

Análisis De Alternativas Para El Aprovechamiento De Los Condensados Excedentes Del Gas  
Que Se Produce En Un Campo Petrolero Colombiano

Carlos Efraín Roa Duarte

Trabajo De Grado Para Optar El Título De Magister De Petróleo Y Gas Con Énfasis En  
Ingeniería De Gas Y Procesos

Director

Manuel Enrique Cabaracas Simancas

Magister En Ingeniería Química

Universidad Industrial De Santander

Facultad De Ingenierías Fisicoquímicas

Escuela De Ingeniería De Petróleos

Magister De Petróleo Y Gas Con Énfasis En Ingeniería De Gas Y Procesos

Bucaramanga

2018

### **Dedicatoria**

A mi madre Hilda, a mi hijo Mateo, a mi esposa, a mi familia en especial y a mis amigos en general por su apoyo y por el tiempo que les he robado para la ejecución de este trabajo.

### **Agradecimientos**

A Dios por su infinita bondad en colocar en mis manos todas las herramientas para desarrollar el trabajo.

Al Comité de Educación de la Unión Sindical Obrera-USO por el apoyo económico ofrecido para cursar los estudios de maestría.

A Ecopetrol S.A. y de manera muy particular al Instituto Colombiano del Petróleo por el tiempo y soporte ofrecido que ha sido fundamental para el desarrollo de este trabajo.

Al Director, Profesores y Calificadores de la UIS por sus enseñanzas y paciencia conmigo.

**Tabla De Contenido**

Introducción .....	17
1. Conceptos Fundamentales De Estabilización De Condensados .....	18
1.1 Definición De Condensado De Gas Natural .....	18
1.2 Definición De Presión De Vapor Reid (Astm) .....	19
1.2.1 Procedimiento para determinar la Presión de Vapor Reid.....	21
1.3 Definición De Presión De Vapor Real O Verdadera .....	25
1.3.1 Presión Absoluta. ....	27
1.3.2 Presión Atmosférica.....	28
1.3.3 Presión Manométrica. ....	30
1.4 Presión De Vapor Reid Vs Presión De Vapor Verdadera.....	31
2. Descripción Del Proceso Del Campo Estudio .....	33
2.1 Características Del Campo.....	33
2.2 Características Del Yacimiento.....	34
2.2.1 Formación Lisama. ....	38
2.2.2 Formación La Paz. ....	38
2.2.3 Formación Esmeraldas.....	38
2.2.4 Formación Mugrosa. ....	38
2.3 Proceso De Los Fluidos De Producción .....	43
2.4 Proceso De La Planta De Gas .....	46
2.4.1 Sistema de absorción.....	46
2.4.2 Sistema de estabilización del aceite rico procedente del sistema de absorción.....	48

APROVECHAMIENTO DE CONDENSADOS EXCEDENTES DEL GAS	7
2.4.3 Sistema de destilación fraccionada del aceite rico.....	48
2.4.4 Sistema de destilación fraccionada de Gasolina Natural cruda. ....	48
2.4.5 Sistema de inyección de Glicol.....	49
2.4.6 Sistema de refrigeración. ....	49
2.4.7 Sistema de aceite caliente. ....	49
2.4.8 Otros sistemas auxiliares.....	49
2.5 Descripción Del Problema .....	51
3. Métodos De Estabilización De Condensados .....	53
3.1 Estabilización De Condensados .....	53
3.2 Métodos De Estabilización De Condensados .....	55
3.2.1 Por reducción de presión.....	55
3.2.2 Separación multietapa con separador elevado. ....	58
3.2.3 Separación multietapa con separador elevado a condiciones de vacío.....	59
3.2.4 Separación multietapa con separador en tierra y unidad recuperadora de vapor.....	61
3.2.5 Por incremento de temperatura. ....	63
3.2.6 Por la combinación de reducción de presión e incremento de temperatura.....	68
3.2.7 Método ultrasónico. ....	69
4. Modelos De Simulación Numérica De Los Métodos De Estabilización De Condensados	74
4.1. Simulación Del Caso Base.....	77
4.2. Simulación Del Método De Reducción De Presión.....	84
4.3. Simulación Del Método De Incremento De Temperatura Con Reducción De Presión.	91
4.4. Simulación Del Método De Incremento De Temperatura .....	95

5. Evaluación Técnico-Económica De Los Métodos De Estabilización De Condensados ..	99
5.1 Análisis De Los Resultados De La Simulación Numérica .....	99
5.2 Evaluación Técnica.....	102
5.3 Evaluación Económica De Los Métodos Simulados .....	103
5.4 Metodología Propuesta De Evaluación.....	106
5.4.1 Recopilación e integración y de la información. ....	110
5.4.2 Revisión, análisis y validación de la información. ....	110
5.4.3 Creación del modelo y de las alternativas.....	110
5.4.4 Evaluación técnico-económica de las alternativas y selección.....	111
6. Conclusiones .....	112
7. Recomendaciones .....	113
Referencias bibliográficas.....	115
Apéndices.....	118

**Lista De Tablas**

Tabla 1 Pruebas de calidad que deberán realizarse a los diferentes tipos de crudo y condensados. .....	20
Tabla 2. Relación entre presión absoluta y manométrica. ....	28
Tabla 3. Formaciones productoras. ....	37
Tabla 4. Propiedades de la roca y de los fluidos. ....	39
Tabla 5. Assay tipo I del crudo del campo estudio. ....	39
Tabla 6. Características del gas del Estudio. ....	42
Tabla 7. Especificaciones de la nafta importada. ....	77
Tabla 8. Composición molar y algunas propiedades de las corrientes líquidas del proceso de compresión de gas del campo Estudio. ....	83
Tabla 9. Caso de estudio para estabilización de condensados fase1 Estación 1. ....	87
Tabla 10. Caso de estudio para estabilización de condensados fase2 Estación 1. ....	89
Tabla 11. Caso de estudio para determinar el incremento de temperatura para estabilización de condensados de la estación 1. ....	93
Tabla 12. Caso de estudio para determinar el incremento de temperatura para estabilización de condensados de la estación 2. ....	93
Tabla 13. Resumen de las principales características operacionales y rendimiento de las alternativas. ....	100
Tabla 14. Resumen de las principales características operacionales y rendimiento de las alternativas. ....	102
Tabla 15. Premisas tomadas en cuenta para la evaluación económica. ....	104

