



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

PROGRAMA DE MAESTRIA Y DOCTORADO EN
INGENIERIA

FACULTAD DE INGENIERIA

DESARROLLO DE UNA METODOLOGIA
PARA LA ESTABILIZACIÓN
DE LOS CRUDOS LIGEROS
Y SUPERLIGEROS

T E S I S

QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:

MAESTRO EN INGENIERIA

INGENIERIA PETROLERA Y GAS NATURAL - PRODUCCION

P R E S E N T A :

JOSÉ ANTONIO WUOTTO RAMOS



DIRECTOR DE TESIS:

M. I. FRANCISCO SÁNCHEZ ARREDONDO

OCTUBRE DEL 2008



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 : M. I. José Angel Gómez Cabrera

Secretario : M. I. José Manuel Reyes Aguirre

Vocal : M. I. Francisco Sánchez Arredondo

1er. Suplente : M. I. Gerardo Lobato Barradas

2do. Suplente : M. I. Juan de la Cruz Clavel López

Esta Tesis fue realizada en:

La ciudad de México. D.F. y en

la Ciudad de Villahermosa, Tabasco.

DIRECTOR DE TESIS:

M. I. FRANCISCO SÁNCHEZ ARREDONDO

Agradecimientos

Cuando empecé con mis estudios de maestría durante el camino, tuve muchos tropiezos fueron muchas las personas que me alentaron a realizarlos, pero quien siempre estuvo en las buenas y en las malas y me ayudo a levantarme con sus palabras de aliento y su gran amor, fue mi esposa Lucy, te dedico el esfuerzo de éste trabajo.

A mis hijos: Miguel Antonio que con sus comentarios y ánimos me ayudo a salir adelante, a mi Karen con sus observaciones y cariños mmrqt, a mi Cindy por su inmenso amor, gracias.

A mis compañeros de trabajo y amigos, a mis jefes, a los ingenieros del Activo Integral Bellota-Jujo, gracias por el apoyo recibido en la realización de éste trabajo.

Agradezco a mis profesores de la Maestría por sus consejos y cátedras y en especial al M. I. Francisco Sánchez Arredondo por su asesoría y conducción en el desarrollo de éste trabajo.

Mi agradecimiento a mis sinodales, M. I. Gómez Cabrera, M. I. Reyes Aguirre, M. I. Lobato Barradas y al M. I. Clavel López por sus consejos, comentarios y recomendaciones con los cuales enriquecí este trabajo, a los Ingenieros Lourdes Reyes Martínez y Jose Julio Aguirre Benítez muchas gracias por todo.

A mi empresa Petróleos Mexicanos PEMEX, reitero mi compromiso para desde mi trincherá luchar por hacer de ella la empresa petrolera más importante.

José Antonio Wuotto Ramos

DESARROLLO DE UNA METODOLOGIA PARA LA ESTABILIZACIÓN DE LOS CRUDOS LIGEROS Y SUPERLIGEROS

CONTENIDO

	Página
INTRODUCCION	
I. CONCEPTOS FUNDAMENTALES	1
II. ANÁLISIS DE LOS MÉTODOS DE ESTABILIZACIÓN EXISTENTES	13
II.1 Por reducción de presión	16
II.1.1 Separación multietapa con tanque de almacenamiento	16
II.1.2 Separación multietapa con tanque elevado	18
II.1.3 Separación multietapa con tanque elevado a condiciones de vacío	21
II.1.4 Estabilización mediante torres Boots con sistema de vacío	24
II.2 Por incremento de temperatura	27
II.2.1 Separación multietapa con calentamiento de crudo previa al tanque elevado	27
II.2.2 Separación multietapa y uso de un estabilizador tipo torre	30
II.2.3 Estabilizador tipo torre con intercambio de calor en platos intermedios	33
II.3 Método Ultrasónico	36
II.3.1 Separación multietapa con la aplicación del ultrasonido previa al tanque elevado	36
III. ANALISIS DE LOS PROCESOS DE ESTABILIZACION DE CRUDO Y DE CONDENSADO EN EL GAS EN LA BATERIA BELLOTA DE LA REGION SUR	38
III.1 Revisión de la Información y modelado del caso base	39
III.2 Simulación de los métodos existentes utilizando el Simulador de Procesos PRO II	47
IV. METODOLOGIA PROPUESTA PARA LA ESTABILIZACION DE CRUDO DE ACUERDO A LOS REQUERIMIENTOS CONTRACTUALES	51
V. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	60
ANEXOS A	63
ANEXOS B	67
BIBLIOGRAFIA Y REFERENCIAS	94

INTRODUCCIÓN

En México Petróleos Mexicanos PEMEX, se sitúa en la actualidad como la tercera empresa productora de crudo en el mundo, sólo después de Saudi Aramco de Arabia Saudita y Nacional Iranian Oil de Irán ⁽¹⁾; ocupa el noveno lugar en reservas de crudo y el doceavo en ingresos ⁽²⁾. PEMEX es la única empresa responsable del desarrollo de los recursos de hidrocarburos del país.

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

La demanda está aumentando más que nunca, a medida que crece la población y despegan las economías, millones de personas en países en desarrollo disfrutan de los beneficios de un estilo de vida que requiere cantidades de energía cada vez mayores ⁽³⁾, también se ha incrementado el desarrollo de tecnologías que permiten el procesamiento de los hidrocarburos para la generación de productos de alto valor agregado, es

⁽¹⁾, ⁽²⁾, ⁽³⁾ Referencias al final

por ello que el procesamiento del petróleo crudo y del gas asociado se ha visto incrementado en los últimos años.

La energía será una de las problemáticas que definirán este siglo, una cosa es clara la era del petróleo fácil llegó a su fin, lo que hagamos a partir de ahora determinará nuestro éxito para satisfacer las necesidades energéticas de todo el mundo en este siglo y en el futuro.

El petróleo crudo que se produce en yacimientos petrolíferos es una mezcla de hidrocarburos formado por fracciones que van desde las más ligeras, como el metano, etano, propano, butano hasta fracciones más pesadas como el pentano, hexano y aun más pesadas.

Es necesario separar del petróleo crudo, la mayor parte de las fracciones ligeras, antes de enviarse a tanques de almacenamiento atmosférico, aquí de manera lógica, nos surge esta pregunta ¿porque? ¿Que pasa si no se separan las fracciones ligeras del Petróleo crudo?, parte de éstas, por efectos de presión y temperatura a las que se ven expuestas se vaporizarían en el tanque (liberación del gas ocluido en el crudo), esto ocurriría por una mala separación ó debido a una estabilización incompleta, esto ocasionaría pérdidas en volumen además de que constituirían un riesgo para la seguridad del personal, las instalaciones y la salud de todos nosotros, tomar conciencia del daño ecológico es relevante pero emprender acciones tendientes a disminuir este daño es aún más importante y necesario.

Una mala separación ó una estabilización del petróleo crudo incompleta, trae como consecuencia perdidas volumétricas y sanciones económicas por no cumplir con los parámetros establecidos , es por eso que en las últimas décadas, la estabilización ha cobrado mucha importancia dentro de la línea

del negocio de producción, distribución y comercialización de nuestra empresa.

Dicho sea de paso la estabilización del petróleo crudo es el proceso donde se deben quitar ó remover las fracciones ligeras de la corriente del petróleo crudo para no ventear a la atmósfera.

Se considera un petróleo crudo estabilizado a aquél que no libera gas a la presión y temperatura atmosférica, que se tiene en los tanques de almacenamiento.

El presente trabajo estará encaminado al análisis de crudo ligero y superligero con densidad en °API de 40 a 27.

En PEP, en coordinación con PMI la Subdirección de Distribución y Comercialización (SDC), se revisan y realizan los contratos con los clientes Nacionales e Internacionales, en dichos contratos se acuerdan los volúmenes, las calidades de entrega, las penalizaciones por incumplimiento, etc. etc.

Hablando de calidad es indispensable cumplir con un valor específico de Presión de Vapor Reíd (PVR), que en el último contrato es de 6.0 a 6.5 psig.

Es importante resaltar que si no se cumple con este valor de Presión de Vapor Reíd (PVR), para clientes de procesamiento nacional y exportación se pueden tener las siguientes problemáticas:

1. Dificultades en el proceso de refinación en lo que se refiere a capacidad y eficiencia de procesamiento.

2. Se pueden presentar fuertes represionamientos en los buquetanques de transporte del crudo.

Por otra parte, aún cuando el crudo sea almacenado por largo tiempo con la finalidad de eliminar los problemas antes mencionados, se tendrán fuertes emanaciones de vapores a la atmósfera, y se crean ambientes corrosivos, de alto poder explosivo e inseguros en las instalaciones de producción, además de mermar el volumen y la calidad del crudo almacenado.

Para evitar las problemáticas antes mencionadas, se revisarán los diferentes métodos de estabilización acorde a las siguientes técnicas ⁽⁴⁾:

1. Por reducción de presión

- 1.1 Separación multietapa con tanque de almacenamiento.
- 1.2 Separación multietapa con tanque elevado.
- 1.3 Separación multietapa con tanque elevado a condiciones de vacío.
- 1.4 Estabilización mediante torres "Boots" con sistema de vacío.

2. Por incremento de la temperatura

- 2.1 Separación multietapa con calentamiento de crudo previa al tanque elevado.
- 2.2 Separación multietapa y uso de un estabilizador tipo torre.
- 2.4 Estabilizador tipo torre con intercambio de calor en platos intermedios.

3. Método ultrasónico

- 3.1 Separación multietapa con la aplicación del ultrasonido previa al tanque elevado.

Se revisará y analizará con el simulador de proceso PRO-II de la compañía INVENSYS cada uno de los métodos antes mencionados, tomando como caso base la Batería Bellota del Activo de Producción Bellota-Jujo, de la Región Sur.

En el análisis de los métodos observaremos con cual de ellos se cumple con las premisas de:

- maximizar el volumen de líquido,
- minimizar el volumen de gas
- cumpliendo con el requerimiento de la Presión de Vapor Reíd (PVR) mencionada en el contrato.

Por otra parte el simulador que se utilizará es y ha sido utilizado en PEMEX y la Red de Expertos de Proceso y Transporte de Hidrocarburos, lo hizo un estándar.

De los resultados de las simulaciones, propondré en éste trabajo una metodología que satisfaga las premisas antes mencionadas, además de que aporte mejoras en el proceso de estabilización del petróleo crudo.

RESUMEN

Actualmente es necesario separar del petróleo crudo, la mayor parte de las fracciones ligeras antes de enviarse a tanques de almacenamiento atmosférico para evitar que por efectos de presión y temperatura a las que se ven expuestas, se vaporicen en el tanque por una mala separación ó una estabilización incompleta teniendo perdidas volumétricas, además de que se pueden tener dificultades en la eficiencia en el proceso de refinación y se pueden presentar fuertes represionamientos en los buquetanques de transporte de crudo. Es por ello que en este trabajo propuse una metodología para la estabilización de los crudos ligeros y superligeros, basada en un análisis hecho tomando como caso de estudio el crudo manejado en la Batería Bellota del Activo Integral de Producción Bellota-Jujo, de la Región Sur; realice diferentes simulaciones con el simulador de procesos PRO II, con los métodos de las 2 tecnicas de estabilización, la de reducción de presión y la de incremento de temperatura, además del método ultrasónico, para los cálculos termodinámicos utilice las ecuaciones de estado de Peng y Robinson, este análisis consideró las premisas siguientes: maximizar el volumen de líquido, minimizar el volumen de gas ,cumpliendo con el requerimiento de la Presión de Vapor Reíd (PVR) mencionada en el contrato con los clientes de PEMEX PEP nacionales e internacionales (6.0 a 6.5 psig).

CAPITULO I.

Conceptos Fundamentales.

Antes de hablar de los conceptos fundamentales es importante mencionar que la determinación del valor óptimo de PVR es de gran importancia. De diversas pruebas para el control de los sistemas de separación multietapas, se ha llegado a la conclusión que 1.0 psi de PVR es equivalente a 0.5 % en volumen de liquido recuperado, si se parte de esta conclusión se tiene que cada psi que este por abajo del valor optimo de PVR se podría tener 0.5 % en perdidas de volumen de liquido recuperado ⁽⁶⁾ .

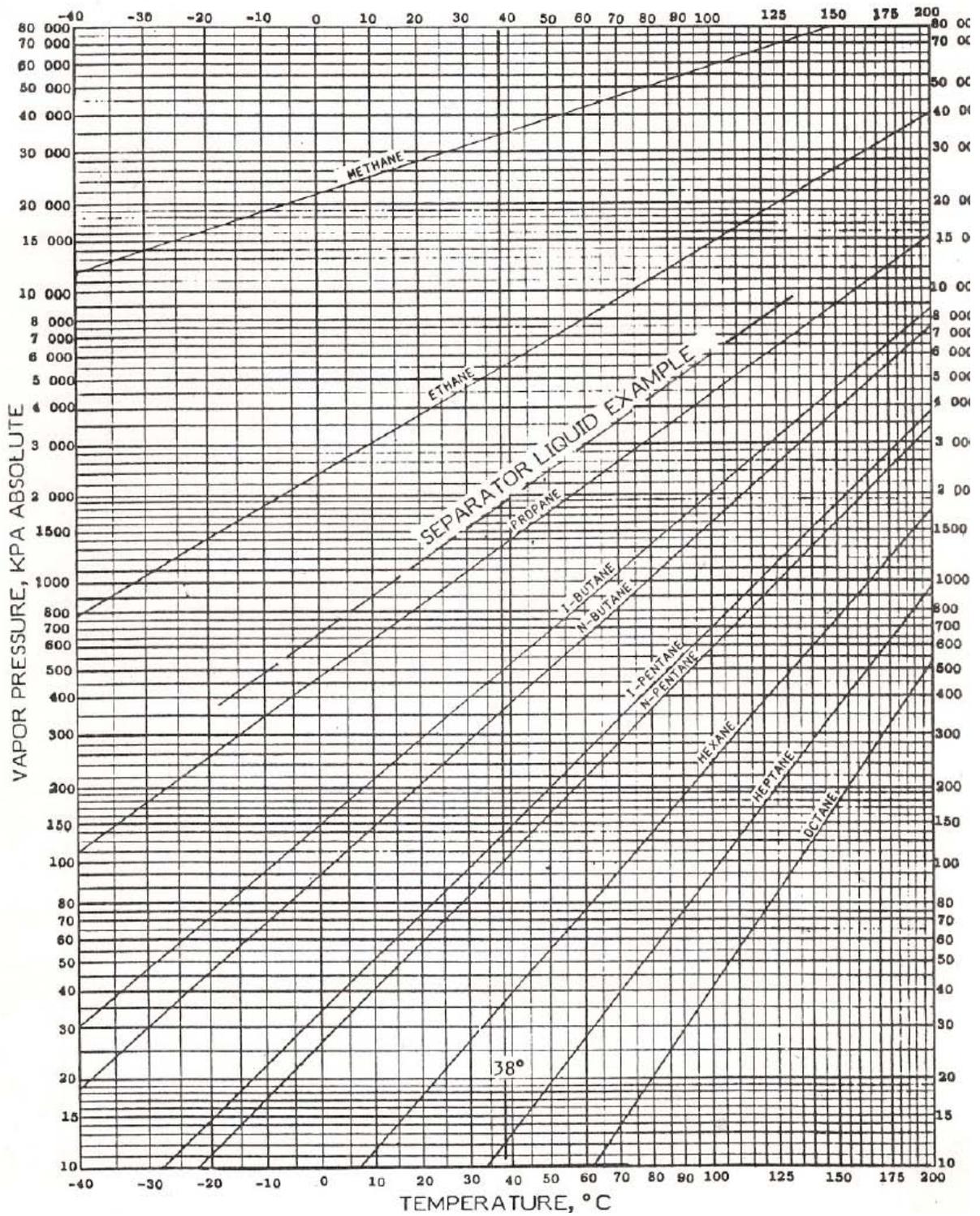
Empezaremos este capítulo definiendo la presión de vapor real ó verdadera PVV como la presión a la cual la fase vapor de una sustancia se encuentra en equilibrio con la fase líquida de la misma a una temperatura dada.

La Presión de Vapor ⁽⁶⁾ se obtiene por la lectura de una presión manométrica en un separador conteniendo gas e hidrocarburos líquidos. Esta presión manométrica leída, es la presión de vapor de los hidrocarburos líquidos contenidos en el separador, cuando el gas esta en equilibrio con el líquido. Decimos que coexiste equilibrio vapor-líquido, cuando durante la separación de las fases se logra igualar la cantidad de moléculas que del líquido se vaporizan con las que se condensan (fase liquida de un gas que se obtiene por cambios de presión y temperatura) del gas.

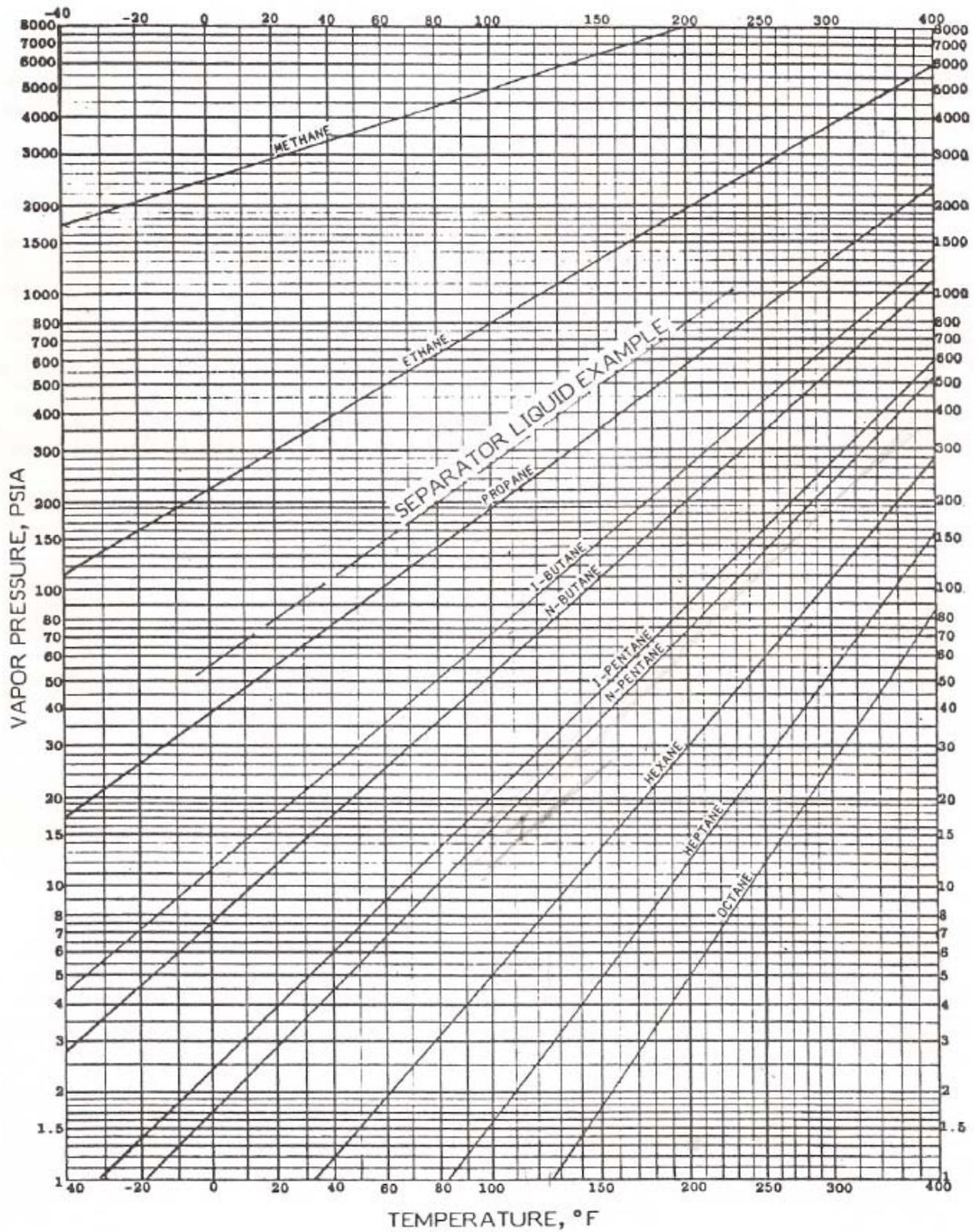
La presión de vapor de los hidrocarburos puros se muestra en las graficas I-1 y I-2 ⁽⁶⁾ .

La presión de vapor del crudo es una propiedad física que como muchas otras propiedades termodinámicas sufren cambios con la temperatura, esta presión esta íntimamente relacionada con la estabilidad del crudo.

⁽⁶⁾ Referencias al final



Gráfica I-1 Presión de Vapor de hidrocarburos puros (°)
(Unidades en el Sistema Internacional)



**Gráfica I-2 Presión de Vapor de hidrocarburos puros (6)
(Unidades en el Sistema Ingles)**

La presión de vapor verdadera de una mezcla en un tanque ó contenedor no podrá ser mayor que la presión atmosférica a esa temperatura en el tanque. Si la mezcla de hidrocarburos tienen una presión de vapor verdadera PVV mayor que la presión atmosférica en un tanque, algunas fracciones ligeras en la mezcla se vaporizaran inmediatamente y la PVV de el liquido remanente estará ahora a la presión atmosférica ⁽⁶⁾ .

Por otra parte toda presión medida considerando como referencia la presión atmosférica (14.7 lb/pg² abs. ó 1.033 Kg/cm² abs.) será una presión manométrica, de donde la **PVR deberá reportarse en lb/pg² ó Kg /cm² manométricas**, es importante dejar claras las unidades en que se debe reportar la PVR, razón por la cual ahondaremos en el tema.

Presión Absoluta

Es la presión que se aplica en una superficie. Es la presión de un fluido medido con referencia al vacío perfecto o cero absolutos. Se mide en pascales. La presión absoluta es la suma de la presión manométrica más la presión atmosférica. La relación entre la presión manométrica y la absoluta es:

	Unidades en Sist. Internacional (KPa)	Unidades en Sist. Ingles (psi)	Unidades en Sist. Métrico (Kg/cm ²)
Presión Absoluta=	Presión Manométrica + 101	Presión Manométrica + 14.7	Presión Manométrica + 1.033
Presión Manométrica=	Presión Absoluta - 101	Presión Absoluta - 14.7	Presión Absoluta - 1.033

Presión Atmosférica

Es la presión ejercida por el aire sobre la superficie terrestre y la cual es medida mediante un barómetro. A nivel del mar, esta presión es próxima a 760 mm de mercurio absolutas, 14.7 lb/pg² abs. ó 1.033 Kg/cm² abs.

Presión Manométrica

Es la Presión medida con un manómetro. Por medio de la ecuación de Bernoulli la presión manométrica es el producto de la densidad del líquido utilizado multiplicado por la altura de la columna de líquido y por la gravedad. La presión manométrica es igual a la presión absoluta menos la presión atmosférica, es decir, la presión por encima de la atmosférica.

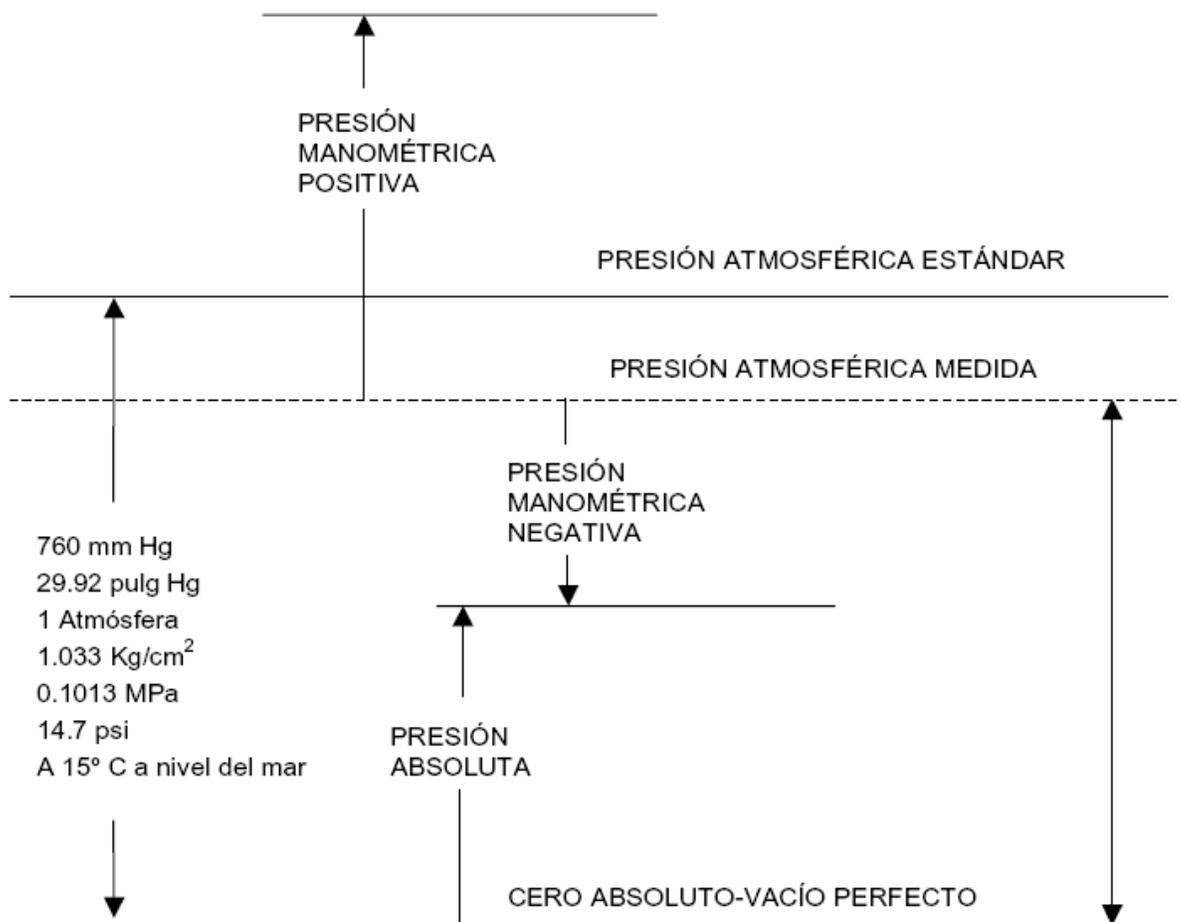


Fig. I-3 Condición estándar, Presión absoluta y Presión manométrica

Las unidades de presión se muestran en la tabla I-4 que se presenta a continuación:

Tabla I-4 Unidades de presión utilizadas

	psi	Atmósfera	Kg/cm ²	mm de Hg.	bar	Pascal
psi	1	0.068	0.0703	51.72	0.0689	7142
atmósfera	14.7	1	1.033	760	1.0131	101325
Kg/cm ²	14.22	0.9678	1	735.6	0.98	98100
bar	14.5	0.987	1.02	750	1	100000
Pascal	0.00014	0.987×10^{-5}	0.102×10^{-4}	0.0075	10^{-5}	1

Continuando con nuestro tema, el grado de estabilización del petróleo crudo se acostumbra expresar mediante su Presión de Vapor Reid y en PEP acorde con lo pactado en los contratos de comercialización, revisados y realizados con los clientes Nacionales e Internacionales en coordinación con PMI y la Subdirección de Distribución y Comercialización (SDC), se debe cumplir con un valor especificado en el contrato 6.0 y 6.5 lb/pg² ver tabla I-5 y I-6 ⁽⁷⁾.

La PVR esta íntimamente relacionada con la Presión de Vapor Verdadera PVV de éste hidrocarburo líquido, misma que depende de las condiciones de operación del equipo de proceso.

Tabla I-5 de especificaciones de calidad de los diferentes tipos de petróleo crudo por Buquetanque.

Tipos de Petróleo Crudo	Gravedad (°API)	Viscosidad SSU @ 25 ° C (77° F)	Agua y Sedimento (%en Vol.)	Azufre (% Peso)	Presión de Vapor Reid (psig)	Punto de escurrimiento. (°F)
MAYA	21.0 - 22.0	440	0.5	3.4	6.0	-17
ISTMO	32.0 - 33.0	60	0.5	1.5	6.0	-35
OLMECA	38.0 - 39.0	38	0.5	0.95	6.2	-55

Tabla I-6 de especificaciones de calidad de los diferentes tipos de petróleo crudo por ducto.

Tipos de Petróleo Crudo	Gravedad (°API)	Azufre (% Peso)	Agua y Sedimento (%en Vol.)	Presión de Vapor Reid (psig)	Contenido de sal (lb/MB)	Niquel (PPM)	Vanadio (PPM)	Asfaltenos (% Peso)
	Mínimo	Máximo	Máximo	Máximo	Máximo	Máximo	Máximo	Máximo
MAYA (4)	21.0	3.6	0.5	6.5	50	54	270	10.60
ISTMO (1)	32.0	1.6	0.5	6.5	50	8	50	1.20
OLMECA	38.0	1.0	0.5	6.5	50	2	9	0.58
NARANJOS (4)	26.0	3.0	0.5	6.5	50	29	121	10.60
ALAMO (4)	24.0	3.2	0.5	6.5	50	39	161	13.05
MURO (4)	18.5	4.0	0.5	6.5	50	60	289	18.46
HORCON (4)	22.0	3.2	0.5	6.5	50	44	211	15.54
MARFO. ANTARES (4)	25.0	3.0	0.5	6.5	50	45	157	14.76
POZOLEO	29.0	2.0	0.5	6.5	50	15	52	2.95
PAPALOAPAN (2)	41.0	2.0	0.5	6.5	50	22	33	4.59
ARENQUE (4)	32.0	2.5	0.5	6.5	50	16	79	6.52
TAMAULIPAS (3) (4)								
ALTAMIRA	17.5	5.5	1.0	6.5	50	51.0	211	17.73
PANUCO (3)								
CACALILAO	11.9	5.5	1.0	6.5	50	69.0	318	12.45

(1) Incluye la corriente del Petróleo Crudo Terciario.

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

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

(4) Los Asfaltenos de estos Crudos se determinarán con nC7 y los otros de la lista con Nc5.

La Presión de Vapor Reid (PVR) de un crudo, es la presión que ejerce el vapor sobre el líquido del cual se liberó dentro de ciertas cámaras especiales de líquido y de vapor, al someter una muestra de crudo a la prueba de laboratorio propuesta por Reid, misma que se encuentra influenciada por el vapor de agua a 37.8 °C (100°F), la cual está especificada en el procedimiento A del ASTM (American Society for Testing and Materials) D-323-89, la PVR es un parámetro que se utiliza en la determinación de la calidad del petróleo crudo.

En cuanto a la determinación de la calidad de entrega a buquetanques, el muestreo del petróleo crudo deberá realizarse de acuerdo con la última versión del capítulo 8 sección 1 y 2 (Manual & Automatic Sampling of Petroleum and Petroleum Products), ó con los procedimientos D-4057 -88 ó D-4177 de la ASTM.

