos periodos existirán disminuciones significativas de eficiencia de destilación o absorción; sin embargo, este efecto puede minimizarse con el empleo de empaque estructurado el cual es menos sensible al movimiento e inclinaciones que los platos aún con diseño para resistir estos efectos.

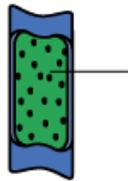
De acuerdo a los estudios realizados para el caso de columnas de destilación y absorción en sistemas flotantes se encontró que para un empaque estructurado correctamente instalado existe poco efecto debido al movimiento ya que la mayor parte del efecto se debe a una mala distribución de líquido en el distribuidor (Baker et al., 1992).

2.3.1.2 Bombeo

Para el caso de las bombas que reciben alimentación desde recipientes como separadores, no sólo es necesario garantizar el NPSH sino que adicionalmente, bajo condiciones de oleaje interno o condiciones fuera de nivel se requiere que la boquilla de la salida de líquido del recipiente se mantenga cubierta con el mismo líquido.

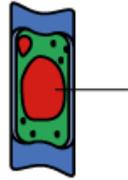
2.3.1.3 Patrones de flujo multifásico

Un régimen de flujo multifásico está caracterizado por una fase gas distribuida en forma de burbujas a través de una fase líquida. En la boca del pozo de producción las burbujas se encuentran distribuidas uniformemente y hay relativamente poco movimiento entre las fases, pero cuando las burbujas se congregan y se conforman para formar una distribución menos uniforme de la fase gas ocurrirá un desplazamiento entre las fases con el gas tendiendo a interrumpir la fase líquida. Algunos de los patrones de flujo más comunes se enumeran a continuación:



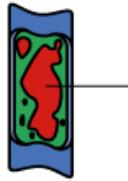
Flujo burbuja

Fase líquida continua con burbujas de gas dispersas eventualmente



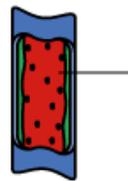
Flujo intermitente

Fase líquida continua con burbujas de gas irregulares



Flujo transicional

Fase líquida interrumpida con distribución de gas caótica



Flujo neblina

Fase de gas continua con líquido atrapado como niebla y una película anular en la pared del tubo

2.3.2 Características del fluido a producir

El diseño de los procesos está influenciado por las características de la corriente de producción y del propio yacimiento, tales como: reservas de crudo, reservas de gas, composición del gas y del aceite esperados (incluyendo cantidad de gases ácidos y otras impurezas), relación de gas/aceite y contenido de corte de agua.

2.3.2.1 Parámetros de Diseño de Proceso

Los sistemas de proceso se diseñan considerando los siguientes parámetros:

- Vida de producción del campo
- Perfil de producción de aceite y de gas
- Agua asociada
- Necesidades de inyección de agua y/o gas
- Temperatura de diseño del crudo almacenado.

2.3.2.2. Sistemas de proceso requeridos

En un FPSO los procesos y sistemas en cubierta que dan procesamiento a la producción de hidrocarburos se agrupan en módulos de proceso. Cada módulo tiene una función específica y posee su propio sistema de tuberías e instrumentación de modo tal que es fácilmente interconectable con otros módulos de proceso.

Los módulos de proceso se instalan en la cubierta del FPSO a una altura que varía de 3.5 – 4 m para minimizar el efecto de los movimientos del FPSO sobre el equipo de proceso, para permitir maniobras debajo de los módulos de proceso y para evitar la acumulación de nubes explosivas debajo de los módulos de proceso.

2.4 Estado de la Aplicación de la Tecnología del FPSO en el Mundo.

Los FPSO se han utilizado prácticamente en todas las regiones petroleras del mundo en profundidades que van desde los 20 m (Nigeria y China) hasta los 1,600 m (en Brasil). Se utilizan en países como: Reino Unido, Noruega, Brasil, Nigeria, Costa de Marfil, Mauritania, Angola, China, Malasia, El Congo, Egipto, Libia, Sudáfrica, Túnez, Tailandia, Nueva Zelanda, Indonesia, Vietnam, Australia y Canadá. Entre 1992 y 2008 se tienen cerca de 169 FPSO en operación en distintas partes del mundo, mientras que se planean 17 desarrollos con FPSO para el periodo del 2008 al 2010 para aplicaciones en aguas someras y en aguas profundas de acuerdo a esa misma fuente (Wilhoit, Supan, 2007).

En la parte Mexicana del Golfo de México ya se tiene en operación un FPSO a una profundidad de 100m de tirante de agua en el activo Ku-Maloob-Zaap, dicho sistema es operado por la empresa Noruega Berguesen Worldwide Offshore desde el tercer trimestre del 2007. Este FPSO tiene la capacidad para estabilizar crudo y para mezclar dicho crudo estabilizado con otras corrientes de crudo estabilizado de distintas calidades en gravedad API. Este FPSO, llamado el Yúum K'ak'náab ("El Señor del Mar" en idioma Maya) tiene una de las capacidades de almacenamiento

de crudo más grandes del mundo con 2.2 millones de barriles de crudo, solamente superado por el FPSO Agbami, que la compañía Chevron opera en Nigeria el cual tiene una capacidad de almacenamiento de crudo de 2.3 Millones de barriles (Wilhoit, Supan, 2007).

2.4.1 Capacidad de Procesamiento de Crudo y Gas en FPSO

A nivel mundial, los FPSO tienen un rango de capacidad de procesamiento de crudo que está entre 11 – 600 MBPD (miles de barriles por día), valores que corresponden a un FPSO de la empresa CONOCO en Indonesia y para el Yuum K'ak' Naab en Campeche, respectivamente ambos operando en aguas someras. La máxima capacidad de procesamiento de crudo en aguas profundas que se ha reportado para FPSO es de 250 MBPD a una profundidad de 1,250 m para desarrollos en aguas profundas de Angola.

Con respecto al procesamiento de gas, la capacidad que manejan los FPSO están entre 3 – 600 MMPCSD (millones de pies cúbicos estándar por día) valores que corresponden a un FPSO para CNOOC de China con un tirante de agua de 22m y para un FPSO de la empresa Statoil de Noruega a 300 m de tirante de agua.

El record mundial de profundidad para la aplicación del FPSO se alcanzará en el año 2010 con 1,200 m para un sistema que operará la empresa Shell en aguas territoriales de Brasil, con una capacidad de procesamiento de 100 MBPD de crudo y una capacidad de almacenamiento de 1.6 Millones de barriles de crudo (Wilhoit, Supan, 2007).

2.4.2 Conversión o Diseño del FPSO

Actualmente, el 66% de los FPSO en operación provienen de proyectos de conversión de tanqueros a FPSO mientras que el 34% restante son FPSO's de diseño y construcción nuevos, incluyendo el buque y el sistema flotante en conjunto (Parker, 1999). La razón de esto es que la conversión a FPSO es más económica, el proyecto se realiza en menor tiempo y hay mayor disponibilidad tanto de tanqueros a convertir como de astilleros para la conversión. Se ha reportado que los tanqueros construidos en la década de los 70's son los mejores candidatos para conversión a FPSO, dado que en esa época la calidad y cantidad de acero utilizado en la construcción de los barcos, al no tener estrictas consideraciones de optimización de costo y material, son unidades más resistentes lo cual las hace mejores candidatos para conversión a FPSO.

2.4.2.1 Arreglo y distribución de Sistemas en Cubierta.

Para cualquier nave flotante la aerodinámica y la estabilidad son los puntos de inicio para el diseño, ya que se encuentran relacionados directamente con el arreglo general del FPSO y del buque.

Para obtener una distribución de masa uniforme, riser, quemador, bloques de ubicación e instalaciones en cubierta deben distribuirse cuidadosamente. Esto evitará la necesidad de lastre permanente o incrementar su capacidad para controlar la aerodinámica. Las condiciones más críticas de carga se tienen cuando el barco se encuentra lleno a su máxima capacidad y el lastre a su mínima capacidad ya que en estas condiciones sería muy difícil corregir la estabilidad empleando el lastre (T. Terpstra et al., 2001).

El uso de Sistemas Flotantes de producción Almacenamiento y Descarga de Aceite Crudo para la explotación petrolera en el Golfo de México cuenta con el respaldo de su aplicación previa en la mayor parte de las áreas de producción costa afuera del mundo. En términos generales, se puede mencionar que la capacidad de los sistemas en cubierta varía 50,000 BPD hasta más de 200,000 BPD, con pesos de los sistemas en cubierta que van desde 3,000 ton hasta más de 25,000 ton.

En el pasado, tanto diseñadores como operadores habían sobreestimado la complejidad que involucra la ejecución exitosa de proyectos para FPSO. Esto ha propiciado dificultades operacionales, demora de proyectos y pérdidas financieras ocasionadas por una deficiente administración de proyecto y diseño de ingeniería.

Algunos de los retos principales que el diseñador del FPSO debe enfrentar son:

- Diseño de instalaciones considerando movimientos del barco y deflexiones del casco causados por la carga del oleaje.
- Permanecer dentro de los límites permisibles de peso de los sistemas en cubierta.
- Mantener el centro de gravedad de los sistemas en cubierta bajo para no afectar la estabilidad del barco.
- Manejar las interfaces con el casco y la torreta exitosamente.

Los movimientos del barco ocasionan un gran número de dificultades para el diseño de los sistemas en cubierta, entre los cuales se tienen los siguientes:

- El potencial de la agitación y perturbación del contenido de los recipientes de proceso. Este potencial es dañino para la separación del aceite y del agua, así como para el control y la medición. Adicionalmente, el estancamiento puede provocar cargas significantes en los recipientes de proceso y sus internos.
- Cargas inerciales sobre equipos, tubería y estructuras.

Adicionalmente, la carga ocasionada por el oleaje provoca el arqueamiento y torsión de la cubierta del buque, los cuales imponen deformaciones en las estructuras de los sistemas en cubierta y tubería.

Las cargas inerciales, y aquellas inducidas por la deformación de la cubierta son cíclicas por naturaleza y necesitan ser consideradas cuidadosamente en la estimación de tiempos de fatiga para las estructuras y tubería.

El impacto de la agitación en los recipientes de proceso puede revertirse mediante ciertas medidas en los sistemas en cubierta, entre las cuales se pueden mencionar las siguientes:

- Ubicar los recipientes de separación críticos tan cerca del centro de movimiento del barco como sea posible, para limitar las perturbaciones.
- Orientar los recipientes de proceso apropiadamente.
- Instalar internos en los recipientes de proceso para contener y minimizar las perturbaciones.
- Usar separadores con internos que permitan la distribución del flujo; este arreglo minimiza la longitud de la superficie libre de líquido en los separadores.
- Ubicar la instrumentación de nivel con supresores de perturbación, para contar con mediciones y control de nivel confiables.

Un arreglo típico de distribución de flujo en un separador de tres fases para uso en un FPSO se muestra en la Figura 7.

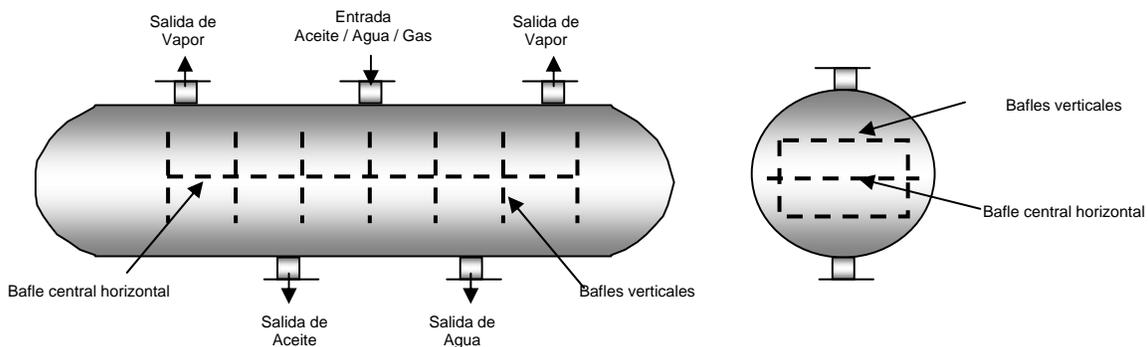


Figura 7. Arreglo típico para distribución de flujo en un separador de 3 fases

Además de los separadores trifásicos, el movimiento del barco también afecta el equipo dinámico como bombas, compresores, turbinas y turbexpansores por lo que su selección debe considerar sistemas de fijación y lubricación adecuados para contrarrestar el efecto del movimiento del FPSO.

Para los sistemas de tubería es necesario considerar cargas inerciales adicionales y deflexiones que agitan o inclinan los sistemas en cubierta. Estos efectos pueden representar un reto para el diseño de tuberías y el análisis de esfuerzos, lo cual puede requerir soportería de tubería adicional además de proveer de mayor flexibilidad a las tuberías de las que normalmente podrían requerirse en instalaciones estáticas para evitar que las cargas máximas de las boquillas de los recipientes no sean excedidas. Los diseñadores de tuberías también deben

reconocer que esta tubería estará expuesta a un mayor número de ciclos de desplazamiento por lo que es necesario considerar el análisis de la fatiga.

2.4.2.2 Peso y dimensiones del FPSO (Mackay & Harold, 2006).

El peso de los sistemas en cubierta es de gran importancia, debido a que existe un gran número de razones indeseables que se deben evitar:

- Puede afectar la estabilidad total del FPSO.
- Conduce a un incremento en el costo capital no planeado.
- Puede impactar el contrato del casco.
- Puede incrementarse la duración de la fabricación de los módulos.

Históricamente, el peso de equipo topside ha aumentado debido a las siguientes razones:

- Ingeniería deficiente para estimación de pesos confiables.
- Estándares de estimación inadecuados contra datos de arreglo de equipo de proyectos similares previos utilizados para evaluar el nivel de contingencia apropiado para los estimados hechos durante el diseño preliminar.

Las dimensiones principales de un FPSO, tradicionalmente, estaban relacionadas a las de los tanqueros comerciales. Los tanqueros comerciales, y especialmente aquellos que fueron construidos en los inicios de esta industria, tienen relaciones relativamente altas de Longitud / Profundidad y Longitud / Diámetro. No obstante, las proporciones para estos parámetros en la construcción de nuevos FPSO's tienden a valores menores que los tanqueros comerciales, para los nuevos diseños, se tiene:

Longitud del casco / Ancho del caso = 5.1

Ancho del caso / Profundidad del caso = 1.9

Longitud del casco / Profundidad del caso = 9.2

Otras características como requerimientos de velocidad, estabilidad del casco y restricción en rutas de navegación, ya no se aplican en tanto se trate de un FPSO que va a estar anclado permanentemente, brindando así mayor flexibilidad a los diseñadores para optimizar las principales particularidades del buque para reducir costos.

2.4.3 Perspectivas de Aplicación del FPSO en Aguas Profundas del Golfo de México

En aguas profundas del Golfo de México, tanto en aguas territoriales de los EE. UU. como en la parte Mexicana, se carece de la aplicación de la tecnología del FPSO. El primer FPSO autorizado para aplicaciones en aguas profundas está dentro de un proyecto que esta realizando la empresa Petrobras para el sector que esa empresa

renta en aguas territoriales de los EE. UU. en los campos Cascade y Chinook ubicados en la sección denominada como el terciario inferior.

Hasta hace un par de años, el uso del FPSO en la parte estadounidense del Golfo de México había estado prohibido principalmente por considerarlos de mayor riesgo que otras instalaciones flotantes de producción que ya se utilizan en aguas profundas de esa región petrolera. Otra barrera que se había tenido al uso del FPSO en la parte de los EE. UU. del Golfo de México es el “Acta Jones” (Jones Act) creada durante la recesión económica y la cuál es una ley de 1920 emitida para proteger los empleos disponibles y la industria local para los Estadounidenses. Esta Ley estipula que cualquier embarcación que se traslade entre puertos de los EE. UU. deberá haberse construido en los EE. UU. ser tripulado y ser propiedad por ciudadanos de los EE. UU. además de que deberá tener bandera de los EE. UU. Aunque se ha mencionado que un FPSO está clasificado como un Puerto (Wilson, 2008), el FPSO no está sujeto al “Acta Jones”; sin embargo, esta legislación implica que cualquier tanquero de construcción nueva deberá ser construido en alguno de los 3 únicos astilleros con los que cuentan los EE. UU. lo cual tiene serias implicaciones tanto para el costo del tanquero como para el tiempo de construcción.

A lo largo del Golfo de México y particularmente hacia la parte norte de México y hacia los estados de la Unión Americana que colindan con esta región marina, las condiciones ambientales de oleaje, corrientes marinas y vientos son bastante severas para las instalaciones petroleras y para las embarcaciones en general. Esta situación favorece la aplicación del FPSO, especialmente desde el punto de vista del transporte del crudo producido, en casos donde no se tenga infraestructura de ductos o bien la distancia haría demasiado costoso instalar nuevos ductos de transporte de hidrocarburos. El costo de los ductos de transporte se incrementa substancialmente con la profundidad de su instalación, mientras que el costo de utilizar tanqueros para el transporte del crudo producido en FPSO prácticamente no se modifica a pesar de las distintas profundidades donde se utilice. Se ha reportado que al comparar el costo de utilizar tanqueros contra la construcción de ductos de transporte de crudo se encontró que, considerando la vida total del yacimiento, resulta más económico el uso de tanquero (Wilson, 2008); sin embargo, esta ventaja económica se encuentra principalmente durante la primera mitad de la vida del yacimiento, ya que una vez que comienza a bajar la producción, pierde ventajas económicas el tanquero. La solución sería utilizar el tanquero para recolectar la producción de varios FPSO en lugar de uno solo, cuando se intenten desarrollar nuevos campos en aguas profundas. Otras ventajas de utilizar FPSO contra otra opción que requiera la instalación de ductos, es que el FPSO fácilmente puede cambiar de sitio en caso de que el campo en desarrollo no resulte exitoso.

Por esta razón, en la parte Mexicana del Golfo de México, la falta de infraestructura de ductos de transporte en regiones de aguas profundas favorecerá la utilización del FPSO.

Capítulo 3

Bases de Diseño de Proceso para el Caso de Estudio de un FPSO Conceptual

En el presente capítulo se establecen las bases de diseño de proceso para el desarrollo de modelo integral de simulación hidráulica y que permitiría realizar el balance de materia y energía del sistema submarino de producción, los risers de producción, los sistemas de proceso del FPSO y el ducto de exportación de gas a tierra. Dicha información se empleó como base para definir el modelo de simulación para la red de recolección submarina de crudo y los risers de producción con el simulador PIPE PHASE Ver. 9.2 mientras que para el modelo de los sistemas a bordo del FPSO (topsides) se empleó el simulador PRO-II Ver. 8.0.

El presente caso de estudio se estableció de acuerdo con a las prácticas industriales recomendadas para el diseño de FPSO's y se trata de un caso hipotético, pero que se piensa que podrá ser útil para los estudios conceptuales de aplicación de FPSO en aguas profundas de México.

3.1 Alcance del sistema FPSO

El diseño o construcción de un FPSO nuevo o convertido debe cumplir con número considerable de códigos y estándares nacionales e internacionales entre los cuales se pueden mencionar: la Regulación Mexicana relevante, Códigos de Diseño y Estándares, así como también la "Ley Federal Sobre Metrología y Normalización". La regulación así como la jerarquización durante el diseño o conversión de un FPSO se rige a de acuerdo a la legislación y normatividad vigente en México:

El máximo documento rector del país es la Constitución Política de los Estados Unidos Mexicanos de la cuál emana toda legislación nacional en materia de convenios internacionales ratificados por el gobierno mexicano, así, el orden de prioridad posterior a la constitución y los convenios, la normatividad aplicable, es de acuerdo a lo siguiente:

- Leyes: leyes federales, reglamentarias y estatales.
- Reglamentos de las leyes federales, reglamentarias y estatales.
- Normas Oficiales Mexicanas (NOM) las cuales son de observancia obligatoria, expedidas por las dependencias competentes.
- Normas Mexicanas (NMX) son de aplicación voluntaria para determinar la calidad de los productos o servicios.
- Normas Internacionales (NI): son de competencia mundial y sólo se aplican cuando no se cuente con una NOM o NMX.
- Normas de Referencia (NRF): se aplicarán cuando no se cuente con las NOM, NMX o NI.

- Especificaciones de PEMEX: se emplearán en tanto se tenga informada a la Dirección General de Normas.
- Códigos extranjeros, estándares y prácticas recomendadas en otros países. Se emplearán cuando no se cuente con la normatividad mexicana.

El FPSO de esta tesis considera un buque tanque a convertir en FPSO, por ser del tipo de proyecto que es muy probable que se realice en PEP. Sin embargo, en este trabajo no se incluyen mayores detalles, puesto que el objetivo de esta tesis está dirigido hacia la simulación de los procesos de manejo y tratamiento de hidrocarburos.

Es importante aclarar que los datos que aparecen en las siguientes secciones de estas bases de diseño son hipotéticos, simplemente se han propuesto para realizar este trabajo de tesis y no corresponden a ningún campo en desarrollo ni por desarrollarse en aguas profundas. Sin embargo, toda la información de estas bases de diseño se propuso acorde al estado actual de la práctica industrial en la aplicación de FPSO's de posible uso en la parte mexicana del Golfo de México.

3.2 Características del campo de explotación

- Profundidad: 800 m
- Presión en el yacimiento: 5000 psig (351.54 kg/cm² man)
- Temperatura en el yacimiento: 279 °F (137 °C)
- Vida útil del campo: 15 años

3.3 Arreglo submarino y risers

- Ubicación relativa del FPSO respecto a los manifolds submarinos o pozos:
2 km promedio entre los campos
- Número de pozos de producción: 24 pozos
- Número de pozos de inyección de agua: 3 pozos
- Número de pozos de inyección de gas: Ninguno
- Cabezal de distribución submarino (manifolds):
3 cabezales de distribución de producción con un promedio de 8 pozos cada uno
3 cabezales de distribución de inyección con un pozo cada uno.
- Diámetro y número de risers
6", 6 risers de producción
6", 3 risers de inyección de agua
La forma en que se calculó el diámetro de estos risers se presenta en el Apéndice C.

- Diámetro y número de umbilicales
4", 3 umbilicales de producción
2", 3 umbilicales de inyección

3.4 Aseguramiento de flujo

Requerimientos de inyección de agua, gas de bombeo neumático o bombas submarinas:

Se considera la inyección de agua con un flujo de 150 MBPD por manifold.

3.5 Líneas para lanzamiento de diablos para las líneas de flujo de producción (esferas, espuma, polímeros, diablo inteligente): Si

3.6 Requerimientos de inyección de químicos submarina

Si, inhibidores de formación de hidratos y de corrosión

3.7 Capacidad de producción de diseño

- Flujo máximo de aceite crudo: 100 MBPD
- Flujo máximo de agua producida:

Inicio de vida útil del yacimiento	10 MBPD
Vida media del yacimiento	22.5 MBPD
Final de vida útil del yacimiento	45 MBPD

Se debe considerar desde el inicio del diseño la máxima producción de agua asociada, para contar con espacios suficientes para acomodar equipo de deshidratación de crudo ya que para otros diseños a nivel internacional, se han reportado condiciones de diseño de agua producida del orden de 45 – 87% de agua asociada respecto al flujo total de producción (Saipem, 2008).

- Flujo máximo de gas asociado: 20 MMPCSD
- Flujo total de líquido producido: 145 MBPD.