Tabla 16. Resultados del análisis económico..... 105

**Lista De Figuras**

Figura 1. Prueba de laboratorio de la RVP.. .....	22
Figura 2. Presión de vapor verdadera de un condensado almacenado en un contenedor. ....	26
Figura 3. Presión de vapor de los componentes puros.....	29
Figura 4. Relación entre presión absoluta, atmosférica y manométrica. ....	30
Figura 5. Presión de Vapor Verdadera vs Presión de Vapor Reid para crudos livianos y condensados. ....	32
Figura 6. Estructura del yacimiento.....	35
Figura 7. Trampa estratigráfica.....	36
Figura 8. Columna estratigráfica de las formaciones productoras.....	37
Figura 9. Proceso de producción del campo. ....	43
Figura 10. Esquema de la Planta de Gas del campo estudio.....	47
Figura 11. Diagrama de flujo del proceso general de la Planta de Gas. ....	50
Figura 12. Sistema de tea de las estaciones de recolección. ....	52
Figura 13. Quema de gas en tea de la Estación 1: a la izquierda se encuentra la imagen de operación normal y a la derecha, la tea en proceso de quema de condensados del KO drum. ....	52
Figura 14. Métodos de estabilización de condensados. ....	56
Figura 15. Estabilización de condensados por separación múltiple con reducción de presión.. ..	57
Figura 16. Separación multietapa con separador elevado.....	59
Figura 17. Separación multietapa con separador elevado en vacío. ....	60
Figura 18. Estabilización con separación multietapa y unidad recuperadora de vapor. ....	62
Figura 19. Columna de estabilización de condensados.. .....	65

Figura 20. Esquema de estabilización de condensados con torre de estabilización.. ..... 67

Figura 21. Método combinado de calentamiento y separación multietapa para estabilización de condensados. .... 69

Figura 22. De-gasificación ultrasónica de condensados (5 seg). .... 72

Figura 23. De-gasificación ultrasónica de condensados usando módulos de membrana Permselect. .... 73

Figura 24. Tambor de tea de la estación 1. .... 78

Figura 25. Envoltente P-T del gas de la Estación 1. .... 79

Figura 26. Envoltente P-T del gas de la Estación 2. .... 80

Figura 27. Modelo de simulación del caso base. .... 82

Figura 28. Modelo de estabilización de condensados en varias etapas de separación. .... 85

Figura 29. Presión de separación para la primera etapa de estabilización. .... 88

Figura 30. Presión de separación para la segunda etapa de estabilización. .... 90

Figura 31. Estabilización de la primera etapa de separación de la Estación 2. .... 91

Figura 32. Modelo de estabilización de condensados con incremento de temperatura y separación. .... 92

Figura 33. Estabilización de condensados con incremento de temperatura y reducción de presión para los fluidos de la estación 1. .... 94

Figura 34. Estabilización de condensados con incremento de temperatura y reducción de presión para los fluidos de la estación 2. .... 95

Figura 35. Esquema actual de la Planta de Gas del Campo Estudio. .... 97

Figura 36. (Arriba) el proceso de separación de los condensados a 90 Psig y (abajo), el proceso de estabilización de los condensados utilizando las torres fraccionadoras de la Planta de Gas. .. 98

Figura 37. Caso Base y Alternativas para la recolección y estabilización de condensados del campo Estudio..... 101

Figura 38. Diagrama de flujo de la metodología.(primera parte) . ..... 108

Figura 39. Diagrama de flujo de la metodología (segunda parte)..... 109

**Lista De Apéndices**

Apéndice A. Datos del modelo Caso Base elaborado en el software Hysys v10. ....	118
Apéndice B. Datos del modelo Alternativa A: Estabilización por reducción de presión. ....	126
Apéndice C. Datos del modelo Alternativa B: Estabilización por incremento de temperatura y reducción de presión. ....	134
Apéndice D. Alternativa C. Estabilización por torre de fraccionamiento. ....	142
Apéndice E. Presupuesto de las tres alternativas. ....	144
Apéndice F. Evaluación económica de la Alternativa A. ....	145
Apéndice G. Evaluación económica de la Alternativa B. ....	146
Apéndice H. Evaluación económica de la Alternativa C. ....	146

### Resumen en Español

**TÍTULO:** “ANALISIS DE ALTERNATIVAS PARA EL APROVECHAMIENTO DE LOS CONDENSADOS EXCEDENTES DEL GAS QUE SE PRODUCE EN UN CAMPO PETROLERO COLOMBIANO”.\*

**AUTOR:** CARLOS EFRAÍN ROA DUARTE\*\*

**Palabras claves:** Estabilización de condensados, aprovechamiento del gas y condensados, quemas en tea, excedentes del gas natural.

En el mundo, en buena parte de los campos petroleros con producción de gas asociado, debido al mayor precio del crudo frente al del gas, la atención de negocio se focaliza en la producción y comercialización del petróleo dejando de lado otros recursos generadores de valor como es el gas, sus condensados y eventualmente el agua de producción.

Por lo anterior, todavía es común encontrar en dichos campos desperdicios del recurso gas y condensados mediante venteos o quemas en tea sin que se implementen políticas y estrategias que propendan por un aprovechamiento integral de dichos recursos.

En el campo Estudio, aproximados 90 BPD de condensados terminan quemados en tea por la falta de facilidades para su recolección y estabilización, con lo cual se generan riesgos en la seguridad del personal por la descarga súbita de hidrocarburos líquidos a la tea ocasionando alta radiación térmica, problemas ambientales por grandes emisiones de CO<sub>2</sub>, deterioro de la imagen de la empresa y afectación de caja por la quema de productos valiosos

En el desarrollo de este trabajo se presenta un ejemplo de la situación mencionada atrás y mediante herramientas comerciales de simulación numérica se modela el proceso actual y a partir de este, se plantean alternativas para la recuperación y estabilización del condensado del gas natural.

Al final, mediante indicadores de tipo técnico y económico se evalúan las alternativas, se selecciona la mejor para viabilizar la iniciativa de monetizar el condensado desperdiciado y se propone un procedimiento que sirve de guía para obtener mayor eficiencia y rentabilidad con el negocio gas y condensado.

---

\* Trabajo de Grado

\*\* Facultad de Ingenierías Físico-Químicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director: Manuel Enrique Cabarcas Simancas, Magister en Ingeniería Química

### Resumen en Inglés

**TÍTULO:** “ANALYSES OF ALTERNATIVES FOR USE OF EXCEDENT CONDENSATE OF GAS PRODUCED IN A PETROLEUM COLOMBIAN FIELD”.\*

**AUTOR:** CARLOS EFRAÍN ROA DUARTE\*\*

**Key Words:** Stabilization of condensates, use of gas and condensates, burns in flare, excedents of natural gas.

In the world, in a large part of the oil fields with associated gas production, due to the higher price of crude oil compared to gas, business attention is focused on the production and commercialization of oil, leaving aside other resources that generate value as the gas, its condensates and eventually the production water.