Las pruebas para la determinación de la calidad del Petróleo Crudo se efectuarán en el laboratorio, conforme a los métodos establecidos en la tabla I-7.

Tabla I-7 Pruebas de calidad que deberán realizarse a los diferentes tipos de petróleo crudo.

Determinación	Método	Nota
Gravedad Específica	ASTM D-1298	(1) (5)
Gravedad °API	ASTM D-287	(1)
Agua y Sedimento , (% Vol.)	ASTM D-4007	(1)
Agua por Destilación, (% Vol.)	ASTM D-4006	(2)
Sedimentos por Extracción , (% peso)	ASTM D-473	(3)
Contenido de Sal, (lb/1000 Bls)	ASTM D-3230	(1)
Viscosidad SSU @ 100 °F, cst	ASTM D-88, D-44 y D-2622	(1)
Azufre, (% peso)	ASTM D-4294 ó D-2622	(1)
Presión de Vapor Reid (psig)	ASTM D-323	(1)
Metales, (Ni, V, PPM)	ASTM D-5863 ó UOP 391/91	(1)
Asfaltenos ,(% peso)	ASTM D-2007	(1)
Punto de Ecurrimiento(°F)	ASTM D-97	(4)

(1) Método para facturación diaria.

(2) Método de referencia.

(3) Método de facturación semanal.

(4) Método de referencia, incluido durante análisis ASSAY con la frecuencia acordada.

(5) Método ASTM 1298, para entrega a Buquetanque se determina a 60 °F.

La determinación de la PVR ⁽⁸⁾, ⁽⁹⁾ se refiere al procedimiento A del estándar ASTM D-323-89, medición a 37.8 °C (100 °F) de la presión de vapor de un crudo, y utiliza un aparato de forma cilíndrica de medidas específicas dividido en dos cámaras de acero (figura I-8).

A 37.8 °C la PVR difiere un poco en valor de la PVV, debido a que el procedimiento para efectuar la PVR incluye dos exposiciones del líquido al aire ambiente:

1. una cuando se toma la muestra y
2. otra cuando se transfiere del recipiente al aparato de prueba.

Durante estos trasposos, algunos hidrocarburos ligeros del aceite se vaporizan y de ese modo disminuye la lectura de la presión de vapor.

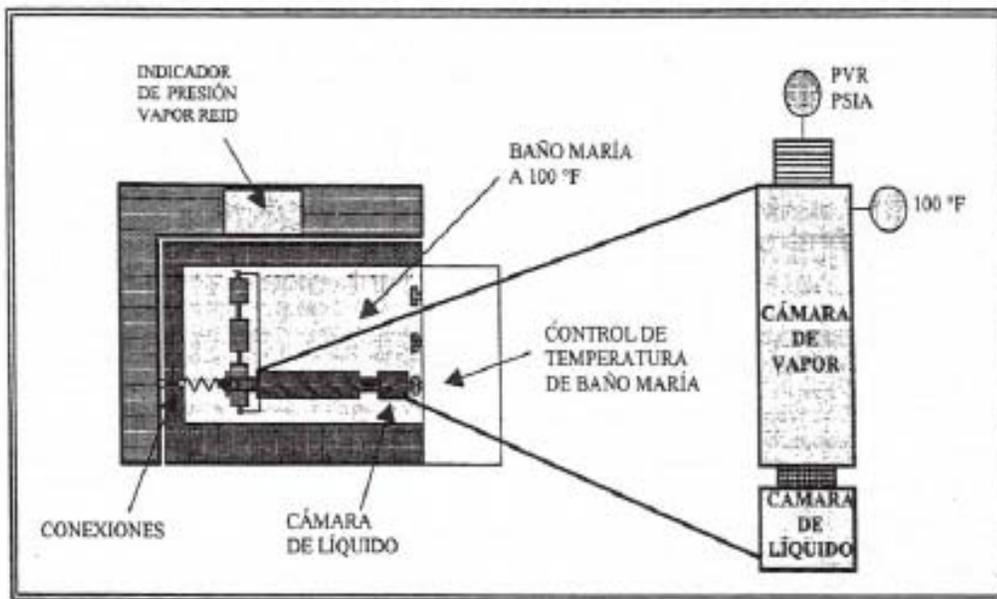


Figura I-8 Prueba de laboratorio de la PVR

Cabe mencionar que las principales diferencias que existen entre la **PVV** y la **PVR** es que en la **Presión de Vapor Reid** la muestra de crudo se pone en contacto con el aire y vapor de agua, además de que la prueba se realiza a 100 °F (37.8 °C); La idea básica de realizar la prueba a 37.8 °C se debe a que se espera que la temperatura en los tanques de almacenamiento del crudo durante los meses de verano, alcance el valor mencionado.

Para mayor detalle en el anexo A se encuentra la descripción del procedimiento A del estándar ASTM D-323-89 para la determinación de la PVR propuesta por Reid.

La PVV puede ser estimada a partir de su PVR y viceversa, estos valores serán específicamente para el tipo de crudo que se esté manejando y no podrán utilizarse para crudos que presenten diferentes propiedades.

La mayoría de los crudos consideran valores promedios de PVR de 10 a 12 psi (69 a 83 kPa) misma que representa una presión de Vapor Verdadera PVV de 13.7 a 17.6 psi (94 a 121 kPa) a 100 °F (37.8 °C), como se observa en las figura I-9 y I-10.

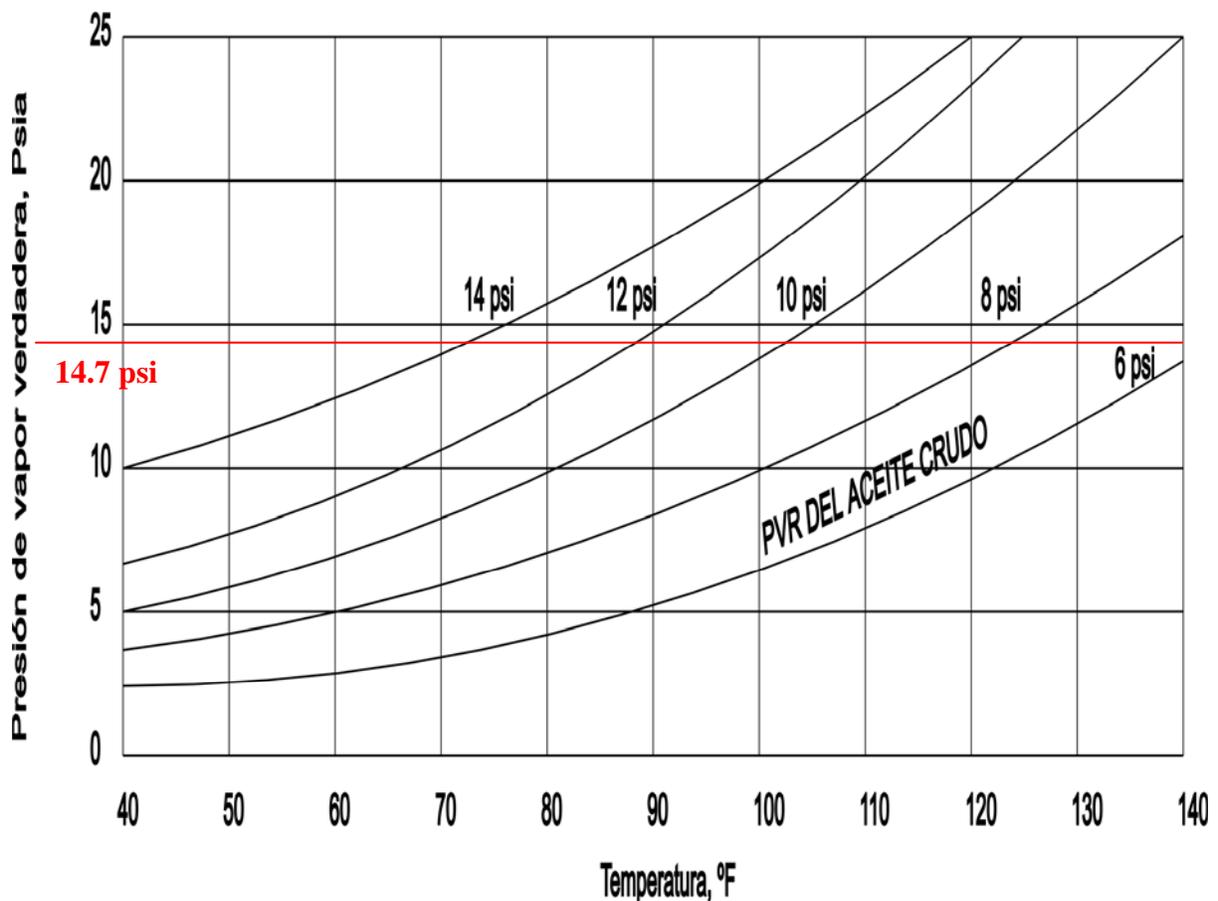


Figura I-9 Presión de Vapor Verdadera PVV Vs. Presión de Vapor Reid PVR. (Unidades en el Sistema ingles)

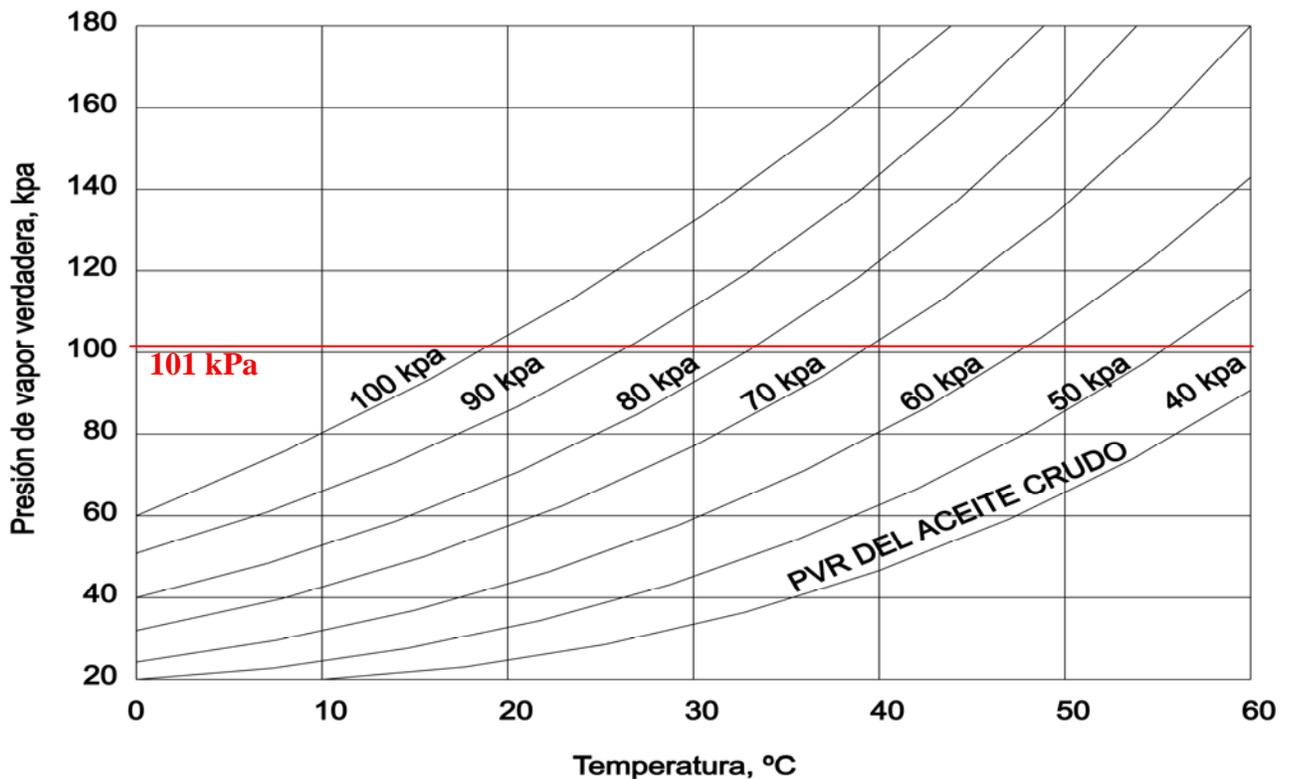


Figura I-10 Presión de Vapor Verdadera PVV Vs. Presión de Vapor Reid PVR (Unidades en el Sistema Internacional)

La PVV de un crudo producido de pozos con unidades de bombeo, estará mas cerca de la PVR.

Otros de los parámetros importantes que debemos conocer son los patrones de flujo en los ductos , cuidar que en la batería de separación se manejen adecuadamente la velocidad de las fases para tener por una parte una buena separación de las mismas, y por otro lado se evita o minimiza el colgamiento de líquido para tener una estabilización completa y obtener los valores de Presión de Vapor Reid PVR pactados con los clientes y evitar penalizaciones por incumplimiento, pérdidas en volumen, incrementos en la emisión de las partículas y otros componentes a la atmósfera que pueden representar un importante riesgo a la salud humana ó al medio ambiente.

Al fluir dos fases simultáneamente a través de las tuberías, puede hacerse en formas diversas. Cada una de estas formas representa una distribución relativa de una fase con respecto a la otra y constituyen un patrón o tipo de flujo.

En la batería de Separación, que pertenece a la infraestructura de producción, misma que puede constar de una o varias etapas de separación las cuales tienen diferentes condiciones de presión y temperatura, nosotros conocemos la Presión de Vapor Verdadera (P_v), la cual como ya se dijo al principio del capítulo se obtiene por la lectura de una presión manométrica en un separador, la P_v también es conocida como la presión de saturación ó de burbujeo de un líquido.

Cuando nos referimos a Etapa de separación, se dice que son las condiciones de operación a la cual se lleva a cabo la separación gas-líquido o gas-aceite-agua en una batería de separación. Las baterías de separación normalmente se diseñan considerando la máxima presión del cabezal de producción. Existen instalaciones que cuentan con 4 etapas de separación, Alta Presión, Presión Intermedia, Baja Presión y la Etapa de Estabilización que se haya seleccionado.

CAPITULO II.

Análisis de los métodos de estabilización existentes.

El capítulo que se desarrolla a continuación, está basado en una larga revisión de diversos procesos que se tienen para la estabilización de petróleos crudos ligeros y superligeros, los cuales han tenido grandes progresos desde la instalación de la 1^a. Bateria de separación, hasta las modernas instalaciones de estabilización. Para la estabilización del petróleo crudo existe una gran variedad de procesos, tanto mecánicos como químicos, y cada uno considera diferentes criterios, tales como el costo ó el equipo a utilizar, su factibilidad técnica en la aplicación y la eficiencia que se tenga en la estabilización del petróleo crudo.

Como mencionamos en el presente capítulo se abordará la problemática en la estabilización del petróleo crudo, parámetro de gran relevancia en el control de la calidad, se revisarán los métodos existentes en las dos técnicas, incremento de Temperatura, Reducción de Presión y el método ultrasónico.

Para solucionar dicha problemática es importante resaltar que al tener controlado el proceso de estabilización se tendrán los siguientes beneficios:

1. Aceite dentro de especificación de PVR para exportación y mercado nacional.
2. Eliminación de los V.O.C. (compuestos orgánicos volátiles) en tanques atmosféricos.
3. Implementación de la seguridad para los operadores durante la medición de tanques

4. Eliminación de dispendio de hidrocarburos volátiles por pérdidas por evaporación.

Mejorar la estrategia del manejo del aceite y cumplir con la normatividad ecológica que aplique, evitando emisiones de vapores contaminantes a la atmósfera siendo los principales objetivos del presente trabajo.

El proceso de estabilización del petróleo crudo inicia desde que se lleva a cabo la primer separación de las fases gaseosa y líquida, de una mezcla Gas-Aceite-Agua proveniente del cabezal el cual integra varias corrientes de los pozos y las tuberías que la transporta hasta las instalaciones superficiales de producción conocidas como baterías de separación.

Dicha estabilización del petróleo crudo continúa su proceso, conforme se somete la producción de petróleo crudo a otras etapas de separación en serie, hasta lograr ajustar el valor de la PVR al especificado en los contratos ⁽⁷⁾ de comercialización con los clientes (6.5 lb/pg²).

En la mejora de la estrategia del manejo del aceite, han trabajado muchos investigadores y han realizado diversas pruebas logrando obtener diferentes métodos para controlar el proceso de estabilización del petróleo crudo.

El presente trabajo se basará en varios trabajos realizados ⁽⁴⁾⁽⁵⁾⁽⁸⁾⁽⁹⁾⁽¹⁰⁾, en los cuales se analizan las tecnologías y los métodos de estabilización, mismos que para facilidad de su descripción se propone clasificarlos de acuerdo a la modificación de las condiciones de separación presión y/o temperatura necesarias para lograr la liberación de vapores requerida y tener el aceite con una PVR dentro de especificación tanto para exportación como para entrega a refinería.

⁽⁴⁾⁽⁵⁾⁽⁸⁾⁽⁹⁾⁽¹⁰⁾ Referencias al final

Con base en lo anterior se parte de que el control del proceso de estabilización es posible lograrlo:

1. Por Reducción de Presión,
2. Por Incremento de Temperatura ó
3. Por la combinación de ambas técnicas y/o
4. Por el Método Ultrasónico.

Estabilizar el aceite mediante un proceso es la alternativa más viable, a continuación las técnicas y el método que analizaremos.

II.1 Por reducción de la presión.

- II.1.1 Separación multietapa con tanque de almacenamiento.
- II.1.2 Separación multietapa con tanque elevado.
- II.1.3 Separación multietapa con tanque elevado a condiciones de vacío.
- II.1.4 Estabilización mediante torres Boots con sistema de vacío.

TECNICAS PARA EL CONTROL DEL PROCESO DE ESTABILIZACION

II.2 Por incremento de temperatura.

- II.2.1 Separación multietapa con calentamiento de crudo previa al tanque elevado.
- II.2.2 Separación multietapa y uso de un estabilizador tipo torre.
- II.2.3 Estabilizador tipo torre con intercambio de calor en platos intermedios.

II.3 Método ultrasónico.

- II.3.1 Separación multietapa con la aplicación del ultrasonido previa tanque elevado.

En base a esta clasificación iniciamos su descripción:

II.1 REDUCCIÓN DE LA PRESIÓN ⁽⁴⁾⁽⁵⁾⁽⁸⁾⁽⁹⁾

II.1.1 Separación multietapa con tanque de almacenamiento.

Como se mencionó en la introducción, el petróleo crudo que se produce en yacimientos, es una mezcla de hidrocarburos formado por fracciones ligeras, pesadas y extra pesadas. También sabemos que en su estado puro la mayor parte de las fracciones ligeras se evaporan por efectos de presión y temperatura, es por ello que antes de enviarse a los tanques atmosféricos es necesario retirar éstas fracciones, evitando así pérdidas en volumen, inseguridad y contaminación.

En un análisis PVT podemos observar que la composición de los gases esta en función de la presión aplicada esto es varía con la presión, de donde la cantidad de las fracciones ligeras en el crudo variará con la presión que se tenga en la cabeza del pozo.

La estabilización del petróleo crudo es el proceso donde se deben quitar ó remover las fracciones ligeras de la corriente del petróleo crudo dejando éste a la presión de vapor especificada en los contratos con los clientes.

Se considera un petróleo crudo estabilizado a aquel que no libera gas a la presión y temperatura atmosférica, que se tiene en los tanques de almacenamiento.

Uno de los procesos ó métodos mas empleados en la gran mayoría de las instalaciones de producción para la estabilización del crudo, es el de separación multietapa. En este proceso al reducir la presión de separación o al elevar la temperatura del crudo, se promueve la liberación de los

componentes volátiles del hidrocarburo (metano, etano, propano, butano y pentano) a pasar a la fase vapor, la fracción de los componentes que se liberan ó se vaporizan durante cada etapa de separación, esta en función de la temperatura, presión y composición del fluido que se tenga en cada una de las etapas de separación.

Cuando se utiliza un sistema de estas características, normalmente la última etapa de la separación se lleva a cabo a una presión cercana a la atmosférica, no se consideran más de 4 etapas, ya que la recuperación en etapas adicionales además de costosa no sería significativa.

El proceso de separación multietapa es sencillo, se tiene una gran facilidad en la operación y el costo que implica este proceso es relativamente bajo, sin embargo su principal desventaja es la baja recuperación de líquido comparándola con la mayoría de los otros procesos, además de que este método permite la emanación de vapores contaminantes a la atmósfera.

En la figura II.1.1, ⁽⁴⁾ se muestra un esquema típico del manejo de la producción, considerando al tanque de almacenamiento como la última etapa de separación.

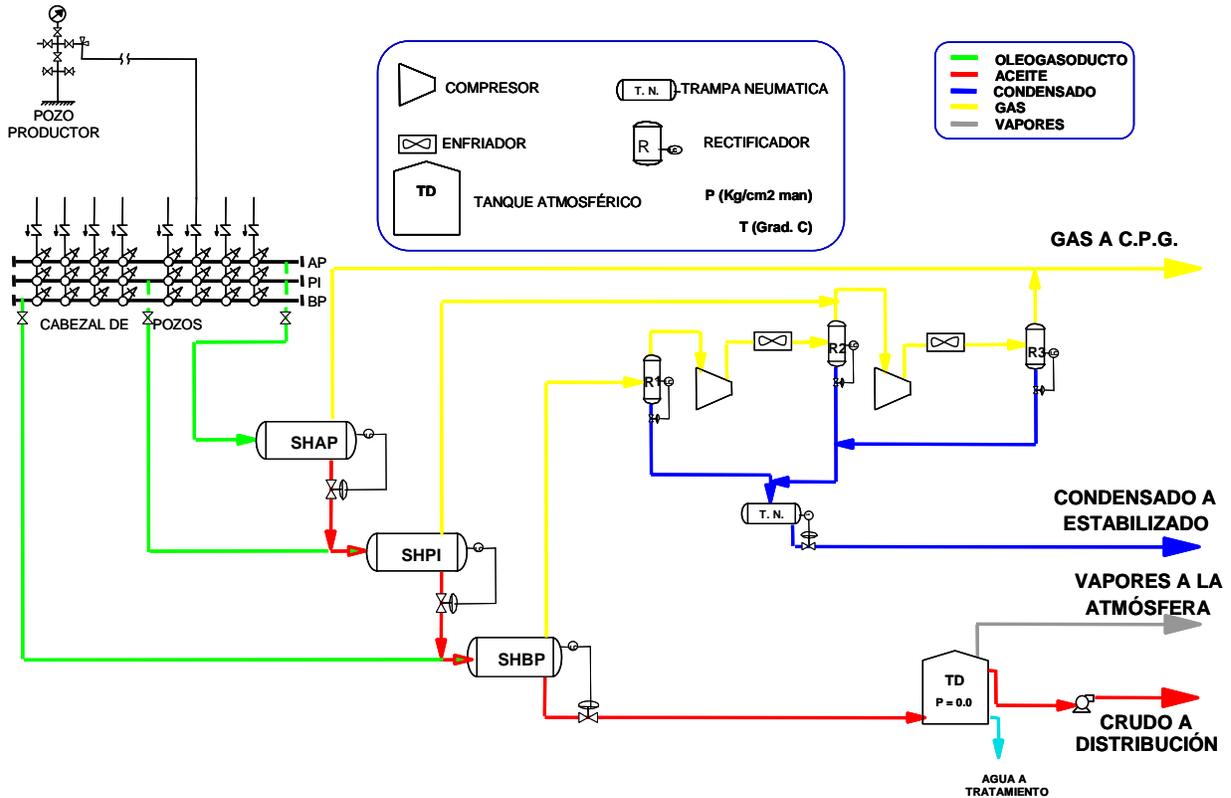


Figura II.1.1 Separación multietapas.

II.1.2 Separación multietapa con tanque elevado. ⁽⁴⁾⁽⁵⁾⁽⁸⁾⁽⁹⁾

Este método se implantó en nuestro país, con la finalidad de reducir las emisiones de gas al medio ambiente y la de contar con una mayor recuperación de hidrocarburos licuables del gas.

El método consiste de la separación multietapa, descrita anteriormente, con la variante de que la producción de hidrocarburos líquidos proveniente del separador de baja presión, entra a un separador elevado de baja presión de 6 a 4 kg/cm², el cuál opera a una presión cercana a la presión atmosférica 1.2 kg/cm², para reducir la presión de vapor del líquido, teniendo así una mayor

liberación y recuperación de vapores del crudo, antes de pasar al tanque de almacenamiento.

Lo anterior permite una mayor recuperación de gas rico en licuables (propano, butano y pentano), además de reducir la liberación de gas a la atmósfera en los tanques de almacenamiento.

Es importante comentar que aunque con este proceso se reducen de manera importante las emisiones de gas al medio ambiente, no se logra tener una liberación del gas disuelto total en el separador elevado, esto es en el crudo aún se mantiene una cantidad considerable de gas disuelto, el cual será liberado con el tiempo, en el tanque de almacenamiento ó en los buquetanques de transporte.

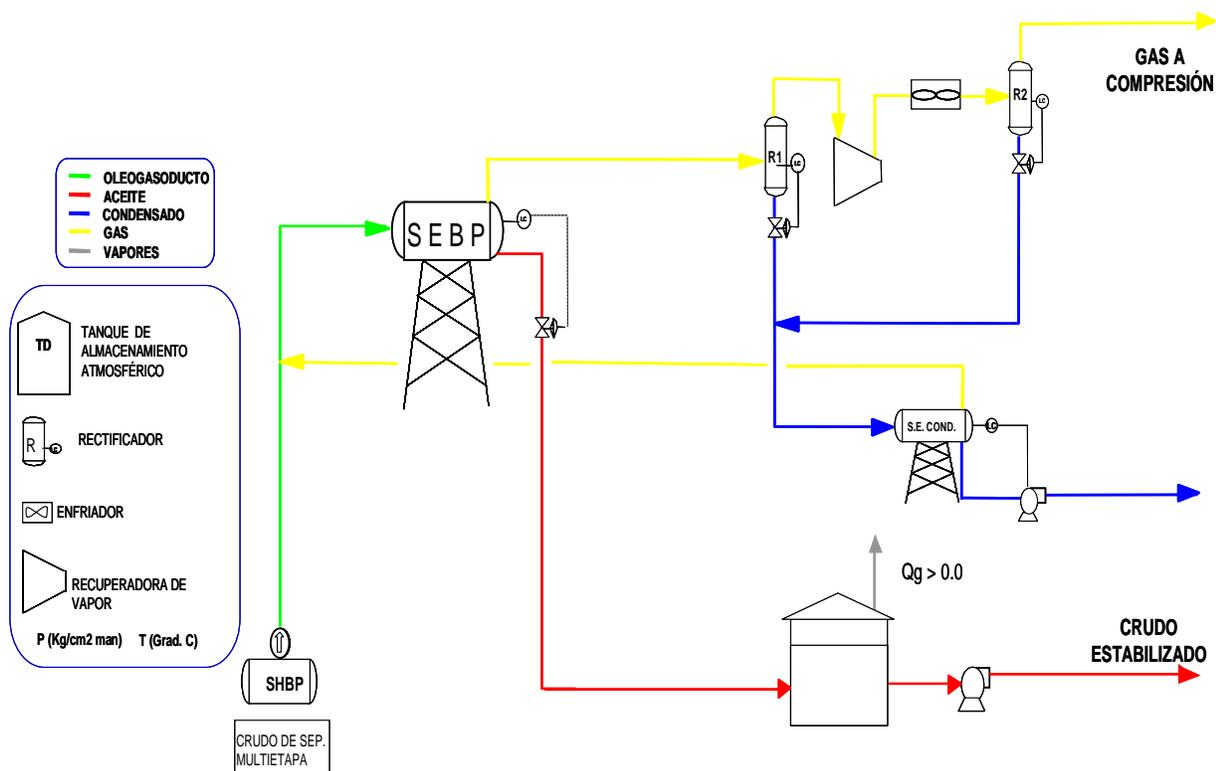


Fig. II.1.2 Esquema de la estabilización de crudo mediante la separación multietapa con separador elevado.

En la figura II.1.2⁽⁴⁾ que muestra el esquema del proceso correspondiente a la estabilización del petróleo crudo mediante la separación multietapa y el uso de un separador elevado de baja presión, se puede apreciar que el líquido descargado por el separador de baja presión, entra al separador elevado de baja presión con el fin de lograr una separación a un nivel de presión inferior, muy cercano a la presión atmosférica, para reducir la presión de vapor del líquido del nivel de presión de baja presión normalmente de 6 a 4 kg/cm² a 1.2 Kg/cm², esta presión depende:

1. por una parte de la altura del separador elevado la cual proporciona la carga hidrostática necesaria para que pueda ingresar al tanque de almacenamiento,
2. que cuente con la carga neta positiva de succión (NPSH) mínima necesaria, para evitar problemas en el bombeo (cavitación) y
3. tener la presión de succión mínima requerida para que el equipo de compresión pueda succionar la totalidad del gas liberado, evitando así equipo adicional de compresión (regularmente no se cuenta con el equipo con la capacidad necesaria para operar a condiciones de presión menor).

Aún cuando se logre reducir la presión a la presión atmosférica, no sería posible estabilizar adecuadamente el crudo (evitar la vaporización en el tanque de almacenamiento), debido a que como se menciono anteriormente, el crudo aún mantiene una cantidad considerable de gas disuelto , que será liberado mientras se enfría en el tanque de almacenamiento (cuando su temperatura es superior a la temperatura ambiente), ó el que sería liberado

cuando sufra cualquier agitación durante el bombeo, almacenamiento y transporte.

En los procesos descritos anteriormente no se cuenta con un sistema de manejo y tratamiento del gas y de los condensados procedentes del tanque de almacenamiento y/o del separador elevado, lo cual implica que de cualquier forma, el gas licuado al pasar por cualquier tanque de almacenamiento, será liberado a la atmósfera.

II.1.3 Separación multietapa con tanque elevado a condiciones de vacío. ⁽⁴⁾⁽⁵⁾⁽⁸⁾⁽⁹⁾

Este método ha sido analizado en múltiples ocasiones para su aplicación en nuestro país, obteniéndose los resultados más satisfactorios tanto técnica como económicamente. Dicho método consiste de la separación multietapa de la producción proveniente de los pozos productores de aceite y gas, para que posteriormente sea separada en la etapa de estabilización de crudo en un separador elevado, el cual opera a condiciones de vacío (presión de operación menor que la presión atmosférica). Lo anterior puede ser posible siempre y cuando se cuente con un dispositivo en la descarga del gas del separador elevado, mismo que genere el vacío en dicho recipiente, al succionar el gas a gran velocidad.