3.8 Condiciones de llegada del fluido al FPSO

- Temperaturas de llegada mínima y máxima
130 - 190°F (54°C - 88°C)
- Temperatura de aparición de ceras
41 – 59°F (5 - 15°C) Valor experimental obtenido por calorimetría de barrido diferencial par un crudo de 21 °API (Jiang, 2001)
- Relación gas – aceite (GOR [SCF/BBL])
200 [SCF/BBL] (Lyons, 2006)
- Presión normal de llegada
284 [psig] (20 kg/cm² man)

3.9 Caracterización del aceite a producir

Para el análisis de sensibilidad en la simulación del sistema submarino y de los risers de producción, considerar 3 tipos de crudo de acuerdo a la Tabla 1

Tabla 1. Características del crudo a producir

PROPIEDAD	METODO			
Gravedad °API	ASTM D-287	21.46	16.00	13.00
Gravedad Específica @ 60/60°F	ASTM D-1298	0.9251	0.9593	0.9792
Viscosidad cSt @:	ASTM D-445			
15.6°C		290.14	5502.72	22511.13
21.1°C		210.10	3251.61	14006.93
25.0 °C		140.07	2101.04	9004.45
Carbón Ramsbottom, % Peso	ASTM D-524	1.86	10.44	6.52
Carbón Conradson, % Peso	ASTM D-189	1.97	11.55	6.74
Agua por Destilación, % Vol.	ASTM D-4006	<0.05	0.25	0.05
Agua y Sedimento, % Vol.	ASTM D-4007	0.10	0.30	0.05
Sedimentos por Extracción, % Peso	ASTM D-473	0.10	0.28	0.24
Azufre Total, % Peso	ASTM D-4294	0.865	3.351	2.209
Factor de Caracterización, (K UOP)	UOP-375	12.02	11.72	11.76
Presión de Vapor Reid, lb/plg2	ASTM D-323	6.44	4.82	0.78
Temperatura de Escurrimiento, °C	ASTM D-97	<-42	-33	-18
Contenido de Sal, lb/1000 Bl	ASTM D-3230	2.10	66.00	3.00
Acido Sulfhídrico, ppm	UOP-163	57.00	44.00	<1
Mercaptanos, ppm	UOP-163	83	189	89
No. de Neutralización, mg KOH/g	ASTM D-664	0.33	0.46	0.2
Nitrógeno Total, ppm	ASTM D-4629	414	3630	2750
Nitrógeno Básico, ppm	UOP-313	119	847	531
Insolubles en nC7, %peso	ASTM-D-4124	0.33	10.15	5.16
Insolubles en nC5, %peso	ASTM D-2007	1.05	15.91	8.85
Poder Calorífico Bruto, BTU/lb	ASTM D-240	18806	17452	18453
Poder Calorífico Neto, BTU/lb	ASTM D-240	17601	16525	17201
Parafinas	UOP-46	1.12	4.32	4.14
Contenido de Cenizas, % peso	ASTM D-482	0.002	0.066	0.029
Temperatura de Inflamación, °C	ASTM D-56	1	2	41
Metales, ppm	IMP-QA-006			
Cobre		0.08	0.78	0.32
Fierro		1.43	3.15	2.89
Níquel		0.76	54.83	25.86
Vanadio		7.82	259.58	122.5
TBP, [°C]		°C		
0	% Vol	20	20	50
10	% Vol	100	127	200
20	% Vol	130	197	250
30	% Vol	175	271	290
40	% Vol	220	345	380
50	% Vol	270	423	470
60	% Vol	320	505	560
70	% Vol	380		
80	% Vol	450		

- Viscosidad del aceite crudo

Tabla 2.
Viscosidades Aceite Crudo

T (°C)	21° API	16° API	13° API
	cP		
0	1206.826	26394.407	122465.398
5	673.038	14396.949	73479.239
10	445.597	8158.271	39188.927
15	269.215	5278.881	22043.772
20	194.949	3119.339	13716.125
25	129.966	2015.573	8817.509
30	97.474	1343.715	5878.339
35	69.625	758.239	3673.962
40	53.379	671.858	2547.280
45	40.846	470.300	1812.488
50	32.491	355.125	1175.668
55	25.065	259.145	773.981
60	20.887	201.557	710.299
65	17.174	153.567	563.341
70	14.389	124.774	411.484
75	12.068	93.580	303.714
80	10.212	79.183	240.032

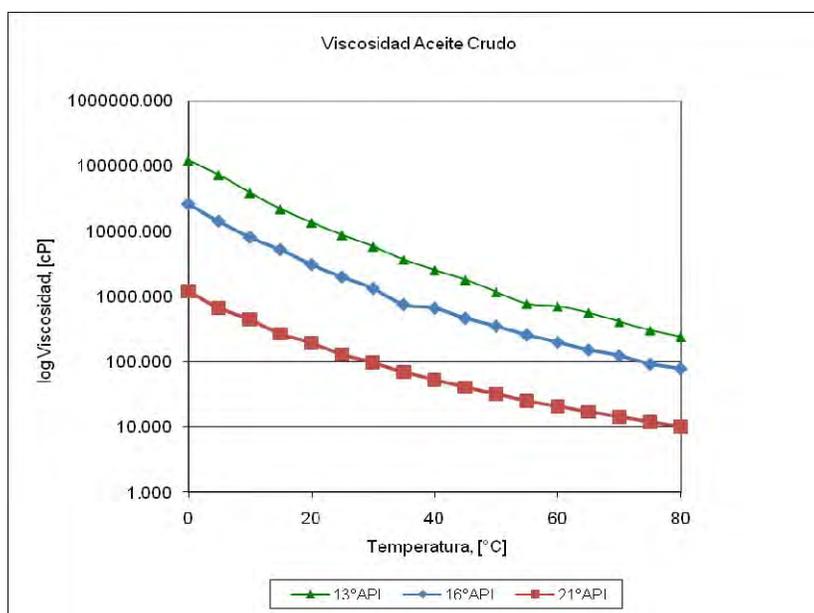


Figura 8. Viscosidades Aceite Crudo

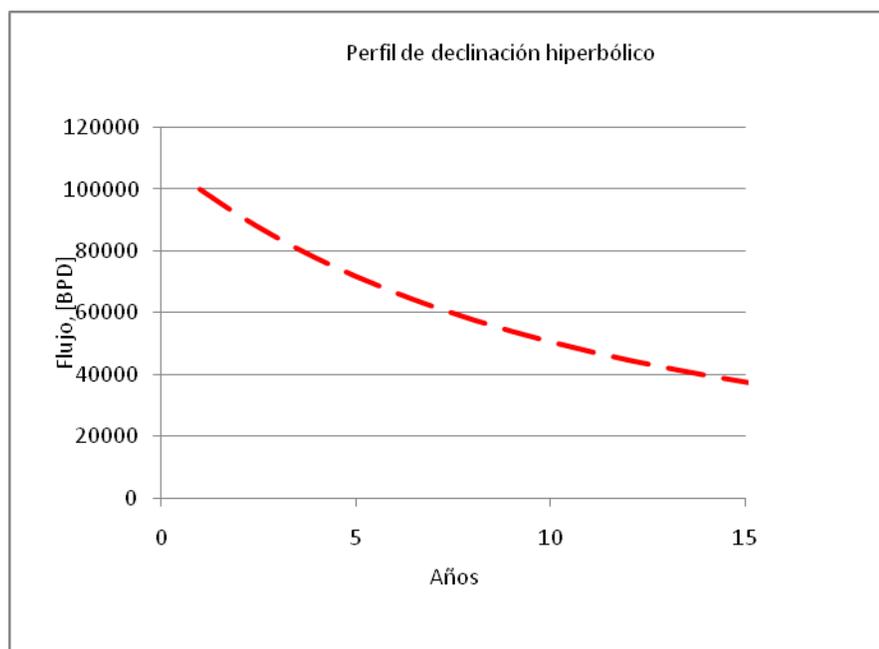
- Producción de arena: Si
- Tendencia a formación de espuma: Si
- Tendencia a emulsificar: Si
- Contenido de ligeros (C₁-C₃₀, H₂S, N₂)

Tabla 2
Contenido de Ligeros en Aceite Crudo

FRACCION	MAYA	
	% Vol.	% Peso
Metano	0.003	0.001
Etano	0.008	0.004
Propano	0.036	0.020
Isobutano	0.052	0.032
n- Butano	0.373	0.236
TOTAL	0.472	0.291
Azufre total	-	3.425
Nitrógeno total, ppm	-	3240

3.10 Perfil de tasa de producción (Slider, 1968).

t [años]	Q _{Hiperbólico} [BPD]
0	100000
1	91573
2	84168
3	77626
4	71818
5	66639
6	62000
7	57829
8	54066
9	50658
10	47562
11	44742
12	42166
13	39805
14	37638
15	35643



3.11 Especificaciones para exportación de aceite crudo

Tabla 3
Especificaciones para Exportación de Aceite Crudo

Agua y Sedimento	0.5 % volumen
Contenido de sal	50 PTB [lbs/Mbbl]
PVR	6.2 psia [0.43kg/cm ² man]

3.12 Disposición de agua producida

- Contenido máximo de aceite en agua (NOM-001- ECOL -1996)
25 mg/L máximo diario
15 mg/L promedio mensual
- Temperatura máxima de descarga (NOM-001- ECOL -1996)
40°C

3.13 Características del Gas de exportación

- Presión de operación en la entrada del swivel de exportación de gas: a definir en la simulación.

Para instalaciones en aguas profundas, generalmente alejadas de la costa y donde el ducto de exportación debe descansar en el lecho marino para dirigirse a tierra, la presión debería ser definida por simulación.

- Presión de diseño: por definir
- Punto de rocío: 37°C equivalente a 2.5 lb/MMscf
- Temperatura máxima: 125 °F (52°C)
- Sistema de exportación: por ducto

3.14 Condiciones metereológicas

- Vientos extremos y valores asociados (con y sin huracanes)

Velocidades del viento (Tifón)	1 minuto promedio	37.0 m/sec
	10 segundos con ráfaga	42.0 m/sec
	1 minuto promedio asociado con oleaje extremo	32.0 m/sec

- Corrientes extremas y valores asociados (con y sin huracanes)

Velocidad de la corriente - Corriente en el fondo 1.6 m/sec

- Temperaturas máxima y mínima del agua en el mar

Intervalo para el agua en la superficie	20 - 30 °C
Temperatura promedio en el lecho marino	4 - 5°C

- Temperaturas máxima y mínima del aire ambiente

Máxima	35°C
Mínima	20°C

3.15 Geotécnia y Geofísica

La Geotécnia y la Geofísica son dos ciencias de gran importancia para la explotación en agua profundas ya que permiten obtener las condiciones de los suelos, los tipos de cimentaciones así como una exploración detallada del sitio (Núñez Farfán, 2008).

Adicionalmente, mediante los estudios de Geotécnia y Geofísica es factible determinar el riesgo geológico, el cual representa o tiene el potencial para desarrollar un daño incontrolado a cualquier tipo de instalación tales como líneas de tubería, cimentaciones de plataformas, así como sistemas de anclaje o bien para impedir el curso normal de las operaciones de perforación. Numéricamente un riesgo es definido como el producto de la probabilidad de fracaso y las consecuencias del mismo.

En el fondo marino existen diversos tipos de georriesgo, entre los principales se pueden enumerar los siguientes:

- Taludes potencialmente inestables de 15 grados de inclinación o mayores.
- Topografía rocosa irregular, la cual representa dificultad para el asentamiento de cimentaciones.
- Fallas activas y vertientes de hasta 60 m de altura.
- Nuevos y antiguos deslizamientos de tierra, que cubren grandes extensiones.
- Hidratos de gas o hidratos de metano que reducen la fuerza al cortante del suelo y afectan a la capacidad de carga.
- Flujos de aguas someras entre los 300 y 600 m de profundidad, que causan problemas de perforación.
- Erosión del fondo marino, varios metros de sedimentos.
- Condiciones de suelo que van desde los no consolidados, hasta rocosos.

Estos conceptos de Geotécnia y Geofísica se mencionan aquí, dado que forman parte integral de un documento de Bases de Diseño para proyectos de Explotación en Aguas Profundas. Sin embargo, no están dentro de los objetivos de esta tesis el incluir aquí ni utilizar información de Geotécnia ni de Geofísica.

Capítulo 4

Simulación del Sistema Submarino de Producción.

4.1 Simulación del Sistema Submarino de Producción

La simulación del sistema submarino de producción se llevó a cabo en el simulador de procesos PIPE PHASE 9.2 de acuerdo a la arquitectura mostrada en la figura 9, donde se tiene un campo de explotación integrado por 3 manifolds, cada manifold recolecta la producción procedente de 8 pozos productores a través de líneas submarinas de 328 ft (100 m) x 4 in (10.16 cm) considerando un arreglo simétrico y una diferencia de nivel de 0 m entre el árbol de navidad de cada pozo productor y el manifold. De cada uno de los 3 manifolds se envían 2 risers de producción hacia la torreta del FPSO con un tirante de agua de 2,624 ft (800 m) cubriendo una longitud de 3,000 ft (914 m). En la figura 9 no se muestran los umbilicales, que típicamente transportan fluidos hidráulicos para acondicionamiento de válvulas, potencia eléctrica de baja tensión y químicos para aseguramiento de flujo, dado que no se consideran en la simulación de procesos

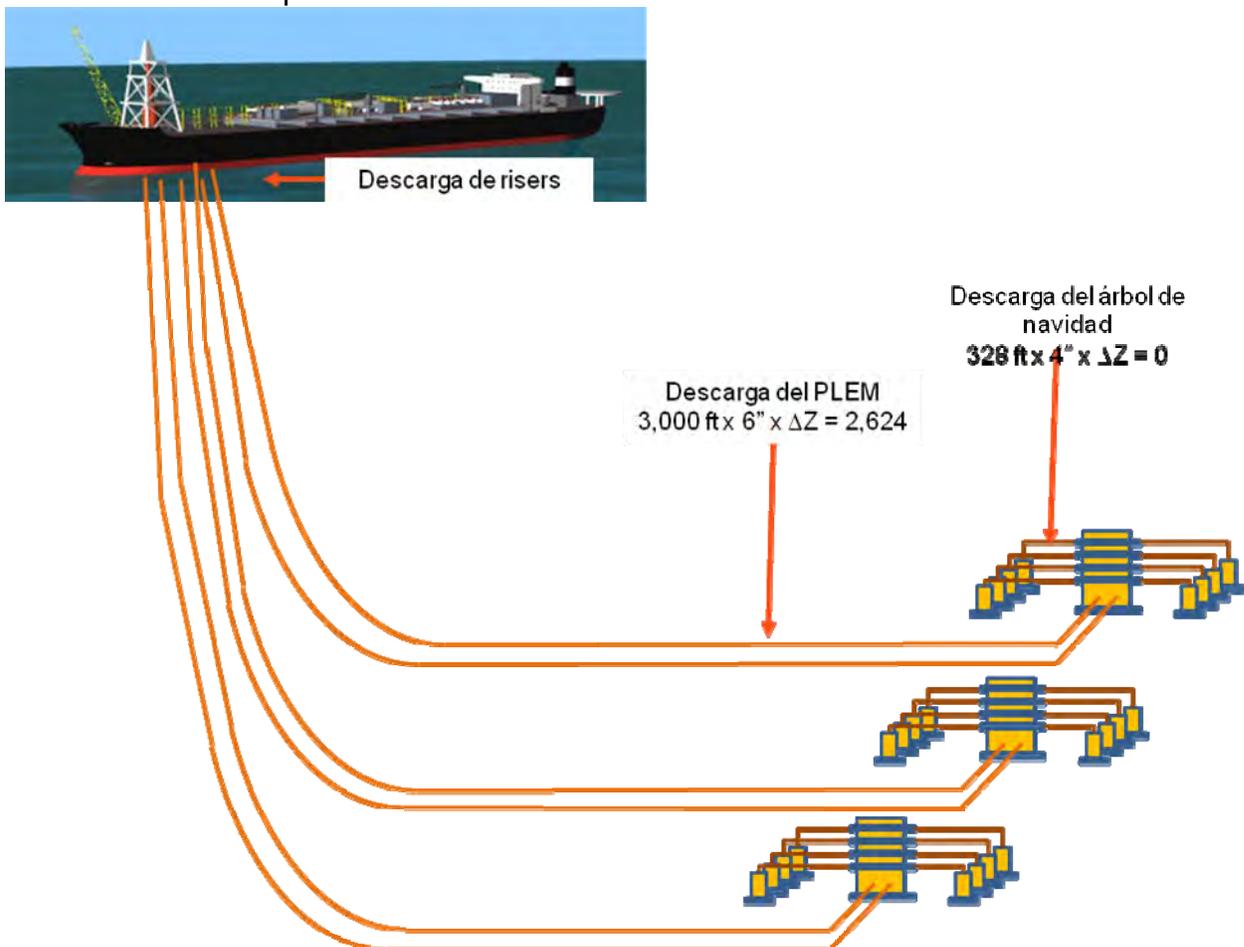


Figura 9. Esquema de la arquitectura del sistema submarino de producción

4.2 Consideraciones de diseño para simulación.

De acuerdo a las Bases de Diseño se contempla la recolección de 8 pozos de producción hacia un cabezal de distribución (manifold) ubicado a una distancia de 1 km del área de pozos productores. De cada cabezal de distribución se envían dos tuberías ascendentes (risers) de 6" hasta el FPSO, los cuales recorren una distancia de 3,000 ft (914 m) desde el manifold con un tirante de agua de 2,624 ft (800 m).

Para fines de este caso de estudio se consideró un arreglo geométrico hacia el cabezal de distribución (manifold) para evitar la existencia de flujos preferenciales, ver Figura 10.

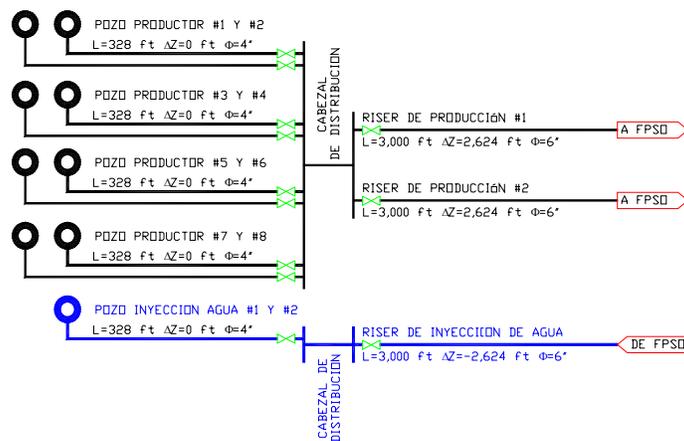


Figura 10. Arreglo del cabezal de distribución (manifold).

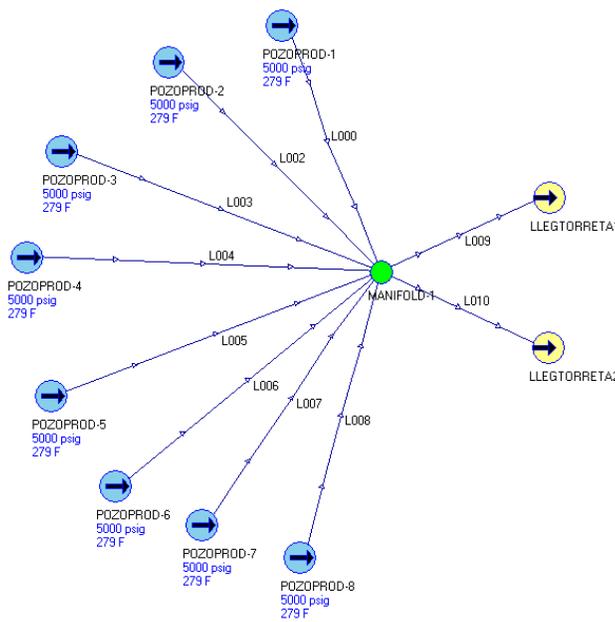


Figura 11. Esquema para uno de los 3 manifold.

4.3 Curvas de Declinación de la Producción

Para fines de este trabajo se consideraron las curvas de declinación convencional de producción para aceite crudo y gas, que consisten en la graficación logarítmica del flujo de producción vs el tiempo. Este tipo de gráficas permite extrapolar y estimar como se espera la producción de la reserva a lo largo de su vida útil (Arps, 1945).

Debido a que la producción de un campo de explotación no es constante a lo largo de la vida útil es necesario establecer un perfil de disminución de la producción, el cual puede obtenerse empleando alguno de los modelos de declinación establecidos en la literatura, ver Tabla 4.

Tabla 4. Clasificación de curvas de declinación de producción (Slider, 1968).			
Tipo de declinación	Declinación de porcentaje constante	Declinación hiperbólica	Declinación armónica
Característica básica	La declinación es constante $n = 0$	La declinación es proporcional a una potencia fraccionaria (n) de la tasa de producción $0 < n < 1$	La declinación es proporcional a la producción $n = 1$
Relación producción-tiempo	$q = q_i e^{-at}$	$q = q_i / (1 + a_i t)^{1/n}$	$q = q_i / (1 + a_i t)$
Donde: a = declinación como una fracción del flujo de producción t = tiempo [años] a_i = declinación inicial q_i = flujo de producción inicial q = flujo de producción al tiempo t			

Para el presente caso de estudio se escogió el modelo de declinación hiperbólico, con el cual se obtuvo el perfil de producción del campo considerado a lo largo de su vida útil. La razón de haber escogido dicho modelo es que representa el modelo más crítico en cuanto a la declinación de la producción respecto a los modelos de porcentaje constante y declinación armónica.

En la tabla 5 se pueden comparar los perfiles de declinación armónica, hiperbólica y de porcentaje constante, a lo largo de la vida útil del yacimiento, empleando el mismo modelo de declinación se estimó un perfil de decaimiento de la presión. Con dichos valores se escogieron 3 escenarios que representarían la vida inicial, media y final del yacimiento a los intervalos de 0, 7 y 15 años, ver Tabla 6.

Tabla 5. Curvas de análisis de declinación

	Hiperbólico	Armónico	% Constante	
n	0.9	1		0.9
a _i	0.05	0.05		0.05
t	Q _{Hiperbólico} Flujo por pozo [BPD]	Q _{Armónico} Flujo por pozo [BPD]	Q _{% Constante} Flujo por pozo [BPD]	Presión [psig]
[años]	[BPD]	[BPD]	[BPD]	[psig]
0	6472	6471	6471	5000
1	5926	6163	6155	4579
2	5447	5883	5855	4208
3	5024	5627	5570	3881
4	4648	5393	5298	3591
5	4313	5177	5040	3332
6	4012	4978	4794	3100
7	3743	4793	4560	2891
8	3499	4622	4338	2703
9	3278	4463	4126	2533
10	3078	4314	3925	2378
11	2896	4175	3733	2237
12	2729	4044	3551	2108
13	2576	3922	3378	1990
14	2436	3806	3213	1882
15	2307	3698	3057	1782

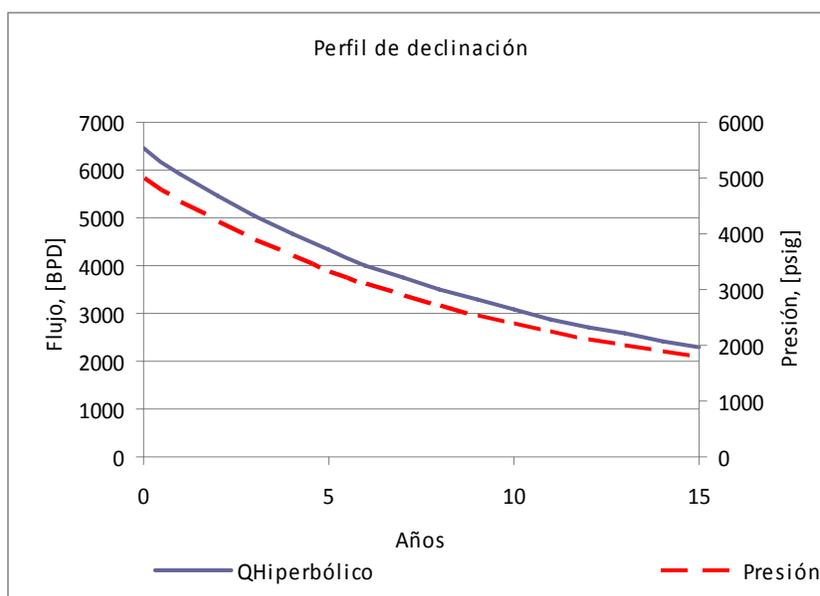


Figura 12. Gráfica del decaimiento hiperbólico de la producción en el yacimiento

Con el perfil de decaimiento se establecieron 3 escenarios de simulación a lo largo de la vida útil del yacimiento, ver Tabla 6.

Tabla 6 Escenarios de declinación

Decaimiento hiperbólico		
n	0.9	0.9
ai	0.05	0.05
Tiempo [años]	Q _{Hiperbólico} [BPD]	Presión [psig]
0	6472	5000
7	3743	2891
15	2307	1782

Para la simulación del sistema submarino se llevó a cabo la simulación para 3 escenarios (vida inicial, media y final del yacimiento) para cada uno de los crudos de 13, 16 y 21 °API de acuerdo a la caracterización de la Tabla 1 de la sección 3.9. Es importante aclarar que los flujos y presiones alimentados sólo sirvieron como estimado inicial ya que el simulador obtiene la solución al resolver el balance de presiones a través de la segmentación manual. En la tabla 8 se enumeran los parámetros de entrada para la simulación del sistema submarino de producción en PIPE PHASE:

Tabla 7.

Datos de alimentación a PIPE PHASE para la simulación del sistema de producción submarino

Parámetro	Vida inicial	Vida media	Vida final
Gravedad aceite crudo API	13	16	21
Gravedad específica gas	0.446		
Gravedad específica agua	1		
Viscosidad @ 140 °F [cP]	710.3	201.5	20.8
Viscosidad @ 167 °F [cP]	303.7	93.5	12.8
Corte de agua [% vol]	10	22.5	45
Presión fija en el yacimiento [psig]	5,000	2,891	1,782
Temperatura en el yacimiento [°F]	279	279	279
Flujo estimado del yacimiento [BPD]	6,472	3,743	2,307
Relación Gas / Aceite [ft ³ / BBL]	200	150	100
Temperatura agua fondo marino [°F]	-15	-15	-15
Longitud línea árbol – manifold [ft]	328	328	328
Diámetro nominal línea árbol – manifold [in]	4	4	4
Diferencial de altura línea árbol – manifold [ft]	0	0	0
Longitud línea manifold – torreta [ft]	3,710	3,710	3,710
Diámetro nominal línea manifold – torreta [in]	6	6	6
Diferencial de altura línea manifold – torreta [ft]	2,624	2,624	2,624
Coefficiente de transferencia de calor [BTU / h ft ² F°]	0.09	0.09	0.09
Presión estimada de llegada a la torreta [psig]	300	300	300

4.4 Resultados de la Simulación del la Red Submarina de producción

4.4.1. Caso 1: Presión en el yacimiento: 5,000 psig

Para el primer escenario de simulación se estableció una presión inicial en el yacimiento de 5,000 psig, con dicha presión y la presión requerida en la llegada a la torreta se determinó la presión a la descarga del estrangulador (choke valve) en los árboles de navidad.

Empleando el simulador de procesos PIPE PHASE se evaluaron algunos parámetros de flujo para los distintos tipos de crudo considerados, es decir de 21, 16 y 13 API, empleando un sistema de producción submarino con líneas de flujo (flow lines) de 4 in de diámetro y risers de 6 in de diámetro, como se indicó anteriormente.