Due to the above, it is still common to find waste of gas and condensate in these fields through venting or burning in flare without the implementation of policies and strategies that favor an integral use of said resources.

In the development of this work, an example of the situation mentioned above is presented and, using commercial numerical simulation tools, the current process is modeled and, from this perspective, alternatives are proposed for the recovery and stabilization of natural gas condensate.

In the field of study, approximate 90 BPD of condensates end up burnt in tea due to the lack of facilities for their collection and stabilization, which generates risks in the safety of the staff by the sudden discharge of liquid hydrocarbons to the torch causing high thermal radiation, environmental problems due to large CO<sub>2</sub> emissions, deterioration of the company's image and cash affectation due to the burning of valuable products.

In the end, by means of technical and economic indicators, the alternatives are evaluated, the best one is selected to make viable the initiative to monetize the wasted condensate and a procedure is proposed that serves as a guide to obtain greater efficiency and profitability with the gas and condensate business.

---

\* Master Thesis

\*\* Facultad de Ingenierías Físico-Químicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director: Manuel Enrique Cabarcas Simancas, Magister en Ingeniería Química

## Introducción

De acuerdo con las estadísticas de la Cia. Británica de energía BP (BP, 2016), el gas natural ocupa el 3er lugar en la canasta energética mundial y en el último lustro mostró un crecimiento del 2% frente al consumo energético mundial, que no pasó de 1 %.

Sin embargo, existen aún campos petroleros en que se produce un gas natural rico asociado al petróleo y los condensados, no encuentran uso por lo cual terminan en el mejor de los casos quemados en una tea. Según un reporte del Banco Mundial (Syngene, 2016), sin contar venteos, se estima que las quemadas de gas y sus condensados en el mundo son de 5E12 de pies cúbicos que generan 300 Millones de toneladas de CO<sub>2</sub>.

Un ejemplo de lo mencionado, es el que se aborda en el presente estudio y hace referencia a un campo que por razones de confidencialidad se llamará “campo Estudio”, el cual es un campo petrolero localizado en Colombia, descubierto en 1960 con reservas de 190 Millones de Petróleo equivalente y que en la actualidad produce de manera sostenida 4650 BPD de crudo, 440 BPD de agua, 18 MPCD de gas natural, con dos estaciones de recolección y una planta capaz de procesar 70 MPCD y que en la actualidad produce 1850 BPD de productos blancos.

En el campo Estudio, aproximados 90 BPD de condensados terminan quemados en tea por la falta de facilidades para su recolección y estabilización, con lo cual se generan riesgos en la seguridad del personal por la descarga súbita de hidrocarburos líquidos a la tea ocasionando alta radiación térmica, problemas ambientales por grandes emisiones de CO<sub>2</sub>, deterioro de la imagen de la empresa y afectación de caja por la quema de productos valiosos, que de continuar, puede resultar en sanciones por incumplimiento de regulaciones gubernamentales (Colombia, 2009).

Con el fin de profundizar en la situación actual del campo Estudio, plantear y evaluar opciones para maximizar el recobro de condensados, lo cual no ha sido estudiado a fondo por otros autores o ingenieros del campo, se presenta un diseño experimental en que con base en la data recolectada y análisis de laboratorio de los fluidos del proceso, se modela el caso base y a partir de este, se diseñan modelos alternativos mediante un software de simulación numérica de procesos que buscan solucionar el problema y al final, mediante valoración matricial de los resultados técnicos y análisis económico de los modelos alternativos, se evalúan los modelos y se selecciona la mejor opción de solución.

Vale la pena mencionar que el presente estudio tiene aprobación reciente por la compañía propietaria del campo y se encuentra en fase de implementación con lo que se espera generar caja del orden de MUS\$ 6 (M\$15.600) en los próximos 10 años. No obstante, el estudio no termina allí pues adicional, se hará entrega de los modelos elaborados que permiten mediante otras corridas hacer seguimiento y generar mejoras al proceso. De igual forma, se propone una metodología que orienta en el proceso de recolección y estabilización de condensados para su aprovechamiento.

## **1. Conceptos Fundamentales De Estabilización De Condensados**

### **1.1 Definición De Condensado De Gas Natural**

El condensado de gas natural son los líquidos formados por la condensación de un vapor o gas, específicamente los hidrocarburos líquidos separados del gas natural debido a cambios en

temperatura y presión cuando el gas del yacimiento es liberado a los separadores de superficie (Association, 1998). También se denomina simplemente condensado o condensado de gas, o a veces gasolina natural, porque contiene hidrocarburos dentro del rango de temperatura de ebullición de la gasolina.

En la Resolución 181495 de 2009, el MME de Colombia define como condensado a la mezcla de hidrocarburo que permanece líquido a temperatura y presión estándar con alguna cantidad de propano y butano disueltos en la mezcla. Las gravedades de los condensados producidos están por encima de 40°API.

Adicional, vale la pena aclarar y que está descrita en la misma resolución, que las condiciones estándar de temperatura y presión son: para la temperatura 15 grados y cinco décimas de grados Celsius (15.5°C), equivalente a sesenta grados Fahrenheit (60°F) y para la presión es de catorce puntos sesenta y cinco libras (14.65) por pulgada cuadrada.

Algunos autores (Rojas, 2003) agregan a esta definición que los condensados del gas prácticamente se encuentran en forma líquida a condiciones atmosféricas, con gravedad API por encima de 45°API, son incoloros o de color amarillo claro, aunque su color se torna oscuro a medida que contiene compuestos más pesados y están conformados por butanos, pentanos, hexanos y algunos componentes más pesados de la serie de hidrocarburos.

## **1.2 Definición De Presión De Vapor Reid (Astm)**

La Presión de Vapor Reid de un condensado o crudo por sus siglas en inglés de Reid Vapor Pressure-RVP, 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 condensado a la

prueba de laboratorio propuesta por Reid, la cual se encuentra influenciada por el vapor de agua a 37.8 °C (100°F), y está especificada en el procedimiento A del ASTM (American Society for Testing and Materials) D-323-89; la RVP es una especificación de volatilidad y es probablemente el factor más importante para determinar la última cantidad de líquidos del gas natural recuperados y el tipo de proceso seleccionado (Campbell, 2003).

En otras palabras, la presión de vapor Reid es una presión de vapor para productos líquidos medida a 100°F según lo determinado por el procedimiento de prueba ASTM D-323. En cuanto a la determinación de la calidad de entrega a los clientes, el muestreo de crudo o condensado deberá realizarse de acuerdo con la última versión de los procedimientos D-4057 -88 o D-4177 de la ASTM.