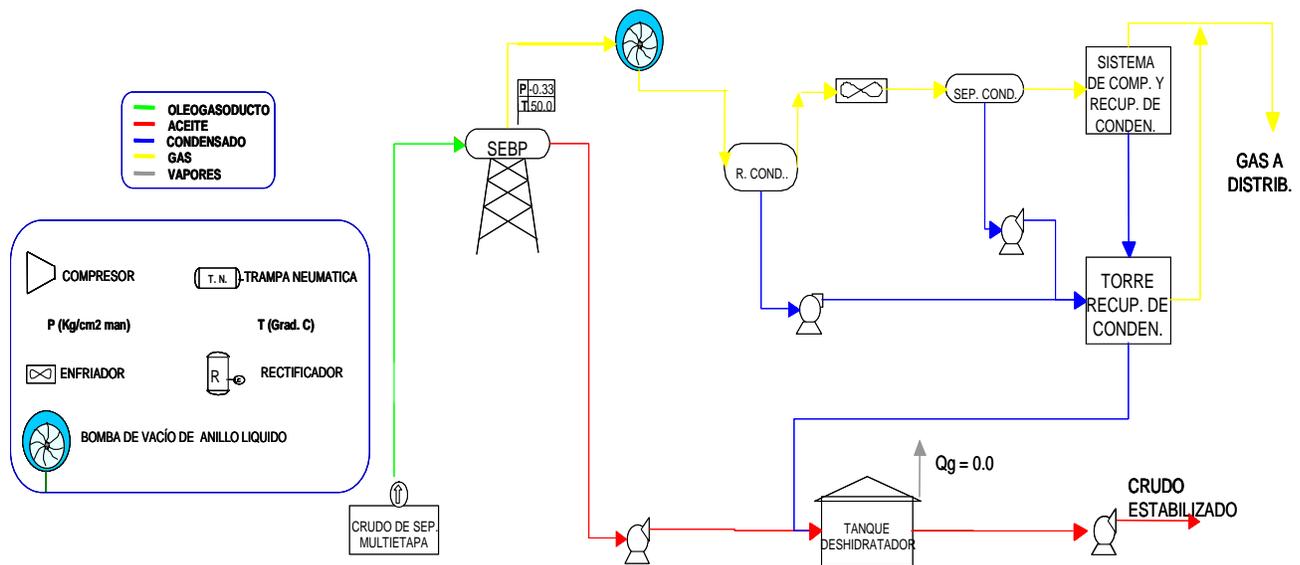


Fig. II.1.3 Esquema de la estabilización de petróleo crudo mediante la separación multietapa con separador elevado considerando presión de separación a condiciones de vacío.

El vacío puede ser generado en esta aplicación por tres tipos de dispositivos: eductores, sopladores y por bombas de vacío de anillo líquido.

Los eductores consisten de un mecanismo constituido por una tobera, una cámara de mezclado del fluido motriz (líquido: agua o aceite) y el fluido de proceso (gas) y de un venturi, como se muestra en la figura II.1.3.1⁽⁴⁾. Estos equipos aún no han demostrado su efectividad en esta aplicación, por lo que se encuentran aún en etapa de experimentación. De comprobarse su factibilidad, serían de gran interés para esta aplicación debido a que no tiene partes móviles.

Las Bombas de Vacío con anillo líquido son dispositivos robustos que tienen la configuración de bombas centrífugas, haciendo las funciones de un compresor, manteniendo un anillo de líquido en la periferia de los impulsores, con la finalidad de proporcionar un sello que no permita el retorno del gas.

EQUIPOS DE GENERACIÓN DE VACÍO

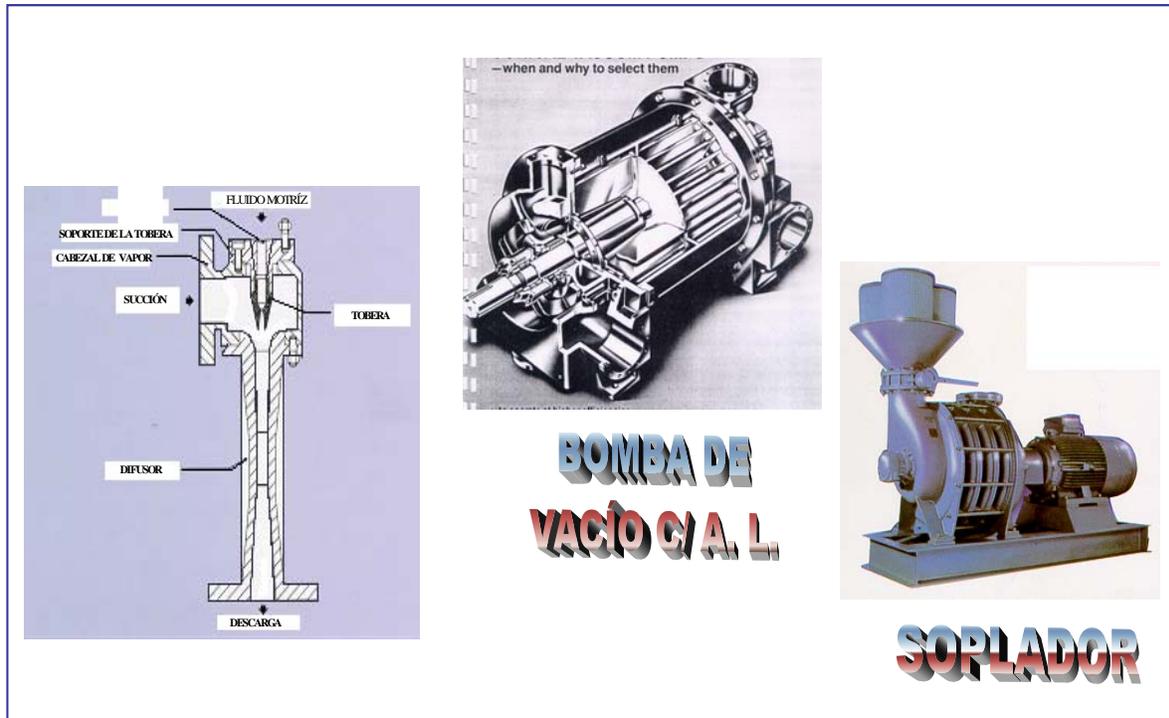


Fig. II.1.3.1 Dispositivos para la generación de vacío.

Los sopladores, son simples compresores de baja relación de compresión, pero tienen la capacidad para desplazar grandes volúmenes por unidad de tiempo, debido a que operan a grandes velocidades.

Estos equipos pueden generar un vacío no muy pronunciado, lo cual limita su rango de aplicación, además de ser de empleo delicado (no manejan sedimentos, les afectan los cambios de velocidad, etc.).

Es importante mencionar que con el método de estabilización del petróleo crudo en condiciones de vacío, se logra eliminar por completo la liberación de vapores a la atmósfera aún cuando el producto se encuentre en los tanques

de almacenamiento a temperatura relativamente alta, como es el caso de las instalaciones de producción en México.

II.1.4 Estabilización mediante torres “Boots” con sistema de vacío.

Este método ⁽¹¹⁾ consiste solamente en hacer pasar el crudo de la última etapa de separación por una Torre tipo bota (“boot”) compuesta por dos secciones, la superior formada por una columna de 5 platos perforados y la inferior formada por el cuerpo libre de la torre, funcionando como una bota empacada.

La carga se alimenta por la parte lateral superior, de donde el aceite cae por gravedad golpeando a través de los platos perforados creándose el efecto “regadera” donde se separa del gas.

Si además se combina con un sistema de vacío moderado, se logra obtener un aceite estabilizado que al almacenarse en tanques ya no contiene gases disueltos, específicamente metano y etano, en la figura II.1.4 se muestra el esquema del proceso correspondiente a la estabilización del petróleo crudo mediante torres Boots con sistema de vacío.

Para inspeccionar y darles mantenimiento, los platos están alternados de manera que forman una cascada con una separación promedio de 80 cms.

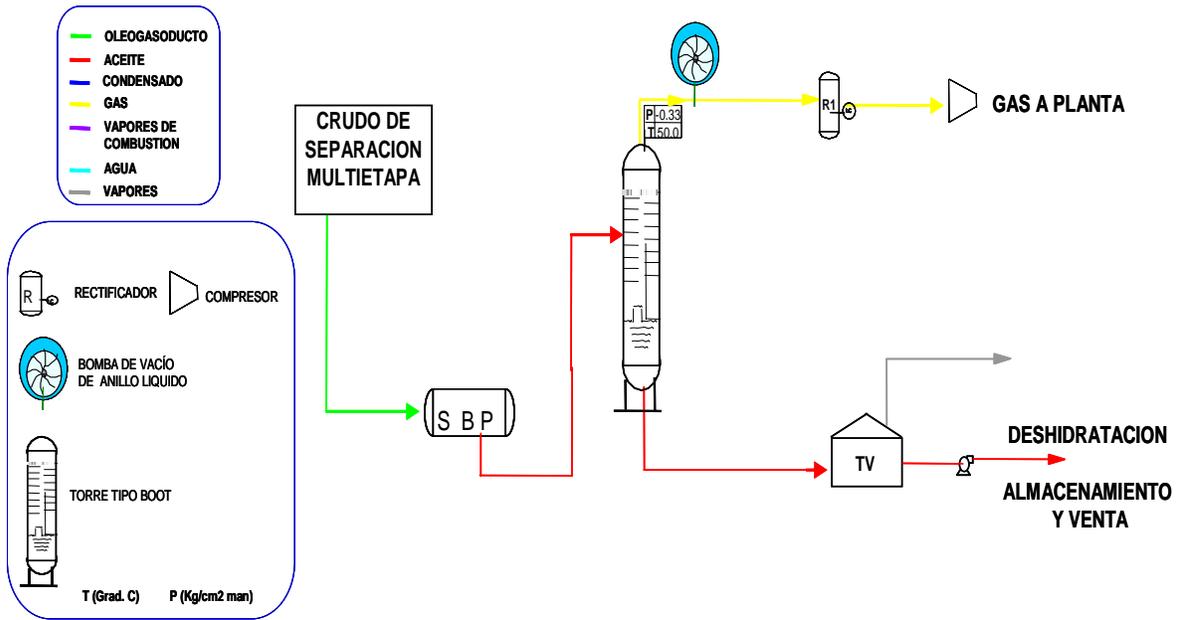


Fig. II.1.4 Esquema del proceso de estabilización del petróleo crudo mediante torres Boots con sistema de vacío.

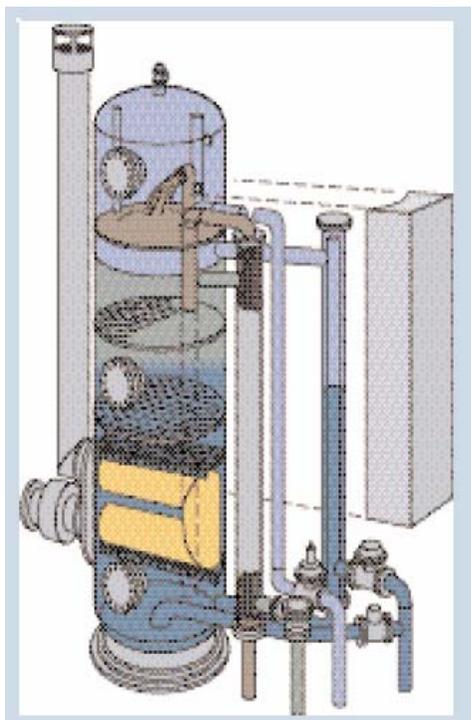


Fig. III.1.4.1

El esquema de una torre "Boot" la vemos en la figura II.1.4.1.

El aceite se colecta en el fondo de la torre y se extrae a control de nivel, el cual se mantiene hasta el 50% de la torre en promedio, como se observa en el arreglo básico

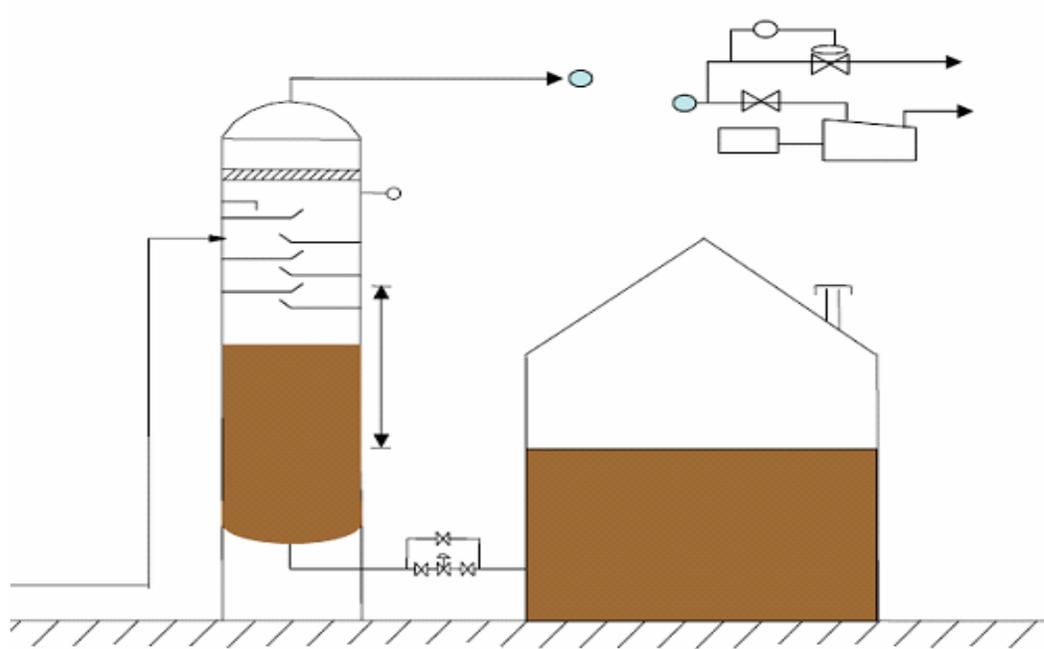


Fig. II.1.4.2 Arreglo de Separador vertical Flash (Gas "Boot's") - Tanque de almacenamiento.

El gas pasa por el eliminador de neblina y sale por el domo de la torre. La torre puede operar en dos formas:

1. con compresor recuperador de vapores a una presión ligeramente menor que la atmosférica (0.8 a 1.0 kg/cm^2 , 12 a 15 psia)
2. ó con bomba de vacío (totalmente a presión atmosférica 1.033 kg/cm^2 , 14.75 psia).

El vacío como en el método anterior, puede ser generado por tres tipos de dispositivos: eductores, sopladores y por bombas de vacío de anillo líquido.

Dada la complejidad en la construcción y puesta en operación y para lograr mejores resultados, éste método se recomienda para instalaciones nuevas,

sin embargo se podría utilizar en instalaciones con infraestructura instalada, realizando adecuaciones que éste método propone.

II.2 INCREMENTO DE LA TEMPERATURA

II.2.1 Separación multietapa con calentamiento de crudo previa al tanque elevado. ⁽⁴⁾⁽⁵⁾⁽⁸⁾⁽⁹⁾

Este método es similar al presentado anteriormente, referido a la estabilización del petróleo crudo con tanque elevado, pero cambiando fundamentalmente en que la corriente de crudo proveniente de la separación multietapa debe ser precalentada mediante una serie de intercambiadores de calor en contra corriente con el crudo caliente proveniente del separador elevado, para que posteriormente sea calentado hasta la temperatura deseada mediante un sistema de calentamiento en circuito cerrado compuesto de un sistema de bombeo, un horno de calentamiento a fuego directo, aceite térmico mineral y una serie de intercambiadores de calor donde se lleve a cabo la transferencia de calor del aceite térmico al petróleo crudo. Después de haber sido calentado el crudo, entra al separador elevado donde se lleva a cabo la separación de las fracciones ligeras, para poder obtener un crudo de acuerdo con las especificaciones contractuales.

La figura II.2.1 muestra el diagrama de la estabilización de crudo mediante el calentamiento del crudo y la separación elevada.

Es común en la práctica normal que para estabilizar el petróleo crudo se requiera una presión de vapor menor o igual a $11.0 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs. @ } 60 \text{ }^\circ\text{F}$ ⁽⁴⁾⁽⁶⁾.

En los métodos de Separación multietapa con tanque elevado (II.1.2) y Separación multietapa con tanque elevado a condiciones de vacío (II.1.3), vistos anteriormente se requiere de un proceso complementario descrito en la figura II.2.1.1, en la cual se pueden apreciar las condiciones de operación típicas en el manejo y tratamiento para la recuperación y procesamiento de condensados, el cual consiste de:

1. la compresión del gas,
2. su enfriamiento por medio de cambiadores de calor y de un paquete de refrigeración para estabilizar las condiciones de transporte de gas,
3. la separación de los condensados del gas,
4. la separación del agua en el condensado,
5. la estabilización del condensado en una torre,
6. el bombeo de condensado a las plantas petroquímicas
7. y la incorporación de los fondos de la torre como crudo estabilizado a la corriente de crudo estabilizado.

Este método, como los anteriores, requiere de la separación multietapa, para reducir el volumen de la mezcla que requiere ser procesada y de este modo reducir el tamaño de los equipos a utilizar.

El crudo proveniente de la última etapa de separación es succionada por un sistema de bombeo, para lo cual se requiere que el equipo de separación este ubicado en una estructura elevada, de tal manera que proporcione la carga neta positiva de succión al equipo de bombeo para su adecuada operación.

Del sistema de bombeo, el crudo debe pasar por un sistema de deshidratación electrostática a presión, con la finalidad de eliminar el agua contenida en el petróleo crudo y evitar así las incrustaciones de sales y de carbonato de calcio (Ca CO_3) en el interior de los intercambiadores de calor y del estabilizador tipo torre. Después de haber sido deshidratado el petróleo crudo, este pasa por un intercambiador de calor donde se le incrementa la temperatura, para entrar a la torre estabilizadora; el gas liberado del crudo por el efecto de calentamiento se conducirá hacia el domo de la torre pasando por los capuchones de burbujeo de los platos y el líquido se conducirá hacia el fondo de la torre por los vertederos de los platos.

El líquido en el fondo de la torre es calentado por medio de un sistema de calentamiento hasta la temperatura requerida y posteriormente reflujado hasta unos platos por arriba del fondo, lo cual genera un burbujeo del líquido, liberando los componentes volátiles del crudo, de tal forma que se logre obtener un producto que cumpla con las especificaciones en la salida por el fondo de la torre.

Debido a que el crudo que sale por el fondo de la torre mantiene una temperatura muy elevada, la capacidad calorífica es aprovechada para incrementar la temperatura del crudo que apenas va a entrar a la torre, al

hacerlo pasar en contracorriente en un intercambiador de calor, lográndose también la reducción de la temperatura del crudo ya estabilizado. Sin embargo aún después de haber reducido su temperatura, en algunos casos será requerido un enfriamiento adicional del crudo para poder incorporarlo al tanque de almacenamiento.

El gas que sale del domo, requiere ser enfriado a una temperatura menor que la que se presente durante su transporte, con la finalidad de evitar su condensación y posteriormente separarle los componentes que se condensaron (Gas licuado), lo que será bombeado para enviarlo a la planta, conduciendo una parte de estos condensados al domo de la torre como reflujo, para incrementar la eficiencia del proceso.

El gas descargado por el separador, será un gas que al ser transportado por el gasoducto hasta el centro procesador o punto de entrega no se condensará lo cual beneficia a las condiciones de transporte y reduce la corrosión del ducto, incrementando su vida útil, en la figura II.2.1.1 ⁽⁴⁾⁽⁵⁾⁽⁸⁾⁽⁹⁾ se puede observar el proceso de este método de estabilización y en la figura II.2.2 ⁽⁴⁾⁽⁵⁾⁽⁸⁾⁽⁹⁾ se muestra con detalle el proceso de estabilización de crudo que considera al estabilizador tipo torre antes descrito.

Este método de estabilización de crudo se ha considerado como uno de los menos eficientes debido a los altos requerimientos de energía calorífica, mismos que incrementan cuantiosamente los costos de operación.

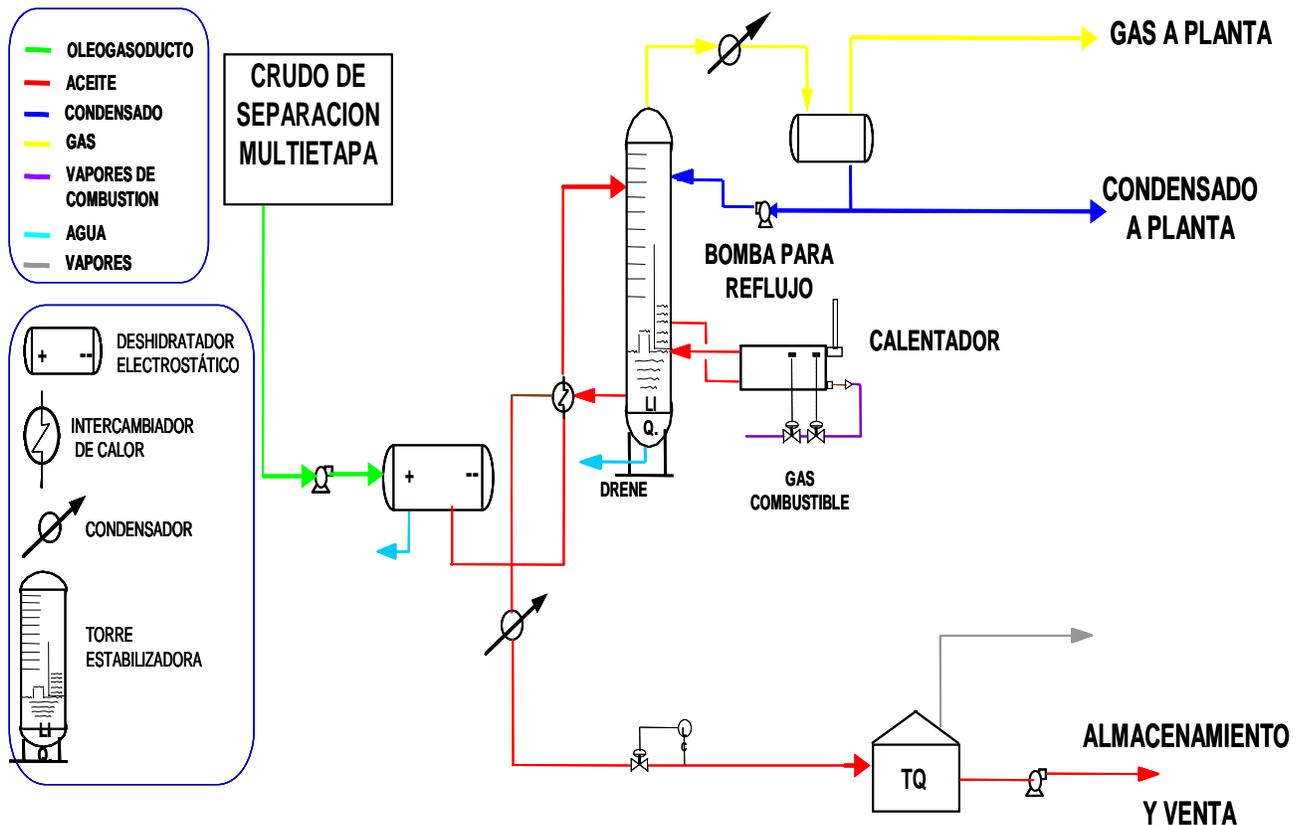


Fig. II.2.2 Esquema de la estabilización de crudo mediante el uso de un estabilizador tipo torre.

II.2.3 Estabilizador tipo torre con intercambio de calor en platos intermedios. ⁽⁴⁾⁽⁵⁾⁽⁸⁾⁽⁹⁾

El proceso de estabilización del crudo por columnas requiere de un precalentamiento en la alimentación con el fin de aumentar la eficiencia de operación, es decir, aumentar la separación en la etapa siguiente de los componentes más volátiles (componentes ligeros), además de alcanzar la presión de vapor deseada.

En este proceso, se establece una filosofía del manejo y acondicionamiento del Gas y Condensados. Para el Gas se propone un tren de refrigeración para recuperar los líquidos presentes y evitar la condensación de estos en los gasoductos, disminuyendo de esta forma la corrida de diablos. En el caso de los Condensados se propone su recirculación a la alimentación de las columnas con la finalidad de incrementar el volumen de Crudo producido.

El calentamiento interetapas tiene como objetivo reducir los requerimientos de servicios de calentamiento en el reboiler, donde se tienen las temperaturas más altas y donde en consecuencia son más caros los servicios de calentamiento. Otro de los objetivos es el de dividir a la columna en dos secciones: una de bajas temperaturas y una de altas temperaturas (la parte por encima y por debajo del calentamiento interetapas, respectivamente). Esta división tiene como consecuencia que en la parte de bajas temperaturas, todos los compuestos que forman el Condensado y que fueron evaporados en el reboiler se condensen nuevamente, reduciendo al mínimo las pérdidas en el crudo con la consecuente maximización de la producción del crudo y la minimización de la producción de Gas. La carga térmica que puede ser suministrada a la columna a través del intercambiador interetapas está limitada por los cruces de temperatura. La carga térmica total puede ser 60 % (carga térmica en el reboiler más la del intercambiador interetapas).

La presión de 5.2332 kg/cm² en los domos de la columna se estableció con la finalidad de requerir sólo una etapa de compresión para el Gas y el número de platos se fijó en 12 platos teóricos, en base a la altura de la torre. Como criterios de diseño se fijó una caída de presión en todos los tanques de 0.2 kg/cm², un acercamiento mínimo de temperaturas en los intercambiadores de 10 °C y una temperatura mínima de enfriamiento en los soloaires de 51.7 °C.

II.3 MÉTODO ULTRASÓNICO

II.3.1 Separación multietapa con la aplicación del ultrasonido previa al tanque elevado. ⁽⁴⁾⁽⁵⁾⁽⁸⁾⁽⁹⁾

Este método de estabilización es similar al de estabilización con separador elevado, distinguiéndose en que al crudo con gas disuelto proveniente de la etapa de separación de baja presión es excitado mediante un transductor ultrasónico, el cual promueve la liberación del gas disuelto.

El diagrama esquemático para la estabilización de crudo mediante la aplicación del ultrasonido, se presenta a continuación:

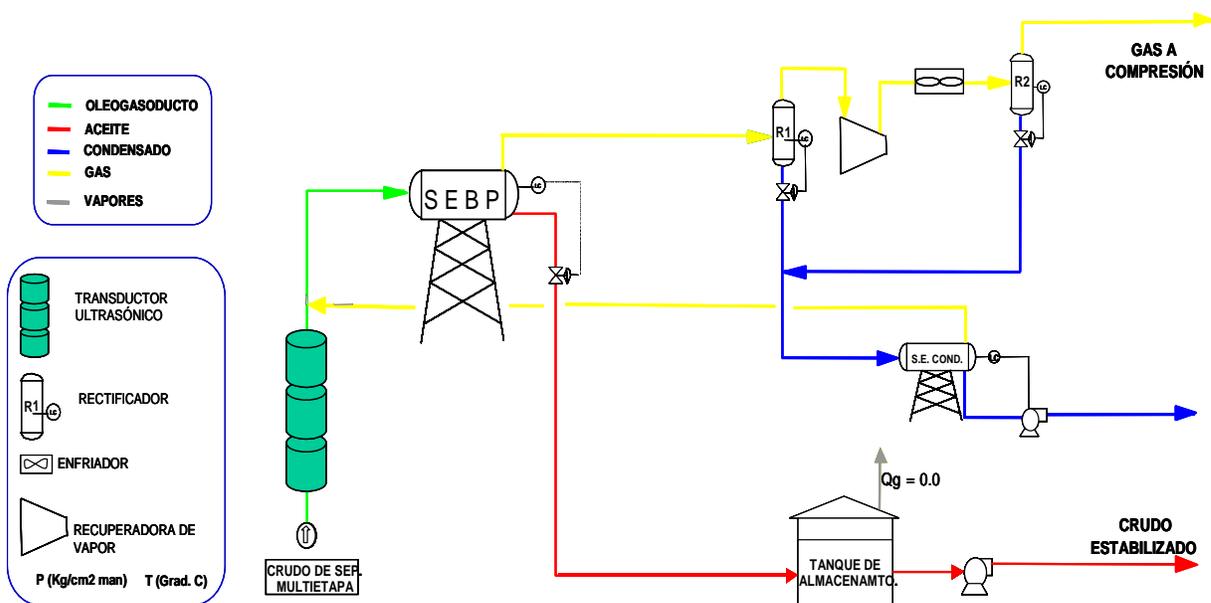


Fig. II.3.1 Esquema de la estabilización de crudo mediante la aplicación de ultrasonido.

Es importante comentar que este método fue propuesto y desarrollado experimentalmente por investigadores del Instituto Mexicano del Petróleo, y que aunque se realizó una prueba de campo, actualmente no se cuenta con los resultados de su evaluación.

Por otra parte en compañías como Sulfco de Mobil Oil se ha utilizado esta técnica, pero para desulfuración del crudo.

Este método solo se menciona para conocimiento, no se analiza en el simulador por encontrarse en su fase de evaluación.

CAPITULO III.

Análisis de los procesos de estabilización de crudo y de condensado en el gas en la Bateria Bellota de P.E.P. Región Sur.

El análisis de la información de los procesos de estabilización en éste capítulo se realizará en dos partes:

III.1 Revisión de la Información y modelado del caso base, y

III.2 Simulación de los métodos existentes utilizando el Simulador de Procesos PRO II.

En la primera parte se realiza el modelado de la caracterización de los hidrocarburos, de la red de distribución y del proceso de estabilización utilizando para éste, la Bateria Bellota del activo de producción Bellota-Jujo de PEP Región Sur, con el simulador de procesos PRO II, los resultados una vez validados y comparados con los datos de campo, servirán para conformar el caso base.

Para la segunda parte, con el caso base modelado, simulado y validado se procede al análisis de las dos tecnicas de estabilización y del método ultrasónico, en dicho análisis en base a la filosofía de cada método vista en el capítulo II se adecua la infraestructura, se modela y simula el caso.

El objetivo principal en el análisis de los métodos es maximizar el volumen de líquidos minimizando el volumen de gas, cumpliendo siempre con los requerimientos de PVR contractuales del cliente.

III.1 REVISIÓN DE LA INFORMACIÓN Y MODELADO DEL CASO BASE.