Los resultados obtenidos por simulación para este escenario se pueden observar en la tabla 8.

Tabla 8. Resultados Caso 1: 5,000 psig en el yacimiento

Caso	21 °API	16 °API	13 °API
P _{En el yacimiento} , [psig/kg/cm ² man]	5,000/351.54	5,000/351.54	5,000/351.54
P _{Descarga del estrangulador} , [psig/kg/cm ² man]	1,200/84.37	1,200/84.37	1,300/91.4
P _{Llegada a la torreta} , [psig/kg/cm ² man]	218.75/15.37	304.65/21.41	315.21/22.16
Flujo Riser / Manifold [BPD]	39,162 / 78,325	26,442 / 52,884	32,808 / 65,617
Flujo Total [BPD]	234,975	158,652	196,851 ⁽¹⁾
Flujo Aceite [BPD]	211,477	142,786	177,165
Flujo Agua [BPD]	23,498	15,865	19,685
Temperatura llegada a la torreta, [°F/°C]	191 / 88	216 / 102	225 / 107
Viscosidad Manifold/Descarga del Riser, [cP]	1.5 / 7.1	3.5 / 20	3.4 / 15.85
Viscosidad Manifold/Descarga del Riser, [cP]	10.2 ⁽²⁾	79.1 ⁽²⁾	240 ⁽²⁾
Velocidad Manifold/ Descarga del Riser, [ft/s]	7.7 / 12.6	8.5 / 12.1	7.6 / 15
Patrón de flujo Manifold / Riser	1 Fase-Distribuido-Intermitente / Distribuido-Intermitente	1 Fase-Distribuido-Intermitente / Distribuido-Intermitente	1 Fase-Distribuido-Intermitente / Distribuido-Intermitente
Notas:			
1) Se cambio del diámetro del riser de 6 a 8 pulgadas para permitir alcanzar la producción establecida en las bases de diseño.			
2) Valor experimental.			

En base a los resultados obtenidos se observa que es posible mantener una presión de llegada a la torreta del FPSO de 300 psig (21 kg/cm² man) garantizando un flujo total aproximado de hasta 235,000 BPD, 158,652 BPD y 196,851 BPD de mezcla aceite-agua-gas para los crudos de 21, 16 y 13 °API respectivamente; sin embargo, para el caso del aceite crudo de 13 API es necesario cambiar el diámetro de los risers de producción de 6 a 8 pulgadas para disminuir la caída de presión y alcanzar el flujo máximo de producción, lo anterior se debe principalmente al incremento de la viscosidad que el crudo alcanza a la descarga del riser de producción (15.85 cP).

En el perfil de presiones presentado en la Figura 13 se observa una caída de presión total entre el árbol de navidad y la llegada a la torreta de hasta 4,500 psig (316 kg/cm² man) para cada uno de los crudos, esta caída de presión se debe principalmente a la columna hidrostática del tirante de agua de 800 ft (243 m) y el flujo manejado para ambos crudos el cual es del orden de 30,000 BPD por riser. Sin embargo, la mayor contribución a esta caída de presión se tiene entre la cabeza de pozo y el árbol de navidad la cuál es del orden de 4,000 psig (280 kg/cm² man) esto se debe principalmente a que en el manifold se regula la presión de tal forma que a la llegada de la torreta se tenga una presión máxima de 300 psig (20 kg/cm² man).

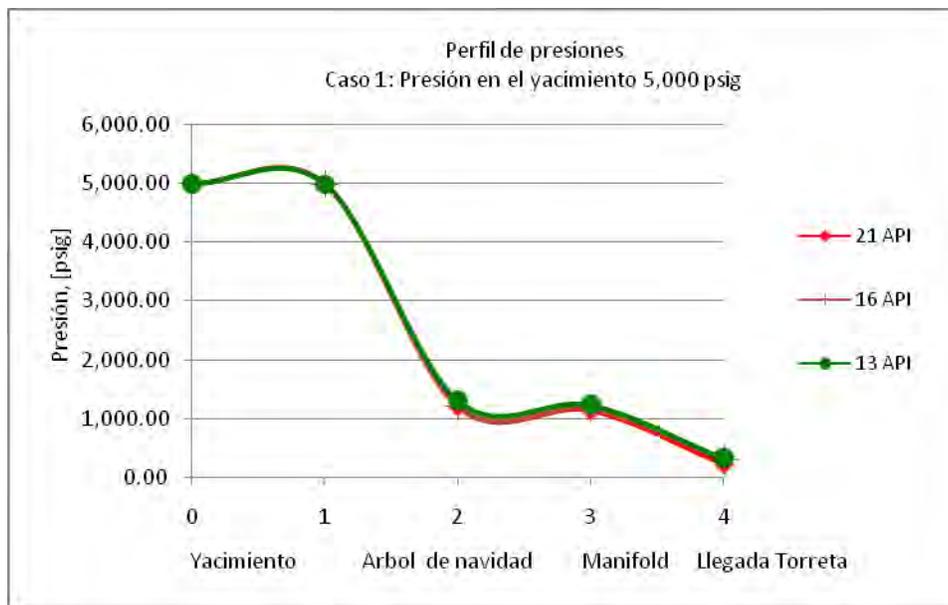


Figura 13. Perfil de Presiones
Caso 1: presión en el yacimiento 5,000 psig

De acuerdo al perfil de temperaturas presentado en la Figura 14 se observa una caída en la temperatura del orden de 80°F entre el árbol de navidad y la llegada a la torreta. El mayor gradiente de temperatura se tiene para el crudo de 21°API lo cual da origen a una temperatura de llegada a la torreta de 191°F / 88°C, mientras que para el crudo de 16°API se tiene un menor gradiente de temperatura lo que provoca que se alcance una temperatura de llegada a la torreta de 216°F / 102°C. Esta diferencia entre las temperaturas de llegada se debe a que el crudo más ligero posee un coeficiente de transferencia de calor mayor al del crudo pesado por lo que la transferencia de calor con el medio es más notoria. De manera similar para el crudo de 13°API se tiene el menor gradiente de temperatura el cual da origen a una temperatura de llegada a la torreta de 225°F / 107°C, esto se debe a que este crudo presenta el menor valor de capacidad calorífica que en combinación con su alta viscosidad no permite que el crudo pierda calor con el medio tan fácilmente.

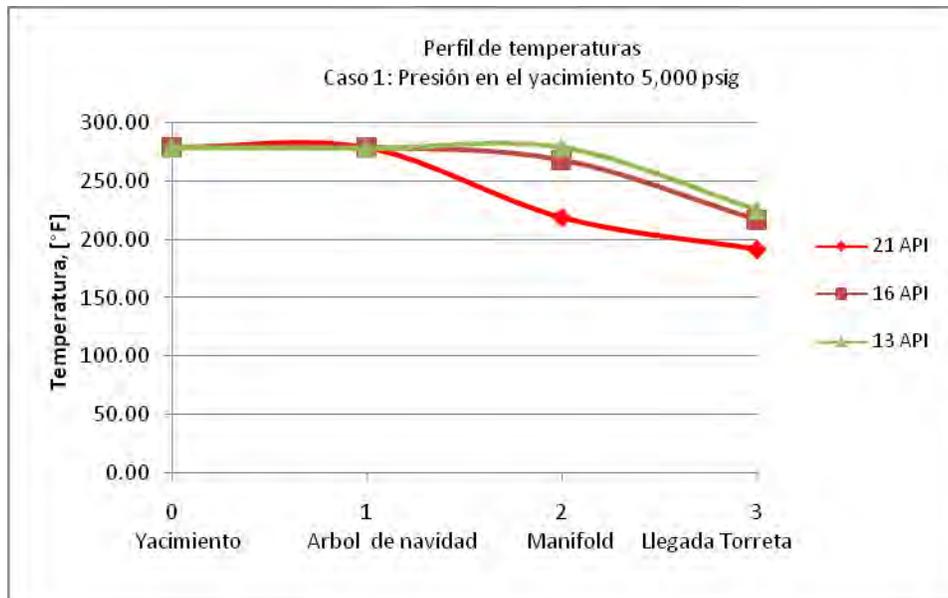


Figura 14. Perfil de Temperaturas
 Caso 1: presión en el yacimiento 5,000 psig

De acuerdo al perfil de velocidades presentado en la Figura 15, se observa que las velocidades en la líneas de flujo hacia el manifold son del orden de 7.6 a 8.5 ft/s mientras que en la descarga de los risers de producción son del orden de 12 a 15, dichas velocidades se encuentra por debajo de la velocidad máxima recomendada por el API 14 E para flujo multifásico la cual no debe exceder los 16 ft/s calculada en base al criterio de constante de velocidad erosional de 100 por tratarse de un fluido que lleva sólidos.

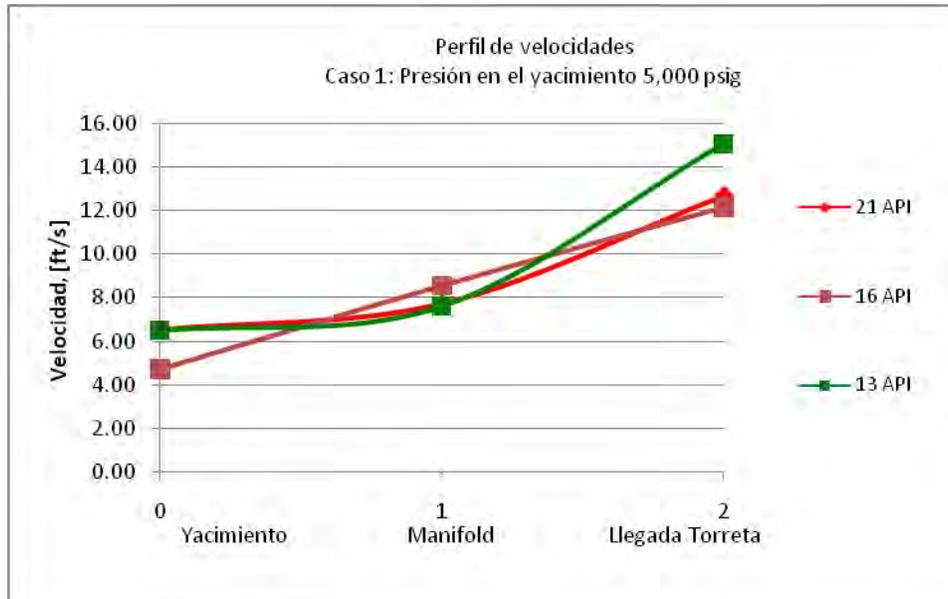


Figura 15. Perfil de Velocidades
Caso 1: presión en el yacimiento 5,000 psig

4.4.2. Caso 2: Presión en el yacimiento: 2,891 psig

Para el segundo escenario de simulación se estableció una presión del yacimiento de 2,891 psig; es decir, a mitad de la vida útil del yacimiento, con dicha presión y la presión requerida en la llegada a la torreta se determinó la presión a la descarga del estrangulador (choke valve) en los árboles de navidad.

Empleando el simulador de procesos PIPE PHASE se evaluaron algunos parámetros de flujo para los distintos tipos de crudo de 21, 16 y 13 °API, empleando un sistema de producción submarino con líneas de flujo (flow lines) de 4 in de diámetro y risers de 6 in de diámetro.

Los resultados obtenidos por simulación para este escenario se pueden observar en la tabla siguiente.

Tabla 9. Resultados Caso 2: 2,891 psig en el yacimiento

Caso	21 °API	16 °API	13 °API
$P_{\text{En el yacimiento, [psig/kg/cm}^2 \text{ man]}}$	2,891 / 203.26	2,891 / 203.26	2,891 / 203.26
$P_{\text{Descarga del estrangulador, [psig/kg/cm}^2 \text{ man]}}$	1,300 / 91.4	1,400 / 98.4	1,420 / 99.8
$P_{\text{Llegada a la torreta, [psig/kg/cm}^2 \text{ man]}}$	305 / 21.5	333 / 23.4	313 / 22
Flujo Riser / Manifold [BPD]	35,429 / 70,858	36,106 / 72,211	231 / 463
Flujo Total [BPD]	212,547	216,635	1,390
Flujo Aceite [BPD]	164,723	167,892	1,077
Flujo Agua [BPD]	47,823	48,742	312
Temperatura llegada a la torreta, [°F/°C]	183 / 84	181 / 82	100 / 38
Viscosidad Manifold/Descarga del Riser, [cP]	1.4 / 7.3	5.8 / 9.5	17.9 / 44.2
Viscosidad Descarga del Riser, [cP]	10.1 ⁽¹⁾	79.1 ⁽¹⁾	2,547 ⁽¹⁾
Velocidad Manifold/ Descarga del Riser, [ft/s]	6.9 / 16.1	8.4 / 15.1	0.1 / 0.03
Patrón de flujo Manifold / Riser	1 Fase-Distribuido-Intermitente / Distribuido-Intermitente	Distribuido-Intermitente / Distribuido-Burbuja-Intermitente	Segregado -Estratificado / Segregado-1 Fase
Notas: 1) Valor experimental			

En base a los resultados obtenidos se observa que es posible mantener una presión de llegada a los sistemas en cubierta superior a 300 psig (20 kg/cm² man) garantizando un flujo de hasta 212,547 BPD y 216,635 BPD de mezcla aceite-agua-gas para los crudos de 21 y 16 °API respectivamente, mientras que para el crudo de

13 °API sólo se pueden obtener 1,390 BPD lo cual indica que al alcanzar la vida media del yacimiento ya no es factible alcanzar la producción de diseño para este tipo de crudo. La disminución súbita en la producción del crudo de 13 °API se deben principalmente a la combinación de la viscosidad que el crudo alcanza en la descarga del riser de producción es de 44.2 cP debido al descenso de la temperatura que en combinación con el decaimiento de la presión del yacimiento no permite que este crudo llegue a la torreta del FPSO, adicionalmente para el crudo de 13 °API se presenta un patrón de flujo Segregado – Estratificado.

En el perfil de presiones presentado en la Figura 16 se observa una caída de presión total de hasta 2,500 psig (175 kg/cm² man) entre el árbol de navidad y la llegada a la torreta, esta caída de presión se debe principalmente a la contribución de la columna hidrostática del tirante de agua de 800 ft (243 m) cuya caída de presión es del orden de 1,100 psig (77 kg/cm² man) y a la caída de presión provocada por las válvulas de estrangulamiento la cual es del orden de 1,500 psig (105 kg/cm² man). Cabe recordar que la simulación del sistema submarino – risers de producción, tiene la restricción de la presión de entrega a la base de la torreta del FPSO (20 kg/cm² man) y de temperatura de entrega de acuerdo a las Bases de Diseño, por lo que la convergencia del perfil de presiones nos conduce a un cierto valor de flujo a manejar para cada tipo de crudo.

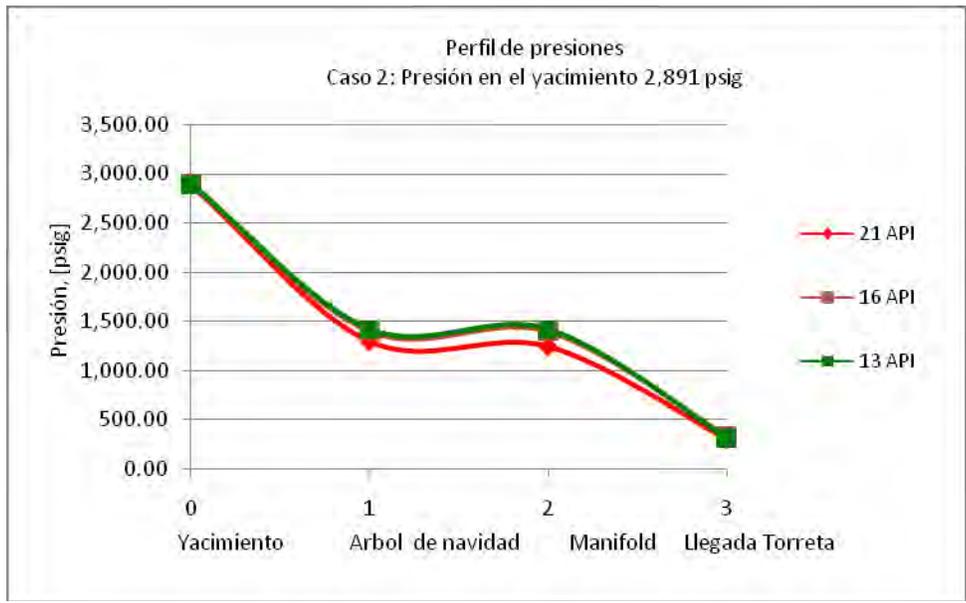


Figura 16. Perfil de Presiones
Caso 2: presión en el yacimiento 2,891 psig

De acuerdo al perfil de temperaturas presentado en la Figura 17 se observa un enfriamiento de los crudos de 21 y 16 °API a lo largo del riser de producción del orden de 100°C entre el árbol de navidad y la llegada a la torreta, dicho gradiente ocasiona que la temperatura de llegada a la torreta sea de 183°F / 84°C y 181°F / 82°C para cada crudo respectivamente. Por otro lado, para el crudo de 13°API la temperatura de llegada a la torreta es de 100°F / 38°C. Este comportamiento se debe principalmente a la disminución de flujo para este crudo. El bajo flujo provoca una velocidad de mezcla menor en el riser que a su vez incrementa el tiempo de residencia provocando que el crudo pierda calor con mayor facilidad con el medio.

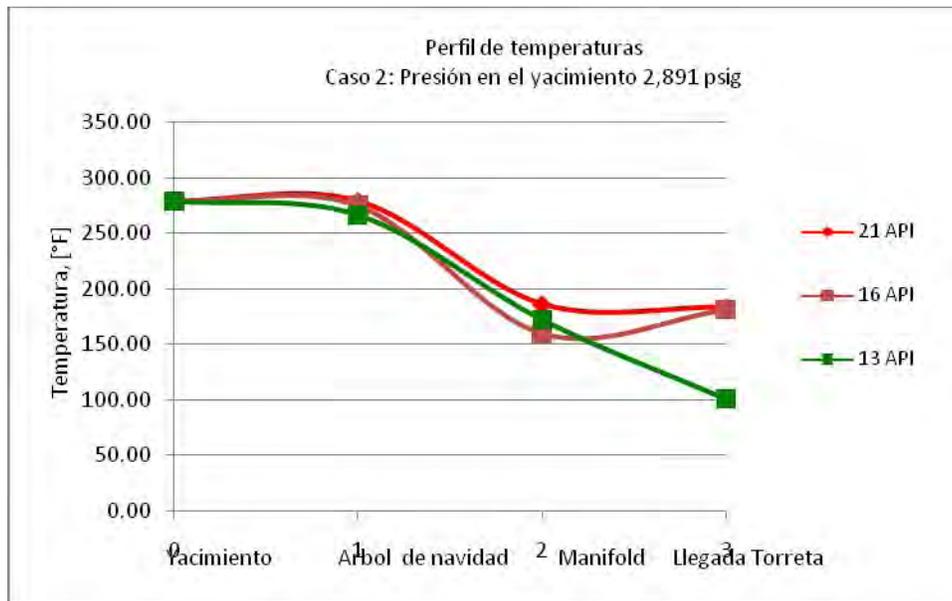


Figura 17. Perfil de Temperaturas
Caso 2: presión en el yacimiento 2,891 psig

De acuerdo al perfil de velocidades presentado en la Figura 18, se observa que las velocidades en la líneas de flujo hacia el manifold son del orden de 6.9 a 8.4 ft/s mientras que en la descarga de los risers de producción son del orden de 15 ft/s, dichas velocidades se encuentra por debajo de la velocidad máxima recomendada por el API 14 E para flujo multifásico la cual no debe exceder los 16 ft/s calculada en base al criterio de constante de velocidad erosional de 100 por tratarse de un fluido que lleva sólidos. Por el contrario, para el crudo de 13 °API se tiene una velocidad del orden de 0.1 ft/s la cual se debe al bajo flujo de producción que se obtiene al alcanzarse la vida media del yacimiento, por esta razón se puede concluir que no es factible técnicamente mantener la producción de un crudo de 13 °API al alcanzar la presión de vida media del yacimiento para el presente caso de estudio.

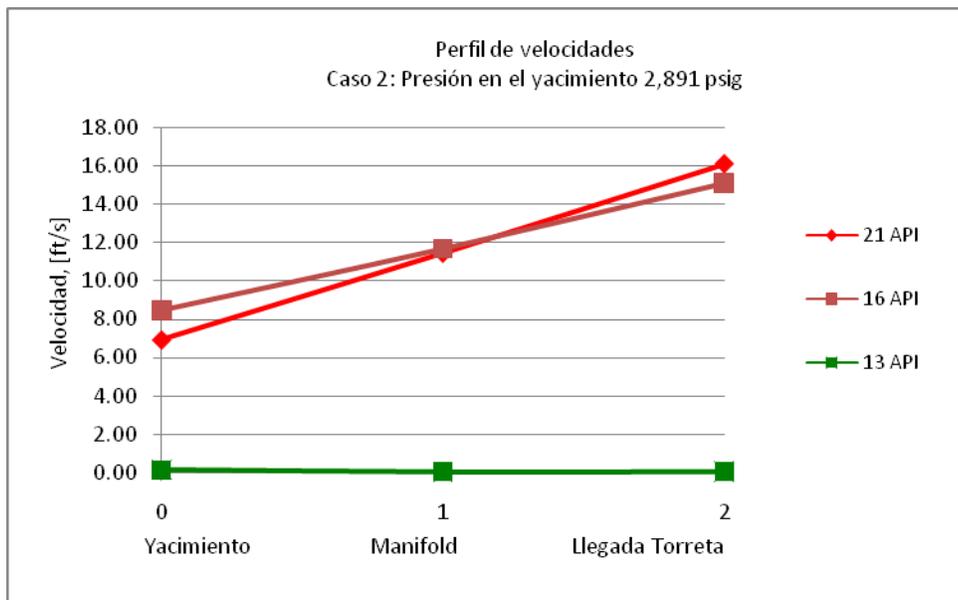


Figura 18.
 Perfil de Velocidades Caso 2: presión en el yacimiento 2,891 psig

4.4.3. Caso 3: Presión en el yacimiento: 1,792 psig

Para el tercer escenario de simulación se estableció una presión del yacimiento de 1,792 psig; es decir, al final de la vida útil del yacimiento, con dicha presión y la presión requerida en la llegada a la torreta se determinó la presión a la descarga del estrangulador (choke valve) en los árboles de navidad.

Empleando el simulador de procesos PIPE PHASE se evaluaron algunos parámetros de flujo para los distintos tipos de crudo de 21, 16 y 13 °API, empleando un sistema de producción submarino con líneas de flujo (flow lines) de 4 in de diámetro y risers de 6 in de diámetro.

Los resultados obtenidos por simulación para este escenario se pueden observar en la tabla siguiente.

Tabla 10. Resultados Caso 3: 1,792 psig en el yacimiento

Caso	21 °API	16 °API	13 °API
$P_{\text{En el yacimiento,}}$ [psig/kg/cm ² man]	1,792 / 125.29	1,792 / 125.29	1,792 / 125.29
$P_{\text{Descarga del estrangulador,}}$ [psig/kg/cm ² man]	1,250 / 87.88	1,570 / 110	1,370 / 96.3
$P_{\text{Llegada a la torreta,}}$ [psig/kg/cm ² man]	313 / 22	286 / 20.1	305 / 21.5
Flujo Riser / Manifold [BPD]	5,031 / 10,062	1,059 / 2,118	214 / 428
Flujo Total [BPD]	30,186	6,354	1,284
Flujo Aceite [BPD]	16,602	3,494	706
Flujo Agua [BPD]	13,583	2,859	577
Temperatura llegada a la torreta, [°F/°C]	187 / 86	88 / 31	104 / 40
Viscosidad Manifold/Descarga del Riser, [cP]	1.4 / 7.2	9.85 / 429	131 / 3,777
Viscosidad Descarga del Riser, [cP]	10.1 ⁽¹⁾	1,343 ⁽¹⁾	2,547 ⁽¹⁾
Velocidad Manifold/ Descarga del Riser, [ft/s]	6.3 / 14.5	0.21 / 0.45	0.03 / 0.05
Patrón de flujo Manifold / Riser	Distribuido-Intermitente / Distribuido-Intermitente	1 Fase-Transciente - Intermitente / Transciente-Burbuja	Segregado - Estratificado-Intermitente / Segregado-1 Fase
Notas: 1) Valor experimental			

En base a los resultados obtenidos se observa que es posible mantener una presión de llegada a los sistemas en cubierta del orden 300 psig (20 kg/cm² man); sin embargo, la producción disminuye drásticamente. El máximo flujo de producción que puede obtenerse es de 30,186 BPD el cual corresponde al crudo de 21 °API, mientras que para los crudos de 16 y 13 °API sólo es posible obtener 6,354 BPD y 1,284 BPD respectivamente, estas bajas producciones se debe principalmente a la combinación del decaimiento de la presión al alcanzar el final de la vida útil del yacimiento que en combinación del súbito incremento de la viscosidad en la descarga del riser de producción, las cuales con del orden de 429 cP para el crudo de 16 API y de 3,777 para el crudo de 13 API. Estas viscosidades son producto del enfriamiento del fluido provocado que origina la disminución de flujo.