Las pruebas para determinación de la calidad del Petróleo Crudo y condensado se efectuarán en el laboratorio, conforme a los métodos establecidos en la Tabla 1.

*Tabla 1 Pruebas de calidad que deberán realizarse a los diferentes tipos de crudo y condensados.*

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

*Nota: (1) Método para la 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 al cliente y se determina a 60°F. Adaptado de Laboratorio de crudos ICP-Ecopetrol S.A.*

Las pruebas son cuidadosamente especificadas y documentados por la (ASTM), el Instituto Americano del Petróleo (API) y el Instituto Nacional Americano de Estándares (ANSI). Las cuatro pruebas del condensado que se manejan en el campo son: gravedad API, sedimentos y agua (S&W), presión de vapor Reid (RVP) y el punto de escurrimiento. La última referencia que se tiene fue hecha en versión de la ASTM o Manual de Mediciones Estándar del Petróleo API que son los manuales para procedimientos actuales.

Las pruebas ASTM son identificadas por números y por la letra D, seguida por un número que indica la prueba, un guion y un número que indica el último año de revisión de la prueba. Por ejemplo, ASTM 287-78 se refiere a la prueba de gravedad específica mediante un hidrómetro y la última revisión fue hecha en 1978. En las siguientes descripciones, el año de revisión puede ser omitido porque este cambio se incluye siempre que el procedimiento sea revisado o reafirmado, pero la designación principal es la misma.

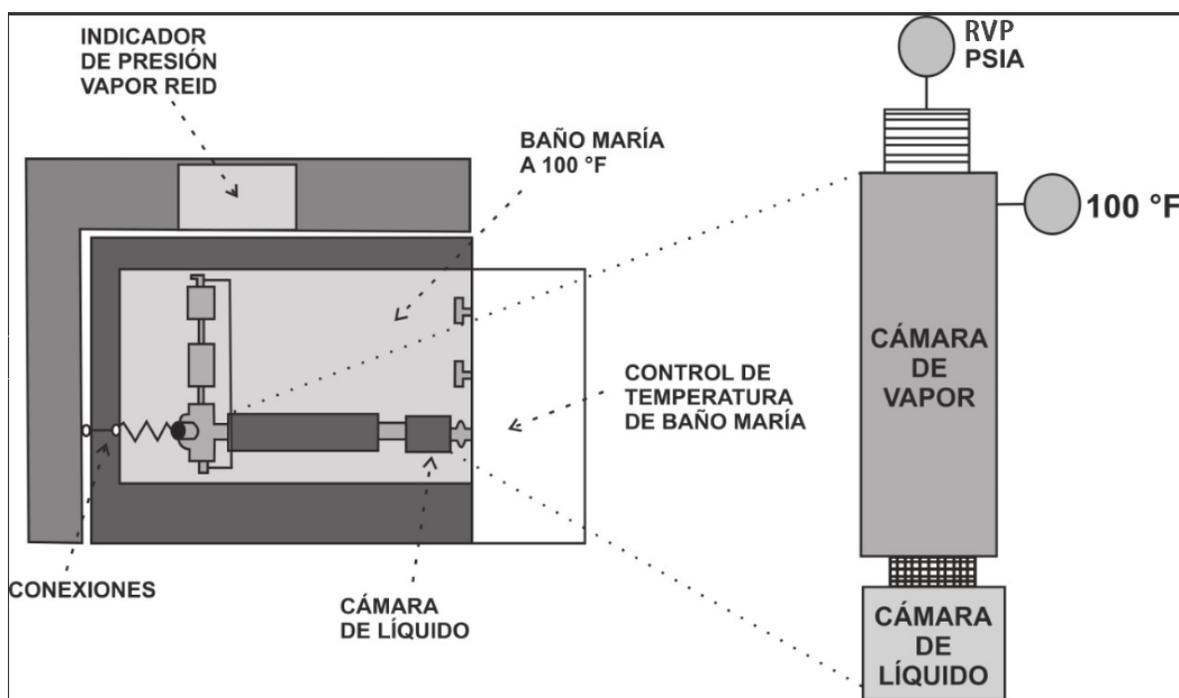
La determinación de la RVP se refiere al procedimiento A del estándar ASTM D-323-89, medición a 37.8 °C (100 °F) de la presión de vapor de un crudo o condensado, y utiliza un aparato de forma cilíndrica de medidas específicas dividido en dos cámaras de acero (ver Figura 1).

**1.2.1 Procedimiento para determinar la Presión de Vapor Reid** (Standard, 1989). De acuerdo con el procedimiento A del estándar ASTM D-323-89 para la determinación de la RVP propuesta por el Sr. Reid, en los siguientes tres pasos se resumen los pasos a seguir.

El primer paso es contar con las herramientas y equipos requeridos: cilindros de acero con capacidad de 1 lt. Tal como se muestra en la Figura 1, 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 líquido para RVP, cámara de vapor, manómetros (Reid Vapor Test) perfectamente calibrados, cinta Teflón, acetona, Turbosina o aromáticos para lavar y enjuagar el equipo y estopa.

Como segundo paso, a continuación, se describe cómo realizar la preparación para la prueba:

1. Mantener el baño de calentamiento a una temperatura de 37.8 °C (100 °F).



2. Mantener la cámara de refrigeración a 0 °C (32°F) o menor.

*Figura 1. Prueba de laboratorio de la RVP. Adaptado de: Modificado de SANCHEZ, F; Desarrollo de una Metodología para la Estabilización de los Crudos Ligeros y Superligeros Tesis de maestría. Universidad Nacional Autónoma de México, 2008.*

3. Introducir la cámara de vapor con el manómetro conectado en el baño de calentamiento y sumergirla en el agua hasta 25.4 mm (1 pulgada) arriba del tope superior de la cámara de vapor.

4. Mantener la cámara de vapor dentro del baño en un tiempo no menor de 10 minutos.

5. Introducir en la cámara de refrigeración el cilindro o 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 se presenta el desarrollo del procedimiento.

Antes que todo, se debe comprobar que se ha alcanzado la temperatura de enfriamiento deseada en el cilindro 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 el cilindro simultáneamente de la cámara de refrigeración, vaciar el agua contenida en la cámara de líquido y drenar la muestra del cilindro a la cámara, manteniendo en posición vertical el cilindro, aquí es necesario tener abierta la válvula superior ligeramente para permitir que la muestra se drene a la cámara de líquido. En este punto se recomienda que cuando la muestra contenga agua primero se deberá drenar antes de traspasar la porción de condensado a la cámara de líquido.