El campo, Batería y Estación de compresoras Bellota, se encuentran localizados en el municipio de Cunduacán, Tabasco, su acceso es mediante la carretera federal Villahermosa Cárdenas-Comalcalco, hasta el km. 65 en donde se continúa por un camino vecinal haciendo un recorrido total de 69 km. desde la ciudad de Villahermosa, se observa su ubicación en la figura III.1.1 que se presenta a continuación:

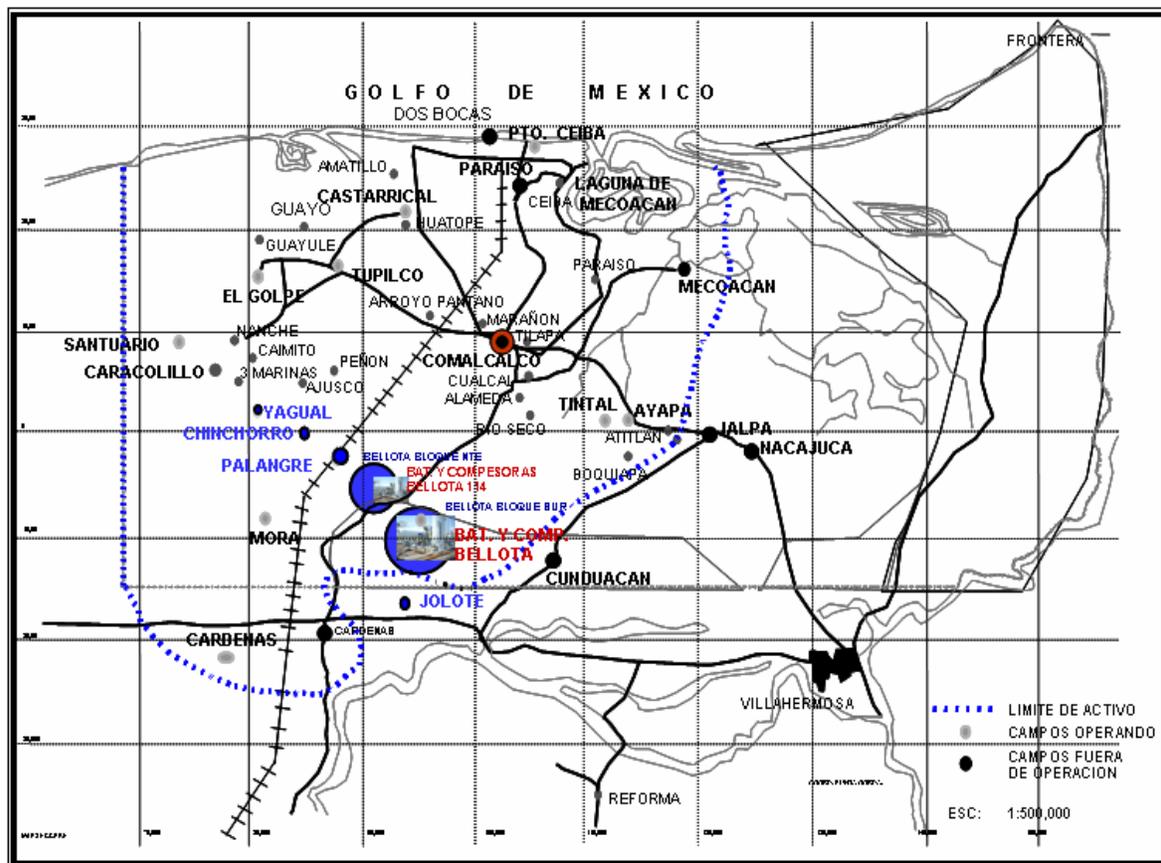


Figura III.1.1 Croquis de localización de la Batería Bellota.

De la Batería Bellota se envía la producción de aceite por un oleoducto de 16" hacia la Central de Almacenamiento y Bombeo Cactus (CAB Cactus) para su deshidratación y el gas se envía a la estación de compresión del mismo nombre ubicada a un costado de la instalación.

La Batería Bellota entró en operación el 20 de Septiembre de 1990, operando inicialmente en presión intermedia, actualmente opera en baja y súper-baja presión, la información de los pozos que llegan a la batería Bellota, se muestran en la tabla III.1.2 que se presenta a continuación:

Tabla III.1.2 Datos de los pozos que convergen a la Batería Bellota.

Campo		No. de Pozos	Prod. Petróleo Crudo (BPD)	Prod. de Gas Natural (MMPCD)	°API	P LDD (Kg/cm ²)	T (°C)
Bellota	BP,SBP	13	7,435	18.11	38.88	7.40	37.00
Chinchorro	SBP	4	8,365	7.17	35.0	14.00	38.00
Jolote	BP	10	7,283	9.07	40.34	8.94	37.00
Palangre	SBP	2	1,579	1.46	38.92	15.50	38.00
Yagual	SBP	8	11,529	10.14	35.8	16.43	38.00
TOTAL		37	36,191	45.95			

Baja Presión BP			
Campo	No. de Pozos	Petróleo Crudo (BPD)	Gas Natural (MMPCD)
Bellota bloque Sur	1A, 12, 23, 33, 41, 42, 63, 94	8	3,076
Jolote	1E, 2, 21, 23, 41, 43, 45, 63, 65, 85	10	7,283
TOTAL BP		18	10,359

Super Baja Presión SBP			
Campo	No. de Pozos	Petróleo Crudo (BPD)	Gas Natural (MMPCD)
Bellota bloque Norte	116A, 126, 136, 158, 159	5	4,359
Yagual	1, 1-D, 3, 11, 12, 22, 33, 101.	8	11,529
Palangre	1, DL-1	2	1,579
Chinchorro	1, 2, 3, 5	4	8,365
TOTAL SBP		19	25,832
TOTAL BP+SBP		37	36,191

El volumen en promedio manejado en la batería es de 36, 191 bpd y 45.95 mmpcd de gas, ⁽¹²⁾ proveniente de los campos Yagual, Palangre, chinchorro, Bellota bloque norte y sur y Jolote con un total de 37 pozos, en la figura III.1.3 se aprecia en forma esquemática el diagrama de la Batería Bellota.

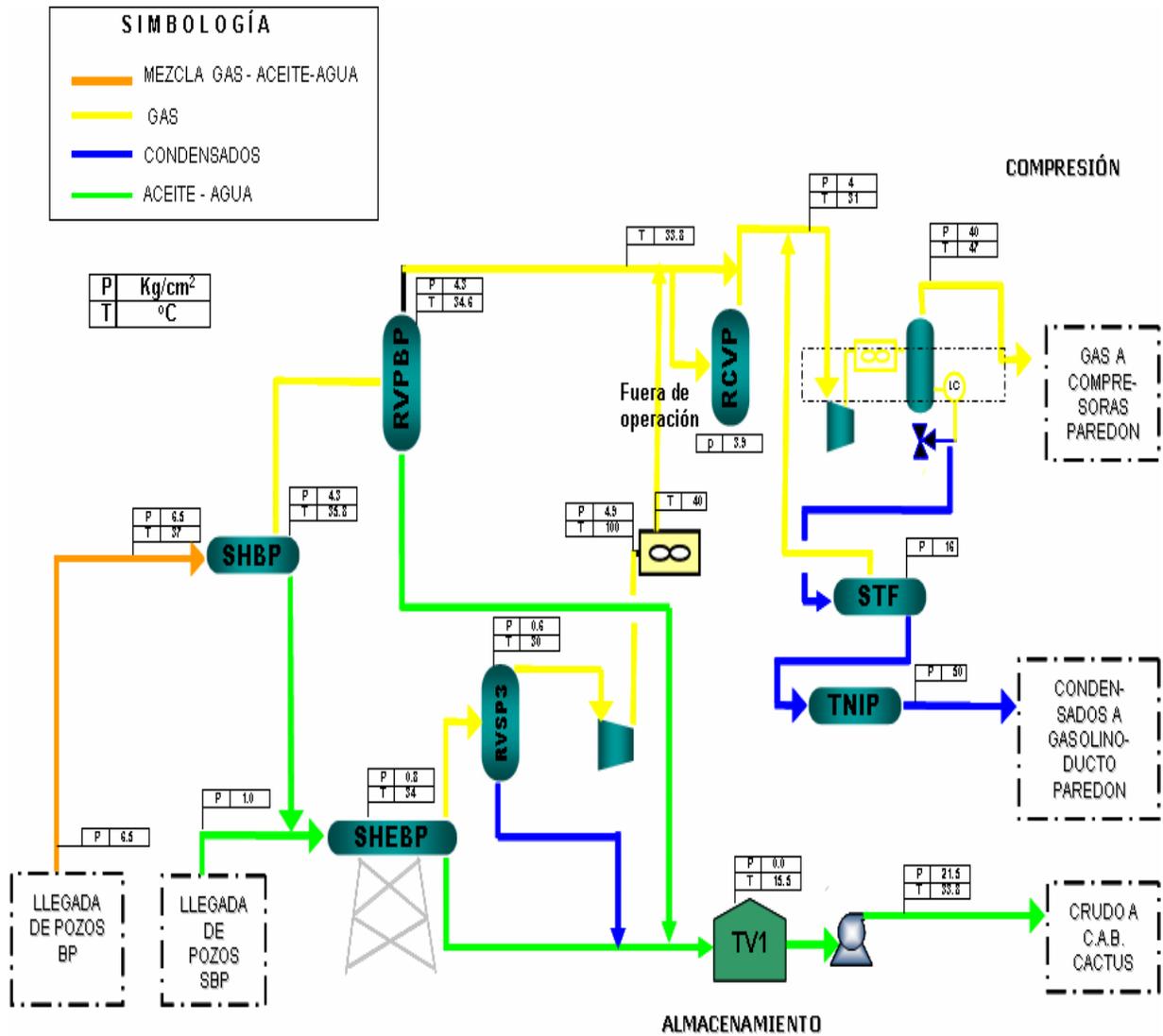


Figura III.1.3 Diagrama de la Batería Bellota.

Como se menciona para el modelado y simulado de la batería bellota que servirá como nuestro caso base empezaremos por revisar, analizar y modelar la información de:

1. La Caracterización de los hidrocarburos,
2. la red de distribución y
3. el proceso de estabilización

1.- CARACTERIZACION DE HIDROCARBUROS.-

Fundamentalmente se revisaron los PVT'S más representativos de los 5 campos que convergen a la batería:

- Yagual,
- Palangre,
- Chinchorro,
- Bellota bloque norte
- Bellota bloque sur y
- Jolote

De los PVT'S se tomaron la composición del fluido original, el % mol, su densidad en gr/cm^3 , su peso molecular en gr/mol , con sus condiciones de operación de Presión en kg/cm^2 , temperatura en $^{\circ}\text{C}$, sus cuotas de producción en bpd y mmpcd para hacer la caracterización del aceite y el análisis cromatográfico del gas.

Por simulación se realizó el recombinado del gas y el aceite para obtener las características de la corriente de alimentación en función de los flujos reales de campo, determinándose la composición de alimentación a la batería, en baja presión (BP) y súper baja presión (SBP).

También por simulación se hidrato el recombinedo saturándolo con diferentes porcentajes de agua para conocer su sensibilidad y lograr la mayor representabilidad de las corrientes cuidando de mantener su densidad en °API.

Tabla III.1.4 Comparativo volumétrico de las corrientes de llegada a la Batería Bellota.

BAJA PRESIÓN (BP)			SUPER BAJA PRESIÓN (SBP)		
Campo Bellota bloque sur			Campo Yaqual		
	BPD	MMPCD		BPD	MMPCD
datos de simulador	3856.2	10.7	datos de simulador	13871.88	8.3
datos de campo	3075.7	11.0	datos de campo	11529.20	10.14
Campo Jolote			Campo Bellota bloque norte		
	BPD	MMPCD		BPD	MMPCD
datos de simulador	8365.9	8.7	datos de simulador	5576.12	6.77
datos de campo	7283.0	9.1	datos de campo	4358.8	7.10
TOTAL SALIDA OLEODUCTO 10" HACIA BATERIA BELLOTA BP			Campo Palangre		
	BPD	MMPCD		BPD	MMPCD
datos de simulador	12354.19	19.51	datos de simulador	1949.92	1.36
datos de campo	10358.7	20.1	datos de campo	1578.74	1.46
EL VOLUMEN TOTAL QUE ENTRA A LA BATERIA EN BP Y SPB ES:			Campo Chinchorro		
	BPD	MMPCD		BPD	MMPCD
datos de simulador	38,216.48	46.00	datos de simulador	9162.44	6.12
datos de campo	36,190.92	45.95	datos de campo	8365.43	7.17
	2,025.56	0.05	TOTAL SALIDA DE BATERIA BELLOTA 114 HACIA BATERIA BELLOTA EN SPB		
				BPD	MMPCD
			datos de simulador	25862.29	26.49
			datos de campo	25832.2	25.9

Para validar los resultados, se realizó un análisis comparativo de los resultados de la caracterización de los hidrocarburos de la simulación con los datos de campo, observándose diferencias en petróleo crudo de 2.0 mbpd más en el simulador y en gas natural de 0.05 mmpcd también más en el simulador con respecto a los volúmenes reales de llegada a la batería; en la tabla III.1.4, se observa la comparación volumétrica.

Los resultados y diagramas de la caracterización de los hidrocarburos para cada campo, realizados en el simulador PRO II, se presentan en el anexo "B".

2.-SIMULACION DE LA RED DE RECOLECCIÓN.-

Se realizó la simulación de la Red de recolección partiendo de la caracterización de los hidrocarburos de los pozos que convergen a la batería bellota, el análisis fue en las corrientes de BP y en las corrientes en SBP, es importante mencionar que estas se revisaron y validaron con los datos de campo.

De igual forma, los diagramas de la simulación de la red de recolección de las corrientes de llegada a la batería bellota se presentan en el anexo "B" apartado No. 2.

3.-SIMULACION DEL PROCESO.-

Una vez caracterizados los hidrocarburos, modelada la red de distribución y validados los volúmenes de llegada a la batería bellota resultantes de la simulación con los datos reales, se modelo el proceso de estabilización de la batería objeto de nuestro caso base con las condiciones de infraestructura y operación reales de Presión en kg/cm^2 , temperatura en $^{\circ}\text{C}$, los volúmenes de petróleo crudo en bpd y gas natural en mmpcd presentados en la tabla III.1.2, con el objetivo de que sean lo mas representativos del proceso real

que se tiene en la batería, en la figura III.1.5 se tiene un diagrama de la simulación total del caso base.

Es importante comentar que durante la simulación del proceso en PRO II, se utilizó la ecuación de estado de Peng y Robinson.

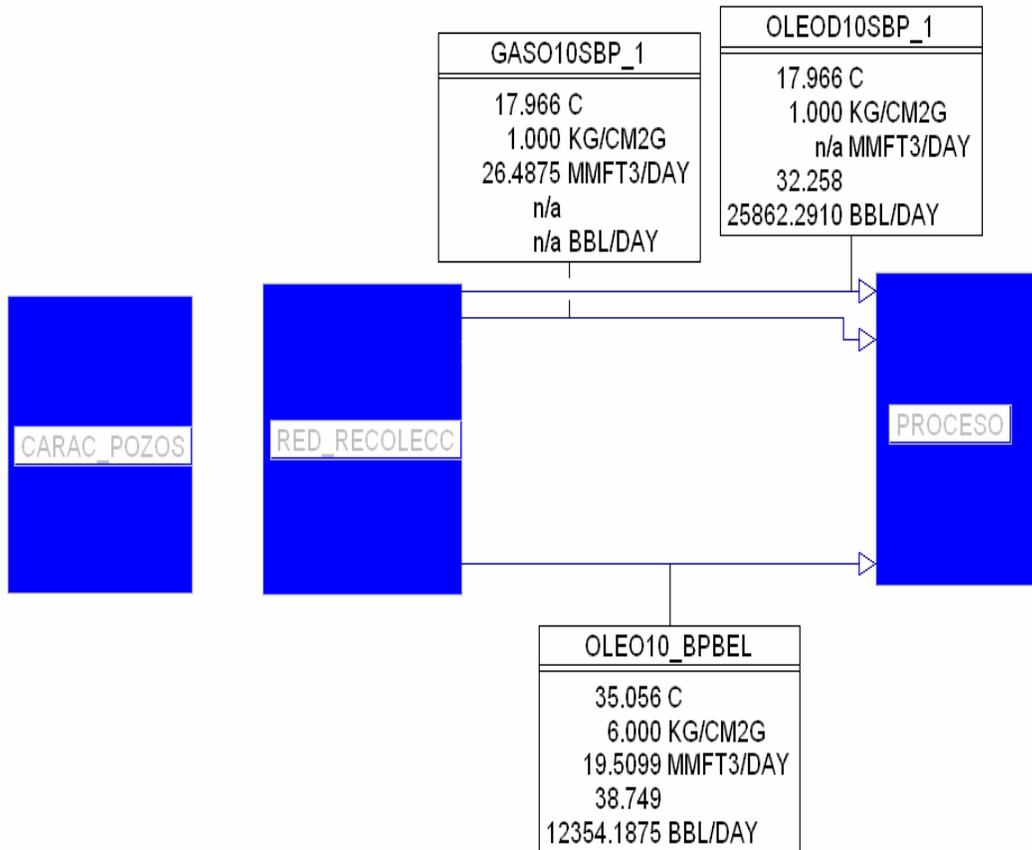


Figura III.1.5 esquema final de la simulación del caso base

Los resultados de la simulación del caso base comparados con los datos de campo donde se observa que las diferencias de gas enviado a compresoras Paredón y el Aceite estabilizado para envió a la C.A.B. Cactus son menores a 2 y 4 % respectivamente, se muestran en la tabla III.1.6 que se presenta a continuación:

Tabla III.1.6 Comparación de datos de campo Vs. Resultados de simulación.

Concepto	Datos de campo	Caso base Simulador	Diferencia (%)
<u>Hidrocarburo en B.P.</u>			
<u>Petróleo Crudo alimentación de la Red (BPD)</u>	<u>10,358.71</u>	<u>12,354.19</u>	19.3%
Presión de entrada (kg/cm ²)	6.5	6.0	
Presión de salida del SHBP (kg/cm ²)	4.3	3.8	
<u>Gas de alimentación de la Red (MMPCD)</u>	<u>20.1</u>	<u>19.5</u>	-2.9%
Presión de Gas de salida del RVP (kg/cm ²)	4.1	3.6	
Presión de Gas después del compresor y a envío a compresoras Paredón (kg/cm ²)	40.0	43.3	
<u>Gas de envío a Compresoras Paredón (MMPCD)</u>	<u>45.9</u>	<u>45.1</u>	-1.8%
<u>Hidrocarburo en S.B.P.</u>			
<u>Petróleo Crudo alimentación de la Red (BPD)</u>	<u>25,832.21</u>	<u>25,862.29</u>	0.1%
Presión de entrada (kg/cm ²)	1.0	1.0	
Presión de salida del SHESBP (kg/cm ²)	0.8	0.8	
<u>Gas de alimentación de la Red (MMPCD)</u>	<u>25.9</u>	<u>26.5</u>	2.4%
Presión de Gas de salida del RVP (kg/cm ²)	0.6	0.6	
Presión después de la bomba y envío a C.A.B. Cactus (kg/cm ²)	21.5	21.5	
<u>Aceite Estabilizado de tanque atmosférico a C.A.B. Cactus (BPD)</u>	<u>36,190.92</u>	<u>34,843.30</u>	-3.7%
<u>PVR (psi)</u>	7.08	6.53	
°API de Batería Bellota a C.A.B. CATUS	37.78	33.05	

III.2 SIMULACIÓN DE LOS MÉTODOS EXISTENTES UTILIZANDO EL SIMULADOR DE PROCESOS PRO II.

Una vez que se modeló y fue validado el caso base se procede al análisis de los procesos de estabilización de crudo, modificando la infraestructura del caso base realizando las adecuaciones en el simulador de procesos acorde a la filosofía de cada uno de los métodos descritos en el capítulo II.

Para los métodos de la técnica de Reducción de Presión los resultados de la simulación del caso base, comparándolos con los resultados de cada uno de los métodos de dicha técnica, se muestran en la tabla III.2.1 siguiente:

Tabla III.2.1 Comparación de Resultados del caso base Vs. Resultados de los métodos de la Técnica Reducción de Presión.

Concepto	II.1 REDUCCION DE PRESIÓN						
	Descripcion en simulador	Datos de campo	Caso base	Caso II.1.1 Separación multietapa con tanque de almacenamiento	Caso II.1.2 Separación multietapa con tanque elevado.	Caso II.1.3 Separación multietapa con tanque elevado a condiciones de vacío.	Caso II.1.4 Estabilización mediante torres Boots con sistema de vacío.
Entrada Flujo							
1.- Hidrocarburo en B.P.							
Crudo alimentación de la Red (BPD)	OLEO10_BPBEL	10,358.71	12,354.19	12,354.19	12,354.19	12,354.19	12,354.19
Presión de entrada (kg/cm2)	OLEO10_BPBEL	6.5	6.0	7.0	6.0	6.0	6.0
Gas de alimentación de la Red (MMPCD)	OLEO10_BPBEL	20.1	19.51	19.51	19.51	19.51	19.51
2.- Hidrocarburo en S.B.P.							
Crudo alimentación de la Red (BPD)	OLEOD10SBP_1	25,832.21	25,862.29	25,862.29	25,862.29	25,862.29	25,862.29
Presión de entrada (kg/cm2)	OLEOD10SBP_1	1.0	1.0	2.0	1.0	1.0	1.0
Gas de alimentación de la Red (MMPCD)	GASO10SBP_1	25.9	26.5	26.5	26.5	26.5	26.5
Salida Flujo							
Aceite Estabilizado de tanque atmosférico a C.A.B. Cactus (BPD)	ACECABC_1	36,190.92	34,843.30	34,666.47	34,686.36	34,713.73	35,322.89
Presión después de la bomba y envío a C.A.B. Cactus (kg/cm2)	ACECABC_1	21.5	21.50	22.53	21.50	21.50	21.50
Gravedad específica del aceite			0.86	0.86	0.86	0.86	0.86
°API de Batería Bellota a C.A.B. CATUS		37.78	33.05	32.83	32.84	32.86	33.52
Presión de Vapor Reid PVR (psi)	ACECABC_1	7.08	6.53	6.01	6.02	6.00	6.01
Gas de envío a Compresoras Paredón (MMPCD)	GAS_ACOMP_1	45.9	45.10	48.51	48.37	48.64	47.94
Presión de Gas después del compresor y a envío a compresoras Paredón (kg/cm2)	GAS_ACOMP_1	40.0	43.3	7.0	6.0	6.0	6.0
Relacion Gas-Aceite RGA (m ³ /m ³)			230.5	249.2	248.3	249.5	241.7
Gravedad específica del gas (aire a 60°F)			0.891	0.950	0.947	0.948	0.923

Los resultados de la simulación del caso base comparado, con los resultados de la técnica de Incremento de Temperatura se muestran en la tabla III.2.2, que se presenta a continuación:

Tabla III.2.2 Comparación de Resultados del caso base Vs. Resultados de los métodos de la Técnica Incremento de Temperatura.

Concepto	Descripcion en simulador	Caso base	II.2 INCREMENTO DE TEMPERATURA		
			II.2.1 Separación multietapa con calentamiento de crudo previa al tanque elevado.	II.2.2 Separación multietapa y uso de un estabilizador tipo torre.	II.2.3 Estabilizador tipo torre con intercambio de calor en platos intermedios.
Entrada Flujo					
1.- Hidrocarburo en B.P.					
Crudo alimentación de la Red (BPD)	OLEO10_BPBEL	<u>12,354.19</u>	<u>12,354.19</u>	<u>12,354.19</u>	<u>12,354.19</u>
Presión de entrada (kg/cm2)	OLEO10_BPBEL	6.0	6.0	6.0	6.0
Gas de alimentación de la Red (MMPCD)	OLEO10_BPBEL	<u>19.51</u>	<u>19.51</u>	<u>19.51</u>	<u>19.51</u>
2.- Hidrocarburo en S.B.P.					
Crudo alimentación de la Red (BPD)	OLEOD10SBP_1	<u>25,862.29</u>	<u>25,862.29</u>	<u>25,862.29</u>	<u>25,862.29</u>
Presión de entrada (kg/cm2)	OLEOD10SBP_1	1.0	1.0	1.0	1.0
Gas de alimentación de la Red (MMPCD)	GASO10SBP_1	<u>26.5</u>	<u>26.5</u>	<u>26.5</u>	<u>26.5</u>
Salida Flujo					
Aceite Estabilizado de tanque atmosférico a C.A.B. Cactus (BPD)	ACECABC_1	<u>34,843.30</u>	<u>34,649.48</u>	<u>35,302.60</u>	<u>35,322.88</u>
Presión después de la bomba y envío a C.A.B. Cactus (kg/cm2)	ACECABC_1	21.50	21.50	21.50	21.50
Gravedad específica del aceite		0.86	0.86	0.86	0.86
°API de Batería Bellota a C.A.B. CATUS		33.05	32.8	33.6	33.5
Presión de Vapor Reid PVR (psi)	ACECABC_1	<u>6.53</u>	<u>6.02</u>	<u>7.15</u>	<u>6.01</u>
Gas de envío a Compresoras Paredón (MMPCD)	GAS_ACOMP_1	<u>45.10</u>	<u>48.66</u>	<u>47.89</u>	<u>47.94</u>
Presión de Gas después del compresor y a envío a compresoras Paredón (kg/cm2)	GAS_ACOMP_1	43.3	6.0	6.0	6.0
Relacion Gas-Aceite RGA (m ³ /m ³)		<u>230.5</u>	<u>250.1</u>	<u>241.6</u>	<u>241.7</u>
Gravedad específica del gas (aire a 60°F)		0.891	1.0	0.9	0.9

En cuanto al Método ultrasónico, el caso II.3.1 Separación multietapa con la aplicación del ultrasonido previa al tanque elevado por encontrarse en fase de evaluación, no se analizó en el simulador.

Del análisis de los resultados de los métodos de las dos técnicas reducción de presión e incremento de la temperatura, se observa que en los siguientes métodos:

- II.1.4 Estabilización mediante torres Boots con sistema de vacío.
- II.2.3 Estabilizador tipo torre con intercambio de calor en platos intermedios.

Es en donde se obtiene 1.4 % más volumen de aceite estabilizado con una Presión de Vapor Reid PVR de 6.01 lb/pg² y en cuanto al volumen de gas enviado a compresoras en ambos casos coincide en 47.94 mmpcd, cumpliendo la premisa de maximizar el volumen de líquido minimizando el volumen de gas y cumpliendo con la PVR acordada con los clientes.

Los resultados (Balances de Materia y Energía) de las corridas de cada uno de los métodos con sus diagramas correspondientes se presentan en el anexo "B" apartado IV.2.

CAPITULO IV.

Metodología propuesta para la estabilización de crudo de acuerdo a los requerimientos contractuales.

Para la selección y determinación del proceso de estabilización, es necesario conocer la infraestructura y las condiciones de operación actual, las modificaciones que contemplan la filosofía de las técnicas y métodos existentes y los servicios adicionales que requerirán cada uno.

Con la ayuda de la simulación se pueden determinar las mejores condiciones de operación y la infraestructura con las cuales se obtienen los hidrocarburos de mayor calidad y cantidad que cumplen con las expectativas de los clientes.

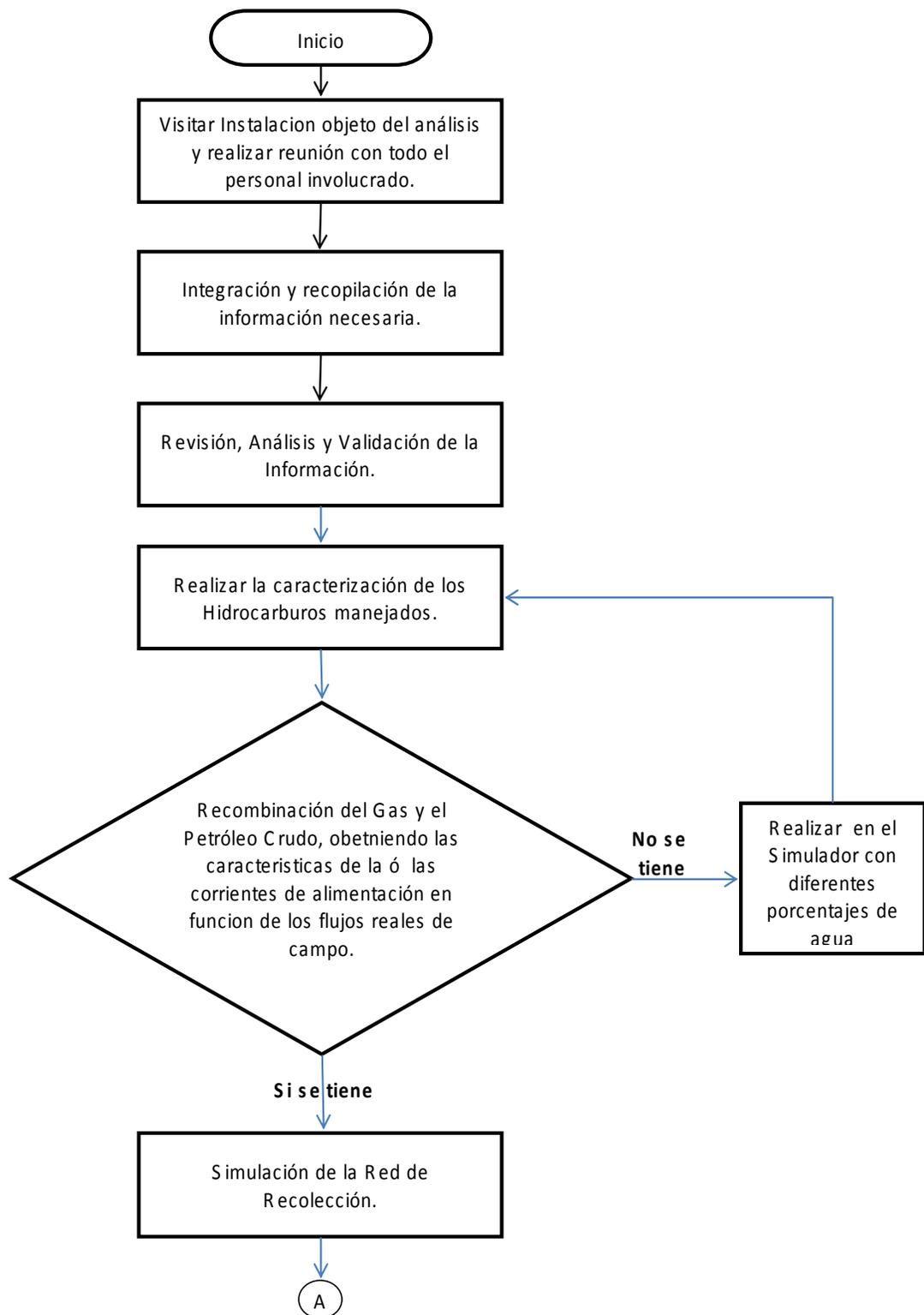
En los capítulos anteriores, se sentaron las bases para la propuesta metodológica presentada en el presente capítulo para la selección del método de estabilización del petróleo crudo, en instalaciones de producción, que satisfaga las premisas de maximizar el volumen de líquido, minimizar el volumen de gas y que cumpla el requerimiento de la Presión de Vapor Reid (PVR) mencionada en el contrato.