En el perfil de presiones presentado en la Figura 16 se observa una caída de presión total de hasta 1,500 psig (105 kg/cm² man) entre el árbol de navidad y la llegada a la torreta, esta caída de presión se debe principalmente a la contribución de la columna hidrostática del tirante de agua de 800 ft (243 m) cuya caída de presión es del orden de 1,000 a 1,300 psig (70 a 91 kg/cm² man) y a la caída de presión provocada por las válvulas de estrangulamiento la cual es del orden de 200 a 500 psig (14 a 35 kg/cm² man). Cabe recordar que la simulación del sistema submarino – risers de producción, tiene la restricción de la presión de entrega a la base de la torreta del FPSO (20 kg/cm² man) y de temperatura de entrega de acuerdo a las Bases de Diseño, por lo que la convergencia del perfil de presiones nos conduce a un cierto valor de flujo a manejar para cada tipo de crudo.

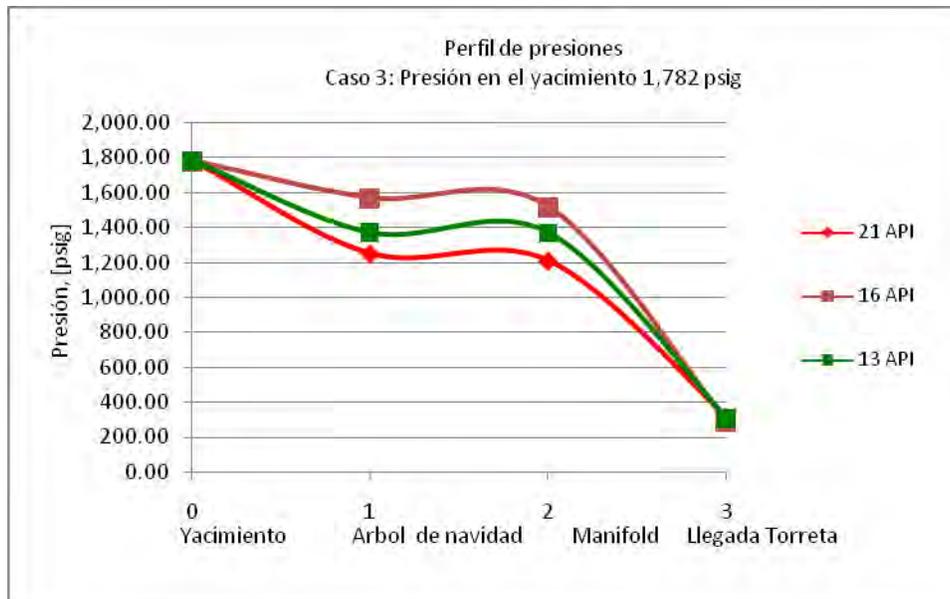


Figura 19.
Perfil de Presiones Caso 3: presión en el yacimiento 1,782 psig

De acuerdo al perfil de temperaturas presentado en la Figura 20 se observa un enfriamiento súbito para los crudos de 21 y 16 °API a lo largo del riser de producción el cual es del orden de 240°F entre el árbol de navidad y la llegada a la torreta, dicho gradiente ocasiona que la temperatura de llegada a la torreta sea de 88°F / 31°C y 104°F / 40°C para cada crudo respectivamente. Por otro lado, para el crudo de 21°API la temperatura de llegada a la torreta es de 187°F / 86°C. Este comportamiento se debe principalmente a la disminución de flujo para cada uno de los crudos. El bajo flujo provoca una velocidad de mezcla menor en el riser que a su vez incrementa el tiempo de residencia provocando que el crudo pierda calor con mayor facilidad con el medio.

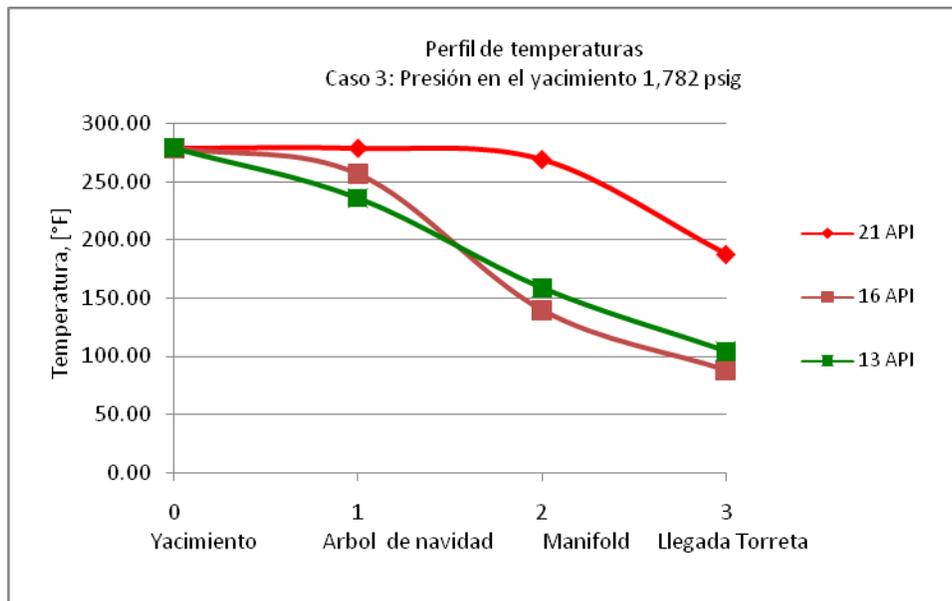


Figura 20.
 Perfil de Temperaturas Caso 3: presión en el yacimiento 1,782 psig

De acuerdo al perfil de velocidades presentado en la Figura 21, se observa que la velocidad en la líneas de flujo hacia el manifold para el crudo de 21 °API es de 6.3 ft/s mientras que en la descarga del riser de producción es de 14.5 ft/s, dichas velocidades se encuentra por debajo de la velocidad máxima recomendada por el API 14 E para flujo multifásico la cual no debe exceder los 16 ft/s calculada en base al criterio de constante de velocidad erosional de 100 por tratarse de un fluido que lleva sólidos. Por el contrario, para los crudos de 16 y 13 °API se tienen velocidades menores a 1.0 ft/s las cuales se deben a los bajos flujos de producción que se obtiene al alcanzarse la vida media del yacimiento, por esta razón se puede concluir que no es factible técnicamente mantener la producción para los crudos de 16 y 13 °API al alcanzar la presión de vida final del yacimiento para el presente caso de estudio.

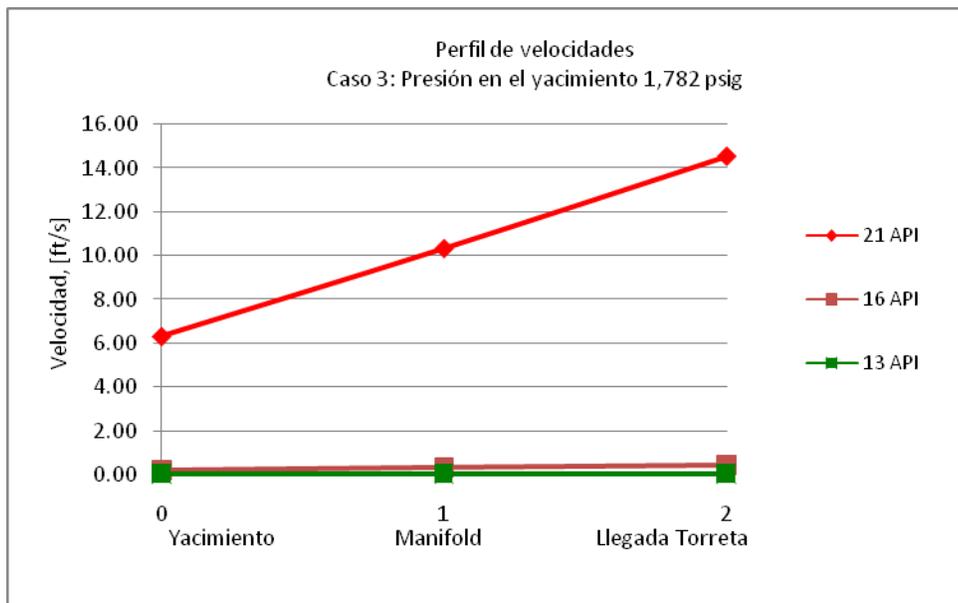


Figura 21.
Perfil de Velocidades Caso 3: presión en el yacimiento 1,782 psig

Después de haber realizado todas las simulaciones integradas del sistema submarino con los risers, se puede concluir que:

- Cuando la presión del yacimiento es de 5,000 psig es factible explotar, par un campo con 800 m de tirante de agua, crudo de 21, 16 y 13 °API, puesto que puede extraerse un flujo de requerido de diseño (del orden de 100 MBPD).
- A la mitad de la vida media del yacimiento, cuando la presión es de 2,891 psig, es técnicamente factible producir crudo de de 21 y 16 °API, todavía con un flujo de producción que satisface las condiciones de diseño (del orden de 100 MBPD) en tanto que para el crudo de 13 °API definitivamente no es factible explotarlo.
- Al final de la vida del yacimiento, cuando la presión es de 1,792 psig, es factible producir sin utilizar técnicas de recuperación secundaria (como inyección de agua o gas) del orden del 16% de la capacidad de diseño para el crudo de 21 °API, en tanto que para los crudo de 16 y 13 °API se encontró que ya no es técnicamente factible la explotación del crudo.
- El estudio de simulación hidráulica del sistema submarino – risers de producción aporta elementos muy importantes para detectar los rangos de factibilidad técnica de explotación de crudo de diferentes densidades, en aguas profundas, en este caso para 800 m de tirante de agua, pero el modelo de simulación es fácilmente aplicable a otros casos. También aporta elementos para determinar por ejemplo: niveles de presión para inyección de agua o gas, etc.
- También se puede establecer que presión debería tener el yacimiento para ue sea factible producir 100 MBPD de crudo de 16 y 13 °API.

CAPÍTULO 5

Descripción del Proceso: Sistemas en Cubierta

Los sistemas en cubierta están integrados por un conjunto de equipos, líneas de conducción y accesorios que permiten la estabilización, deshidratación, desalado de aceite crudo para ser enviado a exportación. El gas producido es comprimido a través de diferentes etapas de compresión, en condiciones de operación normal todo el gas producido en exceso del requerido para cubrir la demanda de gas combustible del FPSO y para las líneas de purga será exportado a través un nuevo gasoducto. El agua producida es enviada al sistema de tratamiento de agua en donde alcanza las especificaciones requeridas para ser inyectada a los pozos ya sea sola o mezclada con agua de mar.

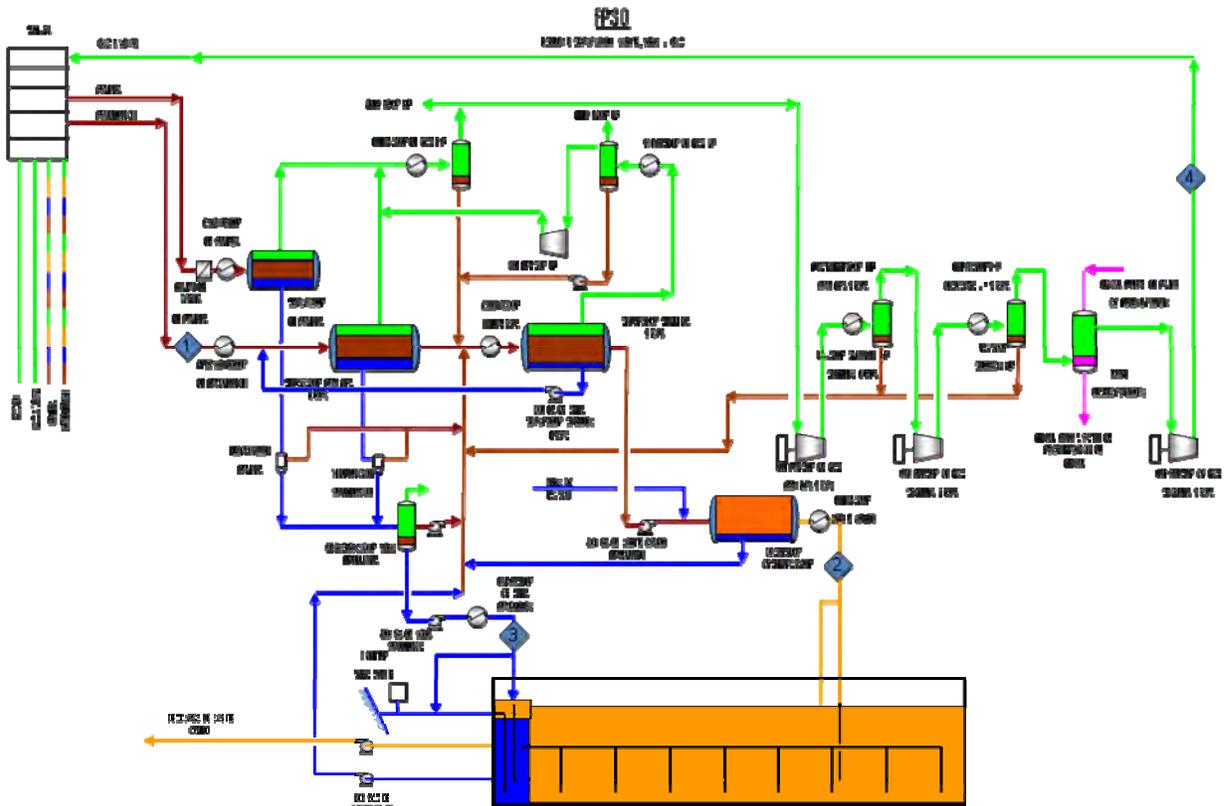


Figura 22. Representación esquemática del sistema de procesamiento en cubierta del FPSO

En la Figura 22 se pueden apreciar los principales componentes de un sistema de producción en cubierta que se describen brevemente a continuación:

- **Módulo de Separación:** se encuentra integrado por los separadores de producción (de 1 a 3 etapas) cuya función es separar el gas del aceite crudo, para éste propósito de la mezcla aceite-agua-gas se expande a diferentes presiones que favorecen la separación. En esta sección se cuenta con calentamiento y enfriamiento de crudo para alcanzar las condiciones de operación necesarias para llevar a cabo la separación y estabilización de crudo.
- **Módulo de compresión y tratamiento de gas:** El gas separado obtenido de los sistemas de separación es comprimido a través de diferentes sistemas etapas de compresión. En condiciones de operación normal todo el gas producido en exceso del requerido para cubrir la demanda de gas combustible del FPSO y para las líneas de purga es exportado a través de un nuevo gasoducto. Se considera que el nuevo gasoducto se interconectará con una estación en tierra existente localizado en la costa a 250 km del FPSO.
- **Endulzamiento de gas:** La función de este sistema es eliminar el contenido de H_2S y CO_2 asociado al gas, con el propósito de de satisfacer la demanda de gas combustible. El gas comprimido se envía a la unidad de endulzamiento donde es lavado en una columna absorbidora empacada y la solución de gas ácido regenerada por agotamiento. El gas ácido producido en la planta de endulzamiento se mezcla con la corriente de gas comprimido para su exportación.
- **Deshidratación y Desalado de Crudo:** Se cuenta con un sistema electrostático en el que se lleva a cabo la deshidratación y el desalado del aceite crudo. El crudo deshidratado y desalado es enviado, previo enfriamiento, a intercambiar calor con el crudo que pasa de una a otra etapa de separación y con la fuente de enfriamiento disponible en el FPSO, hacia la sección de almacenamiento en el caso de flotación del FPSO.

5.1 Módulo de Separación

5.1.1 Separadores de Producción

El tren de separación separa la corriente proveniente de los pozos vía el sistema submarino de producción, los risers, la torreta y el swivel en gas, líquido e hidrocarburos libres de agua. El separador de entrada debe separar el gas y el agua libre de la emulsión mientras que el separador de segunda etapa elimina el gas del crudo para alcanzar la PVR requerida por especificación y para reducir la viscosidad del crudo y permitir su tratamiento.

El separador de primera etapa separa la corriente del pozo en aceite, agua y gas. Es un recipiente horizontal para separación de tres fases. El separador se encuentra protegido por válvulas de seguridad y cuenta con una línea de descarga hacia el quemador. El nivel del líquido en el tanque puede inspeccionarse visualmente a través de un vidrio de nivel, adicionalmente cuenta con una conexión hacia el drenaje cerrado.

El gas separado pasa al sistema de tratamiento de gas mientras que el agua es enviada al sistema de tratamiento de agua aceitosa. El aceite producido, después de estabilización e la temperatura de la presión de vapor requerida, es enviado al sistema de tratamiento de crudo para su deshidratación, des-emulsificación y remoción de parafinas.

Los trenes de separación están conformados por separadores duales o multi-fásicos conectados en serie para separar sucesivamente el agua y el gas libre asociado a la corriente de aceite crudo. En esta tesis, se considera exclusivamente un tren de separación.

5.1.2 Separador de 2ª Etapa

El separador de segunda etapa separa el gas mediante por evaporación súbita de la corriente de aceite que entra a este equipo. Es un separador horizontal de dos fases provisto de una válvula de relevo y cuenta con una línea de descarga hacia el quemador. El separador cuenta con conexiones hacia el drenaje cerrado.

5.1.1.1 Calentamiento y enfriamiento de crudo

El calentamiento de crudo se requiere para llevar a cabo la deshidratación de crudo y depende de la calidad del aceite crudo así como de los requerimientos de deshidratación del proceso.

Para mantener los requerimientos de estabilización y tratamiento de crudo previos a su almacenamiento es necesario enfriar la corriente de aceite crudo a una

temperatura máxima de (60°C). El enfriamiento se lleva a cabo empleando intercambiadores entre las etapas de separación y si es necesario empleando sistemas de enfriamiento.

5.1.1.2 Tratamiento de aceite crudo

El tratamiento de crudo incluye deshidratación, des-emulsificación y remoción de parafinas y sus propósito es reducir al máximo el contenido de agua, y sólidos y sedimentos en suspensión (BS&W) del crudo proveniente del separador de segunda o tercera etapa para alcanzar la especificación requerida de exportación, el crudo es deshidratado por medio de equipo electrostático.

El agua producida proveniente de los separadores electrostáticos se envía a la sección de tratamiento de agua, donde se incorpora con otras corrientes de agua separada y se le da tratamiento para su inyección a pozos.

5.1.2.1 Manejo de crudo, bombeo, medición y transferencia

El aceite crudo con especificaciones de exportación es transferido del sistema de tratamiento de crudo a la sección de almacenamiento del FPSO, para su posterior descarga, bombeo y medición fiscal, para transferirse finalmente a los tanqueros que lo transportarán a la costa.

5.1.2.2 Enfriadores de aceite crudo

Los enfriadores de aceite son intercambiadores que usan agua desmineralizada como medio de enfriamiento, y cuentan con indicadores de temperatura y presión corriente arriba y abajo del lado frío y del lado caliente para inspección local. El lado del hidrocarburo tiene una conexión de tubería rígida hacia el drenaje cerrado y también una válvula de venteo. El lado del agua tiene una válvula de drene y una válvula de venteo.

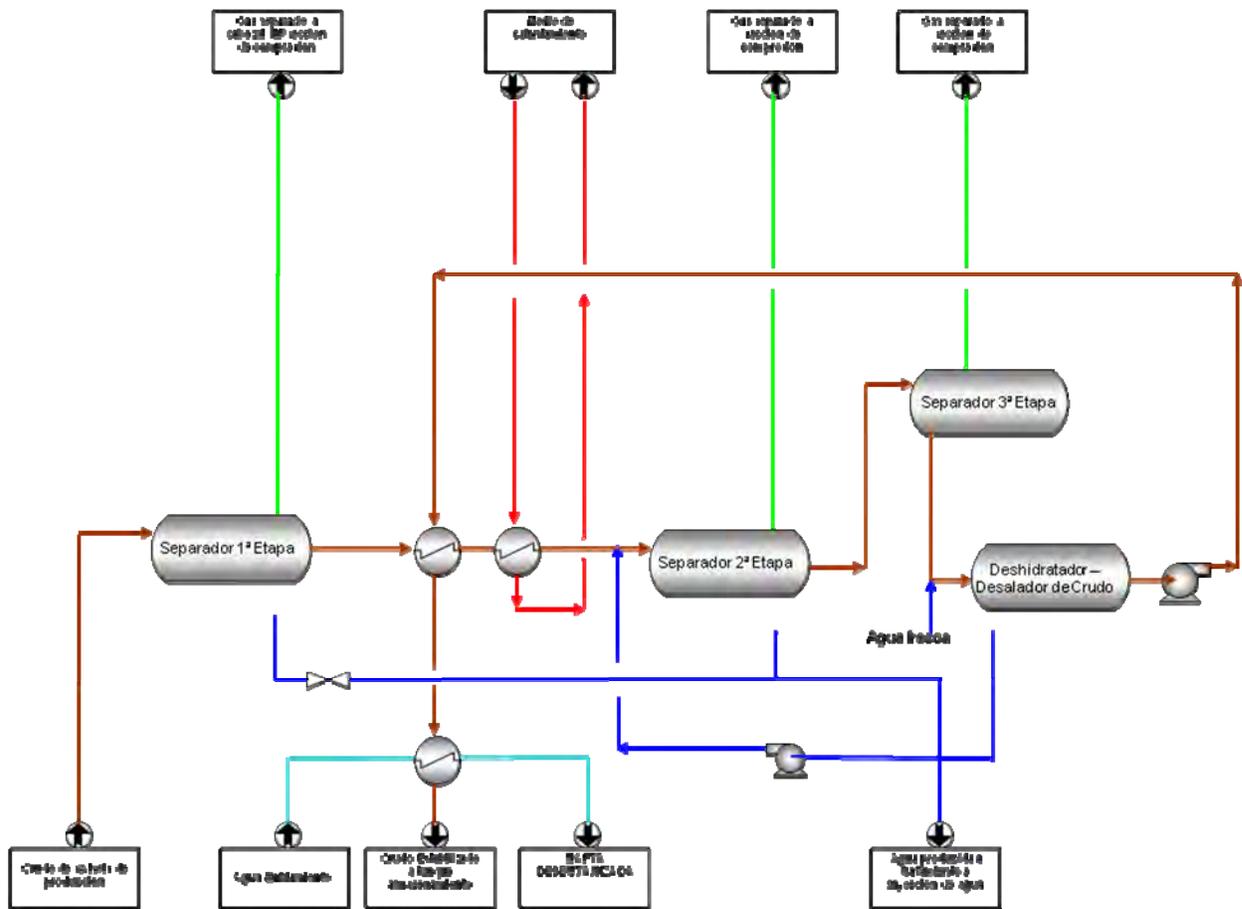


Figura 23. Separación y estabilización de crudo

5.2 Módulo de compresión y tratamiento de gas

El gas separado obtenido de los sistemas de separación es comprimido a través de diferentes etapas de compresión, ver Figura 24. En condiciones de operación normal todo el gas producido en exceso del requerido para cubrir la demanda de gas combustible del FPSO y para las líneas de purga será exportado a través de un nuevo gasoducto. Se considera que el nuevo gasoducto se interconectará con una estación en tierra existente localizada en la costa a 250 km del FPSO. No se considera la re-inyección de gas para bombeo neumático, ni para inyección al yacimiento.

Los sistemas de tratamiento de gas tienen la función de garantizar las especificaciones requeridas en el gas para su exportación y uso como gas combustible.

El modulo de tratamiento de gas se encuentra conformado por los siguientes de sistemas de procesamiento:

- Compresión, con sus sistemas de pre- y post-enfriamiento, incluyendo separación de líquidos obtenidos.
- Sistema de deshidratación de gas
- Sistema de endulzamiento de gas
- Acondicionamiento de gas combustible
- Medición y transferencia de gas

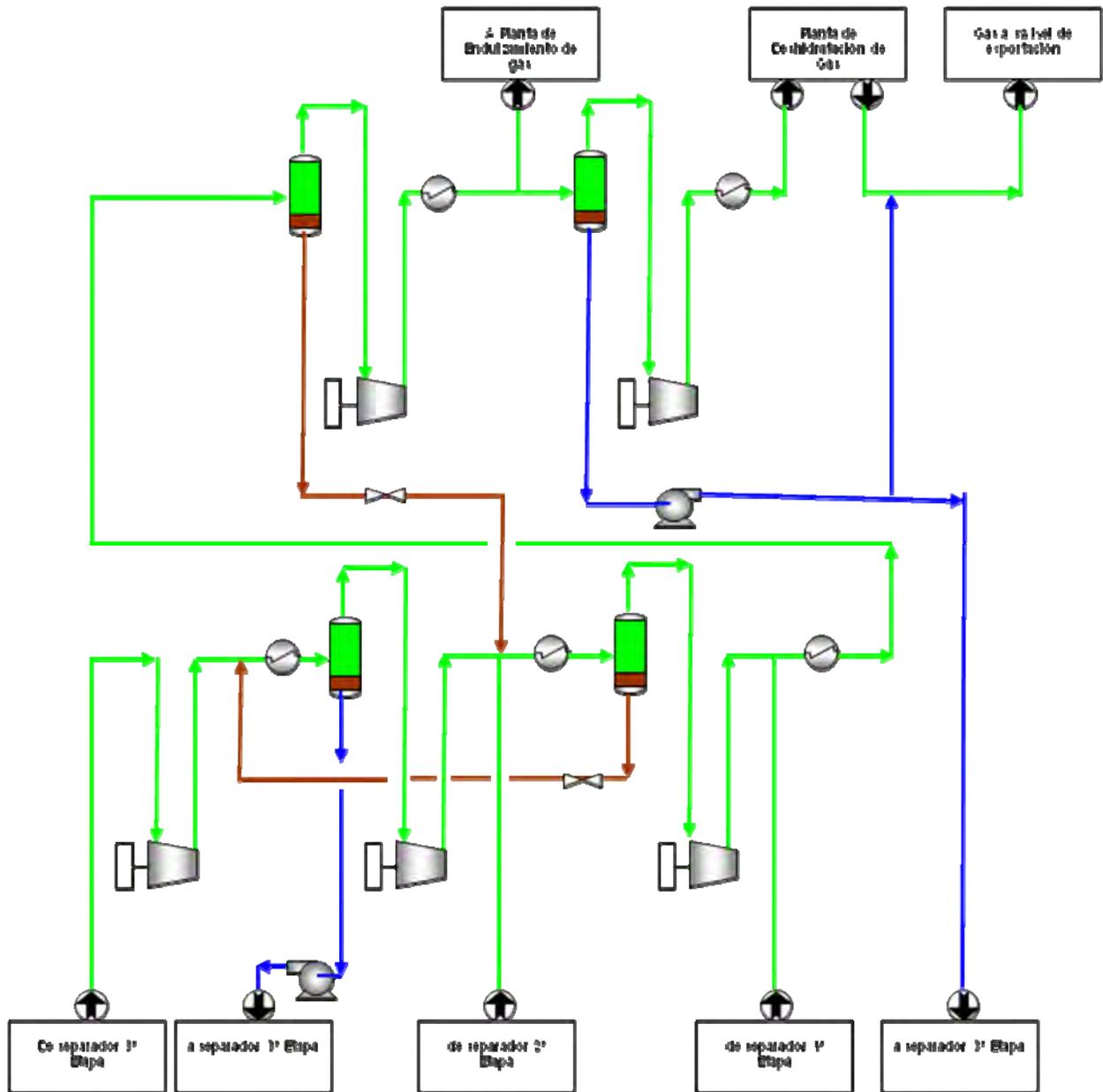


Figura 24. Sección de compresión de gas

5.2.1 Compresión de gas (URV ó Unidad Recuperadora de Vapor)

El sistema de compresión de gas comprime el gas proveniente del separador de la tercera etapa de separación y del degasificador de la unidad de tratamiento de agua hacia el sistema de compresión de gas de exportación.