2. Llenar completamente la cámara de líquido, cerrar inmediatamente las válvulas del cilindro 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. Una vez 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 RVP óptima se deberán revisar las siguientes recomendaciones:

Contar con el equipo descrito en el primer paso.

- ✓ Llenar el cilindro o bala lo máximo posible, así mismo se deberán igualar las presiones en la línea y en el cilindro cuando se muestren las líneas.
- ✓ Al tomar la muestra se deberá mantener el cilindro o 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 pérdidas de gases que incrementan la RVP.
- ✓ Se deberán efectuar de dos a tres determinaciones en la misma muestra para constatar los valores y revisar el comportamiento de la RVP sobre todo en condensados que contengan agua, lo anterior debido a que en resultados de pruebas experimentales realizadas se observó que no existe homogenización de la muestra dentro del cilindro

y que debido a la gravedad, los componentes más pesados se drenan hacia el fondo del cilindro, provocando variaciones en los valores de la RVP obtenidos.

- ✓ Para evitar determinaciones erróneas o 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 soplarlas 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 instrumento.

### **1.3 Definición De Presión De Vapor Real O Verdadera**

Se inicia este aparte definiendo la presión de vapor real o verdadera, por sus siglas en inglés, True Vapor Pressure-TVP, como la presión a la cual la fase vapor de una sustancia se encuentra en equilibrio con la fase líquida de la misma, en un contenedor cerrado, a una temperatura dada (Campbell, 1992). En la Figura 2 se presenta una gráfica que permite determinar la presión de vapor verdadera de acuerdo con la presión de almacenamiento de condensado en un contenedor y viceversa. Para ilustrar el uso de la Figura 2, supongamos que a la presión de vapor verdadera (TVP) de 24 Psia se debe almacenar un condensado en que la temperatura de la superficie del condensado puede alcanzar un máximo de 100° F. Una línea vertical extendida hacia arriba desde la marca de 24 Psia en la parte inferior de la gráfica se cruza con los 100 ° F y se corta con la línea a 9.3 Psig, lo cual significa que la presión de almacenamiento del condensado en el contenedor será de 9.3 Psig.

Por lo anterior, podemos decir que la Presión de Vapor 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. Se dice 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 del gas.

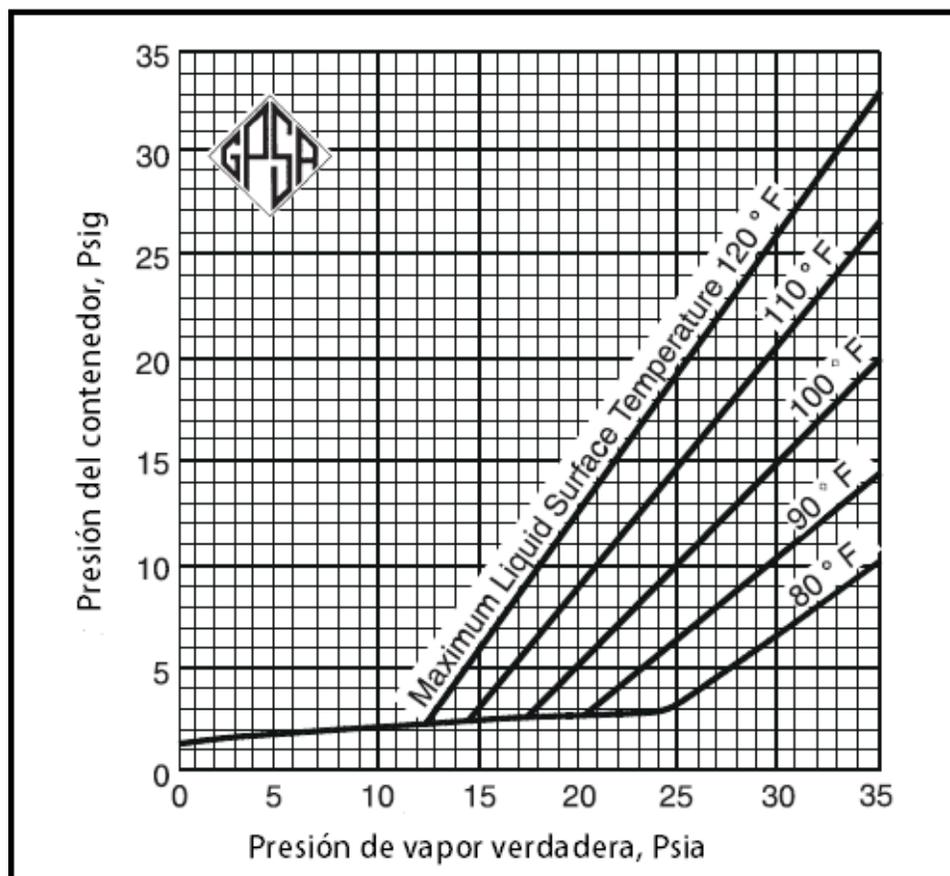


Figura 2. Presión de vapor verdadera de un condensado almacenado en un contenedor. Adaptado de GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION. Eleventh Edition. Engineering Data Book. 1998 Tulsa, OK.

Para el caso de componentes puros, la presión de vapor de los componentes o hidrocarburos puros se muestra en la Figura 3 en la cual partiendo de la temperatura a la cual se encuentre el

componente puro, abscisa, y subiendo hasta encontrar el tipo de componente se traza una línea horizontal para leer en el eje de la ordenada el valor de la presión de vapor en Psia.

La presión de vapor condensado es una propiedad física que al igual que otras propiedades termodinámicas, sufren cambios con la temperatura, y está íntimamente relacionada con la estabilidad del fluido.

La presión de vapor verdadera de una mezcla en un tanque o contenedor no podrá ser mayor que la presión atmosférica a esa temperatura en el tanque. Si las mezclas de hidrocarburos tienen una presión de vapor verdadera TVP mayor que la presión atmosférica en un tanque, algunas fracciones ligeras en la mezcla se vaporizarán inmediatamente y la TVP del líquido remanente estará ahora a la presión atmosférica.

Por otra parte, toda presión medida considerando como referencia la presión atmosférica (14.65 lb/pg<sup>2</sup> abs. ó 1.032 Kg/cm<sup>2</sup> abs.) será una presión manométrica, de donde la RVP deberá reportarse en lb/pg<sup>2</sup> ó Kg /cm<sup>2</sup> manométricas, es importante dejar claras las unidades en que se debe reportar la RVP, razón por la cual se debe profundizar en el tema.