En el análisis del capítulo II esta el principal fundamento de éste capítulo, en donde se realizó una larga revisión de los diversos métodos que se tienen para la estabilización de petróleos crudos ligeros y superligeros.

La metodología esta basada, en los resultados obtenidos de los análisis comparativos de todos los métodos de estabilización de petróleo crudo vistos en el capítulo III, en donde se tomo como caso base la Batería Bellota del Activo integral Bellota-Jujo para el desarrollo, análisis y es importante mencionarlo se realizó la validación de la presente metodología.

En el caso base, el análisis de los resultados de los métodos de las dos técnicas reducción de presión e incremento de la temperatura descritos el capítulo III en las tablas III.2.1 y III.2.2, se observa que en los métodos donde se obtiene mayor volumen de petróleo crudo estabilizado y menor volumen de gas enviado a compresoras es en el II.1.4 Estabilización mediante torres Boots con sistema de vacío y II.2.3 Estabilizador tipo torre con intercambio de calor en platos intermedios.

El planteamiento de la propuesta metodologica se resume en el diagrama de flujo con tres actividades principales a continuación presentado:



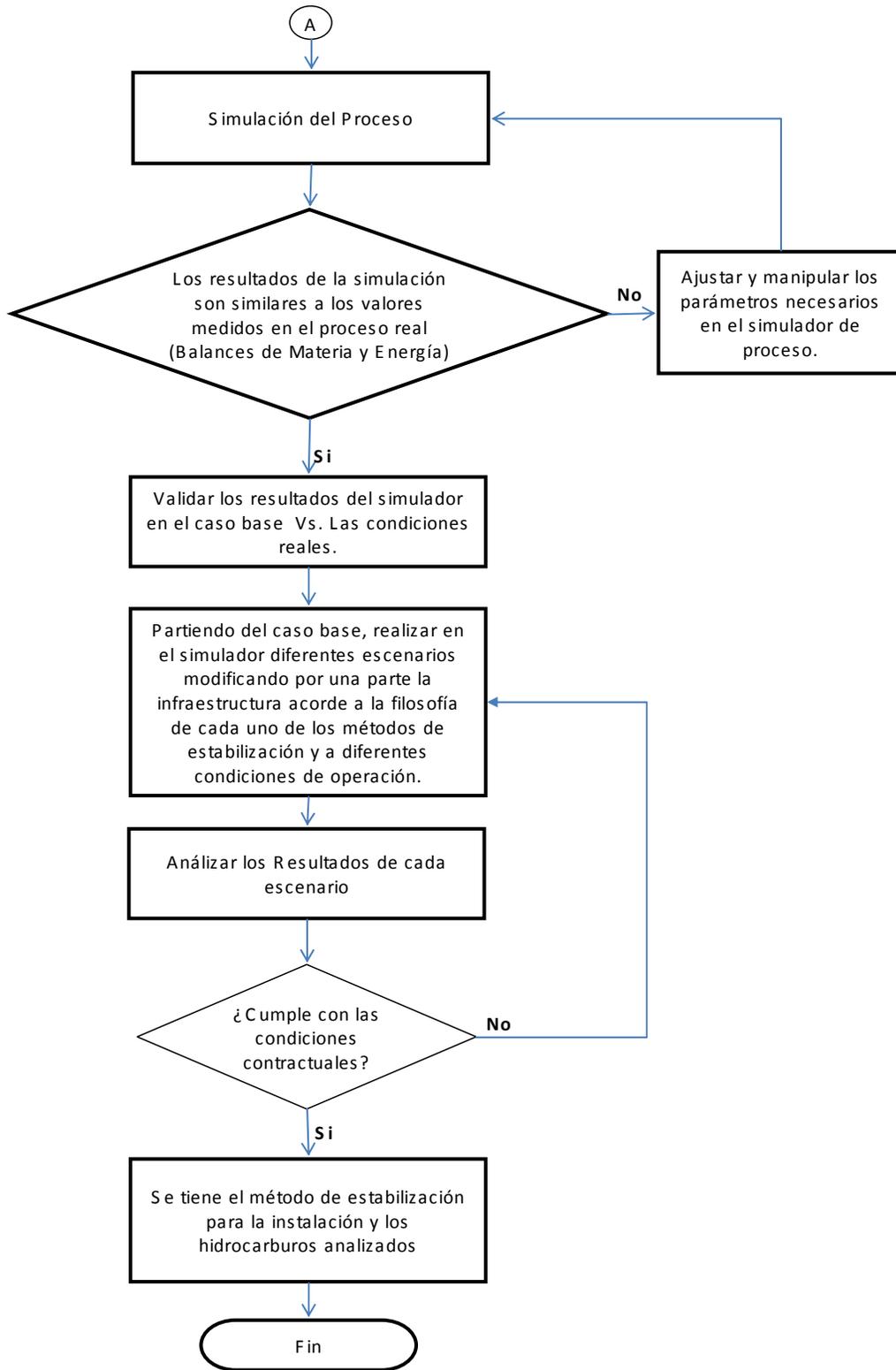


DIAGRAMA DE FLUJO DE LA PROPUESTA METODOLÓGICA

En el diagrama de flujo de la propuesta metodológica visto, la metodología consta de 3 actividades principales:

- ⇒ Integración y recopilación de la Información
- ⇒ Revisión, análisis y validación de la información
- ⇒ Simulación y análisis de resultados,

Que son necesarias para la elección del método de estabilización de petróleo crudo que cumpla con los requerimientos contractuales, a continuación se describen cada una de las actividades:

1.- Integración y recopilación de la Información

La recopilación de la información inicia en las oficinas e instalaciones del Activo integral de Producción al cual pertenezca la instalación de producción objeto del análisis.

Entre la información técnica que se debe recopilar, se encuentra:

- ⇒ El esquema de la distribución de la producción de petróleo crudo, gas natural y condensado del Activo Integral y de la Región a la que pertenece.

- ⇒ Diagrama de las Corrientes de hidrocarburos que convergen a la batería objeto del análisis, detallando las características del equipo e

infraestructura instalada tanto en la instalación de producción como en la red de recolección tales como oleoductos, gasoductos, oleogasoductos, etc., sus longitudes, diámetros, condiciones de presión y temperatura.

- ⇒ Las propiedades físicas de los hidrocarburos, como son densidad, viscosidad, peso molecular, contenido de fracciones ligeras, etc.
- ⇒ Datos de medición de la producción de petróleo crudo, gas natural, porcentaje de agua y condensado manejada.
- ⇒ Caracterización composicional de los hidrocarburos manejados.
- ⇒ Las curvas de destilación de la corriente de gas y la del petróleo crudo, la recombinación del gas y el petróleo crudo.
- ⇒ Diagrama de flujo del proceso.
- ⇒ Condiciones de operación tales como presión, volumen, temperatura en cada etapa de separación, detallando las condiciones máximas y mínimas que se han empleado.
- ⇒ Datos de los volúmenes de hidrocarburos entregados después de proceso a distribución.
- ⇒ Registros de la Presión de Vapor Reid del petróleo crudo que es enviado a distribución.

Un factor importante y que no debe dejarse de lado es que se realicen reuniones con el personal técnico y profesional de la instalación, con el personal de las coordinaciones de operación y diseño, de programación y evaluación del activo Integral, obteniendo toda la información de operación y de infraestructura real requerida.

2.-Revisión, análisis y validación de la información

Es necesario revisar, analizar y validar con detalle toda la información anterior, en particular en la caracterización composicional, es importante tener los análisis PVT de los campos que su producción convergen a la batería para analizarlos y validarlos, en la recombinación del gas y el petróleo crudo, si no se tiene se podrá realizar en el simulador utilizando diferentes porcentajes de agua hasta obtener las características de la ó las corrientes de alimentación en función de los flujos reales de campo.

3.- Simulación y análisis de resultados

Para efectuar la simulación del proceso, se debe contar con un simulador composicional de proceso, para esta propuesta metodologica se utilizó el simulador Pro II v. 8.1.

En el caso de la caracterización de los hidrocarburos para validar los resultados, se recomienda hacer un análisis comparativo de los resultados de la simulación con los datos de campo.

Previa a la simulación de proceso y en base a la infraestructura de la instalación de producción, se hace la simulación de la red de recolección modelando ésta a partir de la caracterización de los hidrocarburos de las corrientes que convergen a la batería revisada, analizada y validada.

La simulación del proceso se debe realizar con las condiciones de operación presión, temperatura e infraestructura reales, y de igual forma que en la caracterización de los hidrocarburos para validar los resultados del proceso, se recomienda hacer un análisis comparativo verificando que los resultados de la simulación sean similares a los valores medidos en el proceso real, (Balance de Materia y Energía) tales como flujo másico y volumétrico de las fases líquida y vapor en cada etapa de separación, también las propiedades físicas de los fluidos, esto nos dará certeza y confiabilidad de la simulación; Si los resultados no fueran similares, se deberá adecuar y manipular los parámetros necesarios en el simulador de procesos para adecuar los resultados obtenidos, esta acción garantizará que el simulador esté ajustado a las condiciones reales de la instalación.

Con los resultados del balance de materia y energía obtenidos mediante la simulación del proceso a las condiciones reales se tendrá validado y modelado el caso base.

Partiendo del caso base, se procede a modelar diferentes casos, modificando la infraestructura en base a la filosofía de cada uno de los métodos de las técnicas de estabilización vistos en el capítulo II, a diferentes condiciones de operación hasta encontrar la mejor infraestructura y condiciones de operación, que satisfaga las premisas de maximizar el volumen de líquido, minimizar el volumen de gas y presente la Presión de Vapor Reíd (PVR) mencionada en el contrato.

Finalmente y aunque en el objetivo de éste trabajo no se planteo, se recomienda realizar un análisis económico antes de decidir cual método es el más adecuado para documentar el proyecto y buscar su aprobación y fondeo.

CAPITULO V.

Conclusiones y Recomendaciones

- Es importante como primer punto revisar, analizar y validar en forma detallada toda la información técnica de que se disponga, con respecto a la caracterización composicional, es importante tener los análisis PVT de los campos que su producción convergen a la batería objeto del análisis, para analizarlos y validarlos, en la recombinación del gas natural y el petróleo crudo, si no se tiene es conveniente realizarla en el simulador utilizando diferentes porcentajes de agua hasta obtener las características de la ó las corrientes de alimentación en función de los flujos reales de campo.
- Con el análisis realizado durante el presente trabajo para la batería Bellota con las condiciones de operación y flujo multifásico mencionados en el caso base, se concluye que los resultados de los métodos de las técnicas Reducción de Presión e Incremento de temperatura, II.1.4 Estabilización mediante torres Boots con sistema de vacío y el II.2.3 Estabilizador tipo torre con intercambio de calor en platos intermedios, respectivamente, son los más convenientes para la batería antes mencionada en donde, se cumple con el objetivo de maximizar el volumen de líquido, obteniendo un incremento de 1.4 % en volumen de petróleo estabilizado mayor densidad en °API y además con una PVR de 6.1 psi menor a la especificación contractual.

- o En la separación multietapa con uso de un estabilizador tipo torre, es recomendable en el proceso que al gas que sale del domo, se le enfríe a una temperatura menor a la que tiene durante el transporte, esto con la finalidad de evitar condensación durante el envío del gas a planta, a al gas licuado se le deberán separar los componentes que se condensaron y mediante una bomba de reflujo conducir éstos condensados al domo de la torre con lo que se logra incrementar la eficiencia del proceso.

- o De las diferentes simulaciones realizadas en el presente trabajo se observó que entre más alta sea la presión de separación, más gas disuelto quedará en el aceite por lo que de acuerdo a las características y presión del yacimiento, el numero de etapas y la presión de separación se recomienda deberán calcularse y diseñarse para aprovechar la energía que tiene el yacimiento evitando el depresionarlo bruscamente, logrando así que en la última etapa de separación se obtenga un fluido estabilizado que cumple con las especificaciones contractuales, por lo tanto se concluye que entre menor sea la RGA mas eficiente es el proceso de separación.

- o Es importante definir cuales serán las condiciones de operación para el establecimiento de la presión óptima para evitar el arrastre de líquido en la corriente de gas, evitando daños a los equipos de compresión, por lo que se recomienda realizar varias simulaciones con diferentes condiciones de operación una vez modelado y validado el caso base hasta encontrar las que satisfagan el requerimiento.

- En el caso de operar al vacío, éste deberá ser moderado y no un alto vacío que propicie la entrada del aire al proceso; como medida de seguridad se recomienda tener los sistemas de protección adecuados para asegurar el rompimiento del vacío en caso necesario, por ejemplo la recirculación y/o paro de la compresora por baja presión, alimentación de gas a través de un sistema automático para rompimiento de vacío entre otras.

- Para la selección del método de estabilización apropiado a la instalación y tipo de hidrocarburo, se recomienda fijar como premisa el valor de la PVR requerida en la simulación de proceso y realizar diferentes escenarios ó casos, alternando las condiciones de operación de las etapas de separación (sin descuidar las relaciones de compresión) analizar los resultados y seleccionar el método que además de satisfacer la PVR maximice el volumen de Petróleo crudo.

- Si se selecciona la infraestructura las torres "Boots" se recomienda manejar una eficiencia de los platos del 80% en la simulación.

- Un factor importante es realizar campañas continuas de capacitación y adiestramiento del personal, utilizando simuladores y realizando simulacros.

ANEXO A.

Procedimiento A del estándar ASTM D-323-89 para la determinación de la PVR propuesta por el Sr. Reíd

Primer paso haremos alusión al equipo necesario para realizar la prueba, Balas de acero con capacidad de 1 lt., conexiones para el muestreo (mangueras, manómetro de 0-100 psig, reducciones, herramientas), baño de calentamiento vertical con termómetros, cámara de refrigeración con termómetro, cámara de liquido para PVR, cámara de vapor, manómetros (Reíd Vapor Test) perfectamente calibrados, cinta Teflón, acetona, Turbosina ó aromáticos para lavar y enjuagar el equipo y estopa.

Como segundo paso se describe como realizar la preparación para la prueba:

1. Mantener el baño de calentamiento a una temperatura de 37.8 °C (100 °F).
1. Mantener la cámara de refrigeración a 0 °C (32°F) ó menor.
2. Meter la cámara de vapor con el manómetro conectado al baño de calentamiento y sumergirla en el agua hasta 25.4 mm (1 pulgada) arriba del tope superior de la cámara de vapor.

3. Mantener la cámara de vapor dentro del baño en un tiempo no menor de 10 minutos.
4. Introducir en la cámara de refrigeración la bala con la muestra y la cámara de líquido con agua para comprobar por medio de un termómetro de pluma que se ha alcanzado una temperatura de 0 °C (32°F) en la muestra.

Como tercer paso a continuación mostramos el desarrollo del procedimiento primero debemos comprobar que se ha alcanzado la temperatura de enfriamiento deseada en la bala y la cámara de líquido, observando que el termómetro de pluma dentro de la cámara de líquido tenga una temperatura de 0 °C (32°F). La recomendación es que durante el enfriamiento de la muestra no se deberá desfogar el gas:

1. Sacar la cámara de líquido y la bala simultáneamente de la cámara de refrigeración, vaciar el agua contenida en la cámara de líquido y drenar la muestra de la bala a la cámara, manteniendo en posición vertical la bala, aquí es necesario tener abierta la válvula superior ligeramente para permitir que la muestra se drene a la cámara de líquido. Aquí se recomienda que cuando la muestra contenga agua primero se deberá drenar antes de traspasar la porción de crudo a la cámara de líquido.
2. Llenar completamente la cámara de líquido, cerrar inmediatamente las válvulas de la bala y sacar la cámara de vapor del baño de calentamiento, para conectarla con la cámara de líquido en un tiempo no mayor a 10 segundos.

3. Apretar vigorosamente la conexión de las cámaras, manteniendo la cámara de vapor arriba de la cámara de líquido.
4. Invertir la posición de las cámaras y drenar completamente la muestra de crudo a la cámara de vapor el tiempo suficiente para que se vacíe completamente la muestra.
5. Ya drenada la muestra, agitar vigorosamente de arriba hacia abajo en un ángulo de 60° , durante ocho veces manteniendo la cámara de líquido arriba de la cámara de vapor.
6. Invertir la posición de las cámaras y meterlas al baño de calentamiento golpeando ligeramente el manómetro para sensibilizarlo antes de introducir los aparatos ensamblados.
7. Esperar un tiempo de cinco minutos y registrar la presión indicada, volver a repetir el paso 6 y 7 nuevamente y registrar la presión, esta operación se deberá hacer en intervalos de cinco minutos hasta que se observe variación en las dos últimas lecturas observadas para registrar ésta como definitiva.

Finalmente para obtener una PVR óptima se deberán revisar las recomendaciones siguientes:

- ✓ Contar con el equipo descrito en el primer paso
- ✓ Llenar la bala lo máximo posible, así mismo se deberán igualar las presiones en la línea y en la bala cuando se muestren las líneas.

- ✓ Al tomar la muestra se deberá mantener la bala en posición vertical cuidando que su válvula superior se mantenga ligeramente abierta para comprobar que se llene por completo y conectar la toma de la muestra con la válvula inferior.

- ✓ No desfogar el gas durante el enfriamiento de la bala esto para evitar perdidas de gases que incrementan la PVR.

- ✓ Se deberán efectuar de dos a tres determinaciones en la misma muestra para constatar los valores y revisar el comportamiento de la PVR sobre todo en crudos ligeros que contengan agua, lo anterior debido a que en resultados de pruebas experimentales realizadas se observo que no existe homogeneización de la muestra dentro de la bala y que debido a la gravedad, los componentes más pesados se drenan hacia el fondo de la bala, provocando variaciones en los valores de la PVR obtenidos.

- ✓ Para evitar determinaciones erróneas ó influenciadas por otras realizadas previamente se deberán lavar las cámaras de líquido y vapor con acetona, turbosina y/o algún otro aromático y al final secarlas y sopletearlas con aire comprimido.

- ✓ El manómetro deberá conectarse cuidando de poner cinta teflón en las cuerdas, además se deberá tener un equipo calibrador de manómetros para garantizar la medición y minimizar errores por este concepto.

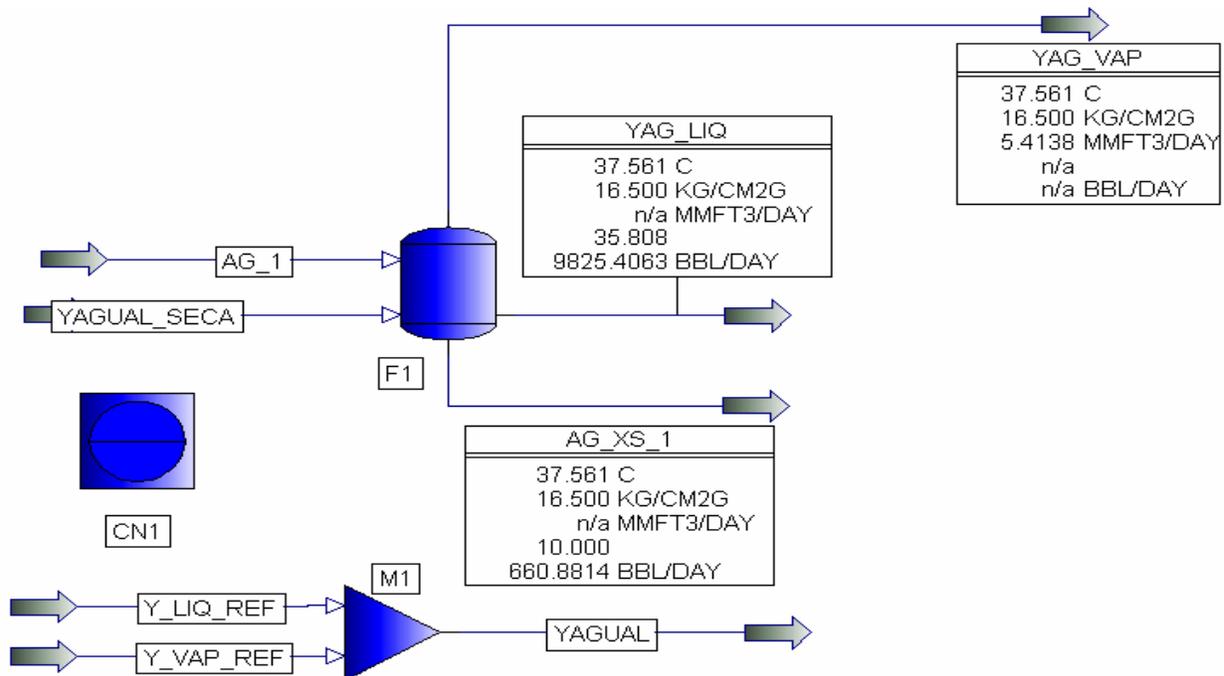
ANEXO B.

Resultados y diagramas para el modelado de la batería bellota obtenidos con el simulador PRO II.

IV.1 REVISIÓN DE LA INFORMACIÓN Y MODELADO DEL CASO BASE.

1.- Caracterización de los hidrocarburos por campo.

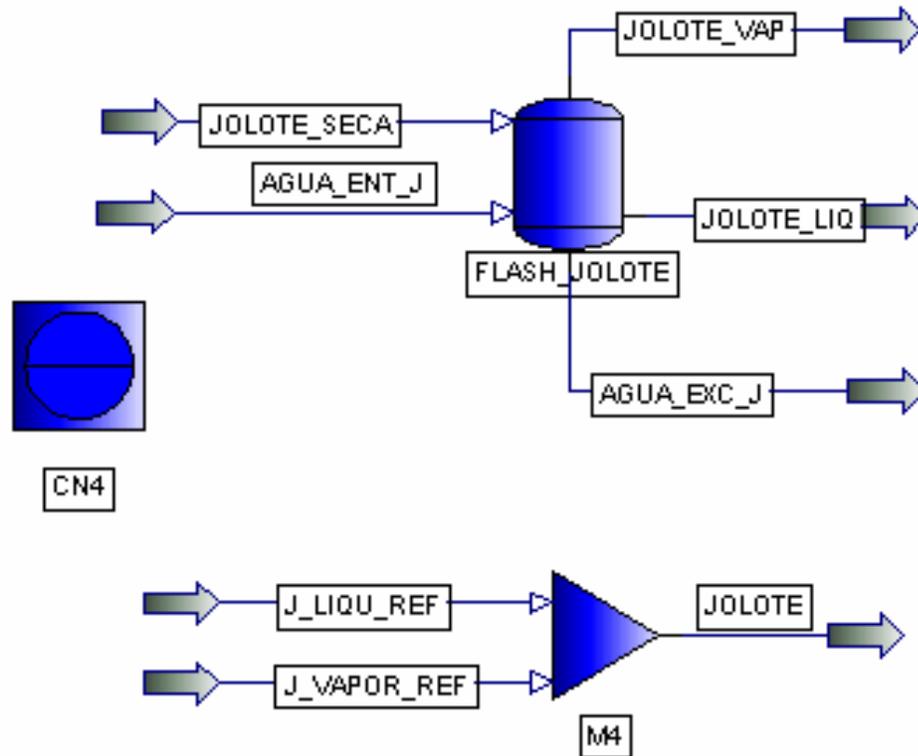
- CAMPO YAGUAL**



Stream Name		AG_1	YAG_LIQ	YAG_VAP	YAGUAL
Temperature	C	38.000	37.561	37.561	37.561
Pressure	KG/CM2G	16.500	16.500	16.500	16.500
Vapor Std. Vol. Rate	MMFT3/DAY	n/a	n/a	5.4138	5.4138
Liquid Std. API		10.000	35.808	n/a	35.808
Liquid Std Rate (vol)	BBL/DAY	1497.2053	8825.4063	n/a	8825.4063

% AGUA UTILIZADA	10	35.804	°API		
Stream Name		YAGUAL_SE	YAG_VAP	YAG_LIQ	YAGUAL
Stream Description		CA			
Phase		Mixed	Vapor	Liquid	Mixed
Total Stream					
Rate	KG-MOL/DAY	13200.8	6490.0	13846.0	20336.0
	KG/DAY	1335822.9	149152.6	1314795.1	1463947.9
Std. Liq. Rate	BBL/DAY	11529.0	2547.7	9787.6	12335.2
Temperature	C	38.0	37.6	37.6	37.6
Pressure	KG/CM 2G	16.5	16.5	16.5	16.5
Molecular Weight		101.2	23.0	95.0	72.0
Enthalpy	MM BTU/DAY	100.9	47.3	76.4	120.2
	BTU/KG	75.5	317.2	58.1	82.1
Mole Fraction Liquid		0.5	0.0	1.0	0.7
Reduced Temperature		0.7	1.3	0.5	0.6
Reduced Pressure		0.5	0.4	0.1	0.2
Acentric Factor		0.3	0.1	0.4	0.3
UOP K factor		12.5	17.4	11.6	12.2
Std. Liquid Density	KG/BBL	115.9	58.5	134.3	118.7
Sp. Gravity		0.7	0.4	0.8	0.7
API Gravity		62.5	252.4	35.804	57.9
Vapor					
Rate	KG-MOL/DAY	6473.9	6490.0	n/a	6486.4
	KG/DAY	149076.0	149152.6	n/a	149041.3
	MM FT3/DAY	0.3	0.3	n/a	0.3
Vapor Std Vol Flow	MM FT3/DAY	5.4	5.4	n/a	5.4
Molecular Weight		23.0	23.0	n/a	23.0
Z (from K)		0.9	0.9	n/a	0.9
Enthalpy	BTU/KG	311.5	317.2	n/a	316.9
CP	BTU/KG-C	2.0	2.0	n/a	2.0
Density	KG/BBL	2.6	2.6	n/a	2.6
Th. Conductivity	BTU/HR-FT-F	0.0	0.0	n/a	0.0
Viscosity	CP	0.0	0.0	n/a	0.0
Liquid					
Rate	KG-MOL/DAY	6726.9	n/a	13846.0	13849.5
	KG/DAY	1186746.9	n/a	1314795.1	1314906.5
	BBL/DAY	9149.3	n/a	9969.0	9960.3
Liquid Std Vol Flow	BBL/DAY	8980.0	n/a	9787.6	9789.3
Molecular Weight		176.4	n/a	95.0	94.9
Z (from K)		0.2	n/a	0.1	0.2
Enthalpy	BTU/KG	45.9	n/a	58.1	55.5
CP	BTU/KG-C	1.8	n/a	2.0	2.0
Density	KG/BBL	129.7	n/a	131.9	132.0
Surface Tension	DYNE/CM	21.4	n/a	46.5	46.3
Th. Conductivity	BTU/HR-FT-F	0.1	n/a	0.1	0.1
Viscosity	CP	2.8	n/a	1.5	1.5

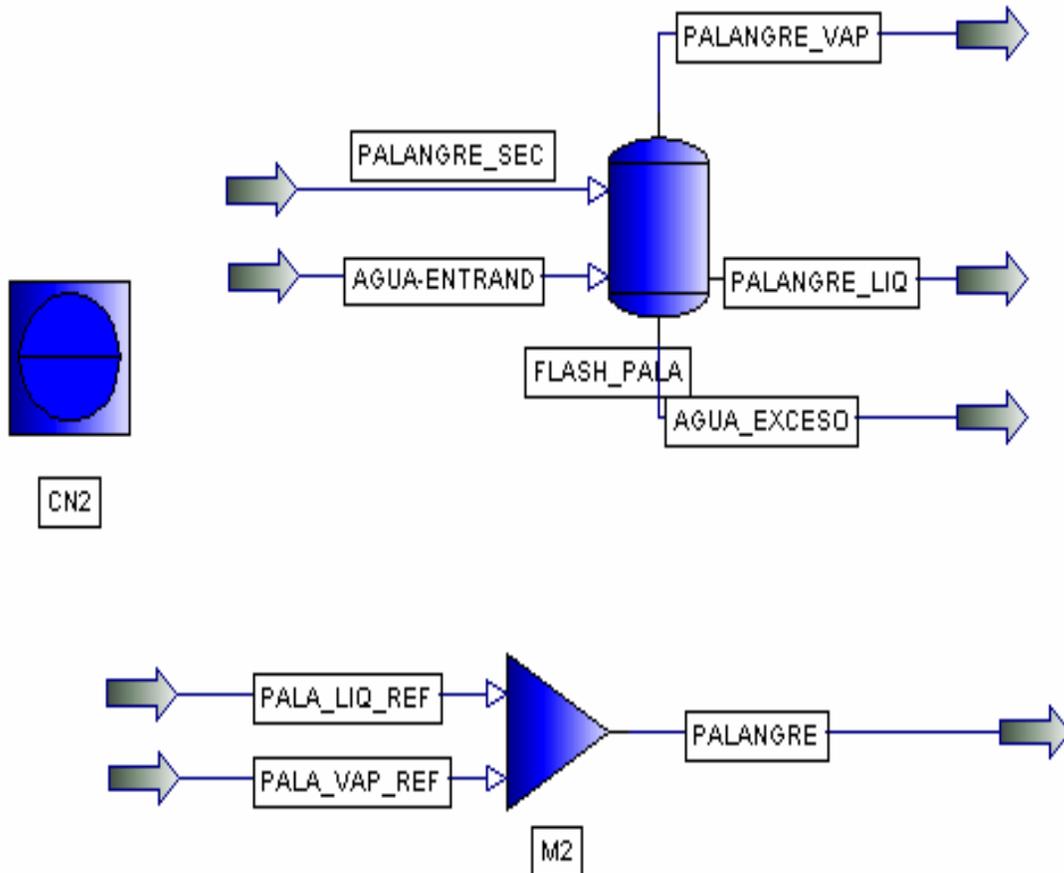
• CAMPO JOLOTE



Stream Name		JOLOTE_VAP	JOLOTE_LIQ	AGUA_EXC_J
Temperature	C	36.662	36.662	36.662
Pressure	KG/CM2G	8.940	8.940	8.940
Vapor Std. Vol. Rate	MMFT3/DAY	7.0448	n/a	n/a
Liquid Std. API		n/a	40.344	10.000
Liquid Std Rate (vol)	BBL/DAY	n/a	4544.2559	11152.4219