5.2.2 Compresión de gas en distintas etapas

La función del sistema es comprimir y enfriar progresivamente el gas proveniente de los separadores y remover líquidos condensados de la corriente de gas. Los condensados son integrados a la corriente de aceite crudo, y el agua es eliminada en el sistema de deshidratación de gas. La compresión de gas permite tomar parte del gas producido y comprimirlo para la demanda de gas combustible y para exportación a través de un gasoducto.

El gas comprimido se envía a la planta de endulzamiento donde alcanza las especificaciones de contenido de gas dulce como combustible en tanto que el resto del gas pasa a la planta de deshidratación de gas, donde se reduce el contenido de agua así como punto de rocío.

5.2.3 Sistema de deshidratación de gas

La función del sistema de deshidratación es remover la humedad de la corriente de gas para prevenir la formación de hidratos en las tuberías, retardar la corrosión y prevenir su condensación, para ello se emplea generalmente trietilenglicol (TEG) como líquido absorbente, ver Figura 23.

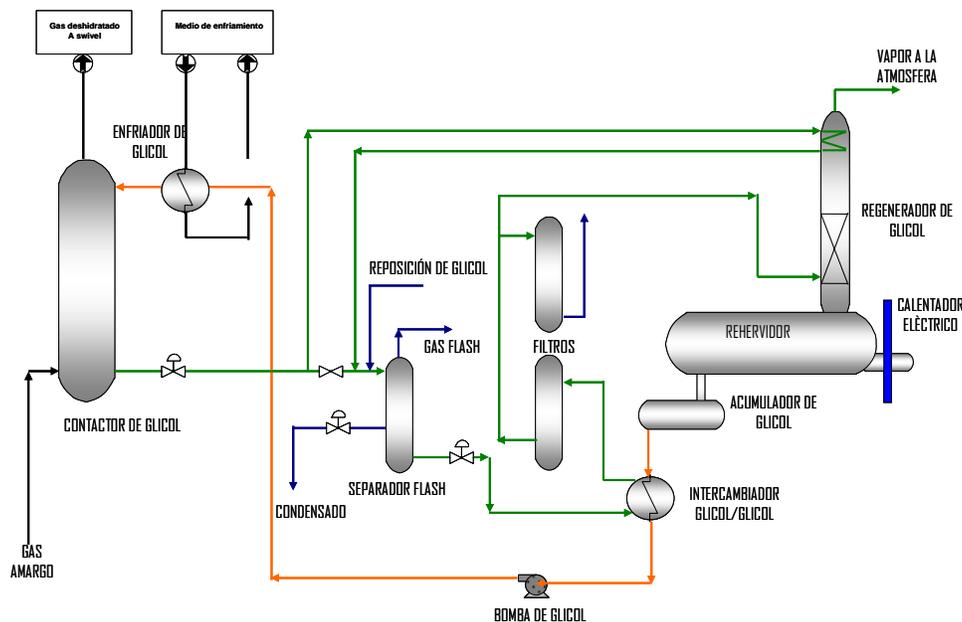


Figura 25. Planta de deshidratación de gas

5.2.4 Endulzamiento de gas

La función de este sistema es eliminar el contenido de H₂S y CO₂ asociado al gas, con el propósito de satisfacer la demanda de gas combustible. El gas comprimido se envía a la unidad de endulzamiento donde es lavado en una columna absorbidora empacada, y la solución de gas ácido es regenerada por agotamiento. El gas ácido producido en la planta de endulzamiento se mezcla con la corriente de gas amargo para su exportación.

5.2.5 Sistema de gas combustible y acondicionamiento de gas

Uso de gas combustible:

- Turbinas de gas para generadores de potencia eléctrica
- Pilotos de quemadores / paneles de ignición,
- Gas de purga para venteo y cabezales
- Generador de gas inerte

El gas endulzado que se usa para consumo como gas combustible se acondiciona para emplearse principalmente en equipo mayor como turbinas de gas y otros usuarios.

5.2.6 Compresión, medición y transferencia de gas

Una vez que el gas asociado ha alcanzado las especificaciones para su exportación es comprimido, medido y transferido a un sistema de gasoducto.

5.2.7 Tratamiento de agua producida

El agua producida proveniente de los separadores de producción y del deshidratador electrostático se envía a la unidad de tratamiento en donde los vapores se eliminan mediante hidrociclones mientras que el agua es enviada al degasificador donde los vapores son enviados a la unidad de recuperación de vapor. El agua tratada se bombea junto con el agua de mar procedente del desaerador previa cloración, una vez mezcladas las corrientes de agua tratada y agua de mar se envía posteriormente al sistema de inyección de agua.

Cuando el yacimiento en explotación no requiera la inyección de agua producida, el agua es degasificada y se elimina el aceite para su descarga por la borda bajo especificaciones. En caso de que el agua producida no alcance la especificación requerida para su disposición será necesario almacenarla en tanques antes de enviarla a un tratamiento subsecuente, para lograr separación de aceite por gravedad.

5.2.8 Inyección de agua.

La técnica de inyección de agua consiste de un sistema capaz de inyectar agua a alta presión en los pozos a 2,891 psig (203 kg/cm² man) la cual es la presión requerida para mantener un flujo de producción considerable a la vida media del yacimiento tal como se estableció en el capítulo 4. El sistema es capaz de inyectar a alta presión, filtrar y tratar agua de mar y/o agua producida en el yacimiento con el propósito de mantener la presión.

El sistema de inyección de agua consiste de los siguientes componentes, ver Figura 26.

- Unidad de des-aereación: recipiente cilíndrico vertical que opera a vacío total
- Unidad de remoción de sulfatos a base de membranas.
- Bombas del des-aereador:
 - Bombas booster que descargan agua a los filtros de inyección
 - Bombas del des-aereador a vacío
- Filtros: un número de recipientes con elementos filtrantes para remoción de partículas
- Bombas de inyección de agua: bombas centrífugas multi-etapa
- Dosificación de químicos asociados con la inyección de agua: antiespumante, biocidas

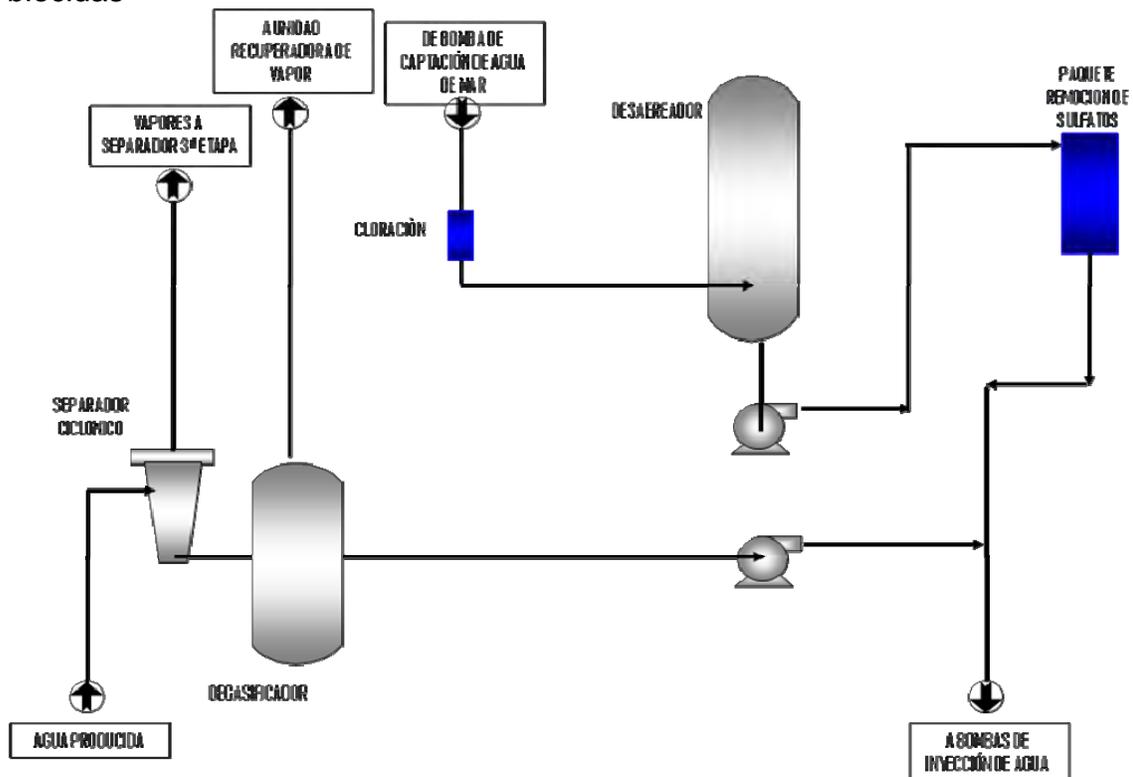


Figura 26. Sección de tratamiento e inyección de agua a pozos

5.3 Módulo del quemador

El sistema debe contar con dos quemadores, uno para operación a alta presión y otro para baja presión

En operación normal todo el gas deshidratado es comprimido y exportado por el gasoducto. En caso de emergencia todo el gas producido en el FPSO así como el gas de la sección de compresión se envían al sistema del quemador. El sistema está asociado a válvulas de relevo

5.3.1 Quemador

La torre del quemador es del tipo estructural y su propósito es quemar los gases a una distancia segura de las instalaciones en cubierta.

El quemador se diseña para todas las condiciones ambientales aplicables a la localización específica. Para su diseño se deben considerar las cargas dinámicas debidas al movimiento del FPSO.

Capítulo 6

Simulación de Sistemas de Procesamiento en Cubierta

6.1 Simulación de Sistemas de Procesamiento en Cubierta

La simulación de los sistemas en cubierta se llevó a cabo en el simulador de procesos PRO-II 8.0

6.2 Consideraciones de diseño para la simulación de procesos.

Condiciones de Llegada del fluido al FPSO

- Flujo máximo de aceite: 100,000 BPD
- Flujo máximo de agua: 45,000 BPD
- Flujo de gas: 20,000,000 SCFD

Condiciones de Llegada del fluido al FPSO

- Temperatura de Llegada: Mínima 129°F (54°C) Máxima 190°F (88°C)
- Relación gas – aceite (GOR): 200 [SCF/BBL]
- Presión normal de Llegada: 284 psig (20 kg/cm² man)

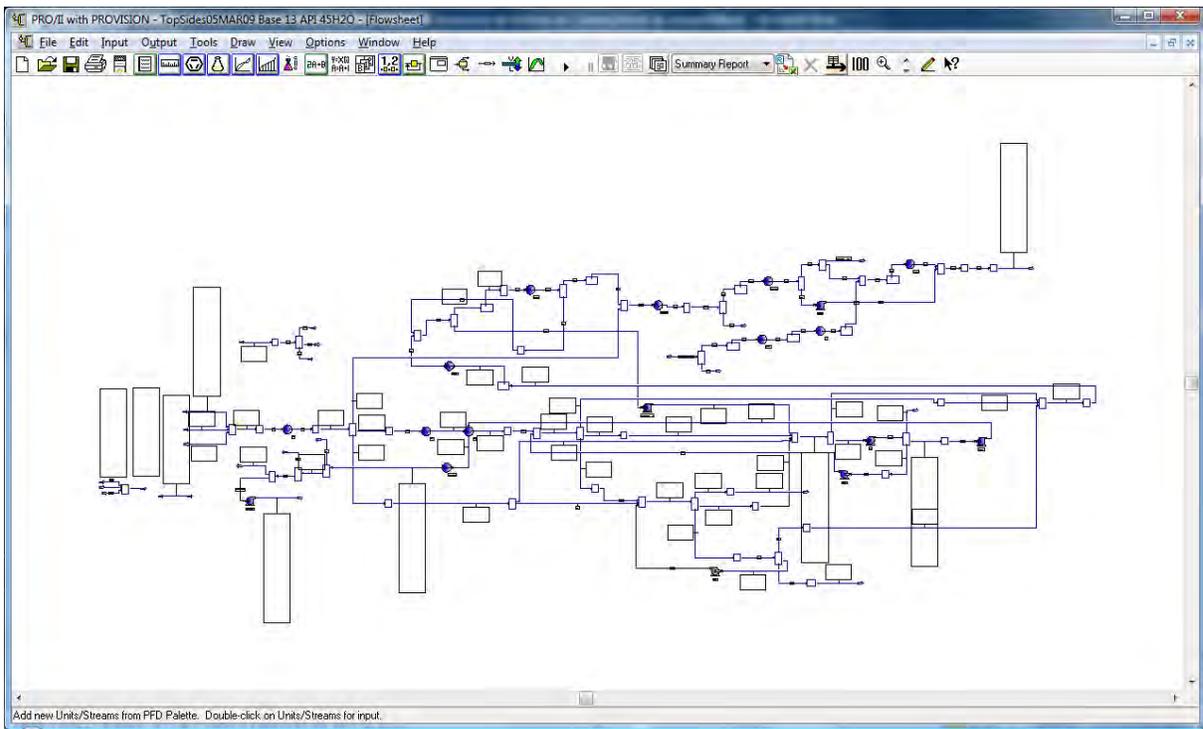


Figura 27. Esquema de los sistemas de procesamiento en cubierta en PRO-II.

6.3 Determinación de los escenarios de simulación

Bajo la premisa de que es necesario garantizar el flujo de la mezcla aceite-gas-agua hacia los sistemas en cubierta se consideró llevar a cabo la simulación de dichos sistemas con aceite crudo de 21 API que es el caso donde es posible asegurar que va a existir flujo de producción bajo los distintos escenarios de vida del campo de los casos analizados al simular el sistema submarino de producción (capítulo 4) para los siguientes casos, mostrados en la Tabla 11.

Tabla 11.
Escenarios de simulación para las instalaciones en cubierta

Caso	Descripción	Características
1	Inicio vida útil yacimiento	Contenido mínimo de agua 10% vol
2	Media vida útil yacimiento	Contenido de agua 22.5% vol
3	Final de la vida útil yacimiento	Contenido de agua 45% vol

6.4 Determinación de la presión óptima en los separadores de 1ª, 2ª y 3ª Etapas.

Para lograr una separación de la mezcla gas-aceite que permita maximizar la recuperación de aceite en la producción de crudo, es necesario disponer de varias etapas de separación en las que la presión se disminuye gradualmente y entonces fijar la presión de operación para mejorar la separación y recuperación a mínimo costo (Bahadori & Mokhabat, 2007).

En el modelado y diseño de muchos tipos de equipos para separación de gas y líquido tales como separadores, columnas de destilación e incluso ductos, se asume que las fases líquido y vapor se encuentran en equilibrio. Los criterios para el equilibrio termodinámico entre las fases líquido y vapor son: la misma temperatura, en ambas fases, la misma presión y la misma fugacidad para cada uno de los componentes en cada una de las fases. Si la constante de equilibrio líquido vapor (K) es de 1, los valores por encima de 1 son más volátiles, mientras que los valores menores a 1 son más estables. Los valores de K son el ingrediente esencial para el diseño y simulación de sistemas de separación que involucran las columnas de destilación, separadores flash, etc. Numerosos procedimientos han sido empleados para obtener los valores de K, estos incluyen en uso de ecuaciones de estado en combinación con ecuaciones de la teoría del estado líquido, o bien con el empleo de datos tabulares y correlaciones de estado correspondientes. En este estudio, se empleó la ecuación de estado de Soave Reldich Kwong - Sour. Se asumieron las condiciones de operación iniciales para proveer de un valor inicial de las constantes de equilibrio K para los componentes metano y C6+ (hexano y más pesados). Las presiones se incrementan gradualmente para obtener curvas de los valores de K vs presión.

La constante de equilibrio líquido-vapor es una función de la presión, temperatura y composición. La metodología del cálculo descrita a continuación corresponde a un sistema de estabilización de crudo con 3 etapas de separación.

1. Dada la composición de la corriente de alimentación al primer separador y las condiciones de operación del separador, se calcula las constantes de equilibrio empleando la ecuación de estado de Soave Reldich Kwong - Sour.
2. Se asume que el volumen total de la alimentación entra al primer separador, después usando las constantes de equilibrio calculadas se realiza el cálculo del separador flash para obtener las composiciones y cantidades, en moles, de gas y de líquido que se obtienen en el separador. Estas deben corresponder a la producción actual para el sistema en cubierta del FPSO.
3. Se incrementa gradualmente la presión del separador de primera etapa y se grafican los valores de K para los componentes C6+ y metano vs la presión de la primera etapa de separación. La mejor presión para esta etapa corresponde al valor mínimo de K para el metano y el máximo valor de K para los componentes C6+ con la finalidad de maximizar la cantidad de gas separado.
4. Se incrementa gradualmente la presión de la segunda etapa y se grafican los valores de K para los componentes C6+ y metano vs la presión de la segunda etapa de separación. La mejor presión para esta etapa corresponde al valor mínimo de K para el metano y el máximo valor de K para los componentes C6+.
5. Se incrementa gradualmente la presión de la tercera etapa y se grafican los valores de K para los componentes C6+ y metano vs la presión de la tercera etapa de separación. La mejor presión para esta etapa corresponde al valor mínimo de K para el metano y el máximo valor de K para los componentes C6+.

En las Figuras 26 – 28 se presentan los resultados obtenidos de acuerdo al procedimiento descrito y señalan las presiones de operación obtenidos para los separadores de producción con una línea punteada.

Sin embargo, para determinar la presión de operación de la tercera etapa no se siguió el procedimiento anteriormente descrito ya que se debe imponer la restricción de que la PVR del crudo producido debe ser de 6 a 10 psia, por lo que es necesario que la presión de operación de la tercera etapa sea de 2 psig (0.14 kg/cm² man).

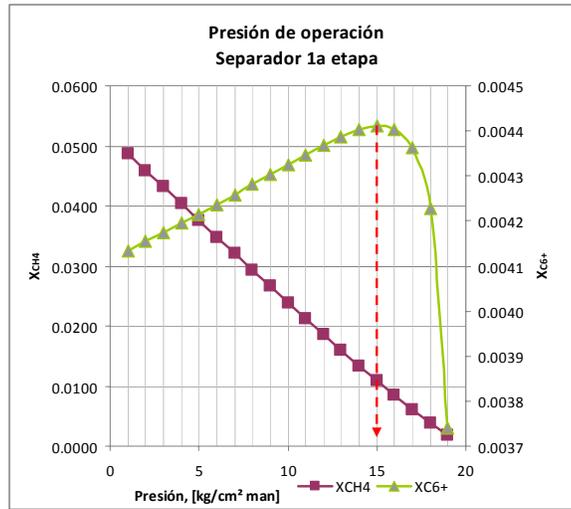


Figura 28. Presión óptima separador de 1ª Etapa

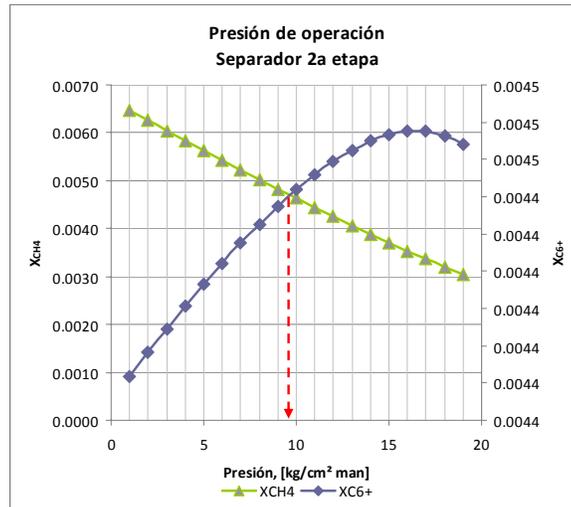


Figura 29. Presión óptima separador de 2ª Etapa

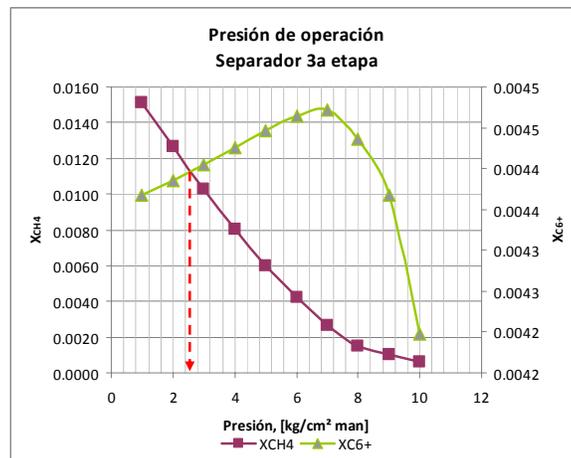


Figura 30. Presión óptima separador de 3ª Etapa

Tabla 12.
Presiones de operación para cada etapa de separación

Caso	Presión inicial, [kg/cm ² man]	Presión óptima, [kg/cm ² man]
1ª Etapa separación	14	15
2ª Etapa separación	3.5	9.5
3ª Etapa separación	0.5	0.14 ⁽¹⁾
Notas: 1) La presión de operación de la tercera etapa se determinó en base a		

Tabla 13.
Flujo de aceite recuperado en cada etapa de separación

Caso	Flujo inicial, [BPD]	Flujo con presión óptima, [BPD]
1ª Etapa separación	104,155	104,317
2ª Etapa separación	101,896	103,163
3ª Etapa separación	100,968	100,447

De acuerdo a los resultados de la Tabla 13 se observa que al optimizar la presión de operación es posible incrementar la recuperación de aceite crudo en 162 BPD en la primera etapa, mientras que en la segunda el incremento es de 1,267 BPD. Sin embargo, la metodología para optimizar la presión de operación en la tercera etapa no es aplicable debido a que se debe cumplir con una especificación de PVR máxima de 10 psia en el crudo producido, por lo que es necesario disminuir esta presión de operación hasta 0.14 kg/cm² man para alcanzar dicha especificación y por lo tanto la recuperación de aceite crudo disminuye.

6.5 Resultados de la Simulación de los Sistemas en Cubierta

Para la simulación de los sistemas en cubierta se definieron 3 escenarios considerando diferentes porcentajes de corte de agua contenido en el aceite crudo correspondientes a 10, 22.5 y 45 % volumen de agua.

Los resultados globales del balance de materia se pueden observar en la Tabla 14, en tanto que el Anexo B muestra la información del Balance de Materia y Energía en un esquema de flujo de proceso para la sección de separación-estabilización y uno para la sección de compresión de gas.

Tabla 14.
Balance Global Escenarios de Simulación Sistemas en Cubierta

Producto	10 % Vol Agua	22.5 % Vol Agua	45 % Vol Agua
Aceite, [BPD]	100,312	100,309	100,312
Gas, [SCFD]	14,433,000	14,439,000	14,435,000
Agua, [BPD]	12,022	29,222	82,021

6.6. Resultados de la Simulación Hidráulica del Gasoducto para Exportación

Los sistemas de producción en cubierta requieren de servicios auxiliares para su apropiado funcionamiento, para ello se requiere disponer de acuerdo a una estimación preliminar de 5 MMSCFD para proveer de energía motriz a las turbinas de gas que impulsan los generadores eléctricos para satisfacer la demanda de potencia eléctrica de todos los equipos de bombeo y compresión dado que se considera que todo equipo rotatorio es accionado con motor eléctrico. El gas restante puede ser reinyectado a los pozos como gas de bombeo neumático a medida que la presión del yacimiento disminuye y mantener la presión necesaria para garantizar el nivel de producción requerido. Sin embargo, en este caso sólo se evaluó la exportación del gas restante, para ello se dimensionó el gasoducto requerido para enviar el gas a una plataforma o la costa ubicada a 250 km del FPSO.