**1.3.1 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 se presenta en la Tabla 2.

*Tabla 2. Relación entre presión absoluta y manométrica.*

<b>Presión tipo</b>	<b>Sistema internacional (KPa)</b>	<b>Sistema Inglés (Psi)</b>	<b>Sistema Métrico (Kg/cm<sup>2</sup>)</b>
Absoluta	P. Manométrica + 101	P. Manométrica + 14,7	P. Manométrica + 1,033
Manométrica	P. Absoluta -101	P. Absoluta -14,7	P. Absoluta -1,033

**1.3.2 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/pul<sup>2</sup> abs. o 1.033 Kg/cm<sup>2</sup> abs.

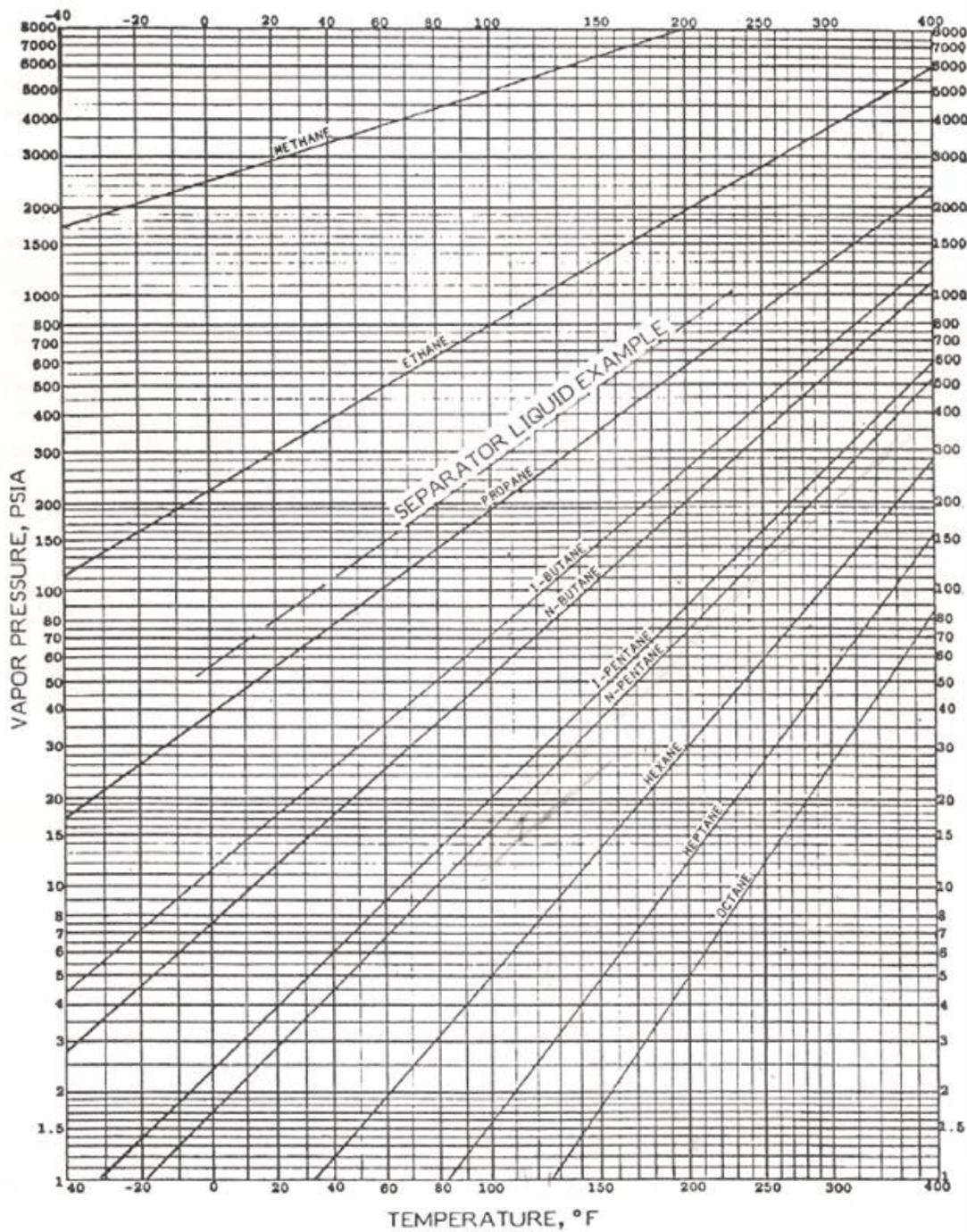


Figura 3. Presión de vapor de los componentes puros. Adaptado de: GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION. Eleventh Edition. Engineering Data Book. 1998 Tulsa, OK.