% AGUA UTILIZADA		7.87		BLOQUE JOLOTE	
Stream Name		JOLOTE_SECA	JOLOTE_VAP	JOLOTE_LIQ	JOLOTE
Stream Description					
Phase		Mixed	Vapor	Liquid	Mixed
Total Stream					
Rate	KG-MOL/DAY	11697.7	8408.9	8114.6	16523.5
	KG/DAY	706017.9	197449.4	595450.8	792900.2
Std. Liq. Rate	BBL/DAY	7283.0	3276.7	4553.0	7829.6
Temperature	C	37.0	36.0	36.0	36.0
Pressure	KG/CM2G	8.9	8.9	8.9	8.9
Molecular Weight		60.4	23.5	73.4	48.0
Enthalpy	MM BTU/DAY	90.4	65.1	40.6	103.3
	BTU/KG	128.0	329.8	68.2	130.3
Mole Fraction Liquid		0.3	0.0	1.0	0.5
Reduced Temperature		0.9	1.3	0.5	0.7
Reduced Pressure		0.2	0.2	0.1	0.1
Acentric Factor		0.2	0.1	0.4	0.2
UOP K factor		13.4	17.0	11.5	12.8
Std. Liquid Density	KG/BBL	96.9	60.3	130.8	101.3
Sp. Gravity		0.6	0.4	0.8	0.6
API Gravity		100.3	241.5	40.346	90.4
Vapor					
Rate	KG-MOL/DAY	8374.6	8408.9	n/a	8408.4
	KG/DAY	197371.9	197449.4	n/a	197429.0
	MMFT3/DAY	0.8	0.8	n/a	0.8
Vapor Std Vol Flow	MMFT3/DAY	7.0	7.0	n/a	7.0
Molecular Weight		23.6	23.5	n/a	23.5
Z (from K)		1.0	1.0	n/a	1.0
Enthalpy	BTU/KG	321.9	329.8	n/a	329.6
CP	BTU/KG-C	1.9	1.9	n/a	1.9
Density	KG/BBL	1.5	1.5	n/a	1.5
Th. Conductivity	BTU/HR-FT-F	0.0	0.0	n/a	0.0
Viscosity	CP	0.0	0.0	n/a	0.0
Liquid					
Rate	KG-MOL/DAY	3323.2	n/a	8114.6	8115.2
	KG/DAY	508646.0	n/a	595450.8	595471.2
	BBL/DAY	4080.0	n/a	4636.0	4629.6
Liquid Std Vol Flow	BBL/DAY	4003.0	n/a	4553.0	4553.3
Molecular Weight		153.1	n/a	73.4	73.4
Z (from K)		0.1	n/a	0.0	0.1
Enthalpy	BTU/KG	52.7	n/a	68.2	64.2
CP	BTU/KG-C	1.8	n/a	2.1	2.1
Density	KG/BBL	124.7	n/a	128.4	128.6
Surface Tension	DYNE/CM	21.8	n/a	50.5	50.3
Th. Conductivity	BTU/HR-FT-F	0.1	n/a	0.1	0.1
Viscosity	CP	1.1	n/a	0.9	0.9

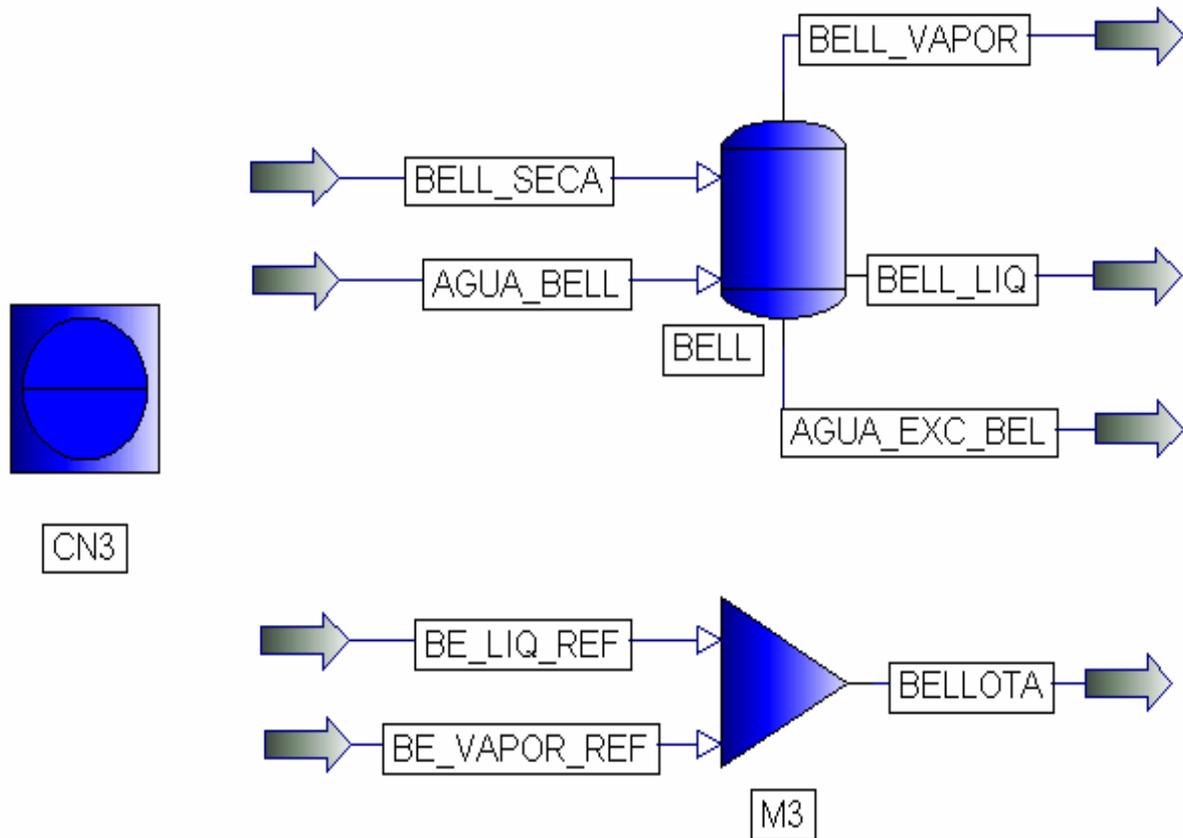
• CAMPO PALANGRE.



Stream Name		PALANGRE_VAP	PALANGRE_LIQ	AGUA_EXCESO
Temperature	C	37.950	37.950	37.950
Pressure	KG/CM2G	15.500	15.500	15.500
Vapor Std. Vol. Rate	MMFT3/DAY	1.2731	n/a	n/a
Liquid Std. API		n/a	38.963	10.000
Liquid Std Rate (vol)	BBL/DAY	n/a	1168.1315	11389.7168

% AGUA UTILIZADA		1.2		BLOQUE PALANGRE		
Stream Name		PALANGRE _SEC	PALANGRE _VAP	PALANGRE _LIQ	PALANGRE	
Stream Description						
Phase		Mixed	Vapor	Liquid	Mixed	
Total Stream						
Rate	KG-MOL/DAY	2332.5	1498.4	2036.2	3534.6	
	KG/DAY	160988.9	28513.9	153982.3	182496.2	
Std. Liq. Rate	BBL/DAY	1579.0	541.6	1167.6	1709.2	
Temperature	C	38.0	37.9	37.9	37.9	
Pressure	KG/CM 2G	15.5	15.5	15.5	15.5	
Molecular Weight		69.0	19.0	75.6	51.6	
Enthalpy	MM BTU/DAY	15.1	8.2	10.9	18.5	
	BTU/KG	93.6	286.1	70.9	101.3	
Mole Fraction Liquid		0.3	0.0	1.0	0.6	
Reduced Temperature		0.9	1.5	0.5	0.7	
Reduced Pressure		0.4	0.3	0.1	0.2	
Acentric Factor		0.2	0.0	0.4	0.2	
UOP K factor		13.1	18.5	11.5	12.6	
Std. Liquid Density	KG/BBL	102.0	52.6	131.9	106.8	
Sp. Gravity		0.6	0.3	0.8	0.7	
API Gravity		88.9	295.4	38.92	79.0	
Vapor						
Rate	KG-MOL/DAY	1517.0	1498.4	n/a	1498.2	
	KG/DAY	28979.1	28513.9	n/a	28505.8	
	MM FT3/DAY	0.1	0.1	n/a	0.1	
Vapor Std Vol Flow	MM FT3/DAY	1.3	1.3	n/a	1.3	
Molecular Weight		19.1	19.0	n/a	19.0	
Z (from K)		1.0	1.0	n/a	1.0	
Enthalpy	BTU/KG	277.8	286.1	n/a	285.8	
CP	BTU/KG-C	2.1	2.1	n/a	2.1	
Density	KG/BBL	2.0	2.0	n/a	2.0	
Th.						
Conductivity	BTU/HR-FT-F	0.0	0.0	n/a	0.0	
Viscosity	CP	0.0	0.0	n/a	0.0	
Liquid						
Rate	KG-MOL/DAY	815.5	n/a	2036.2	2036.4	
	KG/DAY	132009.9	n/a	153982.3	153990.3	
	BBL/DAY	1048.6	n/a	1189.6	1187.8	
Liquid Std Vol Flow	BBL/DAY	1029.3	n/a	1167.6	1167.7	
Molecular Weight		161.9	n/a	75.6	75.6	
Z (from K)		0.1	n/a	0.0	0.1	
Enthalpy	BTU/KG	53.2	n/a	70.9	67.2	
CP	BTU/KG-C	1.8	n/a	2.1	2.1	
Density	KG/BBL	125.9	n/a	129.4	129.6	
Surface Tension	DYNE/CM	22.1	n/a	51.0	50.8	
Th.						
Conductivity	BTU/HR-FT-F	0.1	n/a	0.1	0.1	
Viscosity	CP	1.3	n/a	0.9	0.9	

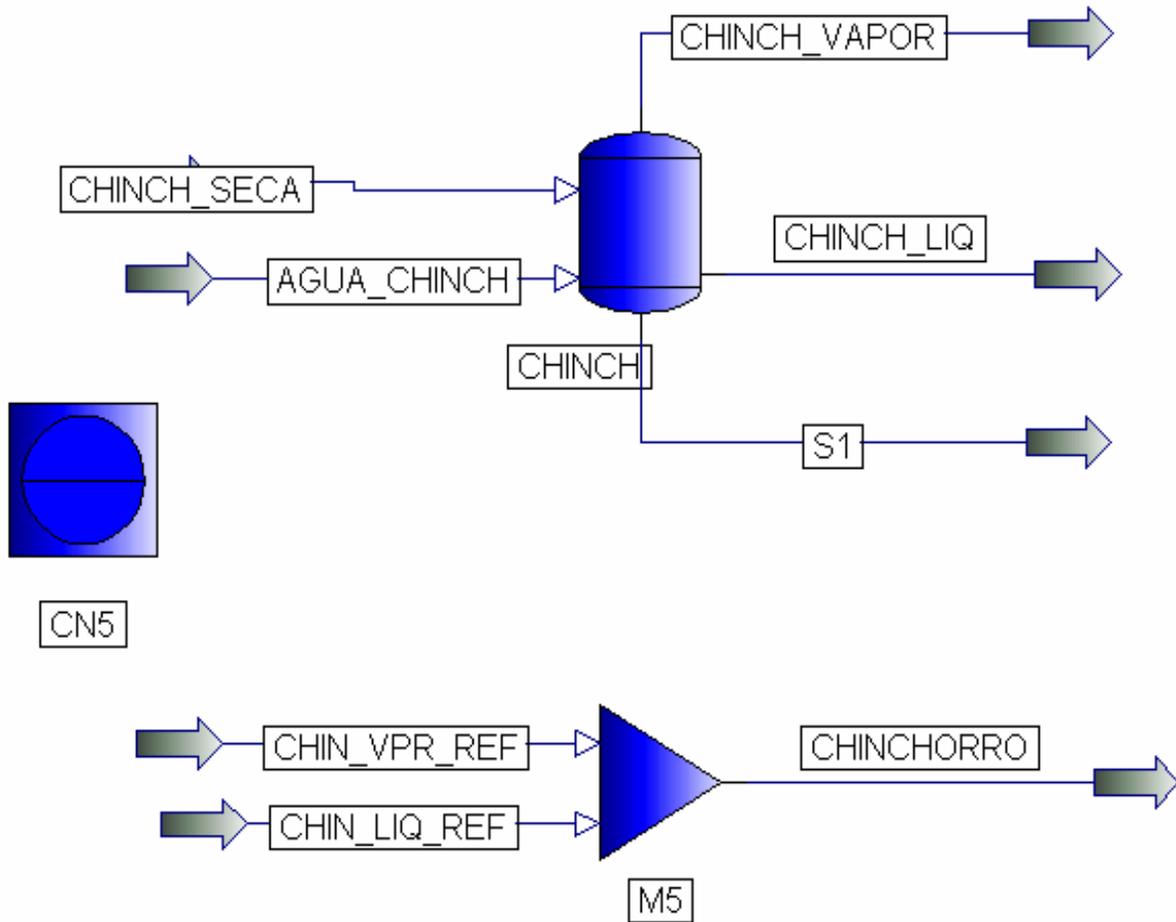
• CAMPO BELLOTA.



Stream Name		BELL_VAPOR	BELL_LIQ
Temperature	C	35.846	35.846
Pressure	KG/CM2G	7.380	7.380
Vapor Std. Vol. Rate	MMFT3/DAY	6.2099	n/a
Liquid Std. API		n/a	38.885
Liquid Std Rate (vol)	BBL/DAY	n/a	5306.2017

		BLOQUE BELLOTA			
Stream Name		BELL_SECA	BELL_VAPOR	BELL_LIQ	BELLOTA
Stream Description					
Phase		Mixed	Vapor	Mixed	Mixed
Total Stream					
Rate	KG-MOL/DAY	11013.0	7422.6	11410.4	18833.0
	KG/DAY	749589.1	190559.6	699909.9	890469.4
Std. Liq. Rate	BBL/DAY	7435.0	3015.8	5306.2	8322.0
Temperature	C	37.0	35.8	35.8	35.8
Pressure	KG/CM2G	7.4	7.4	7.4	7.4
Molecular Weight		68.1	25.7	61.3	47.3
Enthalpy	MM BTU/DAY	97.9	66.0	52.3	118.3
	BTU/KG	130.6	346.2	74.7	132.8
Mole Fraction Liquid		0.3	0.0	1.0	0.6
Reduced Temperature		0.8	1.2	0.5	0.6
Reduced Pressure		0.2	0.2	0.1	0.1
Acentric Factor		0.2	0.1	0.4	0.2
UOP K factor		13.2	16.5	11.4	12.5
Std. Liquid Density	KG/BBL	100.8	63.2	131.9	107.0
Sp. Gravity		0.6	0.4	0.8	0.7
API Gravity		91.4	224.2	38.885	78.5
Vapor					
Rate	KG-MOL/DAY	7387.2	7422.6	n/a	7422.6
	KG/DAY	190548.6	190559.6	n/a	190559.6
	MMFT3/DAY	0.8	0.8	n/a	0.8
Vapor Std Vol Flow	MMFT3/DAY	6.2	6.2	n/a	6.2
Molecular Weight		25.8	25.7	n/a	25.7
Z (from K)		1.0	1.0	n/a	1.0
Enthalpy	BTU/KG	338.1	346.2	n/a	346.2
CP	BTU/KG-C	1.8	1.8	n/a	1.8
Density	KG/BBL	1.4	1.4	n/a	1.4
Th. Conductivity	BTU/HR-FT-F	0.0	0.0	n/a	0.0
Viscosity	CP	0.0	0.0	n/a	0.0
Liquid					
Rate	KG-MOL/DAY	3625.8	n/a	11410.4	11410.4
	KG/DAY	559040.6	n/a	699909.9	699909.9
	BBL/DAY	4502.0	n/a	5393.6	5393.6
Liquid Std Vol Flow	BBL/DAY	4414.7	n/a	5306.2	5306.2
Molecular Weight		154.2	n/a	61.3	61.3
Z (from K)		0.1	n/a	0.1	0.1
Enthalpy	BTU/KG	59.9	n/a	74.7	74.7
CP	BTU/KG-C	1.8	n/a	2.2	2.2
Density	KG/BBL	124.2	n/a	129.8	129.8
Surface Tension	DYNE/CM	21.3	n/a	54.6	54.6
Th. Conductivity	BTU/HR-FT-F	0.1	n/a	0.1	0.1
Viscosity	CP	1.2	n/a	0.9	0.9

• CAMPO CHINCHORRO.



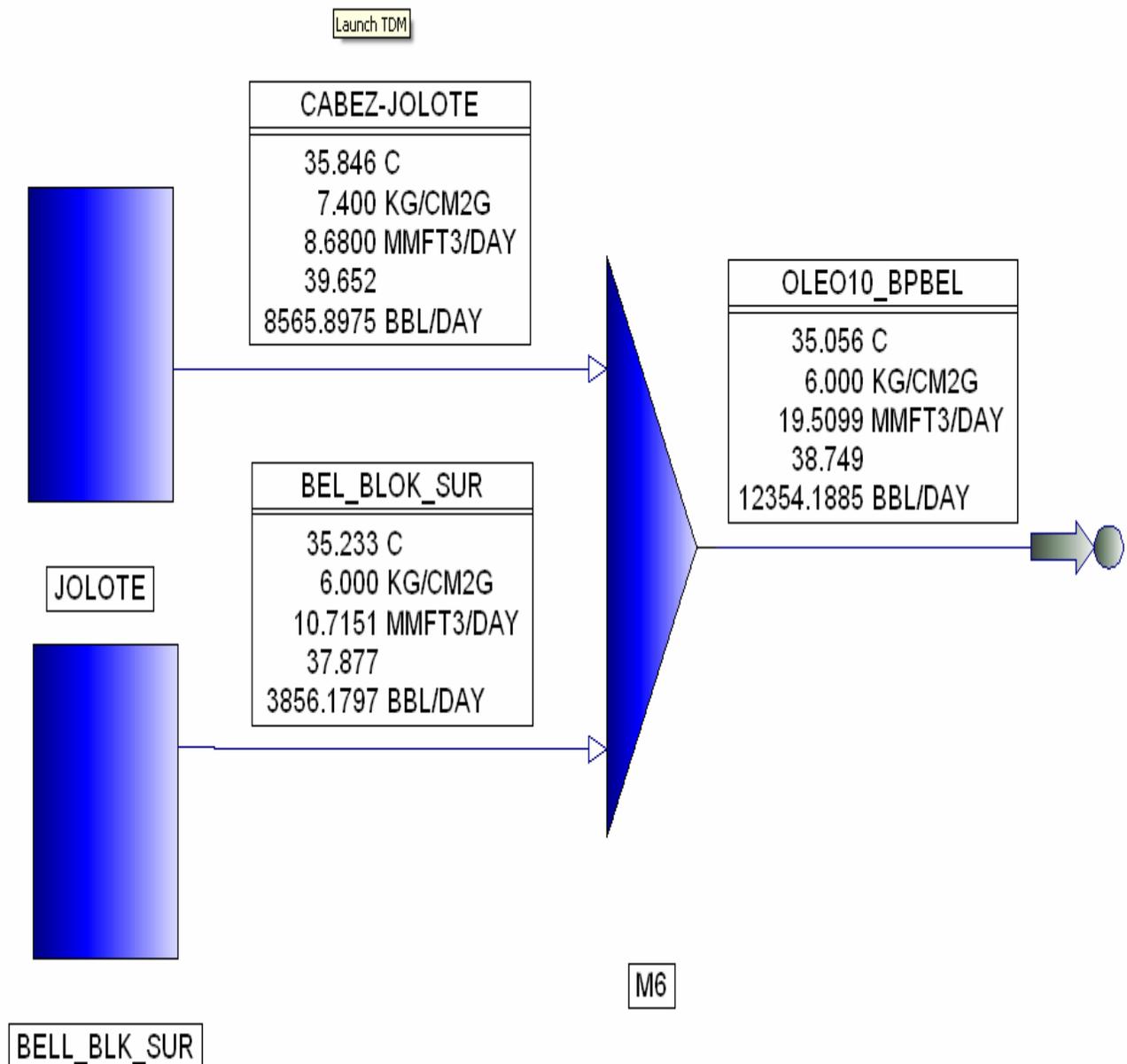
Stream Name		CHINCH_VAPOR	CHINCH_LIQ
Temperature	C	37.528	37.528
Pressure	KG/CM2G	14.000	14.000
Vapor Std. Vol. Rate	MMFT3/DAY	2.9281	0.3253
Liquid Std. API		n/a	33.031
Liquid Std Rate (vol)	BBL/DAY	n/a	6860.6084

			BLOQUE CHINCHORRO			
Stream Name		CHINCH_SECA	CHINCH_VAPOR	CHINCH_LIQ	CHINCHORRO	
Stream Description						
Phase		Mixed	Vapor	Mixed	Mixed	
Total Stream						
Rate	KG-MOL/DAY	8320.0	3499.9	4845.5	8345.4	
	KG/DAY	1031296.6	85151.0	946601.7	1031752.6	
Std. Liq. Rate	BBL/DAY	8365.0	1356.5	7011.3	8367.8	
Temperature	C	38.0	37.5	37.5	37.6	
Pressure	KG/CM2G	14.0	14.0	14.0	14.0	
Molecular Weight		124.0	24.3	195.4	123.6	
Enthalpy	MM BTU/DAY	67.4	28.4	39.0	67.1	
	BTU/KG	65.3	333.7	41.2	65.1	
Mole Fraction Liquid		0.5	0.0	0.9	0.5	
Reduced Temperature		0.7	1.3	0.5	0.7	
Reduced Pressure		0.4	0.3	0.5	0.4	
Acentric Factor		0.3	0.1	0.5	0.3	
UOP K factor		12.3	16.4	11.9	12.3	
Std. Liquid Density	KG/BBL	123.3	62.8	135.0	123.3	
Sp. Gravity		0.8	0.4	0.9	0.8	
API Gravity		50.8	226.5	34.965	50.8	
Vapor						
Rate	KG-MOL/DAY	3875.8	3499.9	388.9	3882.8	
	KG/DAY	94502.0	85151.0	9461.2	94473.0	
	MMFT3/DAY	0.2	0.2	0.0	0.2	
Vapor Std Vol Flow	MMFT3/DAY	3.2	2.9	0.3	3.2	
Molecular Weight		24.4	24.3	24.3	24.3	
Z (from K)		0.9	0.9	0.9	0.9	
Enthalpy	BTU/KG	327.6	333.7	333.7	332.2	
CP	BTU/KG-C	1.8	1.8	1.8	1.8	
Density	KG/BBL	2.3	2.3	2.3	2.3	
Th. Conductivity	BTU/HR-FT-F	0.0	0.0	0.0	0.0	
Viscosity	CP	0.0	0.0	0.0	0.0	
Liquid						
Rate	KG-MOL/DAY	4444.2	n/a	4456.6	4462.6	
	KG/DAY	936794.6	n/a	937140.5	937279.6	
	BBL/DAY	6979.9	n/a	6980.6	6982.2	
Liquid Std Vol Flow	BBL/DAY	6857.3	n/a	6860.6	6861.9	
Molecular Weight		210.8	n/a	210.3	210.0	
Z (from K)		0.2	n/a	0.2	0.2	
Enthalpy	BTU/KG	38.9	n/a	38.3	38.2	
CP	BTU/KG-C	1.8	n/a	1.8	1.8	
Density	KG/BBL	134.2	n/a	134.2	134.2	
Surface Tension	DYNE/CM	22.0	n/a	22.1	22.1	
Th. Conductivity	BTU/HR-FT-F	0.1	n/a	0.1	0.1	
Viscosity	CP	21.8	n/a	22.0	21.9	

2.- Red de recolección de las corrientes de llegada a la batería bellota.

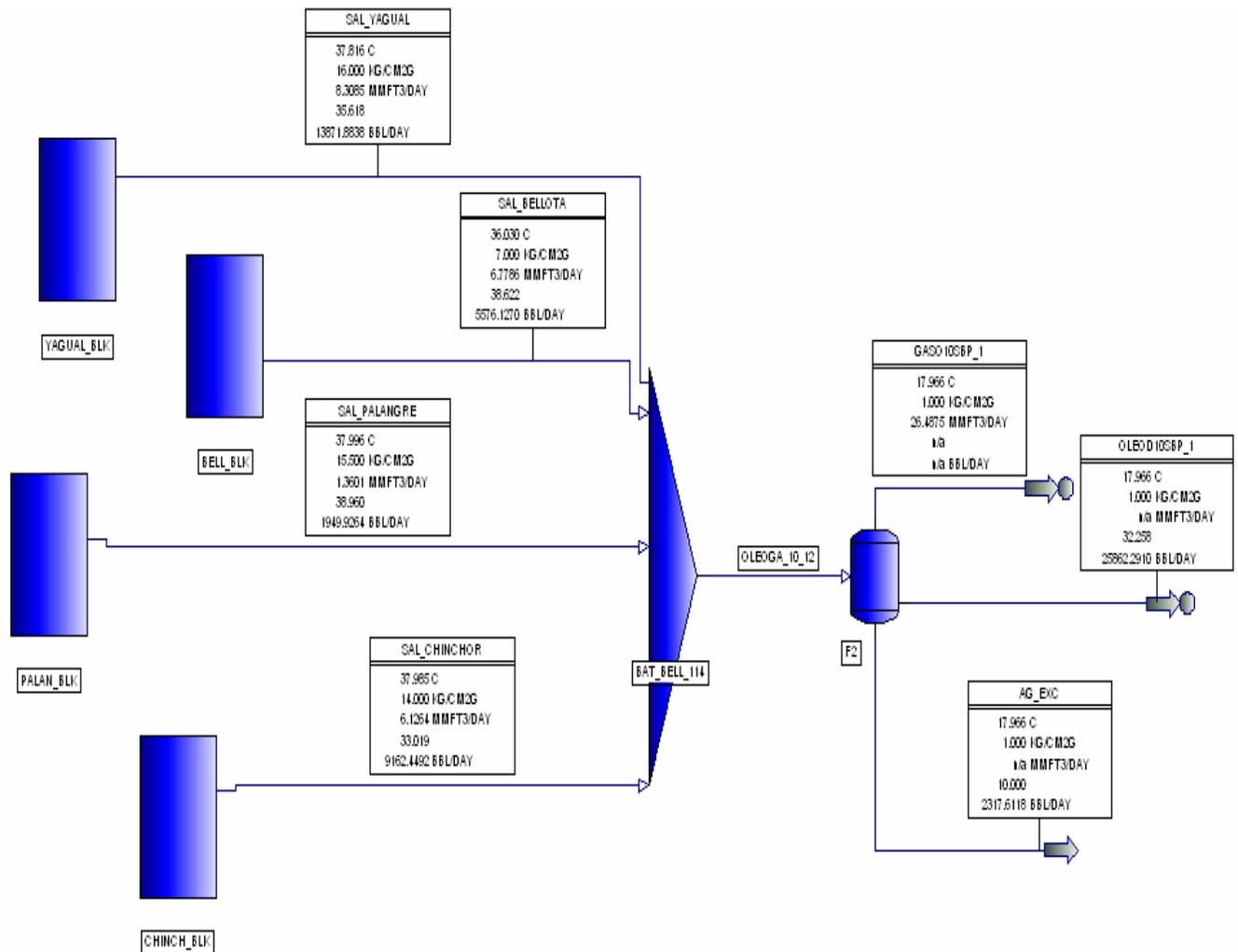
- EN BAJA PRESION

Corriente de Pozos del campo Bellota bloque Sur y Pozos del Campo Jolote.



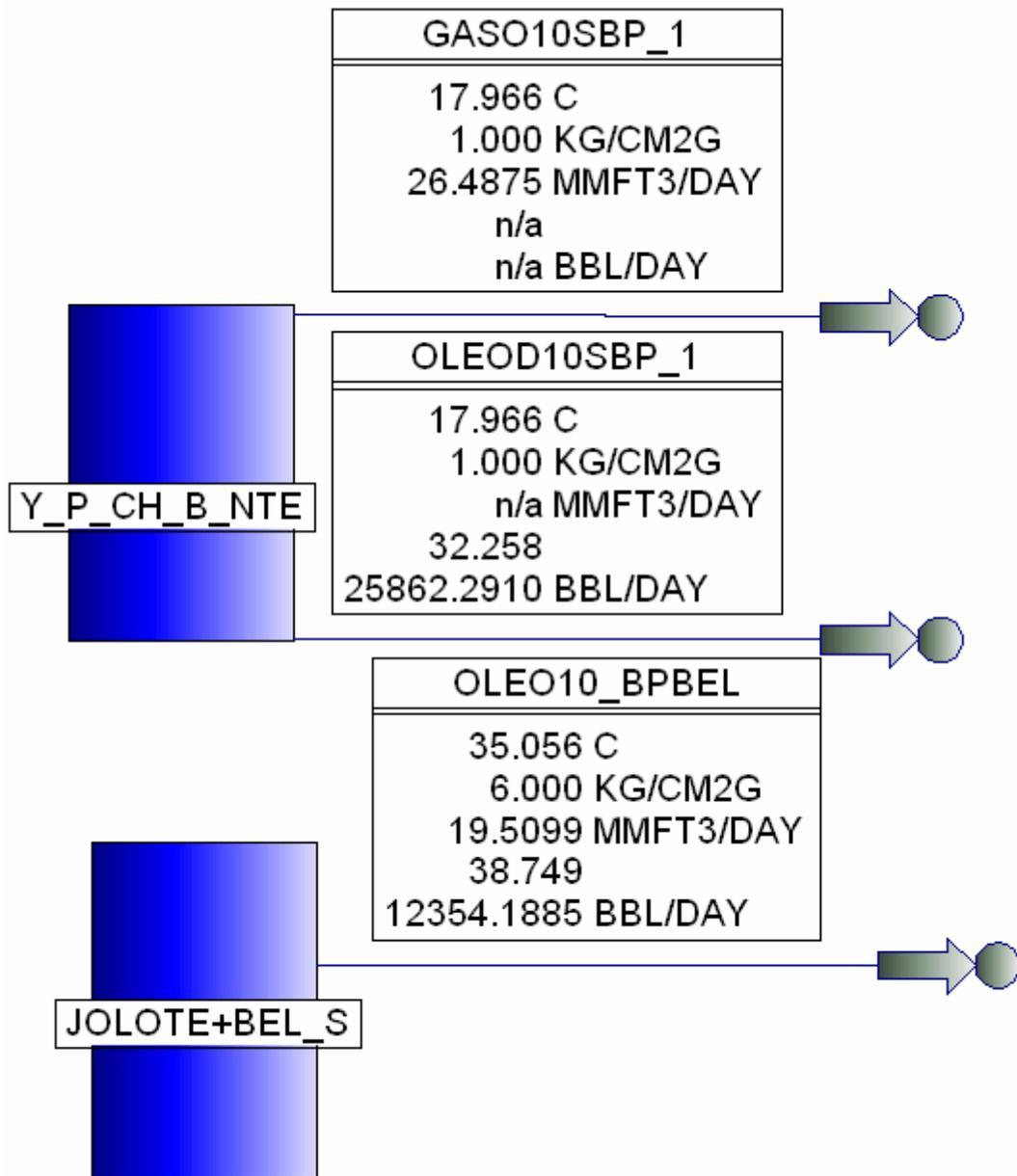
- EN SUPER BAJA PRESION

Corriente de Pozos del campo Bellota bloque Norte y Pozos de los Campos Yagual, Palangre y Chinchorro.