La simulación del gasoducto se llevó a cabo empleando el simulador de procesos PIPE PHASE

Características del gasoducto para exportación:

Diámetro: 8 in

Longitud: 250 km

ΔZ_1 : 800 m

ΔZ_2 : -100 m

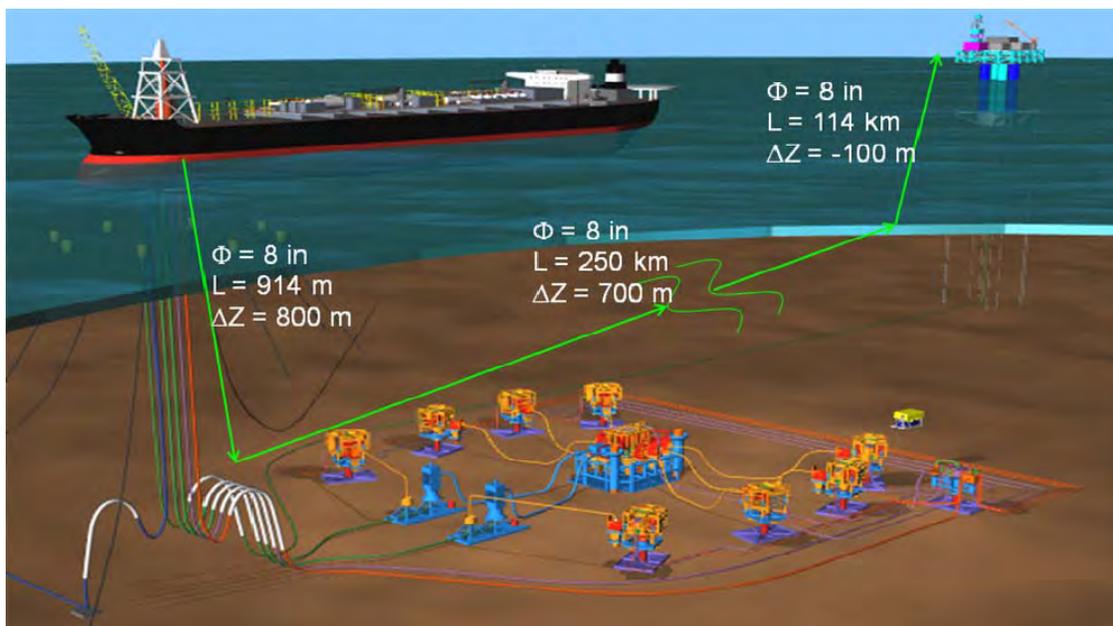


Figura 31. Esquema Gasoducto de Exportación

Tabla 15.
Condiciones de Operación Gasoducto

	Inicial	Final
Flujo, [MMSCFD]	15	15
Presión, [psig]/[kg/cm ² man]	1,100 / 77	357 / 25
Temperatura, [°F]/[°C]	126 / 52	35 / 2
Temperatura de formación de hidratos, [°F]/[°C]	71 / 22	60 / 15
Velocidad, [ft/ s]	7.27	17.33
Patrón de Flujo	1 FASE	SEGREGADO ESTRATIFICADO ANULAR
Fracción de vapor	1.0	0.9826
Condiciones requeridas para evitar la formación de hidratos⁽¹⁾		
Presión, [psig]/[kg/cm ² man]	2,000 / 140	1,771 / 124
Temperatura, [°F]/[°C]	126 / 52	65 / 19
Notas: 1) La máxima distancia a la que el gas puede enviarse sin enfriarse más allá de la temperatura de formación de hidratos es a 100 km del FPSO, distancia evaluada con PIPE PHASE.		

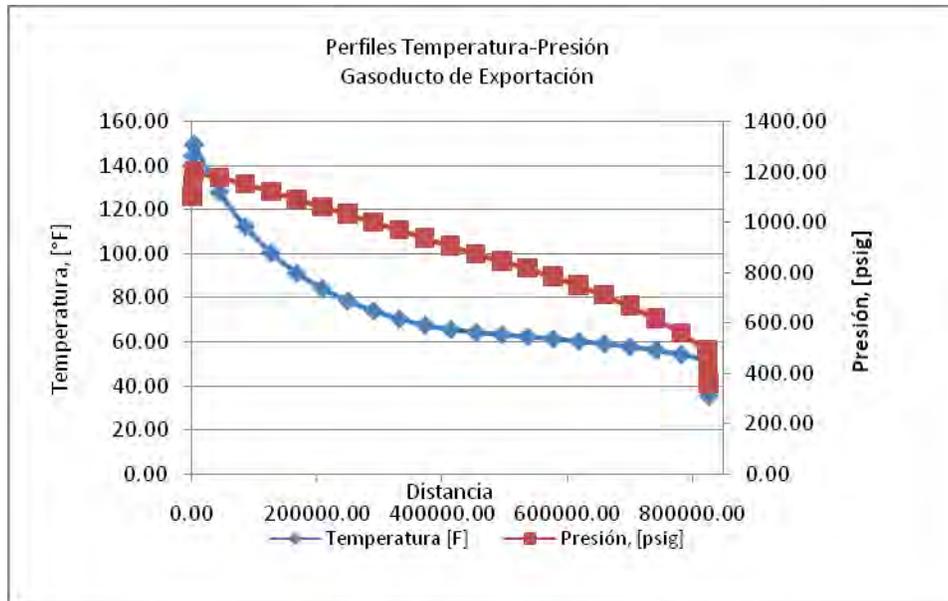


Figura 32.
Perfiles de Temperatura y Presión para Gasoducto de Exportación

De acuerdo a los resultados obtenidos por simulación sólo es posible enviar el gas producido hasta una distancia de 100 km del FPSO para su empleo en instalaciones en la costa o bien para consumo en otra plataforma; sin embargo, para ello es

necesario incrementar la presión inicial hasta 2,000 psig (140 kg/cm² man), con esta presión inicial la temperatura final del gas sería de 19 °C la cual se encuentra 5 °C por encima de la temperatura de hidratos; sin embargo, la presión de entrega sería de 1,771 psig (124 kg/cm² man) lo cual no sería técnicamente factible debido al elevado costo de compresión requerido para el volumen de gas relativamente pequeño. La mejor opción para enviar el gas sin necesidad de comprimir a altas presiones es añadir algún inhibidor de formación de hidratos como el metanol.

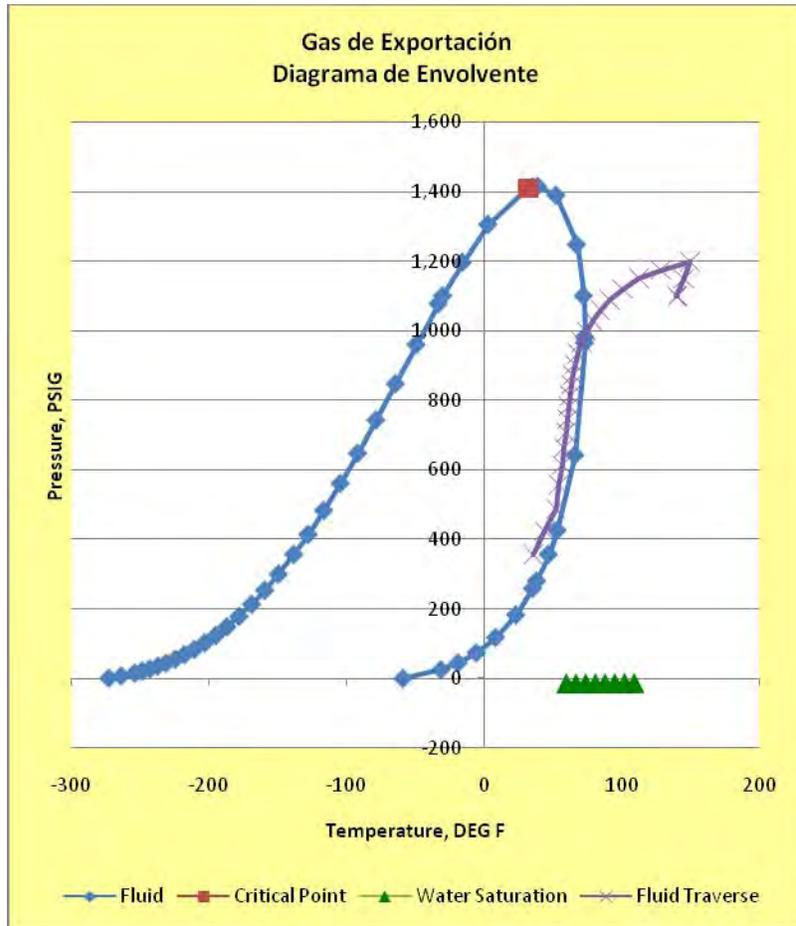


Figura 33.
Perfiles de Temperatura y Presión para Gasoducto de Exportación

En la Figura 31 se puede apreciar la trayectoria que sigue el gas en el diagrama de fases al ser enviado por el gasoducto de exportación hacia una instalación ubicada a 250 km de distancia del FPSO. En dicho diagrama el punto inicial corresponde a 1,100 psig y 126 °F, inicialmente la presión se incrementa por la diferencial de alturas positiva hasta alcanzar una presión cercana a 1,200 psig; sin embargo, a medida que el gas recorre el riser de exportación ubicado en el lecho marino la temperatura disminuye gradualmente hasta alcanzar la curva de puntos de rocío y provoca la condensación del gas y la subsecuente formación de hidratos, esta trayectoria corresponde a la línea con marcadores de “x” dentro del diagrama de fases, el punto final de esta curva corresponde a 357 psig y 35 °F

6.7. Resultados de la Simulación Hidráulica del Riser de Inyección de Agua

El sistema de producción en cubierta cuenta con una sección para inyección de agua el cual tiene la función de mezclar el agua asociada producida previamente tratada con agua de mar para su reinyección a pozos. El flujo de agua de inyección a cada pozo es de 50 MBPD, el cual se utilizó como base de cálculo para el dimensionamiento del riser de acuerdo al criterio de máxima velocidad permitida en líneas de líquidos de 15 ft/s de acuerdo al API 14E.

La simulación del riser de inyección de agua se llevó a cabo empleando el simulador de procesos PIPE PHASE.

Características del riser para inyección de agua:

- Flujo: 50 MBPD / riser
- Diámetro: 6 in
- Longitud: 3,280 ft x 6"
- ΔZ : 2,664 ft (800 m)

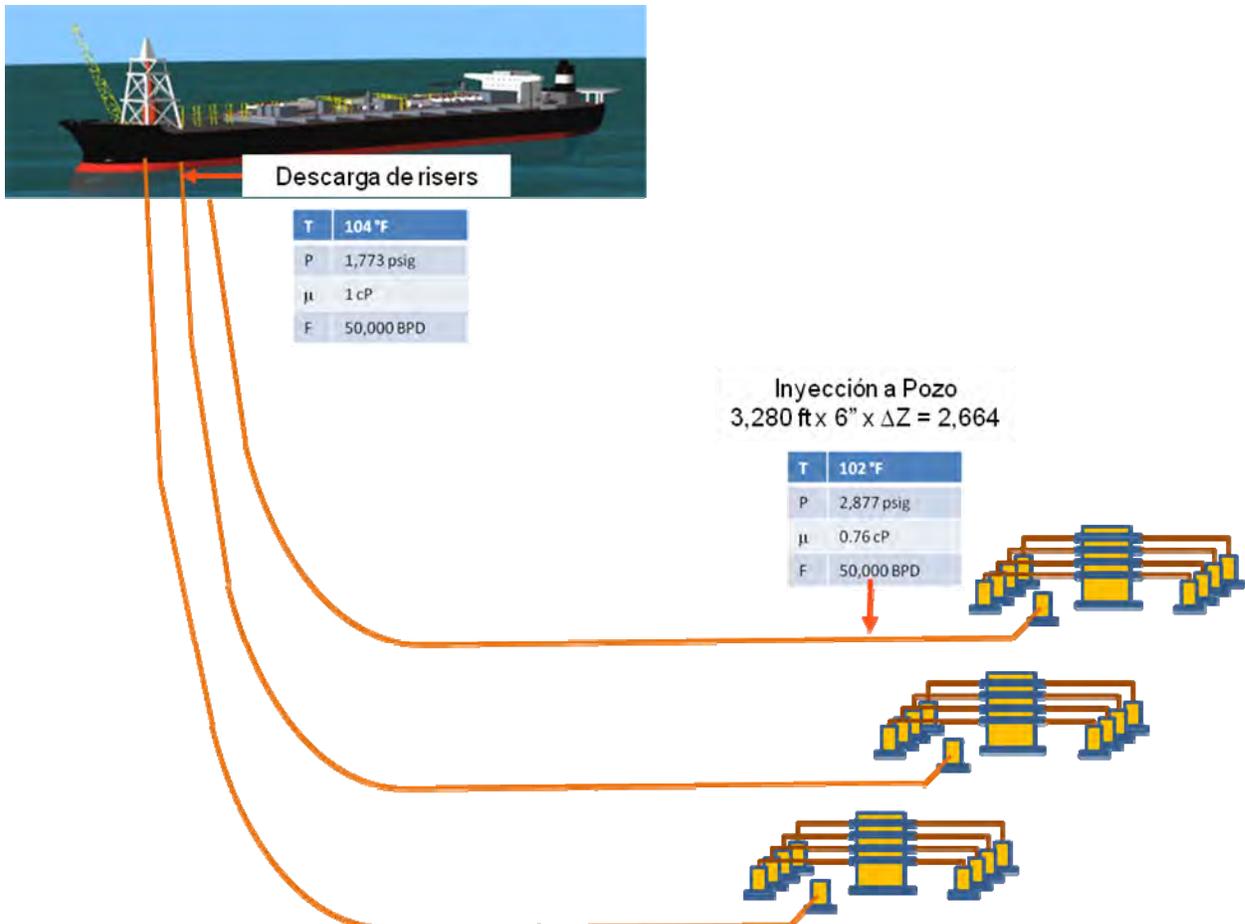


Figura 34. Esquema Risers de Inyección de Agua

Tabla 16.
Condiciones de Operación Riser de Inyección Agua

	Inicial	Final
Flujo por riser, [BPD]	50,000	50,000
Presión, [psig]/[kg/cm ² man]	1,773 / 124	2,891 / 203
Temperatura, [F]/[C]	104 / 40	103 / 39
Velocidad, [ft/ s]	2.48	2.48

De acuerdo a los resultados obtenidos por simulación se requiere que el sistema de inyección de agua opere con una presión de descarga de 1,773 psig (124 kg/cm² man) para que la presión de inyección a pozo alcance 2,891 psig (203 kg/cm² man). Esta presión se determinó con base en la evaluación realizada para el sistema submarino de producción, en la cual se determinó que a esta presión aún es factible garantizar un flujo de producción hacia los sistemas en cubierta, para el crudo de 21 °API.

Capítulo 7

Conclusiones y Recomendaciones para trabajo futuro

7.1 Conclusiones

En el presente trabajo de investigación se realizó la simulación integral en estado estable de los sistemas de procesamiento de hidrocarburos en las cubiertas de un FPSO y del sistema submarino de producción asociado, incluyendo los risers de producción, el ducto de exportación de gas producido y el riser de inyección de agua para su aplicación en aguas profundas con una profundidad de 800 m para crudo característico de la parte mexicana del Golfo de México.

Se estableció un perfil de decaimiento de la producción y la presión de acuerdo a un modelo hiperbólico con el que se establecieron tres escenarios: al inicio, a la mitad y al final de la vida útil del yacimiento.

El sistema submarino de producción y los risers de producción se simularon con el simulador PIPE PHASE V. 9.2 para 3 tipos de crudo. De acuerdo a los resultados de la evaluación hidráulica se determinó que si es factible garantizar una producción de aceite crudo de 21 °API aún al final de la vida útil del yacimiento, mientras que para el aceite crudo de 16 °API la producción sólo se garantiza hasta alcanzar la presión de la vida media del yacimiento. Por el contrario, para el crudo de 13 API sólo se garantiza la producción de diseño al inicio de la vida útil del yacimiento, por lo que se observa la no factibilidad técnica de producción de este tipo de crudo, usando recuperación primaria, para tal efecto sería necesario recurrir a técnicas de recuperación secundaria tales como inyección de gas ó agua. Estas diferencias se deben principalmente a la viscosidad del aceite crudo.

Para todos los casos se encontró que los patrones de flujo son intermitentes-estratificados-segregado debido a las propiedades del crudo y al contenido de gas el cuál se mantuvo para fines de esta tesis en 200 SCF/BBL para los tres crudos.

Para la simulación de los sistemas en cubierta se evaluó una metodología para determinar las presiones óptimas en las tres etapas de separación. Se encontró que la metodología permite recuperar hasta 1,267 BPD adicionales en la segunda etapa de separación; sin embargo, como la metodología no considera la presión de vapor Reid como requerimiento del aceite crudo para su exportación en la tercera etapa se fijo una presión de operación de 2 psia con el propósito de cumplir con la especificación de PVR máxima de 10 psia en el crudo producido.

Finalmente, de acuerdo a la evaluación hidráulica se determinó no factibilidad de envío del gas producido en el FPSO hasta una instalación ubicada a 250 km de distancia para su integración a una estación hipotética en tierra.

Por todos los resultados anteriores se concluye que el empleo de un FPSO en aguas profundas del Golfo de México si es factible siempre y cuando se cumpla con los lineamientos establecidos en el presente trabajo de investigación, o bien partir de ellos para proponer alternativas de solución para explotar campos con aceite crudo cuya densidad sea menor o igual a 13 °API, para tal efecto se puede considerar el empleo de bombas submarinas, procesamiento submarino, mejoramiento de crudo, etc., y garantizar así la producción a la presión requerida por los sistemas en cubierta.

Este es un trabajo pionero en México en el área de simulación de procesos para instalaciones petroleras en aguas profundas, que permite tener modelos en estado estable disponibles y la sensibilidad del efecto del tipo de crudo en la explotación del mismo en aguas profundas.

7.2 Recomendaciones para trabajo futuro

El simulador de proceso PIPE PHASE es un programa que permite simular flujo multifásico con métodos rigurosos, esta característica le confiere un gran potencial aplicable a evaluaciones hidráulicas en estado estable. Sin embargo, durante su empleo en el desarrollo de este trabajo de tesis se encontraron algunos hallazgos sobre su utilización.

En esta tesis, el sistema submarino de producción posee 3 redes, cada una de las cuales están integrada por ocho pozos de producción cuya producción se recolecta a través de líneas submarinas hacia un manifold del cual ascienden 2 risers de producción hacia la torreta del FPSO; sin embargo, sólo se simuló una red debido mientras que las otras 2 se asumieron idénticas, lo anterior debido a las características del software que no permiten simular más de una red en un solo archivo de simulación esto podrá ser desventajoso si en un campo real se tiene crudo de distintas calidades que se pretenda recolectar en distintos manifolds hacia un FPSO.

En general, la convergencia en PIPE PHASE es difícil en redes de cualquier tipo, además de que la solución es bastante dependiente del estimado inicial, ocasionando que el problema tenga soluciones múltiples de las cuales no necesariamente alguna de ellas sea la que se espera, el simulador permite establecer el flujo y/o la presión estimados pero estos valores sólo funcionan como estimados iniciales y por lo tanto son modificados durante la convergencia. El método de convergencia empleado por PIPE PHASE resuelve las redes mediante un balance de presiones lo cual resta flexibilidad al usuario para manipular los estimados con el propósito de orientar la convergencia a una solución deseada.

Es necesario reiniciar el programa si se pretende usar un caso previo que sirva como base para un caso nuevo, de lo contrario al llegar a la solución del caso nuevo los resultados desplegados corresponden al caso previo a pesar de que el simulador despliegue el mensaje de que ha alcanzado la convergencia.

En general, el paquete termodinámico del simulador PIPE PHASE no permite llevar a cabo estimación de propiedades dentro del mismo archivo de simulación, para ello es necesario recurrir a otro simulador de procesos como PRO-II o HYSYS en donde puedan evaluarse dichas propiedades y alimentarlas a PIPE PHASE.

En este trabajo de tesis se requería llevar a cabo la integración del sistema submarino de producción con los sistemas en cubierta, esta tarea implicaba llevar a cabo la integración del archivo de simulación en PIPE PHASE correspondiente al sistema submarino de producción con el archivo de simulación en PRO-II para los sistemas en cubierta; sin embargo, esto no fue posible debido a que aparentemente PRO-II cuenta con una interfaz con PIPE PHASE, un módulo llamado SIm4ME cuyo motor de simulación es el mismo que PRO-II, pero para emplearlo es necesario llevar a cabo demasiadas modificaciones en la programación de los archivos fuente y hasta el momento el área de Ingeniería de Sistemas Hidráulicos del Instituto Mexicano del Petróleo no ha conseguido la integración de ambos simuladores a pesar de constantes reclamos al respecto con el área de soporte de SIMSCI en México.

PRO-II es un simulador que se caracteriza por especializarse en la simulación de aceite crudo e hidrocarburos generales, por lo general se obtienen buenos resultados de simulación debido a que permite caracterizar el aceite crudo con la mayor cantidad de parámetros experimentales disponibles. Sin embargo, durante su empleo durante el presente trabajo de tesis se detectó principalmente que no es posible obtener predimensionamiento de equipo de separación por lo que es necesario acudir a otras herramientas de simulación que cuenten con dicha característica.

En general, el empleo de los simuladores PIPE PHASE y PRO-II generó buenos resultados; sin embargo, para trabajo futuro se recomienda el empleo de otro simulador como OLGA 2000 para llevar a cabo la simulación dinámica del sistema submarino de producción mientras que para los sistemas en cubierta se emplee HYSYS Dynamics, Dynsim u otro simulador de proceso en estado dinámico con el propósito de contar con un sistema de simulación integral que brinde mayor flexibilidad al usuario. Adicionalmente a la posibilidad de simular los sistemas en cubierta en modo dinámico, HYSYS también permite llevar a cabo el predimensionamiento de los equipos de separación partiendo de los resultados de simulación obtenidos.

En trabajos futuros relacionados al tema de esta tesis, se recomienda, además de la simulación dinámica, considerar distintas opciones para la explotación y procesamiento de crudos de 8 a 20 °API incluyendo procesamiento submarino, mejoramiento de crudos pesados, recuperación mejorada, etc.