**1.3.3 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 tal como se ilustra en la Figura 4.

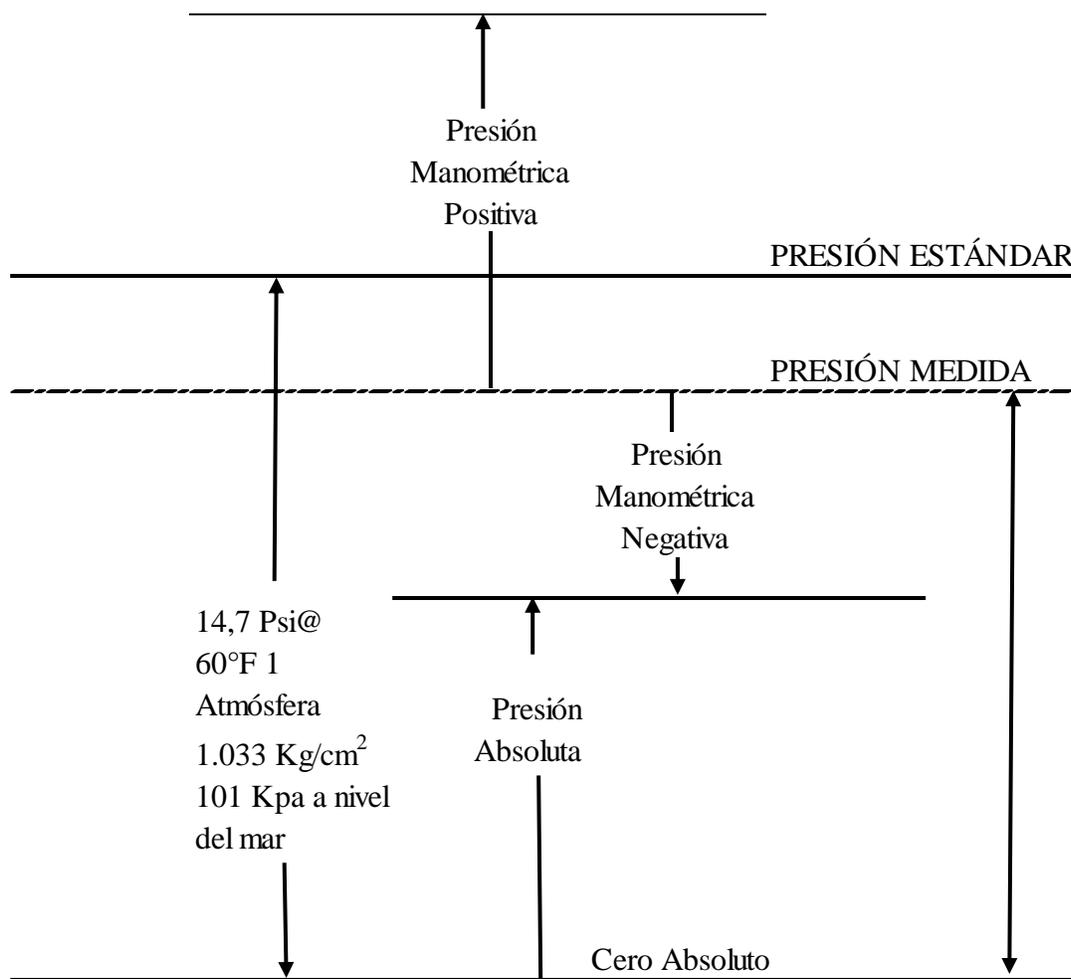


Figura 4. Relación entre presión absoluta, atmosférica y manométrica.

El grado de estabilización de los condensados se acostumbra expresar mediante su Presión de Vapor Reid y debe estar acorde con lo pactado en los contratos de comercialización, revisados y realizados con los clientes Nacionales e Internacionales.

#### **1.4 Presión De Vapor Reid Vs Presión De Vapor Verdadera**

Cabe mencionar que las principales diferencias que existen entre la TVP y la RVP es que en la Presión de Vapor Reid la muestra de crudo o condensado 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.

La TVP puede estimarse a partir de su RVP 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 ligeros y condensados consideran valores promedios de RVP de 10 a 12 psi igual que representa una presión de Vapor Verdadera TVP de 13.7 a 17.6 psi a 100 °F (37.8 °C), como se observa en las Figura 5.

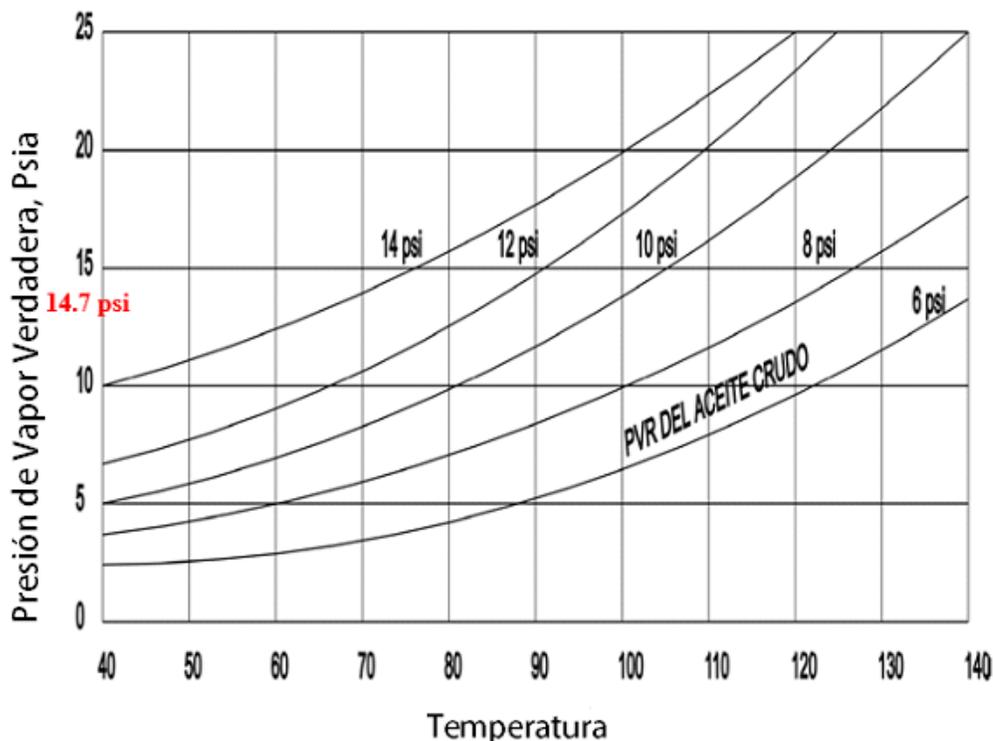


Figura 5. Presión de Vapor Verdadera vs Presión de Vapor Reid para crudos livianos y condensados. Adaptado de GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION. Eleventh Edition. Engineering Data Book. 1998 Tulsa, OK

El método gráfico de conversión de RVP a TVP es una aproximación y generalmente es más preciso para componentes más ligeros. Los aceites crudos y condensados con RVP muy bajos pueden variar significativamente de este enfoque gráfico. Esto se debe al hecho de que durante la prueba Reid, los materiales con mayor presión de vapor tienden a evaporar dejando un residuo que tiene una presión de vapor más baja que la muestra original. La ecuación 1 fue desarrollada por A. Kremser en 1930 para relacionar las dos presiones de vapor a 100 ° F (Association, 1998).

Ecuación 1.

$$TVP = (1.07) (RVP) + 0.6$$

Usando esta fórmula para el ejemplo de una gasolina con RVP de 12 psi se puede determinar que la TVP es de 13.4 Psi.

Otro de los parámetros importantes que se debe conocer son los patrones de flujo en las tuberías, teniendo cuidado que en la batería de separación se maneje adecuadamente la velocidad de las fases para tener por una parte una buena separación de las mismas, y por otra, evitar o minimizar el colgamiento de líquido (es la fracción de líquido, definida como la razón del volumen de un segmento de tubería ocupado por el líquido con respecto al volumen total de la tubería) para tener una estabilización completa y obtener los valores de Presión de Vapor Reid-RVP pactados con los clientes para evitar penalizaciones por incumplimiento, pérdidas en volumen, incrementos en la emisión de partículas y componentes a la atmósfera lo cual puede representar un importante riesgo a la salud humana y al medio ambiente.

## **2. Descripción Del Proceso Del Campo Estudio**

### **2.1 Características Del Campo**

El campo que vamos a evaluar en este estudio se llamará “Campo Estudio”, y se destaca que es un campo real localizado en Colombia, en la Cuenca del Valle del Magdalena Medio. Los primeros pozos en el área se perforaron en 1955, sin embargo, se declararon secos. En 1960 una compañía extranjera perforó el pozo descubridor con reporte de producción de 2500 BPD y 10 MPCD de gas.