Stream Name		GASO10SBP_1	OLEOD10SBP_1
Temperature	C	17.966	17.966
Pressure	KG/CM2G	1.000	1.000
Vapor Std. Vol. Rate	MMFT3/DAY	26.4875	n/a
Liquid Std. API		n/a	32.258
Liquid Std Rate (vol)	BBL/DAY	n/a	25862.2910

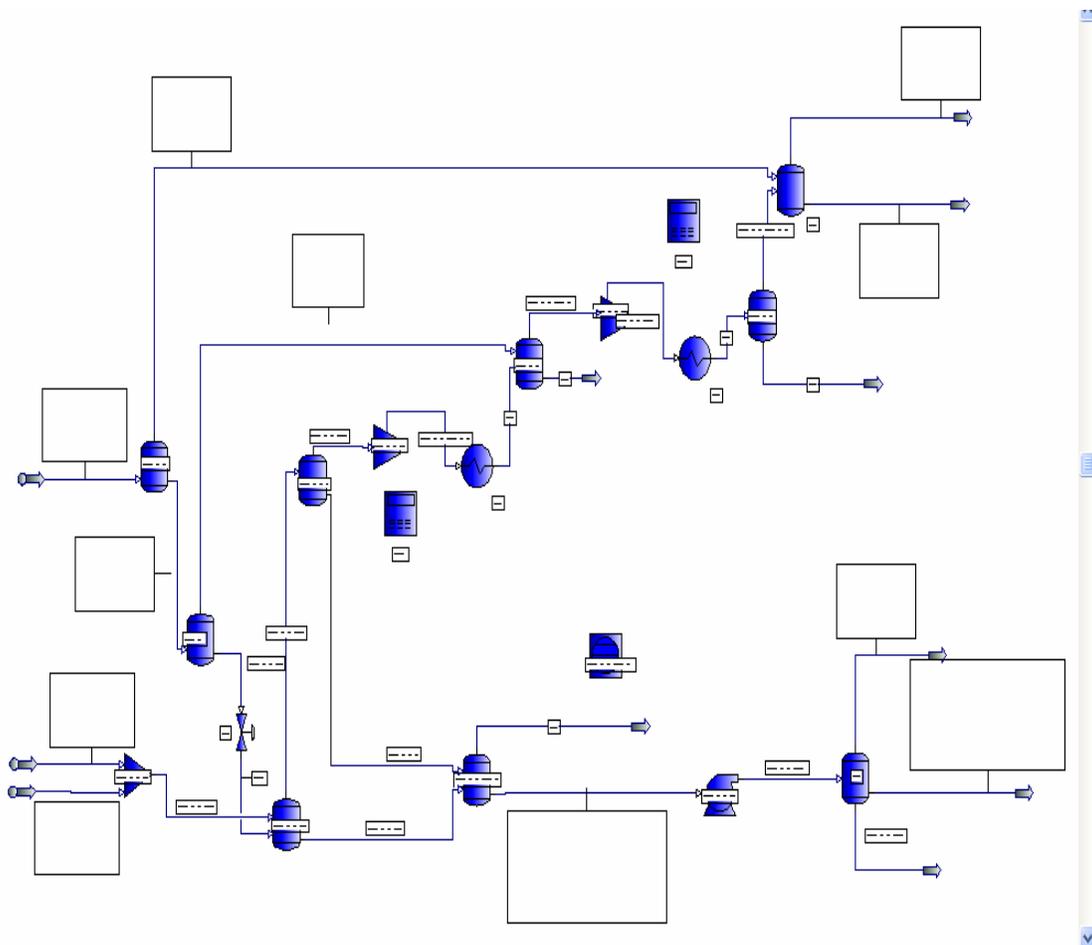
LA SALIDA TOTAL DE LA RED DE DISTRIBUCIÓN EN BP Y SBP Y A SU VEZ LA ENTRADA A PROCESO



IV.2 SIMULACIÓN DE LOS MÉTODOS EXISTENTES UTILIZANDO EL SIMULADOR DE PROCESOS PRO II.

Se presentan a continuación, los diagramas y los resultados de la simulación (Balances de Materia y Energía) de cada uno de los casos.

Caso II.1.1 Separación multietapa con tanque de almacenamiento.

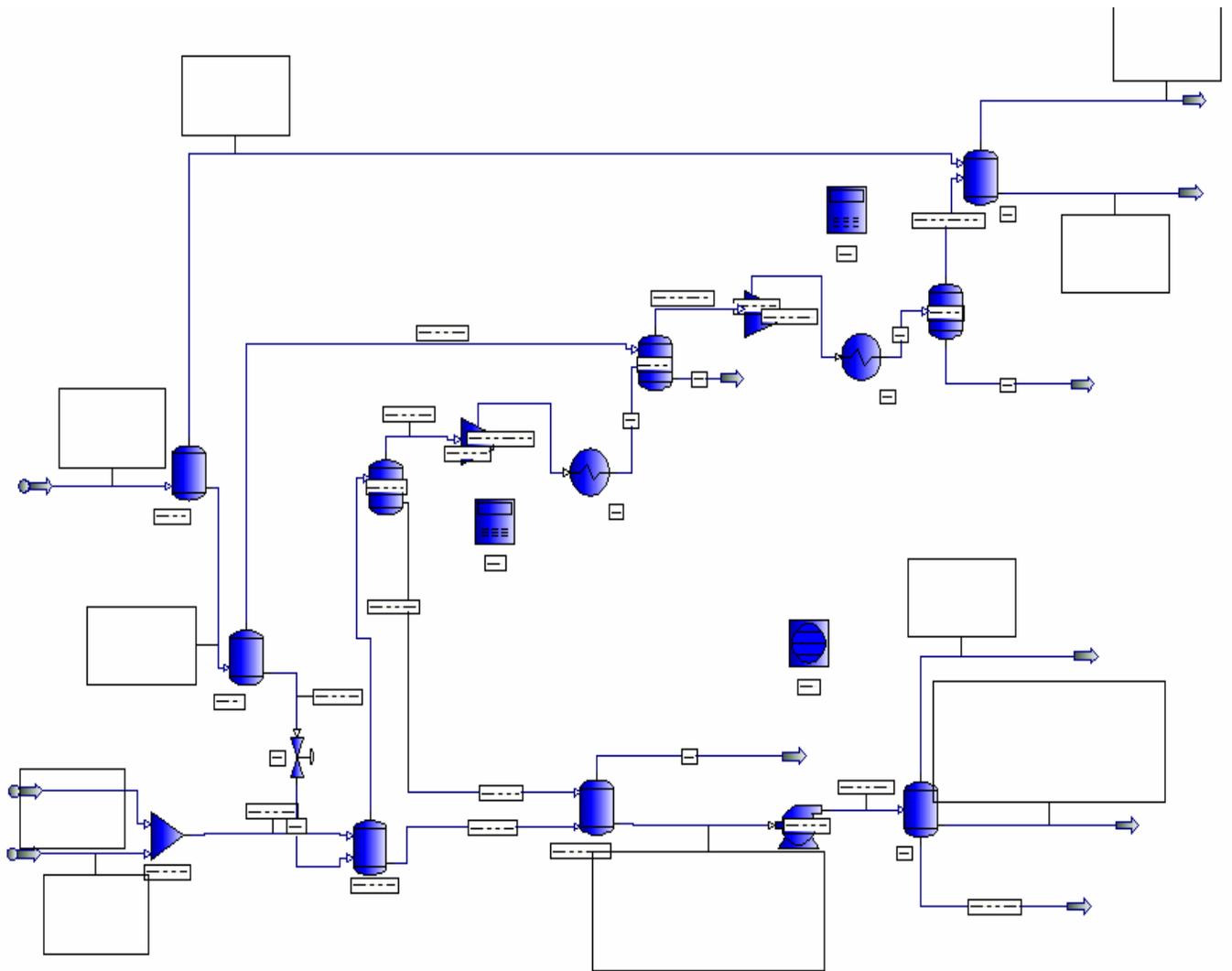


Stream Name	Stream Description	FLUJO DE ENTRADA			FLUJO DE SALIDA	
		OLEO10_ BPBEL	OLEOD10 SBP_1	GASO10 SBP_1	ACE CABC_1	GAS_A COMP_1
Phase		Mixed	Liquid	Vapor	Liquid	Vapor
Total Stream						
Rate	KG-MOL/DAY	46699.8	16129.8	31660.1	21768.4	57983.0
	KG/DAY	2215202.5	3549398.5	841143.9	4741255.5	1595070.0
Std. Liq. Rate	BBL/DAY	21706.7	25862.3	13011.1	34666.5	24164.7
Temperature	C	35.1	18.0	18.0	38.6	42.2
Pressure	KG/CM2	7.0	2.0	2.0	22.5	7.0
Molecular Weight		47.4	220.1	26.6	217.8	27.5
Enthalpy	MM BTU/DAY	315.6	56.3	281.2	264.9	596.2
	BTU/KG	142.5	15.8	334.3	55.9	373.8
Mole Fraction Liquid		0.5	1.0	0.0	1.0	0.0
Reduced Temperature		0.7	0.4	1.1	0.4	1.2
Reduced Pressure		0.1	0.1	0.0	1.0	0.1
Acentric Factor		0.2	0.6	0.1	0.6	0.1
UOP K factor		12.8	11.8	16.3	11.8	16.1
Std. Liquid Density	KG/BBL	102.1	137.2	64.6	136.8	66.0
Sp. Gravity		0.6	0.9	0.4	0.9	0.4
API Gravity		88.7	32.3	216.1	32.8	209.0
Vapor						
Rate	KG-MOL/DAY	23319.9	n/a	31660.1	n/a	57983.0
	KG/DAY	584333.6	n/a	841143.9	n/a	1595070.0
	MMFT3/DAY	3.0	n/a	13.4	n/a	7.5
Vapor Std Vol Flow	MMFT3/DAY	19.5	n/a	26.5	n/a	48.5
Molecular Weight		25.1	n/a	26.6	n/a	27.5
Z (from K)		1.0	n/a	1.0	n/a	1.0
Enthalpy	BTU/KG	344.2	n/a	334.3	n/a	373.8
CP	BTU/KG-C	1.8	n/a	1.7	n/a	1.8
Density	KG/BBL	1.1	n/a	0.4	n/a	1.2
Th. Conductivity	BTU/HR-FT-F	0.0	n/a	0.0	n/a	0.0
Viscosity	CP	0.0	n/a	0.0	n/a	0.0
Liquid						
Rate	KG-MOL/DAY	23379.9	16129.8	n/a	21768.4	n/a
	KG/DAY	1630868.9	3549398.5	n/a	4741255.5	n/a
	BBL/DAY	12548.2	25908.0	n/a	35179.4	n/a
Liquid Std Vol Flow	BBL/DAY	12354.2	25862.3	n/a	34666.5	n/a
Molecular Weight		69.8	220.1	n/a	217.8	n/a
Z (from K)		0.1	0.0	n/a	0.2	n/a
Enthalpy	BTU/KG	70.2	15.8	n/a	55.9	n/a
CP	BTU/KG-C	2.2	1.7	n/a	1.8	n/a
Density	KG/BBL	130.0	137.0	n/a	134.8	n/a
Surface Tension	DYNE/CM	52.7	27.9	n/a	26.9	n/a
Th. Conductivity	BTU/HR-FT-F	0.1	0.1	n/a	0.1	n/a
Viscosity	CP	0.9	18.0	n/a	6.9	n/a

Stream Name	Stream Description	ACE CABC_1	GAS_A COMP_1
Stream Phase		Liquid	Vapor
Total Stream			
Temperature	C	38.6	42.2
Pressure	KG/CM2	22.5	7.0
Rate	KG-MOL/DAY	21768.4	57983.0
	KG/DAY	4741255.5	1595070.0
Enthalpy	MM BTU/DAY	264.9	596.2
	BTU/KG	55.9	373.8
Molecular Weight		217.8	27.5
Watson K		11.8	16.2
Flash Point	C	n/a	n/a
RVP	PSI	6.0	11.2
TVP	KG/CM2	1.0	257.4
Std. API Gravity		32.8	210.5
Vapor Phase			
Rate	KG/DAY	n/a	1595070.0
Actual Rate	MMFT3/DAY	n/a	7.5
Standard Vapor Rate	MMFT3/DAY	n/a	48.5
CP	BTU/KG-C	n/a	1.8
CV	BTU/KG-C	n/a	1.5
Molecular Weight		n/a	27.5
Density	KG/BBL	n/a	1.2
Z (from density)		0.0	1.0
Std Sp. Grav (AIR, 60F)		n/a	0.9
Vapor Viscosity	CP	n/a	0.0
Liquid Phase			
Rate	KG/DAY	4741255.5	n/a
Actual Rate	BBL/DAY	35179.4	n/a
Std LV Rate	BBL/DAY	34666.5	n/a
CP	BTU/KG-C	1.8	n/a
Molecular Weight		217.8	n/a
Actual Density	KG/BBL	134.8	n/a
Standard API Gravity		32.8	n/a
Viscosity	CP	6.9	n/a
Molecular Weight		n/a	n/a
Z (from K)		n/a	n/a
Enthalpy	BTU/KG	n/a	n/a
CP	BTU/KG-C	n/a	n/a
Density	KG/BBL	n/a	n/a
Surface Tension	DYNE/CM	n/a	n/a
Th. Conductivity	BTU/HR-FT-F	n/a	n/a
Viscosity	CP	n/a	n/a

Caso II.1.2 Separación multietapa con tanque elevado.

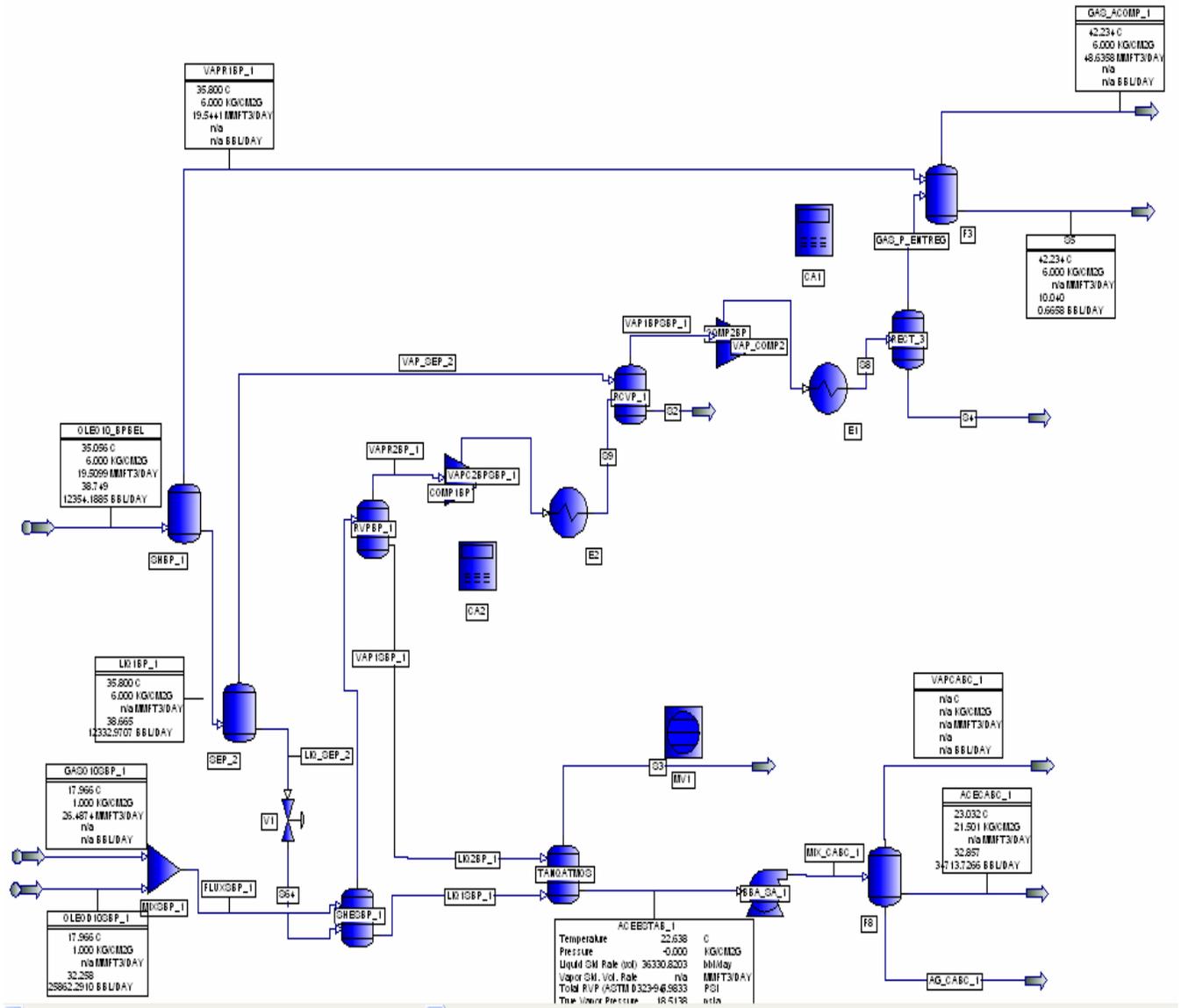
Estos diagramas se realizaron en base a la filosofía del método descrito en el capítulo II.



Stream Name		FLUJO DE ENTRADA			FLUJO DE SALIDA	
		OLEO10_ BPBEL	OLEOD10 SBP_1	GASO10 SBP_1	ACE CABC_1	GAS_A COMP_1
Stream Description						
Phase		Mixed	Liquid	Vapor	Liquid	Vapor
Total Stream						
Rate	KG-MOL/DAY	46699.8	16129.8	31660.1	21801.8	57810.4
	KG/DAY	2215202.5	3549398.5	841144.1	4743464.5	1586656.9
Std. Liq. Rate	BBL/DAY	21706.7	25862.3	13011.1	34686.4	24067.8
Temperature	C	35.1	18.0	18.0	42.8	42.2
Pressure	KG/CM2G	6.0	1.0	1.0	21.5	6.0
Molecular Weight		47.4	220.1	26.6	217.6	27.4
Enthalpy	MM BTU/DAY	315.6	56.3	281.2	301.1	592.5
	BTU/KG	142.5	15.8	334.3	63.5	373.4
Mole Fraction Liquid		0.5	1.0	0.0	1.0	0.0
Reduced Temperature		0.7	0.4	1.1	0.5	1.2
Reduced Pressure		0.1	0.1	0.0	1.0	0.1
Acentric Factor		0.2	0.6	0.1	0.6	0.1
UOP K factor		12.8	11.8	16.3	11.8	16.1
Std. Liquid Density	KG/BBL	102.1	137.2	64.6	136.8	65.9
Sp. Gravity		0.6	0.9	0.4	0.9	0.4
API Gravity		88.7	32.3	216.1	32.8	209.4
Vapor						
Rate	KG-MOL/DAY	23319.9	n/a	31660.1	n/a	57810.4
	KG/DAY	584333.7	n/a	841144.1	n/a	1586656.9
	MMFT3/DAY	3.0	n/a	13.4	n/a	7.5
Vapor Std Vol Flow	MMFT3/DAY	19.5	n/a	26.5	n/a	48.4
Molecular Weight		25.1	n/a	26.6	n/a	27.4
Z (from K)		1.0	n/a	1.0	n/a	1.0
Enthalpy	BTU/KG	344.2	n/a	334.3	n/a	373.4
CP	BTU/KG-C	1.8	n/a	1.7	n/a	1.8
Density	KG/BBL	1.1	n/a	0.4	n/a	1.2
Th. Conductivity	BTU/HR-FT-F	0.0	n/a	0.0	n/a	0.0
Viscosity	CP	0.0	n/a	0.0	n/a	0.0
Liquid						
Rate	KG-MOL/DAY	23379.9	16129.8	n/a	21801.8	n/a
	KG/DAY	1630868.9	3549398.5	n/a	4743464.5	n/a
	BBL/DAY	12548.2	25908.0	n/a	35316.7	n/a
Liquid Std Vol Flow	BBL/DAY	12354.2	25862.3	n/a	34686.4	n/a
Molecular Weight		69.8	220.1	n/a	217.6	n/a
Z (from K)		0.1	0.0	n/a	0.2	n/a
Enthalpy	BTU/KG	70.2	15.8	n/a	63.5	n/a
CP	BTU/KG-C	2.2	1.7	n/a	1.8	n/a
Density	KG/BBL	130.0	137.0	n/a	134.3	n/a
Surface Tension	DYNE/CM	52.7	27.9	n/a	26.6	n/a
Th. Conductivity	BTU/HR-FT-F	0.1	0.1	n/a	0.1	n/a
Viscosity	CP	0.9	18.0	n/a	6.1	n/a

Stream Name		ACE CABC_1	GAS_A COMP_1
Stream Description			
Stream Phase		Liquid	Vapor
Total Stream			
Temperature	C	22.1	42.2
Pressure	KG/CM2G	21.5	6.0
Rate	KG-MOL/DAY	21830.6	58099.8
	KG/DAY	4749481.5	1593974.4
Enthalpy	MM BTU/DAY	129.7	595.9
	BTU/KG	27.3	373.9
Molecular Weight		217.6	27.4
Watson K		11.8	16.2
Flash Point	C	n/a	n/a
RVP	PSI	6.0	8.9
TVP	KG/CM2G	0.2	258.0
Std. API Gravity		32.9	211.2
Vapor Phase			
Rate	KG/DAY	n/a	1593974.4
Actual Rate	MMFT3/DAY	n/a	7.5
Standard Vapor Rate	MMFT3/DAY	n/a	48.6
CP	BTU/KG-C	n/a	1.8
CV	BTU/KG-C	n/a	1.5
Molecular Weight		n/a	27.4
Density	KG/BBL	n/a	1.2
Z (from density)		0.0	1.0
Std Sp. Grav (AIR, 60F)		n/a	0.9
Vapor Viscosity	CP	n/a	0.0
Liquid Phase			
Rate	KG/DAY	4749481.5	n/a
Actual Rate	BBL/DAY	34806.5	n/a
Std LV Rate	BBL/DAY	34738.7	n/a
CP	BTU/KG-C	1.7	n/a
Molecular Weight		217.6	n/a
Actual Density	KG/BBL	136.5	n/a
Standard API Gravity		32.9	n/a
Viscosity	CP	11.4	n/a

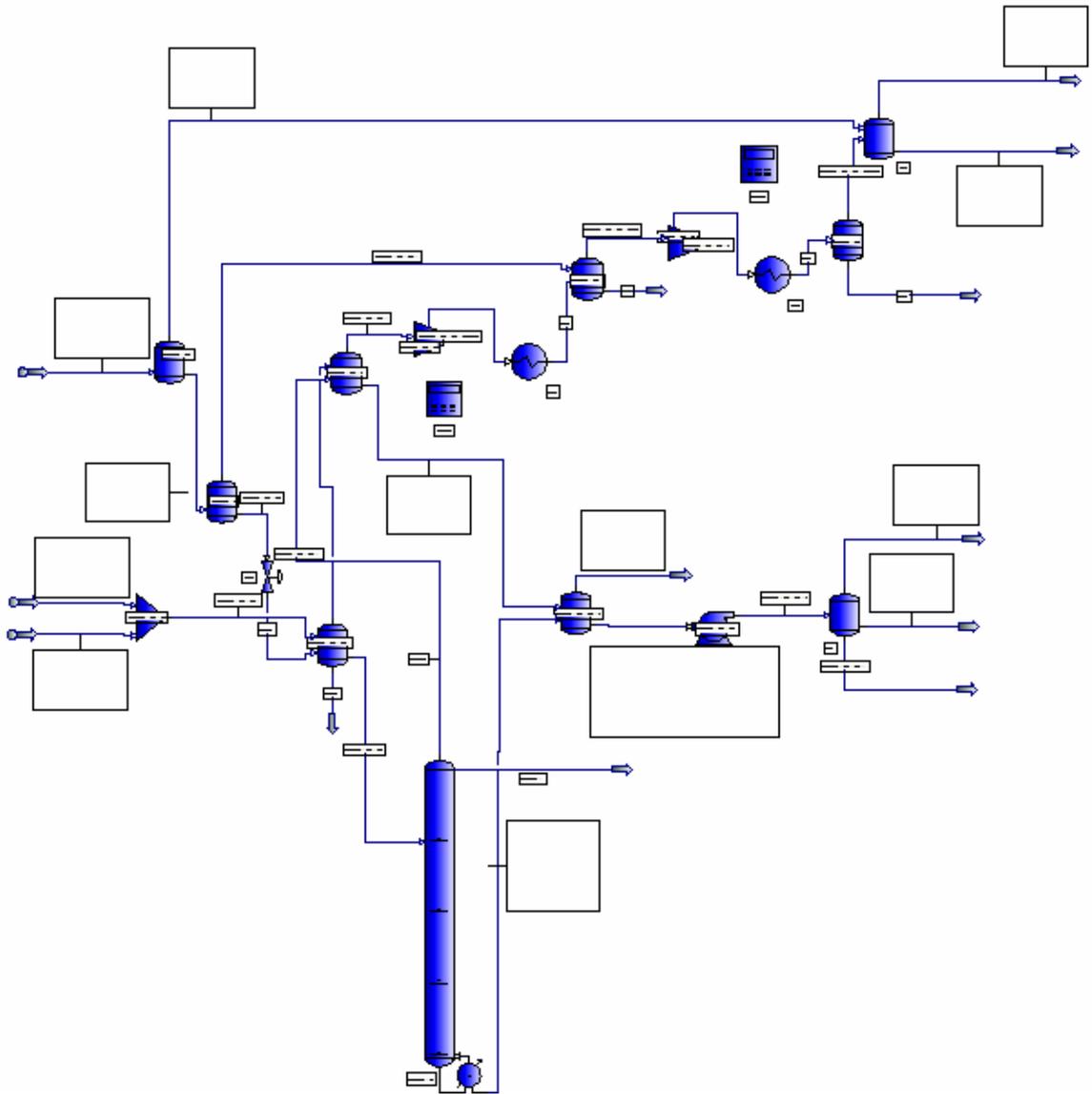
Caso II.1.3 Separación multietapa con tanque elevado a condiciones de vacío.



Stream Name		FLUJO DE ENTRADA			FLUJO DE SALIDA	
		OLEO10_BPBEL	OLEOD10_SBP_1	GASO10_SBP_1	ACE_CABC_1	GAS_A_COMP_1
Stream Description						
Phase		Mixed	Liquid	Vapor	Liquid	Vapor
Total Stream						
Rate	KG-MOL/DAY	46699.8	16129.8	31660.1	21798.6	58133.7
	KG/DAY	2215202.5	3549398.5	841143.9	4746835.0	1596654.0
Std. Liq. Rate	BBL/DAY	21706.7	25862.3	13011.1	34713.7	24215.2
Temperature	C	35.1	18.0	18.0	23.0	42.2
Pressure	KG/CM2G	6.0	1.0	1.0	21.5	6.0
Molecular Weight		47.4	220.1	26.6	217.8	27.5
Enthalpy	MM BTU/DAY	315.6	56.3	281.2	137.1	597.1
	BTU/KG	142.5	15.8	334.3	28.9	373.9
Mole Fraction Liquid		0.5	1.0	0.0	1.0	0.0
Reduced Temperature		0.7	0.4	1.1	0.4	1.2
Reduced Pressure		0.1	0.1	0.0	1.0	0.1
Acentric Factor		0.2	0.6	0.1	0.6	0.1
UOP K factor		12.8	11.8	16.3	11.8	16.1
Std. Liquid Density	KG/BBL	102.1	137.2	64.6	136.7	65.9
Sp. Gravity		0.6	0.9	0.4	0.9	0.4
API Gravity		88.7	32.3	216.1	32.9	209.4
Vapor						
Rate	KG-MOL/DAY	23319.9	n/a	31660.1	n/a	58133.7
	KG/DAY	584333.6	n/a	841143.9	n/a	1596654.0
	MMFT3/DAY	3.0	n/a	13.4	n/a	7.5
Vapor Std Vol Flow	MMFT3/DAY	19.5	n/a	26.5	n/a	48.6
Molecular Weight		25.1	n/a	26.6	n/a	27.5
Z (from K)		1.0	n/a	1.0	n/a	1.0
Enthalpy	BTU/KG	344.2	n/a	334.3	n/a	373.9
CP	BTU/KG-C	1.8	n/a	1.7	n/a	1.8
Density	KG/BBL	1.1	n/a	0.4	n/a	1.2
Th. Conductivity	BTU/HR-FT-F	0.0	n/a	0.0	n/a	0.0
Viscosity	CP	0.0	n/a	0.0	n/a	0.0
Liquid						
Rate	KG-MOL/DAY	23379.9	16129.8	n/a	21798.6	n/a
	KG/DAY	1630868.9	3549398.5	n/a	4746835.0	n/a
	BBL/DAY	12548.2	25908.0	n/a	34806.4	n/a
Liquid Std Vol Flow	BBL/DAY	12354.2	25862.3	n/a	34713.7	n/a
Molecular Weight		69.8	220.1	n/a	217.8	n/a
Z (from K)		0.1	0.0	n/a	0.2	n/a
Enthalpy	BTU/KG	70.2	15.8	n/a	28.9	n/a
CP	BTU/KG-C	2.2	1.7	n/a	1.7	n/a
Density	KG/BBL	130.0	137.0	n/a	136.4	n/a
Surface Tension	DYNE/CM	52.7	27.9	n/a	28.2	n/a
Th. Conductivity	BTU/HR-FT-F	0.1	0.1	n/a	0.1	n/a
Viscosity	CP	0.9	18.0	n/a	11.1	n/a

Stream Name		ACE_CABC_1	GAS_A_COMP_1
Stream Description			
Stream Phase		Liquid	Vapor
Total Stream			
Temperature	C	23.0	42.2
Pressure	KG/CM2G	21.5	6.0
Rate	KG-MOL/DAY	21798.6	58133.7
	KG/DAY	4746835.0	1596654.0
Enthalpy	MM BTU/DAY	137.1	597.1
	BTU/KG	28.9	373.9
Molecular Weight		217.8	27.5
Watson K		11.8	16.2
Flash Point	C	n/a	n/a
RVP	PSI	6.0	9.8
TVP	KG/CM2G	0.2	257.0
Std. API Gravity		32.9	210.9
Vapor Phase			
Rate	KG/DAY	n/a	1596654.0
Actual Rate	MMFT3/DAY	n/a	7.5
Standard Vapor Rate	MMFT3/DAY	n/a	48.6
CP	BTU/KG-C	n/a	1.8
CV	BTU/KG-C	n/a	1.5
Molecular Weight		n/a	27.5
Density	KG/BBL	n/a	1.2
Z (from density)		0.0	1.0
Std Sp. Grav (AIR, 60F)		n/a	0.9
Vapor Viscosity	CP	n/a	0.0
Liquid Phase			
Rate	KG/DAY	4746835.0	n/a
Actual Rate	BBL/DAY	34806.4	n/a
Std LV Rate	BBL/DAY	34713.7	n/a
CP	BTU/KG-C	1.7	n/a
Molecular Weight		217.8	n/a
Actual Density	KG/BBL	136.4	n/a
Standard API Gravity		32.9	n/a
Viscosity	CP	11.1	n/a

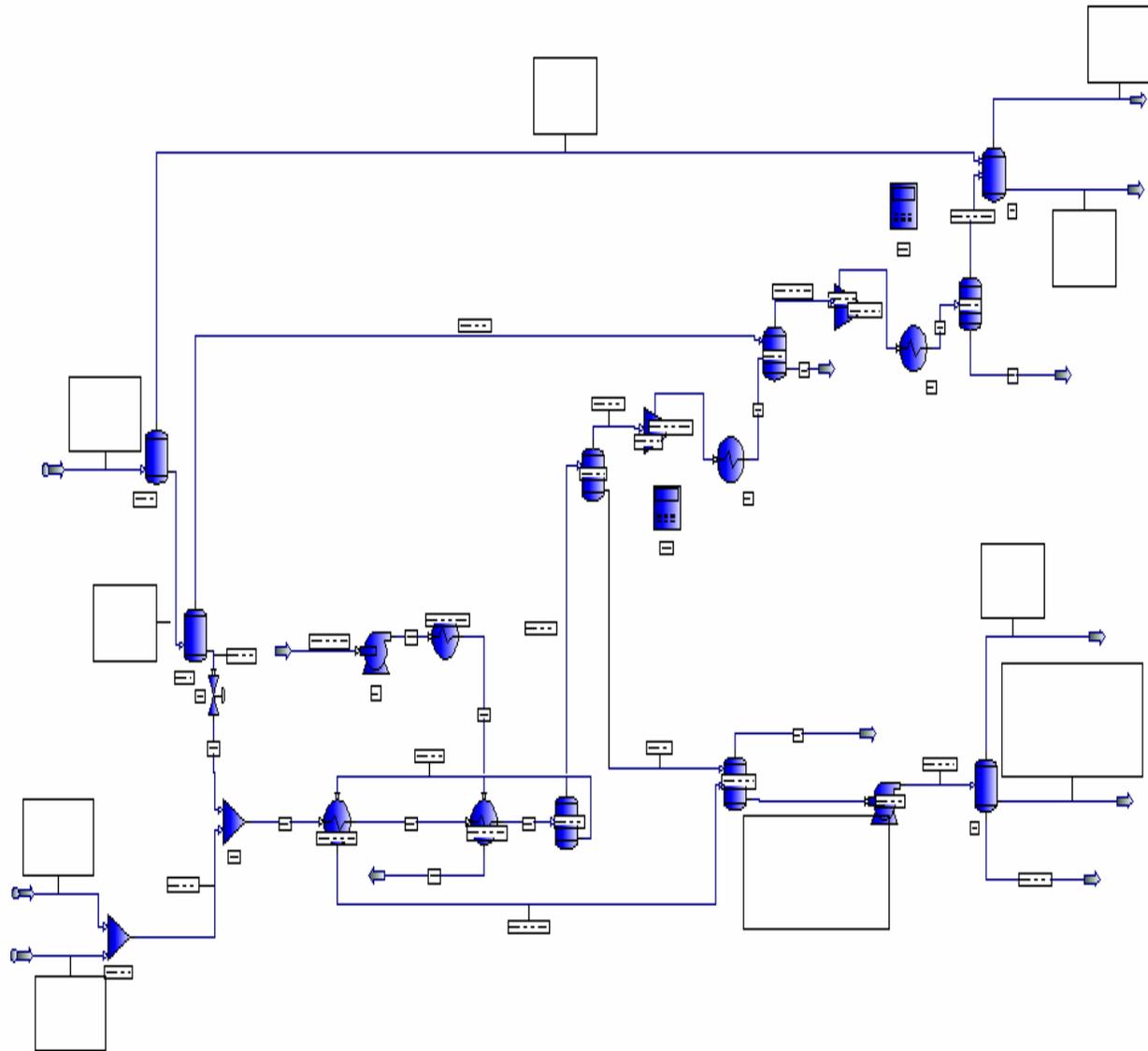
Caso II.1.4 Estabilización mediante torres Boots con sistema de vacío.