ANEXO A

Resultados de Simulación de PIPE PHASE Ver. 9.2

- **Sistema de Producción Submarino Escenario 1: 5,000 psig en el yacimiento**
 - Caso 1: Crudo 21 °API**
 - Caso 2: Crudo 16 °API**
 - Caso 3: Crudo 13 °API**

- **Sistema de Producción Submarino Escenario 2: 2,891 psig en el yacimiento**
 - Caso 1: Crudo 21 °API**
 - Caso 2: Crudo 16 °API**
 - Caso 3: Crudo 13 °API**

- **Sistema de Producción Submarino Escenario 3: 1,782 psig en el yacimiento**
 - Caso 1: Crudo 21 °API**
 - Caso 2: Crudo 16 °API**
 - Caso 3: Crudo 13 °API**

- **Hallazgos de la utilización de PIPE PHASE en la simulación hidráulica de sistemas submarinos, risers y ductos para aguas profundas**

Sistema de Producción Submarino Escenario 1: 5,000 psig en el yacimiento

Caso 1: Crudo 21 °API



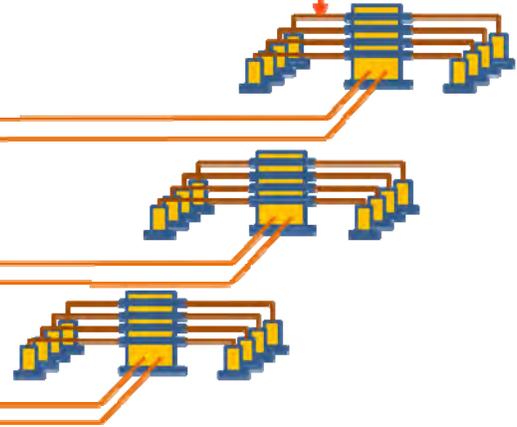
Descarga de risers

T	191 F
P	218psig
μ	7.1 cP
F	234,975 BPD

DESCARGA DEL ARBOL DE NAVIDAD
 328 FT x 4" x $\Delta Z = 0$

Descarga del árbol de navidad
 328 ft x 4" x $\Delta Z = 0$

T	276 °F
P	1,200 psig
μ	5.66 cP



Sistema de Producción Submarino Escenario 1: 5,000 psig en el yacimiento

Caso 2: Crudo 16 °API



Descarga de risers

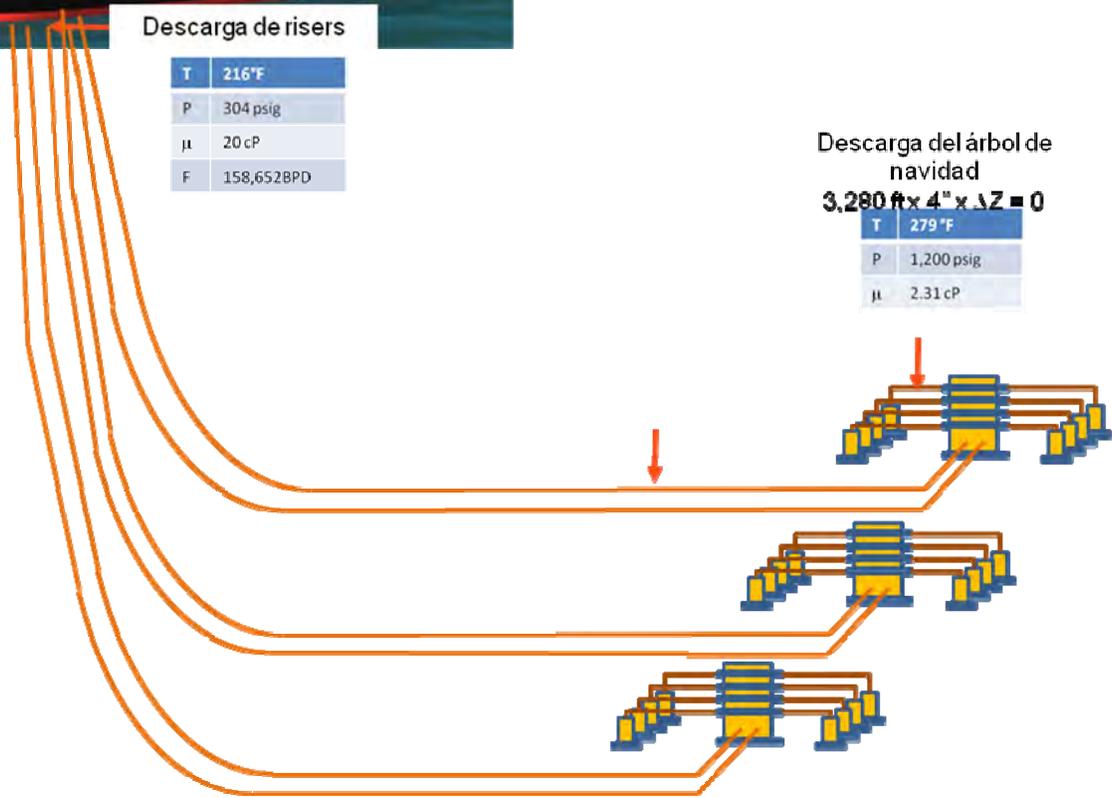
T	216°F
P	304 psig
μ	20 cP
F	158,652BPD

PROCESO DE PRODUCCIÓN DEL POZOS 5,000 PSIG

Descarga del árbol de navidad

$3,280 \text{ ft} \times 4" \times 12 = 0$

T	279°F
P	1,200 psig
μ	2.31 cP



Sistema de Producción Submarino Escenario 1: 5,000 psig en el yacimiento

Caso 3: Crudo 13 °API



Descarga de risers

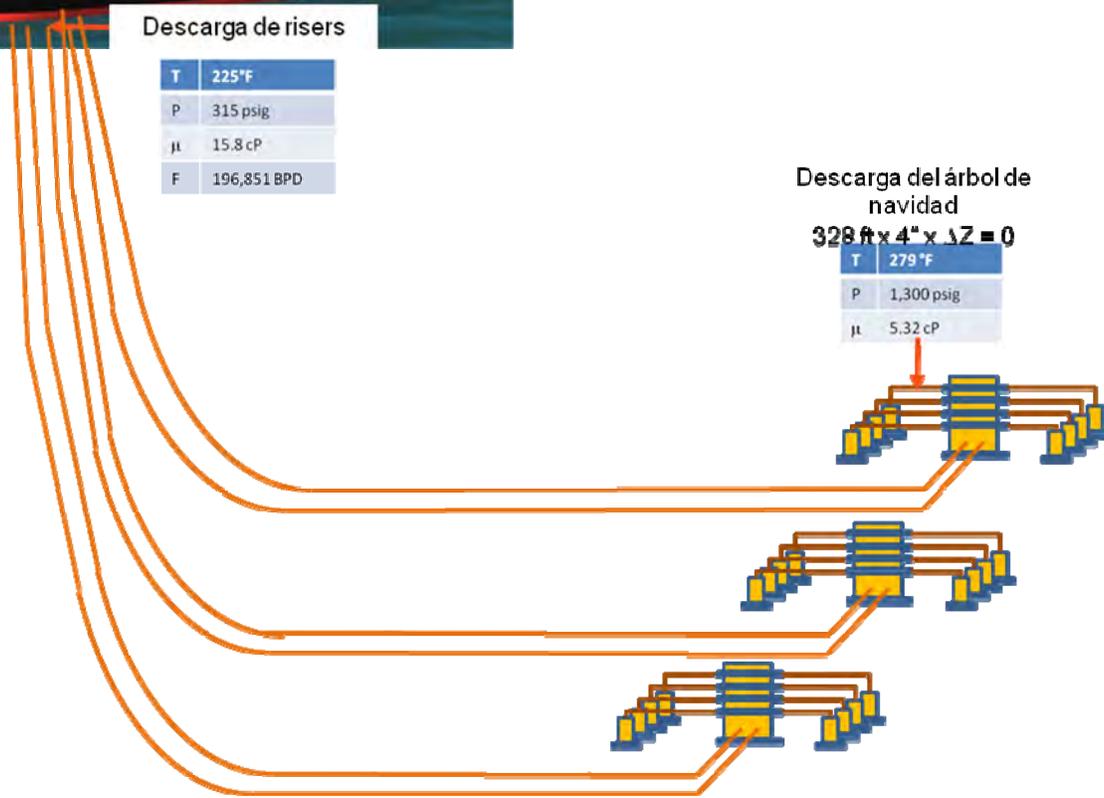
T	225°F
P	315 psig
μ	15.8 cP
F	196,851 BPD

PROYECTO DE PRODUCCIÓN SUBMARINA
 5,000 PSIG EN EL YACIMIENTO

Descarga del árbol de navidad

328 ft x 4" x $\Delta Z = 0$

T	279°F
P	1,300 psig
μ	5.32 cP



Sistema de Producción Submarino Escenario 2: 2,891 psig en el yacimiento

Caso 1: Crudo 21 °API



Descarga de risers

T	1823 F
P	305 psig
μ	7.3 cP
F	212,547 BPD

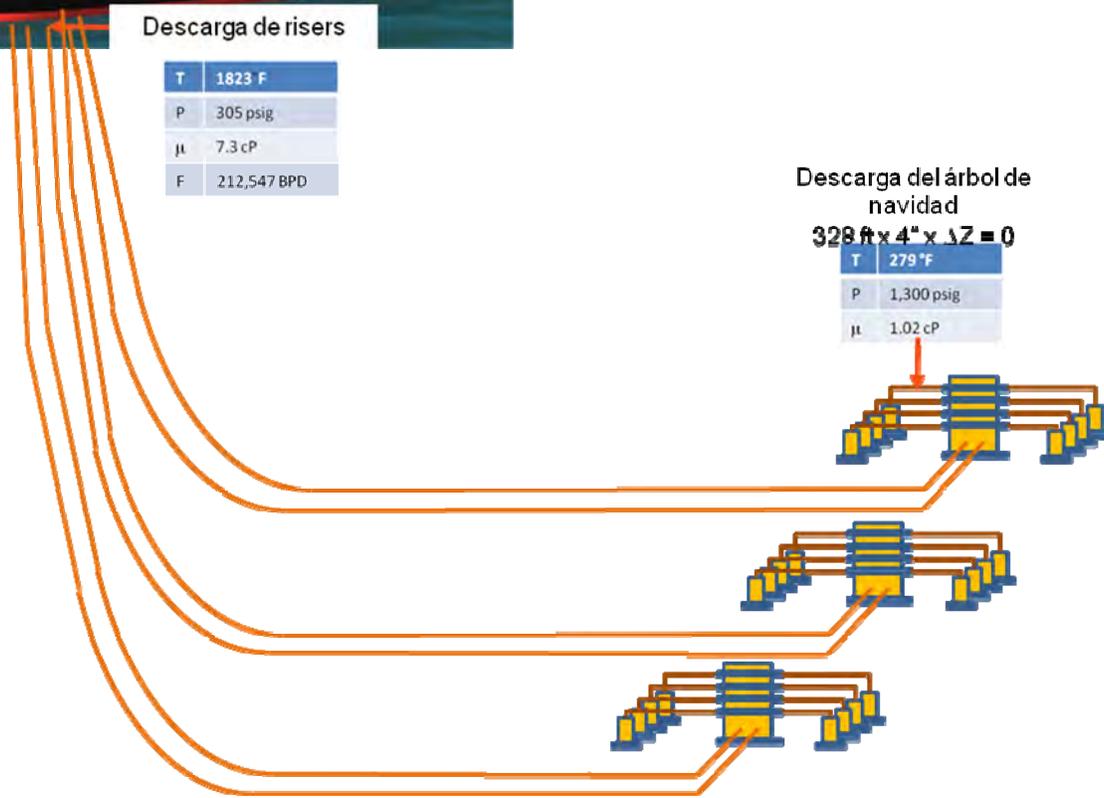
PROCESO DE LA PLATAFORMA 2,891 PSIG

2,891 PSIG

Descarga del árbol de navidad

328 ft x 4" x $\Delta Z = 0$

T	279 °F
P	1,300 psig
μ	1.02 cP



Sistema de Producción Submarino Escenario 2: 2,891 psig en el yacimiento

Caso 2: Crudo 16 °API



Descarga de risers

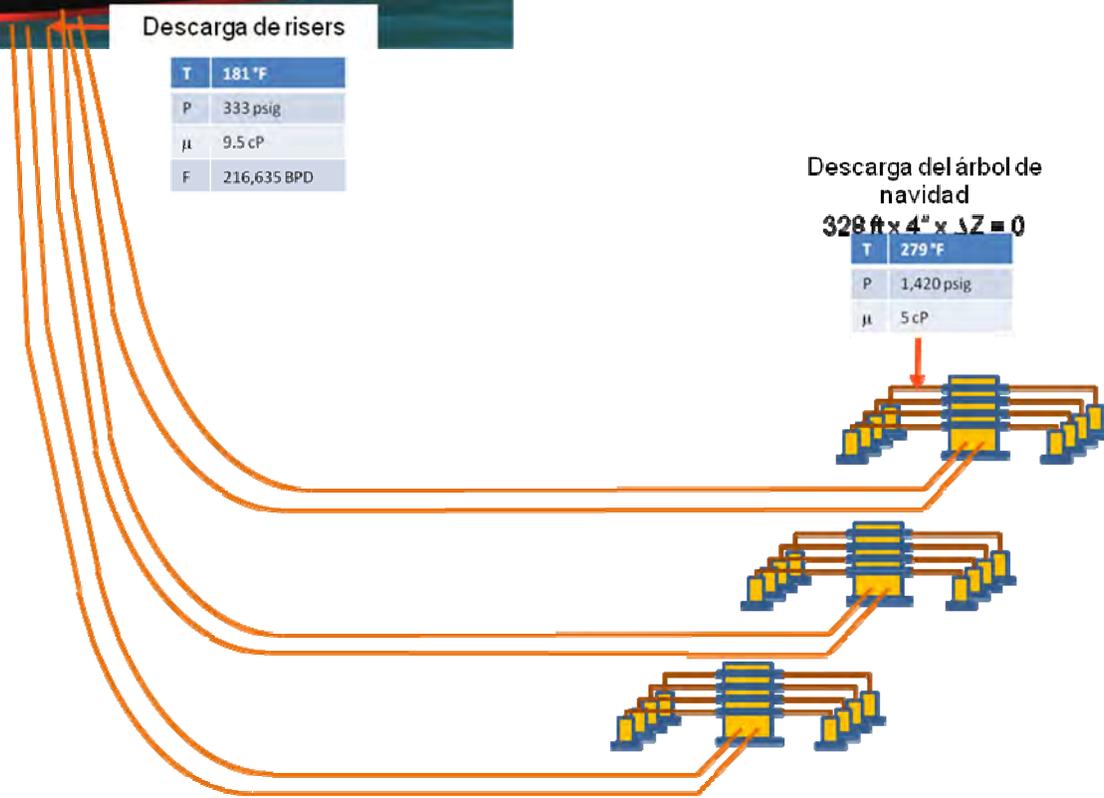
T	181 °F
P	333 psig
μ	9.5 cP
F	216,635 BPD

PROCESO DE PRODUCCIÓN DEL POZO 2,891 PSIG
 2,891 PSIG

Descarga del árbol de navidad

328 ft x 4" x 1Z = 0

T	279 °F
P	1,420 psig
μ	5 cP



Sistema de Producción Submarino Escenario 2: 2,891 psig en el yacimiento

Caso 3: Crudo 13 °API



Descarga de risers

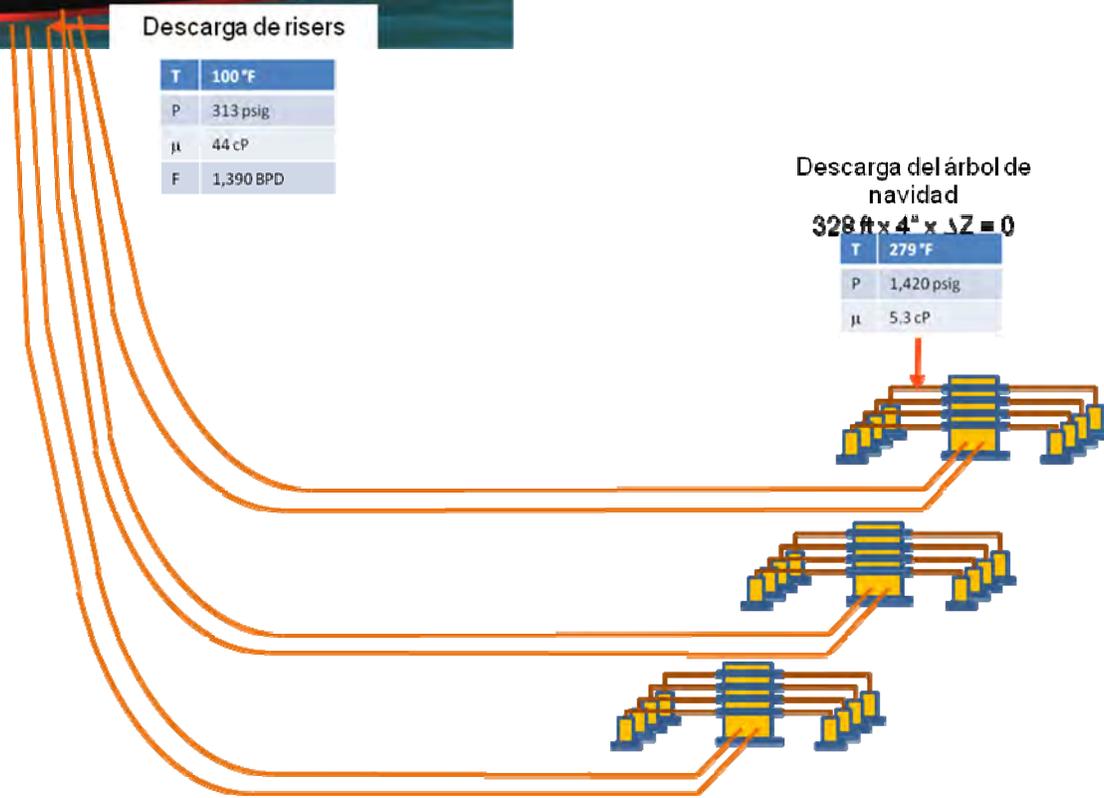
T	100 °F
P	313 psig
μ	44 cP
F	1,390 BPD

PROCESO DE PRODUCCIÓN DEL POZO 2,891 PSIG
 13 °API

Descarga del árbol de navedad

328 ft x 4" x $\Delta Z = 0$

T	279 °F
P	1,420 psig
μ	5.3 cP



Sistema de Producción Submarino Escenario 3: 1,782 psig en el yacimiento

Caso 1: Crudo 21 °API



Descarga de risers

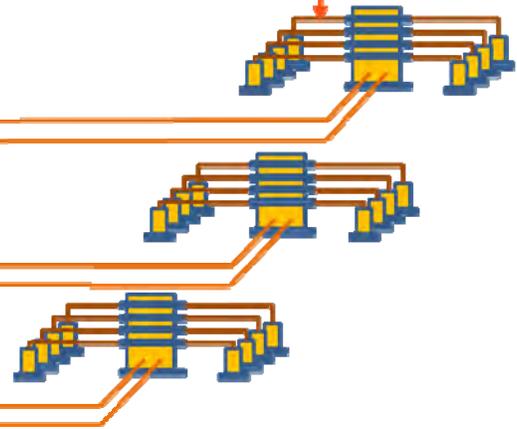
T	187 °F
P	313 psig
μ	7.2 cP
F	30,186 BPD

PRESIÓN DEL POZOS 1,782 PSIG

Descarga del árbol de navidad

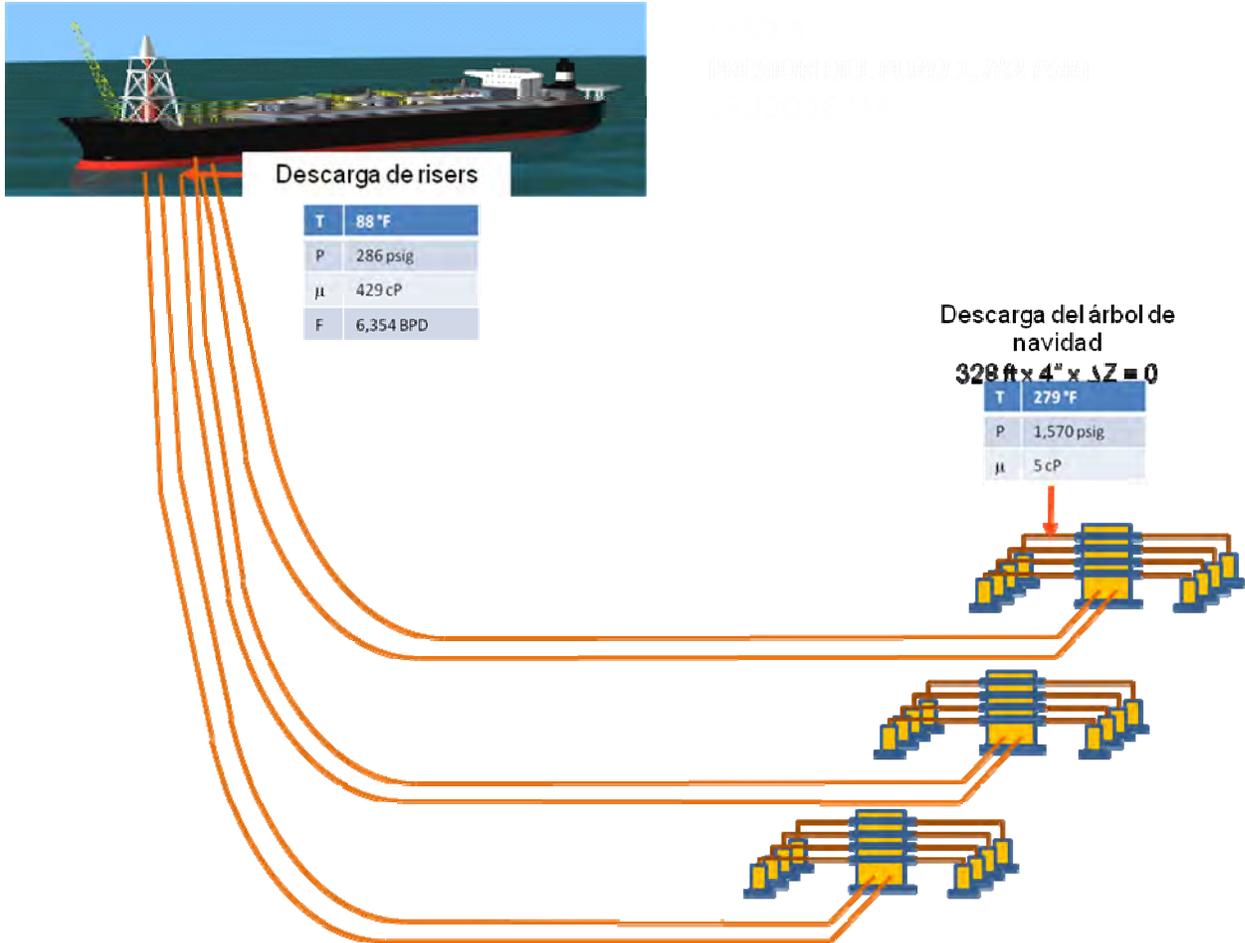
328 ft x 4" x $\Delta Z = 0$

T	279 °F
P	1,250 psig
μ	1.26 cP



Sistema de Producción Submarino Escenario 3: 1,782 psig en el yacimiento

Caso 2: Crudo 16 °API



Sistema de Producción Submarino Escenario 3: 1,782 psig en el yacimiento

Caso 3: Crudo 13 °API



Descarga de risers

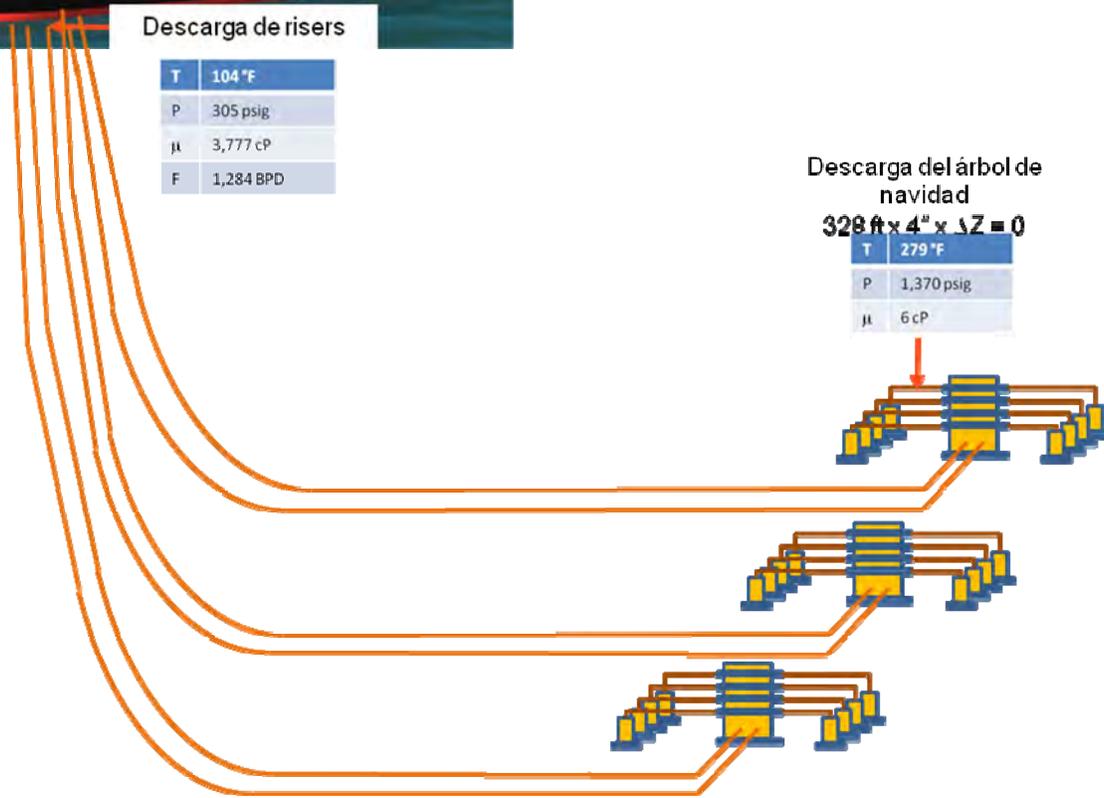
T	104 °F
P	305 psig
μ	3,777 cP
F	1,284 BPD

CONDICIONES DE OPERACIÓN DEL POZOS 1,782 PSIG
 13 °API

Descarga del árbol de navidad

328 ft x 4" x 1Z = 0

T	279 °F
P	1,370 psig
μ	6 cP



**Hallazgos de la utilización de PIPE PHASE Ver 9.2 en la simulación
hidráulica de sistemas submarinos, risers y ductos para aguas
profundas**

Hallazgos de la utilización de PIPE PHASE en la simulación hidráulica de sistemas submarinos, risers y ductos para aguas profundas.

El simulador de proceso PIPE PHASE es un programa que permite simular flujo multifásico con métodos rigurosos, esta característica le confiere un gran potencial aplicable a evaluaciones hidráulicas en estado estable. Sin embargo, durante su empleo en el desarrollo de este trabajo de tesis se encontraron algunos hallazgos sobre su utilización:

En esta tesis, el sistema submarino de producción posee 3 redes, cada una de las cuales está integrada por ocho pozos de producción cuya producción se recolecta a través de líneas submarinas hacia un manifold del cual ascienden 2 risers de producción hacia la torreta del FPSO; sin embargo, sólo se simuló una red debido a limitaciones propias de este simulador de flujo multifásico, mientras que las otras 2 se asumieron idénticas, lo anterior debido a las características del software que no permiten simular más de una red en un solo archivo de simulación.

En general, la convergencia en PIPE PHASE es difícil en redes de cualquier tipo además de que la solución es bastante dependiente del estimado inicial, ocasionando que el problema tenga soluciones múltiples de las cuales no necesariamente alguna de ellas sea la que se espera, el simulador permite establecer el flujo y/o la presión estimados pero estos valores sólo funcionan como estimados iniciales y por lo tanto son modificados durante la convergencia. El método de convergencia empleado por PIPE PHASE resuelve las redes mediante un balance de presiones lo cual resta flexibilidad al usuario para manipular los estimados con el propósito de orientar la convergencia a una solución deseada.

Es necesario reiniciar el programa si se pretende usar un caso previo que sirva como base para un caso nuevo, de lo contrario al llegar a la solución del caso nuevo los resultados desplegados corresponden al caso previo a pesar de que el simulador despliegue el mensaje de que ha alcanzado la convergencia.