Stream Name		FLUJO DE ENTRADA			FLUJO DE SALIDA	
		OLEO10_ BPBEL	OLEOD10 SBP_1	GASO10 SBP_1	ACE CABC_1	GAS_A COMP_1
Stream Description						
Phase		Mixed	Liquid	Vapor	Liquid	Vapor
Total Stream						
Rate	KG-MOL/DAY	46699.8	16129.8	31660.1	22598.3	57304.4
	KG/DAY	2215202.5	3549398.5	841143.9	4810766.0	1532190.5
Std. Liq. Rate	BBL/DAY	21706.7	25862.3	13011.1	35322.9	23602.7
Temperature	C	35.1	18.0	18.0	52.8	42.1
Pressure	KG/CM2G	6.0	1.0	1.0	21.5	6.0
Molecular Weight		47.4	220.1	26.6	212.9	26.7
Enthalpy	MM BTU/DAY	315.6	56.3	281.2	394.0	569.2
	BTU/KG	142.5	15.8	334.3	81.9	371.5
Mole Fraction Liquid		0.5	1.0	0.0	1.0	0.0
Reduced Temperature		0.7	0.4	1.1	0.5	1.2
Reduced Pressure		0.1	0.1	0.0	1.0	0.1
Acentric Factor		0.2	0.6	0.1	0.6	0.1
UOP K factor		12.8	11.8	16.3	11.8	16.3
Std. Liquid Density	KG/BBL	102.1	137.2	64.6	136.2	64.9
Sp. Gravity		0.6	0.9	0.4	0.9	0.4
API Gravity		88.7	32.3	216.1	33.5	214.7
Vapor						
Rate	KG-MOL/DAY	23319.9	n/a	31660.1	n/a	57304.4
	KG/DAY	584333.6	n/a	841143.9	n/a	1532190.5
	MMFT3/DAY	3.0	n/a	13.4	n/a	7.4
Vapor Std Vol Flow	MMFT3/DAY	19.5	n/a	26.5	n/a	47.9
Molecular Weight		25.1	n/a	26.6	n/a	26.7
Z (from K)		1.0	n/a	1.0	n/a	1.0
Enthalpy	BTU/KG	344.2	n/a	334.3	n/a	371.5
CP	BTU/KG-C	1.8	n/a	1.7	n/a	1.8
Density	KG/BBL	1.1	n/a	0.4	n/a	1.2
Th. Conductivity	BTU/HR-FT-F	0.0	n/a	0.0	n/a	0.0
Viscosity	CP	0.0	n/a	0.0	n/a	0.0
Liquid						
Rate	KG-MOL/DAY	23379.9	16129.8	n/a	22598.3	n/a
	KG/DAY	1630868.9	3549398.5	n/a	4810766.0	n/a
	BBL/DAY	12548.2	25908.0	n/a	36261.0	n/a
Liquid Std Vol Flow	BBL/DAY	12354.2	25862.3	n/a	35322.9	n/a
Molecular Weight		69.8	220.1	n/a	212.9	n/a
Z (from K)		0.1	0.0	n/a	0.2	n/a
Enthalpy	BTU/KG	70.2	15.8	n/a	81.9	n/a
CP	BTU/KG-C	2.2	1.7	n/a	1.8	n/a
Density	KG/BBL	130.0	137.0	n/a	132.7	n/a
Surface Tension	DYNE/CM	52.7	27.9	n/a	25.2	n/a
Th. Conductivity	BTU/HR-FT-F	0.1	0.1	n/a	0.1	n/a
Viscosity	CP	0.9	18.0	n/a	4.4	n/a

Stream Name		ACE CABC_1	GAS_A COMP_1
Stream Description			
Stream Phase		Liquid	Vapor
Total Stream			
Temperature	C	52.8	42.1
Pressure	KG/CM2G	21.5	6.0
Rate	KG-MOL/DAY	22598.3	57304.4
	KG/DAY	4810766.0	1532190.5
Enthalpy	MM BTU/DAY	394.0	569.2
	BTU/KG	81.9	371.5
Molecular Weight		212.9	26.7
Watson K		11.8	16.3
Flash Point	C	n/a	n/a
RVP	PSI	6.0	4.0
TVP	KG/CM2G	-0.4	285.2
Std. API Gravity		33.5	216.4
Vapor Phase			
Rate	KG/DAY	n/a	1532190.5
Actual Rate	MMFT3/DAY	n/a	7.4
Standard Vapor Rate	MMFT3/DAY	n/a	47.9
CP	BTU/KG-C	n/a	1.8
CV	BTU/KG-C	n/a	1.5
Molecular Weight		n/a	26.7
Density	KG/BBL	n/a	1.2
Z (from density)		0.0	1.0
Std Sp. Grav (AIR, 60F)		n/a	0.9
Vapor Viscosity	CP	n/a	0.0
Liquid Phase			
Rate	KG/DAY	4810766.0	n/a
Actual Rate	BBL/DAY	36261.0	n/a
Std LV Rate	BBL/DAY	35322.9	n/a
CP	BTU/KG-C	1.8	n/a
Molecular Weight		212.9	n/a
Actual Density	KG/BBL	132.7	n/a
Standard API Gravity		33.5	n/a
Viscosity	CP	4.4	n/a

Caso II.2.1 Separación multietapa con Calentamiento de crudo previa al tanque elevado.



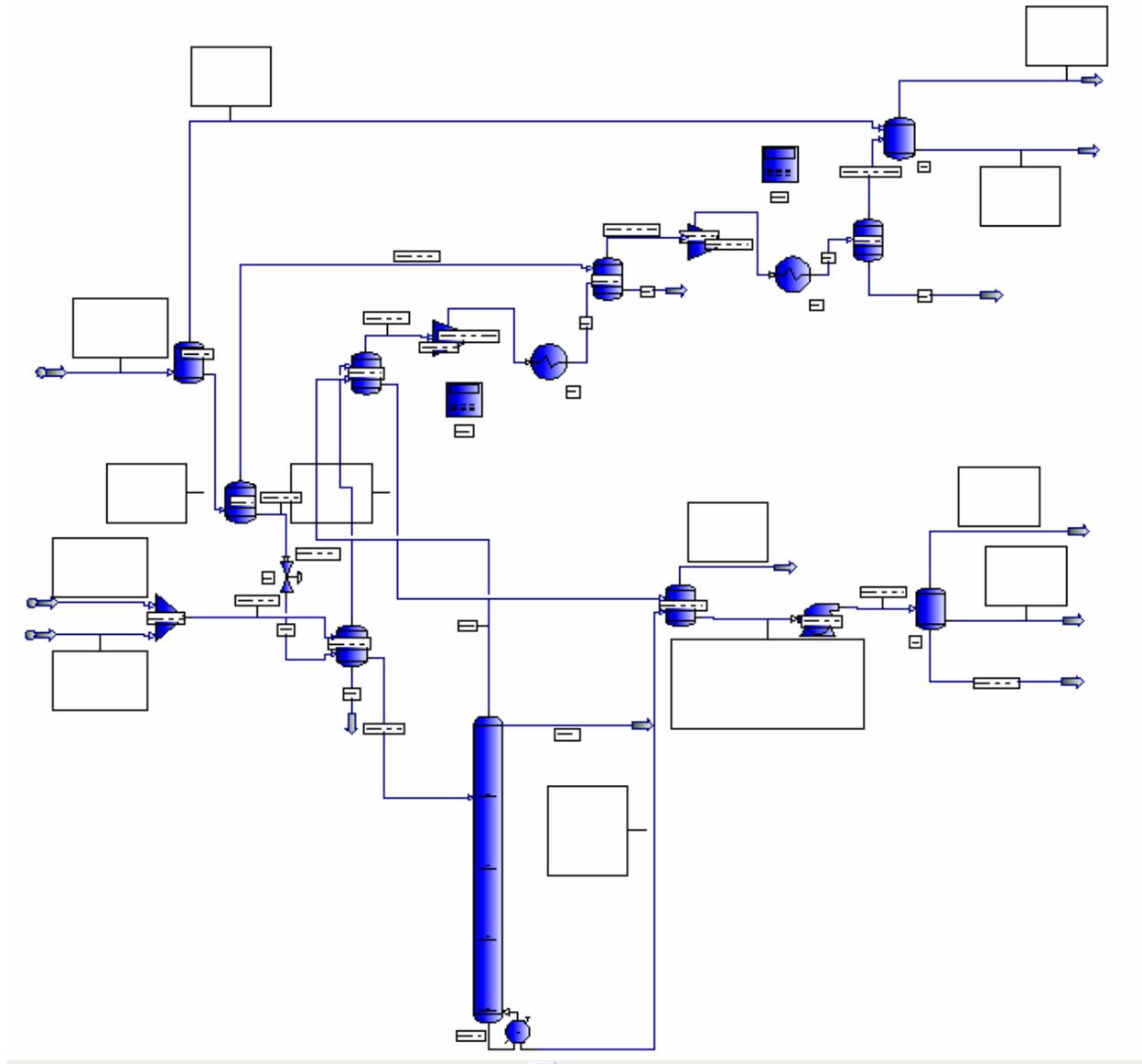
Stream Name		FLUJO DE ENTRADA			FLUJO DE SALIDA	
		OLEO10_ BPBEL	OLEOD10 SBP_1	GASO10 SBP_1	ACE CABC_1	GAS_A COMP_1
Stream Description						
Phase		Mixed	Liquid	Vapor	Liquid	Vapor
Total Stream						
Rate	KG-MOL/DAY	46699.8	16129.8	31660.1	21728.3	58162.2
	KG/DAY	2215202.5	3549398.5	841143.9	4739531.5	1602519.4
Std. Liq. Rate	BBL/DAY	21706.7	25862.3	13011.1	34649.5	24257.8
Temperature	C	35.1	18.0	18.0	28.3	42.2
Pressure	KG/CM2G	6.0	1.0	1.0	21.5	6.0
Molecular Weight		47.4	220.1	26.6	218.1	27.6
Enthalpy	MM BTU/DAY	315.6	56.3	281.2	179.9	599.5
	BTU/KG	142.5	15.8	334.3	38.0	374.1
Mole Fraction Liquid		0.5	1.0	0.0	1.0	0.0
Reduced Temperature		0.7	0.4	1.1	0.4	1.2
Reduced Pressure		0.1	0.1	0.0	1.0	0.1
Acentric Factor		0.2	0.6	0.1	0.6	0.1
UOP K factor		12.8	11.8	16.3	11.8	16.1
Std. Liquid Density	KG/BBL	102.1	137.2	64.6	136.8	66.1
Sp. Gravity		0.6	0.9	0.4	0.9	0.4
API Gravity		88.7	32.3	216.1	32.8	208.7
<u>Vapor</u>						
Rate	KG-MOL/DAY	23319.9	n/a	31660.1	n/a	58162.2
	KG/DAY	584333.6	n/a	841143.9	n/a	1602519.4
	MMFT3/DAY	3.0	n/a	13.4	n/a	7.5
Vapor Std Vol Flow	MMFT3/DAY	19.5	n/a	26.5	n/a	48.7
Molecular Weight		25.1	n/a	26.6	n/a	27.6
Z (from K)		1.0	n/a	1.0	n/a	1.0
Enthalpy	BTU/KG	344.2	n/a	334.3	n/a	374.1
CP	BTU/KG-C	1.8	n/a	1.7	n/a	1.8
Density	KG/BBL	1.1	n/a	0.4	n/a	1.2
Th. Conductivity	BTU/HR-FT-F	0.0	n/a	0.0	n/a	0.0
Viscosity	CP	0.0	n/a	0.0	n/a	0.0
<u>Liquid</u>						
Rate	KG-MOL/DAY	23379.9	16129.8	n/a	21728.3	n/a
	KG/DAY	1630868.9	3549398.5	n/a	4739531.5	n/a
	BBL/DAY	12548.2	25908.0	n/a	34884.2	n/a
Liquid Std Vol Flow	BBL/DAY	12354.2	25862.3	n/a	34649.5	n/a
Molecular Weight		69.8	220.1	n/a	218.1	n/a
Z (from K)		0.1	0.0	n/a	0.2	n/a
Enthalpy	BTU/KG	70.2	15.8	n/a	38.0	n/a
CP	BTU/KG-C	2.2	1.7	n/a	1.7	n/a
Density	KG/BBL	130.0	137.0	n/a	135.9	n/a
Surface Tension	DYNE/CM	52.7	27.9	n/a	27.8	n/a
Th. Conductivity	BTU/HR-FT-F	0.1	0.1	n/a	0.1	n/a
Viscosity	CP	0.9	18.0	n/a	9.4	n/a

Stream Name		ACE	GAS_A
		CABC_1	COMP_1
Stream Description			
Stream Phase		Liquid	Vapor
Total Stream			
Temperature	C	28.3	42.2
Pressure	KG/CM2G	21.5	6.0
Rate	KG-MOL/DAY	21728.3	58162.2
	KG/DAY	4739531.5	1602519.4
Enthalpy	MM BTU/DAY	179.9	599.5
	BTU/KG	38.0	374.1
Molecular Weight		218.1	27.6
Watson K		11.8	16.2
Flash Point	C	n/a	n/a
RVP	PSI	6.0	11.1
TVP	KG/CM2G	0.2	254.2
Std. API Gravity		32.8	210.3
<u>Vapor Phase</u>			
Rate	KG/DAY	n/a	1602519.4
Actual Rate	MMFT3/DAY	n/a	7.5
Standard Vapor Rate	MMFT3/DAY	n/a	48.7
CP	BTU/KG-C	n/a	1.8
CV	BTU/KG-C	n/a	1.5
Molecular Weight		n/a	27.6
Density	KG/BBL	n/a	1.2
Z (from density)		0.0	1.0
Std Sp. Grav (AIR, 60F)		n/a	1.0
Vapor Viscosity	CP	n/a	0.0
<u>Liquid Phase</u>			
Rate	KG/DAY	4739531.5	n/a
Actual Rate	BBL/DAY	34884.2	n/a
Std LV Rate	BBL/DAY	34649.5	n/a
CP	BTU/KG-C	1.7	n/a
Molecular Weight		218.1	n/a
Actual Density	KG/BBL	135.9	n/a
Standard API Gravity		32.8	n/a
Viscosity	CP	9.4	n/a

Stream Name		FLUJO DE ENTRADA			FLUJO DE SALIDA	
		OLEO10_ BPBEL	OLEOD10 SBP_1	GASO10 SBP_1	ACE CAB_1	GAS_A COMP_1
Stream Description						
Phase		Mixed	Liquid	Vapor	Liquid	Vapor
Total Stream						
Rate	KG-MOL/DAY	46699.8	16129.8	31660.1	22628.4	57245.1
	KG/DAY	2215202.5	3549398.5	841143.9	4806605.5	1534893.9
Std. Liq. Rate	BBL/DAY	21706.7	25862.3	13011.1	35302.6	23602.6
Temperature	C	35.1	18.0	18.0	38.4	42.1
Pressure	KG/CM2G	6.0	1.0	1.0	21.5	6.0
Molecular Weight		47.4	220.1	26.6	212.4	26.8
Enthalpy	MM BTU/DAY	315.6	56.3	281.2	268.8	570.5
	BTU/KG	142.5	15.8	334.3	55.9	371.7
Mole Fraction Liquid		0.5	1.0	0.0	1.0	0.0
Reduced Temperature		0.7	0.4	1.1	0.4	1.2
Reduced Pressure		0.1	0.1	0.0	1.0	0.1
Acentric Factor		0.2	0.6	0.1	0.6	0.1
UOP K factor		12.8	11.8	16.3	11.8	16.3
Std. Liquid Density	KG/BBL	102.1	137.2	64.6	136.2	65.0
Sp. Gravity		0.6	0.9	0.4	0.9	0.4
API Gravity		88.7	32.3	216.1	33.6	214.1
<i>Vapor</i>						
Rate	KG-MOL/DAY	23319.9	n/a	31660.1	n/a	57245.1
	KG/DAY	584333.6	n/a	841143.9	n/a	1534893.9
	MMFT3/DAY	3.0	n/a	13.4	n/a	7.4
Vapor Std Vol Flow	MMFT3/DAY	19.5	n/a	26.5	n/a	47.9
Molecular Weight		25.1	n/a	26.6	n/a	26.8
Z (from K)		1.0	n/a	1.0	n/a	1.0
Enthalpy	BTU/KG	344.2	n/a	334.3	n/a	371.7
CP	BTU/KG-C	1.8	n/a	1.7	n/a	1.8
Density	KG/BBL	1.1	n/a	0.4	n/a	1.2
Th. Conductivity	BTU/HR-FT-F	0.0	n/a	0.0	n/a	0.0
Viscosity	CP	0.0	n/a	0.0	n/a	0.0
<i>Liquid</i>						
Rate	KG-MOL/DAY	23379.9	16129.8	n/a	22628.4	n/a
	KG/DAY	1630868.9	3549398.5	n/a	4806605.5	n/a
	BBL/DAY	12548.2	25908.0	n/a	35830.1	n/a
Liquid Std Vol Flow	BBL/DAY	12354.2	25862.3	n/a	35302.6	n/a
Molecular Weight		69.8	220.1	n/a	212.4	n/a
Z (from K)		0.1	0.0	n/a	0.2	n/a
Enthalpy	BTU/KG	70.2	15.8	n/a	55.9	n/a
CP	BTU/KG-C	2.2	1.7	n/a	1.8	n/a
Density	KG/BBL	130.0	137.0	n/a	134.1	n/a
Surface Tension	DYNE/CM	52.7	27.9	n/a	26.4	n/a
Th. Conductivity	BTU/HR-FT-F	0.1	0.1	n/a	0.1	n/a
Viscosity	CP	0.9	18.0	n/a	6.4	n/a

Stream Name		ACE CAB_1	GAS_A COMP_1
Stream Phase		Liquid	Vapor
Total Stream			
Temperature	C	38.4	42.1
Pressure	KG/CM2G	21.5	6.0
Rate	KG-MOL/DAY	22628.4	57245.1
	KG/DAY	4806605.5	1534893.9
Enthalpy	MM BTU/DAY	268.8	570.5
	BTU/KG	55.9	371.7
Molecular Weight		212.4	26.8
Watson K		11.8	16.3
Flash Point	C	n/a	n/a
RVP	PSI	7.1	3.0
TVP	KG/CM2G	0.0	282.6
Std. API Gravity		33.6	215.7
<i>Vapor Phase</i>			
Rate	KG/DAY	n/a	1534893.9
Actual Rate	MMFT3/DAY	n/a	7.4
Standard Vapor Rate	MMFT3/DAY	n/a	47.9
CP	BTU/KG-C	n/a	1.8
CV	BTU/KG-C	n/a	1.5
Molecular Weight		n/a	26.8
Density	KG/BBL	n/a	1.2
Z (from density)		0.0	1.0
Std Sp. Grav (AIR, 60F)		n/a	0.9
Vapor Viscosity	CP	n/a	0.0
<i>Liquid Phase</i>			
Rate	KG/DAY	4806605.5	n/a
Actual Rate	BBL/DAY	35830.1	n/a
Std LV Rate	BBL/DAY	35302.6	n/a
CP	BTU/KG-C	1.8	n/a
Molecular Weight		212.4	n/a
Actual Density	KG/BBL	134.1	n/a
Standard API Gravity		33.6	n/a
Viscosity	CP	6.4	n/a

Caso II.2.3 Estabilizador tipo torre con intercambio de calor en platos intermedios.



Stream Name		FLUJO DE ENTRADA			FLUJO DE SALIDA	
		OLEO10 BPBEL	OLEOD10 SBP_1	GASO10 SBP_1	ACE CABC_1	GAS_A COMP_1
Stream Description						
Phase		Mixed	Liquid	Vapor	Liquid	Vapor
Total Stream						
Rate	KG-MOL/DAY	46699.8	16129.8	31660.1	22598.3	57304.5
	KG/DAY	2215202.5	3549398.3	841143.9	4810765.0	1532191.9
Std. Liq. Rate	BBL/DAY	21706.7	25862.3	13011.1	35322.9	23602.7
Temperature	C	35.1	18.0	18.0	52.8	42.1
Pressure	KG/CM2G	6.0	1.0	1.0	21.5	6.0
Molecular Weight		47.4	220.1	26.6	212.9	26.7
Enthalpy	MM BTU/DAY	315.6	56.3	281.2	394.0	569.2
	BTU/KG	142.5	15.8	334.3	81.9	371.5
Mole Fraction Liquid		0.5	1.0	0.0	1.0	0.0
Reduced Temperature		0.7	0.4	1.1	0.5	1.2
Reduced Pressure		0.1	0.1	0.0	1.0	0.1
Acentric Factor		0.2	0.6	0.1	0.6	0.1
UOP K factor		12.8	11.8	16.3	11.8	16.3
Std. Liquid Density	KG/BBL	102.1	137.2	64.6	136.2	64.9
Sp. Gravity		0.6	0.9	0.4	0.9	0.4
API Gravity		88.7	32.3	216.1	33.5	214.7
<i>Vapor</i>						
Rate	KG-MOL/DAY	23319.9	n/a	31660.1	n/a	57304.5
	KG/DAY	584333.6	n/a	841143.9	n/a	1532191.9
	MMFT3/DAY	3.0	n/a	13.4	n/a	7.4
Vapor Std Vol Flow	MMFT3/DAY	19.5	n/a	26.5	n/a	47.9
Molecular Weight		25.1	n/a	26.6	n/a	26.7
Z (from K)		1.0	n/a	1.0	n/a	1.0
Enthalpy	BTU/KG	344.2	n/a	334.3	n/a	371.5
CP	BTU/KG-C	1.8	n/a	1.7	n/a	1.8
Density	KG/BBL	1.1	n/a	0.4	n/a	1.2
Th. Conductivity	BTU/HR-FT-F	0.0	n/a	0.0	n/a	0.0
Viscosity	CP	0.0	n/a	0.0	n/a	0.0
<i>Liquid</i>						
Rate	KG-MOL/DAY	23379.9	16129.8	n/a	22598.3	n/a
	KG/DAY	1630868.9	3549398.3	n/a	4810765.0	n/a
	BBL/DAY	12548.2	25908.0	n/a	36261.0	n/a
Liquid Std Vol Flow	BBL/DAY	12354.2	25862.3	n/a	35322.9	n/a
Molecular Weight		69.8	220.1	n/a	212.9	n/a
Z (from K)		0.1	0.0	n/a	0.2	n/a
Enthalpy	BTU/KG	70.2	15.8	n/a	81.9	n/a
CP	BTU/KG-C	2.2	1.7	n/a	1.8	n/a
Density	KG/BBL	130.0	137.0	n/a	132.7	n/a
Surface Tension	DYNE/CM	52.7	27.9	n/a	25.2	n/a
Th. Conductivity	BTU/HR-FT-F	0.1	0.1	n/a	0.1	n/a
Viscosity	CP	0.9	18.0	n/a	4.4	n/a

Stream Name		ACE CABC_1	GAS_A COMP_1
Stream Description			
Stream Phase		Liquid	Vapor
Total Stream			
Temperature	C	52.77	42.1
Pressure	KG/CM2G	21.50	6.0
Rate	KG-MOL/DAY	22598.31	57304.4
	KG/DAY	4810766.00	1532190.5
Enthalpy	MM BTU/DAY	393.95	569.2
	BTU/KG	81.89	371.5
Molecular Weight		212.88	26.7
Watson K		11.77	16.3
Flash Point	C	n/a	n/a
RVP	PSI	6.01	4.0
TVP	KG/CM2G	-0.44	285.2
Std. API Gravity		33.52	216.4
<i>Vapor Phase</i>			
Rate	KG/DAY	n/a	1532190.5
Actual Rate	MMFT3/DAY	n/a	7.4
Standard Vapor Rate	MMFT3/DAY	n/a	47.9
CP	BTU/KG-C	n/a	1.8
CV	BTU/KG-C	n/a	1.5
Molecular Weight		n/a	26.7
Density	KG/BBL	n/a	1.2
Z (from density)		0	1.0
Std Sp. Grav (AIR, 60F)		n/a	0.9
Vapor Viscosity	CP	n/a	0.0
<i>Liquid Phase</i>			
Rate	KG/DAY	4810766.0	n/a
Actual Rate	BBL/DAY	36261.0	n/a
Std LV Rate	BBL/DAY	35322.9	n/a
CP	BTU/KG-C	1.8	n/a
Molecular Weight		212.9	n/a
Actual Density	KG/BBL	132.7	n/a
Standard API Gravity		33.5	n/a
Viscosity	CP	4.4	n/a

BIBLIOGRAFIA Y REFERENCIAS

1. Revista Nuestro México profundo plataforma PEP Dic./2006
2. Página de intranet de PEMEX Exploración y Producción <http://pemex.com/Exploración> y Producción
3. Revista el mundo del Petróleo año 3 tomo 13 diciembre 2005 – enero 2006.
4. Análisis metodológico de alternativas Técnico Económicas para la Estabilización del Petróleo Crudo en México.- Clavel López Juan de la Cruz. Tesis Profesional de la División de estudios de Posgrado, UNAM, México, Abril del 2002.
5. Comparación de Métodos de Estabilización de Aceite Crudo mediante simulación composicional.-Hernández Rojas J.G y Cabello Martínez L.B., Tesis Profesional de Ingeniería Petrolera, Facultad de Ingeniería, UNAM, México, enero de 1995.
6. Training for Professional Performance in the petroleum industry Manual P-12 "Stabilizing Crude Oil and Condensate" by Ward Rosen President, Petroleum Learning Programs Ltd.
7. Contrato de Compraventa de Petróleo Crudo celebrado entre PEMEX Exploración y Producción y PEMEX Refinación, Anexo "E", 1° de Octubre del 2003.
8. Tecnologías de Estabilización de Petróleo Crudo Aplicación Industrial en la Bateria Central Samaria II.-Mata Díaz Rafael, Tesis Profesional de la División de estudios de Posgrado ,Facultad de Ingeniería Química, UNAM, México, 2002.
9. Optimización de las Instalaciones para la Estabilización del Crudo Ligero en una central de proceso y distribución.-Peña Chaparro J.L. y Peña Chaparro J.C., Tesis Profesional de Ingeniería Petrolera, facultad de Ingeniería, UNAM, México, Febrero de 1998.
10. Simulación y análisis de métodos de estabilización del petróleo crudo Clavel López Juan de la Cruz y Hernández Rojas J. G., CONEXO ARPEL, Río de Janeiro, Brasil, 1996

11. Sistema de estabilización de crudos mediante torres Boots documento de la red de expertos en tratamiento y acondicionamiento de fluidos de producción, PEP, Noviembre del 2005.
12. Presentación Activo Integral Bellota – Jujo, PEP Región Sur, Coordinación de Operación de pozos e instalaciones de Explotación, Sector Operativo Bellota –Chinchorro, Noviembre del 2006.