En general, el paquete termodinámico del simulador PIPE PHASE no permite llevar a cabo estimación de propiedades dentro del mismo archivo de simulación, ni dispone de utilerías para determinación de propiedades termodinámicas como punto de rocío, formación de hidratos, propiedades pseudocríticas, entre otras, para ello es necesario recurrir a otro simulador de procesos como PRO-II o HYSYS en donde puedan evaluarse dichas propiedades y alimentarlas a PIPE PHASE.

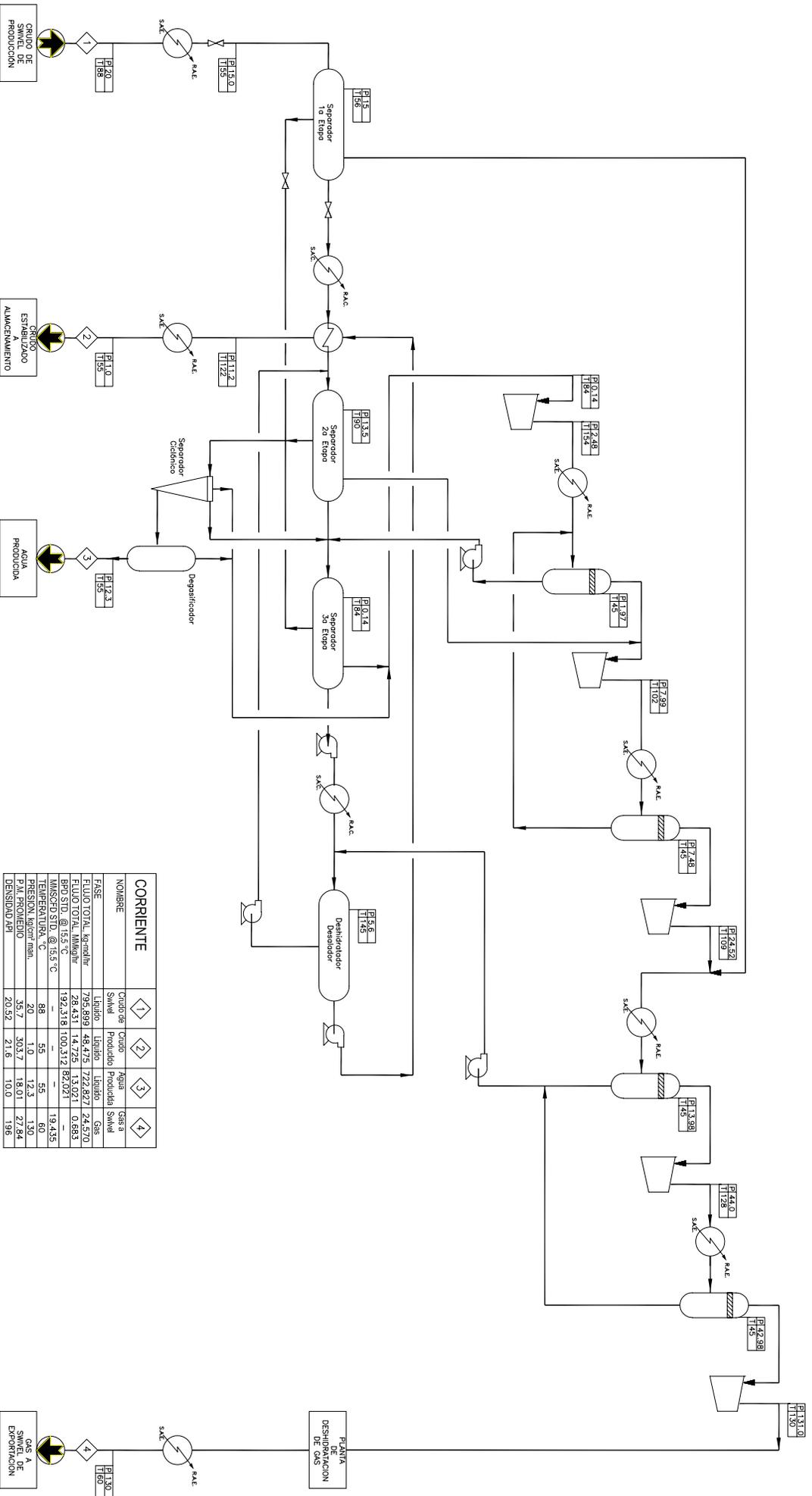
En este trabajo de tesis se requería llevar a cabo la integración del sistema submarino de producción con los sistemas en cubierta, esta tarea implicaba llevar a cabo la integración del archivo de simulación en PIPE PHASE correspondiente al sistema submarino de producción con el archivo de simulación en PRO-II para los sistemas en cubierta; sin embargo, esto no fue posible debido a que aunque PRO-II cuenta con una interfaz con PIPE PHASE, el módulo llamado SIm4ME cuyo motor de simulación es el mismo que PRO-II, no se logró hacer funcionar dicha interfaz debido a problemas técnicos de la misma interfaz.

ANEXO B

Resultados de Simulación de PRO-II Ver. 8.0

- **Balance de Materia Caso Crítico: 45% volumen agua**
- **Hallazgos de la utilización de PRO-II en la simulación de sistemas de procesamiento de hidrocarburos en FPSO**

Balance de Materia Caso Crítico: 45% volumen agua



CORRIENTE

NOMBRE	1	2	3	4
ORIGINE	Swel	Agua	Swel	Swel
TIPO	Swel	Agua	Swel	Swel
FASE	Swel	Agua	Swel	Swel
FLUJO TOTAL (kg/hr)	789,891	74,800	74,820	74,820
FLUJO TOTAL (M3/hr)	49,472	7,2927	7,4320	7,4320
RBD STD. @15.5°C	1,92,318	100,312	82,0271	82,0271
MANEJO STD. @15.5°C	89	55	55	19,435
TEMPERATURA, °C	20	1.0	12.3	1.50
PRESION (kg/cm² man.)	35.7	303.7	18.01	27.84
P.M. PROMEDIO	20.52	21.6	10.0	196
DENSIDAD (kg/m³)				

Hallazgos de la utilización de PRO-II en la simulación de sistemas de procesamiento de hidrocarburos en FPSO

Hallazgos de la utilización de PRO - II en la simulación de sistemas de procesamiento de hidrocarburos en FPSO.

Por su parte, PRO-II es un simulador que se caracteriza por especializarse en la simulación de aceite crudo e hidrocarburos, por lo general se obtienen buenos resultados de simulación debido a que permite caracterizar el aceite crudo con la mayor cantidad de parámetros experimentales disponibles. Sin embargo, durante su empleo durante el presente trabajo de tesis se detectó principalmente que no es posible obtener predimensionamiento de ningún tipo de equipo por lo que es necesario acudir a otras herramientas de simulación que cuenten con dicha característica.

En general, el empleo de los simuladores PIPE PHASE y PRO-II generó buenos resultados; sin embargo, para trabajo futuro se recomienda el empleo de otro simulador como OLGA 2000 para llevar a cabo la simulación dinámica del sistema submarino de producción mientras que para los sistemas en cubierta se emplee HYSYS Dynamics con el propósito de contar con un sistema de simulación integral que brinde mayor flexibilidad al usuario. Adicionalmente a la posibilidad de simular los sistemas en cubierta en modo dinámico, HYSYS también permite llevar a cabo el predimensionamiento de los separadores de producción, de una manera gruesa, partiendo de los resultados de simulación obtenidos.

ANEXO C

Resultados de Dimensionamiento de Tuberías

API 14E Recommended Practice for Design and Installation of Offshore piping systems

- **Gasoducto de Exportación**

Section 2.4: Sizing Criteria for Single Phase Gas Lines pp 21 - 23

- **Riser Submarino**

Section 2.5: Sizing Criteria for Gas/Liquid Two-Phase Lines pp 24 - 26

- **Riser Inyección de Agua producida a pozos**

Section 2.5: Sizing Criteria for Liquid Phase Lines pp 20 - 21



DATOS DE PROYECTO:

CLIENTE: CONSIDERADO PARA TESIS DE MAESTRI// IDENTIFICACION: _____
 PROYECTO: GASODUCTO EXPORTACION SERVICIO: EXPORTACION DE GAS
 _____ DIAGRAMA: _____

DIMENSIONAMIENTO DE DIAMETRO DE TUBERIA (FASE GAS):

DATOS DE ENTRADA:

- | | |
|---|--|
| 1. Flujo volumetrico @ std.: <u>15</u> MMPCSD ▼ | 8. Presión Barometrica <u>14.6959</u> psia |
| 2. Presión inicial <u>309</u> psig ▼ | 9. Rugosidad <u>0.0000175</u> ft |
| 3. Temperatura <u>140</u> °F ▼ | 10. Cedula de tubería: STD ▼ |
| 4. Viscosidad absoluta <u>0.0106</u> cp | |
| 5. Peso molecular <u>25.45</u> | Criterio de Diseño: |
| 6. Factor de Compresibilidad, z: <u>0.99</u> | <input checked="" type="radio"/> 11. Velocidad Max. Recomendada <u>60</u> ft/s ▼ |
| 7. Relación de Calores Especificos <u>1.4</u> | <input type="radio"/> 12. Máxima Caída de Presión <u>1.2</u> psi/100ft |

CALCULOS INTERMEDIOS

- | | |
|--|---|
| 12. Diametro inicial <u>5.251</u> in | 16. Gravedad especifica gas: <u>0.8787</u> |
| 13. Flujo masico, W: <u>41995.88791</u> lb/hr | 17. Factor de compresibilidad sugerido: <u>0.9322</u> |
| 14. Densidad @ actuales <u>1.293</u> lb/ft³ | 18. Velocidad sonica <u>1281.06</u> ft/s |
| 15. Flujo Vol. @ actuales: <u>32478.45753</u> ft³/hr | |

RESULTADOS

	DIAM. INT. COMERCIAL (in)	DIAM. NOMINAL (in)	VELOCIDAD CALCULADA (ft/seg)	CAIDA PRES./100 ft (PSI)	NUMERO REYNOLDS	FACTOR DE FRICCION (DARCY)	NUMERO DE MACH
DIAMETRO CALCULADO:	6.065	6	44.97	0.6010	4,121,919.03	0.01077	0.035
DIAMETRO SUPERIOR:	7.981	8	25.97	0.1516	3,132,369.24	0.01072	0.020
DIAMETRO INFERIOR:	4.026	4	102.05	4.8034	6,209,498.00	0.01110	0.080
DIAMETRO OPCIONAL:							

Notas: Dimensionamiento preliminar de un gasoducto para exportación de 15 MMSCFD de gas hacia una instalación ubicada a 250 km de distancia del FPSO, el riser parte de la torreta del FPSO y desciende verticalmente 800 m hasta el lecho marino desde donde recorre una distancia de 250 km para ascender finalmente a una instalación cercana a la costa



DATOS DE PROYECTO:

CLIENTE: UNAM IDENTIFICACION: _____
PROYECTO: RED SUBMARINA A 2664 FT DE PROFUNDII SERVICIO: RISER SUBMARINO
DIAGRAMA: _____

DIMENSIONAMIENTO DE DIAMETRO DE TUBERIA (LIQUIDO-GAS): Metodo de velocidad erosional (API-14E)

DATOS DE ENTRADA:

1. Flujo volumétrico líquido	30333 BPD	8. Presión Barométrica	14.6959 psia
2. Flujo volumétrico gas	3.333 MMPCSD	9. Rugosidad	0.00015 ft
3. Presión	10 Kg/cm ² man.	10. Cedula de tubería:	STD ▼
4. Temperatura	115 °C		
5. Gravedad Especifica del gas	0.446		
6. Gravedad Especifica del líquido	0.923	Criterio de Diseño:	
7. Factor de Compresibilidad, z:	0.8673	11. Constante de vel. Erosional, c:	100

CALCULOS INTERMEDIOS

12. Relación Gas/Líquido	109.8803284 ft ³ /BBL @ std	16. Flujo másico, W:	413488.5686 lb/hr
13. Diametro calculado	6.99 in	17. Grados API (Crudo):	21.80 °
14. Velocidad erosional	23.189 ft/s	18. Factor compresibilidad sugerido:	1.0000
15. Densidad de mezcla gas/líquido	18.597 lb/ft ³		

RESULTADOS

Area Transversal Mínima Requerida: 1.264 in²/1000BPD
Diámetro Interno Comercial: 7.981 in
Diámetro Nominal: 8 in
Velocidad mezcla gas/líquido 17.7775 ft/s
Caída de Presión Aproximada 1.4196 psi/100ft

Notas: Dimensionamiento preliminar de riser submarino para manejo de 30,333 BPD x 6 risers para manejar mezcla aceite-agua-gas procedente del manifold submarino ubicado a una profundidad de 800 m cubriendo una distancia de 3000 ft y una diferencial de altura de 2,664 ft, la tubería se diseño con el criterio de constante de velocidad erosional de 100 por llevar sólidos como arena



DATOS DE PROYECTO:

CLIENTE: CONSIDERADO PARA TESIS DE MAESTRIA

IDENTIFICACION: _____

PROYECTO: GASODUCTO EXPORTACION

SERVICIO: INYECCION DE AGUA A POZOS

DIAGRAMA: _____

DIMENSIONAMIENTO DE DIAMETRO DE TUBERIA (LIQUIDOS):

DATOS DE ENTRADA:

- 1. Flujo Volumétrico: 50000 BPD ▼
- 2. Gravedad Especifica 1
- 3. Viscosidad Absoluta 1 cp
- 4. Rugosidad 0.00015 ft
- 5. Cedula de Tubería: STD ▼

Criterio de Diseño:

- 6. Velocidad Max. Recomendada 15 ft/s ▼
- 7. Líquido viscoso
- 8. Max. Caída de Presión 1 psi/100ft

DATOS INTERMEDIOS

- 9. Densidad líquido 62.4 lb/ft3
- 10. Flujo másico 729880.6666 lb/hr
- 11. Diametro inicial 6.298 in

RESULTADOS

	DIAM. INT. COMERCIAL (in)	DIAM. NOMINAL (in)	VELOCIDAD CALCULADA (ft/seg)	NUMERO REYNOLDS	FACTOR DE FRICCION (DARCY)	CAIDA PRES./100 ft (PSI)
DIAMETRO CALCULADO:	7.981	8	9.34	576,375.65	0.0155	1.3708
DIAMETRO SUPERIOR:	10.02	10	5.93	459,087.23	0.0154	0.4362
DIAMETRO INFERIOR:	6.065	6	16.18	758,459.04	0.0158	5.5330
DIAMETRO OPCIONAL:						

NOTAS:

Dimensionamiento preliminar de riser submarino para manejo de 50,000 BPD de agua de inyección a pozos procedente del sistema de inyección de agua hacia los pozos productores ubicados a una profundidad de 800 m cubriendo una distancia de 3000 ft y una diferencial de altura de 2,664 ft, la tubería se diseño con el criterio de velocidad recomendada para descarga para bombas de 5-15 ft/s

Referencias Bibliográficas

- Abdel-Aal H.K.; Aggour M. & Fahim M.A. (2003) "*Petroleum & gas field processing*". Marcel Dekker. ISBN: 0824709624
- API 14E American Petroleum Institute, (1991) "*Recommended Practice for Design & Installation of Offshore pipping systems*". Fifth Edition, October 1.
- Arps, J.J., "Analysis of Decline Curves", Trans., AIME, *Reservoir Engineering* Vol. 160 (1945), pp. 228-236 August 31
- Avalos García M., Contreras Estrella J. M. (2008) "*Soluciones de producción para campos en aguas profundas.*", Tesis, Facultad de Ingeniería, UNAM.
- Bahadori Alireza, Saeid Mokhabat, "Optimizing multistage separator's pressure setpoints maximizes oil recovery" *World Oil*, June 2007, pp101-105
- Baker, S. A, Tanner, R. K., Waldie, B. (1992) "Comparison of packing types in a water deaeration column under vertical, tilt & motion conditions" *Trans Institution of Chemical Engineers*, Vol 70, part A, pp 509 – 515, September.
- Cinco – Ley H. (2006) "Pemex/PEP: Proyectos e inversiones". Presentado en la *Reunión anual 2006 de la AMEDES (Asociación Mexicana para la Energía y Desarrollo Sustentable)*. "Día de la Energía". México, D. F. 22 de Mayo.
- Cottrell F.G., Speed J.B. US Patent 987 115 (1911).
- Da Costa Filho F. H. (2005) "Barracuda & Caratinga FPSO design". Presented at Offshore Technology Conference. Houston TX, 2 – 5 May, 2005.
- DeLuca M. "Deepwater dreams". *Offshore Engineer*. Vol. 30, No. 11. November. pp. 31 – 32.
- French L. S. (2006) "Deepwater Gulf of Mexico 2006: America's Expanding Frontier". *U.S. Department of the Interior. Minerals Management Service*. New Orleans, Gulf of Mexico OCS Region. May.
- Guzmán C., Ramos L.R., Morataya C., Layrisse I. Criterios para el Diseño Conceptual de Procesos de Deshidratación/desalación Electroestática. *Revista Visión Tecnológica* Vol. N° 3, 35-43 (1996)
- Goyet, J., Straub, D., Faber, M. H. (2002) "Risk-Based Inspection Planning of Offshore Installations" *Structural Engineering International*, Volume 12, Number 3, 1 August, pp. 200-208(9)

- Hoerner B. K., Wiessner F. G., Berger E. A., (1982) Effect of irregular motion on absorption / distillation processes, *Chemical Engineering Progress*, 78, (11), Nov, pp. 47 – 52, 1982.
- Jiang, Z., Hutchinson J.M., Imrie C.T. (2001) “Measurement of the wax appearance temperatures of crude oils by temperature modulated differential scanning calorimetry” , *FUEL* 80 (3), 367-371,.
- Khor, L.H.; Barltrop, N.D.P. (1999) “A Method of Analysis for the Extreme Response of an Offshore Floating & Weathervaning Platform Subjected to Wave, Current & Wind from Different Directions” *Underwater Technology: The International Journal of the Society for Underwater*, Volume 24, Number 1, June, pp. 11-17(7)
- Kurt S.A. (2005) “Pemex requires more spending on exploration”. News & Resources. *World of Oil*. May. Vol. 226. No. 5.
- Lapidaire P.J.M. & de Leeuw P.J. (1996) “The effect of ship motions on FPSO topside design”. *Presented at Offshore Technology Conference*. Houston TX, 6 – 9 May, p. 411 – 420.
- Lee, A.K.; Serratella, C.; Wang, G.; Basu, R.; Spong, R. (2007) “Multilevel Risk-Based Inspection Scheme for FPSOs” *Marine Technology*, Volume 44, Number 2, April, pp. 118-124(7)
- Lorenzana Guzmán, A., Lira Meneses, L. A., (2008) “*Perforación en aguas profundas aplicación de métodos con sistemas de risers y doble gradiente*”, Tesis, Facultad de Ingeniería, UNAM.
- Lyons W.C. (2006) “Handbook of Petroleum & Natural Gas Engineering”. Vol. 2, (1996) p 5-160.
- Lyons W. C., Plisga G. J. (2005) “*Standard handbook of petroleum & natural gas engineering*” 2nd Ed. Burlington, Massachusetts Gulf,
- Mackay, R & Harold, D. (2006) “Learning the lessons of FPSO topside layout”, *Offshore Engineer*, pp 67 – 71, October
- Manning F. S. & Thompson R. (1991) “Oilfield processing of petroleum”. PennWell Books. Vol. 1: *Natural Gas*, ISBN: 0878143432. Vol. 2: *Crude Oil*.
- Martin, P.; Katebi, R. (2005) “Multivariable PID tuning of dynamic ship positioning control systems” *Proceedings of IMarEST - Part A - Journal of Marine Engineering & Technology*, Volume 14, Number 7, December, pp. 11-24
- MMS (2008) *Mineral Management Service* “Overview of Gulf of Mexico's Deepwaters.” Febrero 5,

- NOM (1996) *Norma Oficial Mexicana -001- ECOL -1996*
- Núñez Farfán, J., (2008) “Aspectos de Geotecnia para Aguas Profundas”, *Instituto Mexicano del Petróleo*, Septiembre.
- Parker G. (1999) “The FPSO Design & Construction Guidance Manual” 1st Edition *Reserved Technology Institute*.
- Peña Chaparro J. L., (2008) “*Modelación para análisis de sistema de producción y aseguramiento de flujo en aguas profundas*”, Tesis, Facultad de Ingeniería, UNAM,
- PEP (2005) *Anuario estadístico de Pemex Exploración y Producción*.
- Ren, J.; Jenkinson, I.; Sii, H.S.; Wang, J.; Xu, L.; Yang, J.B. (2005) “An offshore safety assessment framework using fuzzy reasoning & evidential synthesis approaches” *Proceedings of IMarEST - Part A - Journal of Marine Engineering & Technology*, Volume 2005, Number 6, April, pp. 3-16(14)
- Rodríguez Toral, M. Á., (2006) *Requerimientos de los sistemas de proceso para instalaciones petroleras en aguas profundas*, *XLVI Convención Nacional del IMIQ*. Del 25 – 27 de Octubre. Monterrey, Nuevo León, México.
- Rodríguez Toral, M. Á., (2008) *Consideraciones de Diseño de Sistemas de Procesamiento de Hidrocarburos para FPSO en Aguas Profundas*, *XLVIII Convención Nacional del IMIQ*. Del 22 – 25 de Octubre. World Trade Center, México, D. F.
- Rosales Limón, E. (2008) “*Metodología Experimental PVT para evaluar la Formación de Hidratos en Sistemas Metano –Salmueras a condiciones de operación en Aguas Profundas*”, Tesis, Facultad de Ingeniería, UNAM.
- Saipem (2008) *Fast Track FPSO Project. Design considerations*. Febrero 5, <http://www.saipem.eni.it/module.asp?sect=FPSO&pag=fast-track>
- Salager J.L. *Deshidratación de crudo. Módulo de Enseñanza en Fenómenos Interfaciales*, Cuaderno FIRP 353, Universidad de los Andes, Mérida, Venezuela (1987).
- Spielman, L. A.; Goren, S.L. *Progress in induced coalescence and a new theoretical framework for coalescence by porous media*, *Ind. Eng. Chem.* 62(10):10-24 (1962).

- Sii, H.S.; Wang, J.; Eleye-Datubo, A.G.; Yang, J.B.; Liu, J. (2005) "Safety Assessment of FPSO Turret-Mooring System Using Approximate Reasoning & Evidential Reasoning" *Marine Technology*, Volume 42, Number 2, April, pp. 88-102(15)
- Simos A. N.; Tannuri E. A.; Pesce C. P.; Aranha J. A. P. (2001) "A Quasi-Explicit Hydrodynamic Model for the Dynamic Analysis of a Moored FPSO Under Current Action" *Journal of Ship Research*, Volume 45, Number 4, 1 December , pp. 289-301(13)
- Slider, H. C., (1968) "A simplified Method of Hyperbolic Decline Curve Analysis," *J. Fet. Tech.* March, pp. 235-236.
- Smith, Donald J.(1996) "Simplified First Order Motion Analysis of a Moored FPSO" *Underwater Technology: The International Journal of the Society for Underwater*, Volume 22, Number 1, June, pp. 3-13(11)
- Sun, Hai-Hong; Soares, C. Guedes (2006) "Reliability-Based Inspection of Corroded Ship-Type FPSO Hulls" *Journal of Ship Research*, Volume 50, Number 2, June , pp. 171-180(10)
- Suro-Pérez V. (2001) "Mexico GOM Offshore E&P activities & objectives for the years ahead". Presentado en International Oil & Gas Business Days. Norway.
- Svensson H. V., (1982) Distillation problems on a floating plant, *Chemical Engineering Progress*, 78, (11), Nov, pp. 43 – 46.
- Tarek A., (1989) "Hydrocarbon phase behavior", Houston, Texas: Gulf
- Terpstra T., B.B. d'Hautefeuille, A.A. MacMillan. (2001) FPSO Design & Conversion: A Designer's Approach, *Offshore Technology Conference*, Houston, Texas, 30 April-3 May.
- Villegas González, J. G. (2005) "Alternativa para el aseguramiento de la producción de yacimientos de hidrocarburos en aguas profundas mexicanas", Facultad de Ingeniería, UNAM.
- Tobin, J., Shambaugh, P., Mastrangelo, E. (2006) "Natural Gas Processing: The Crucial Link Between Natural Gas Production & Its Transportation to Market" *Energy Information Administration, Office of Oil & Gas*, January
- Villegas González, J. G. (2005) "Alternativa para el aseguramiento de la producción de yacimientos de hidrocarburos en aguas profundas mexicanas", Tesis Facultad de Ingeniería, UNAM.
- Vold, R. D.;Groot, R.C. An ultracentrifugal method for the quantitative determination of emulsion stability, *J.Phys.Chem.* 66:1969-74 (1962).

- Wilhoit L & Supan Ch.. (2007) Worldwide Survey of Floating Production, Storage & Offloading (FPSO) Units. *A Poster edited by Offshore Magazine*. August, 2007.
- Wilson J. (2008) "Shuttle tankers vs pipelines in the GOM frontier" *World Oil*. Vol. 229. No. 4. April, *World Oil*. "Industry at a glance". *World oil & NGL production*. *World Oil*. Vol. 227, No. 6. June. p. 121.
- Worldpress.org (2009), Viewpoints: Mexico: Oil Depletion & Illegal U.S. Immigration. April 25,. <http://www.worldpress.org/Americas/2326.cfm>