El campo tiene un área de 14,4 Km<sup>2</sup> y actualmente cuenta con 183 pozos de los cuales 134 se encuentran activos, 38 cerrados y 11 abandonados.

La profundidad promedio de los pozos es de 10 mil pies y el sistema de levantamiento del campo es por flujo natural y Gas Lift.

La Producción Actual es:

Aceite: 3024 BPD en promedio a 2017

Gas: 17 MPCD en promedio a 2017

Agua: 346 BWPD a 2017

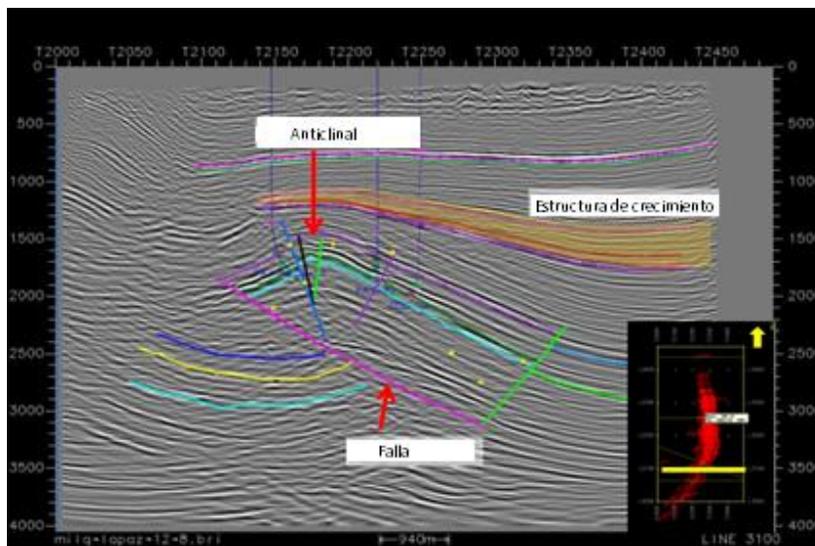
El campo cuenta con dos estaciones de recolección y separación de fluidos y una Planta de Gas Natural con capacidad de procesamiento de 70 MPCED localizada en cercanías a la estación 1.

La estación 1 tiene 7 compresores de gas de baja presión con capacidad total para comprimir 42 MPCD, 4 compresores de alta presión usados para el sistema de levantamiento por gas lift con capacidad para 60 MPCD, dos tratadores térmicos de crudo con capacidad de proceso total de 24.000 BPD y 62.000 Bls de capacidad de almacenamiento de líquidos mientras que la Estación 2 tiene 9 compresores de gas de baja presión cuya capacidad es de 45 MPCD, un tratador térmico para crudo de 12.000 BPD y 12.000 Bls disponibles para almacenamiento de líquidos.

## **2.2 Características Del Yacimiento**

La estructura del yacimiento corresponde principalmente a un anticlinal con dirección Norte-Sur fallado a lo largo de su cresta por una falla con la que se forma el límite oriental del campo, tal como se observa en la Figura 6. El sistema de empuje es capa de gas y gas en solución.

Presenta adicionalmente una trampa estratigráfica compuesta por las formaciones Lisama, La Paz, Esmeralda y Mugrosa que se puede apreciar en la Figura 7.



*Figura 6. Estructura del yacimiento. Adaptado de: ANH-Archivos Campos del Magdalena Medio Colombiano. 2009.*

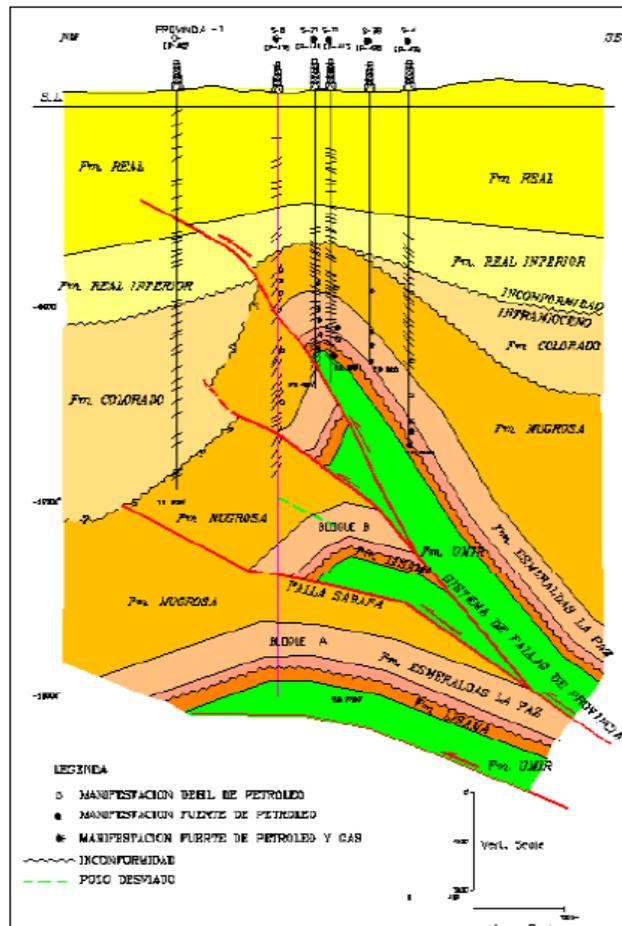


Figura 7. Trampa estratigráfica. Adaptado de: ANH-Archivos Campos del Magdalena Medio Colombiano. 2009.

El yacimiento cuenta con una producción acumulada de 208 millones de barriles de petróleo y 937 Giga pies cúbicos de gas a 2017.

Las reservas recuperables son 225 Millones de barriles y 1055 Giga pies cúbicos de gas.

El Factor de recobro es del 37% y el tipo de yacimiento es de capa de gas, drenaje gravitacional y gas en solución.

Como se mencionó atrás, las Formaciones productoras son cuatro formaciones que pertenecen al Terciario, llamadas Lisama, La Paz, Esmeralda y Mugrosa las cuales se relacionan en la Tabla 3.

Tabla 3. Formaciones productoras.

Formación	Yacimiento	Arena
Lisama	Lisama	Lisama
La Paz	Basales	L, K
Esmeralda	Superiores	N, M
Mugrosa	Superiores	P, O

Adaptado de: ANH-Archivos Campos del Magdalena Medio Colombiano.2009.

Las formaciones productoras están conformadas principalmente por shales y arcillas y en la Figura 8 se presenta la columna estratigráfica de ellas.

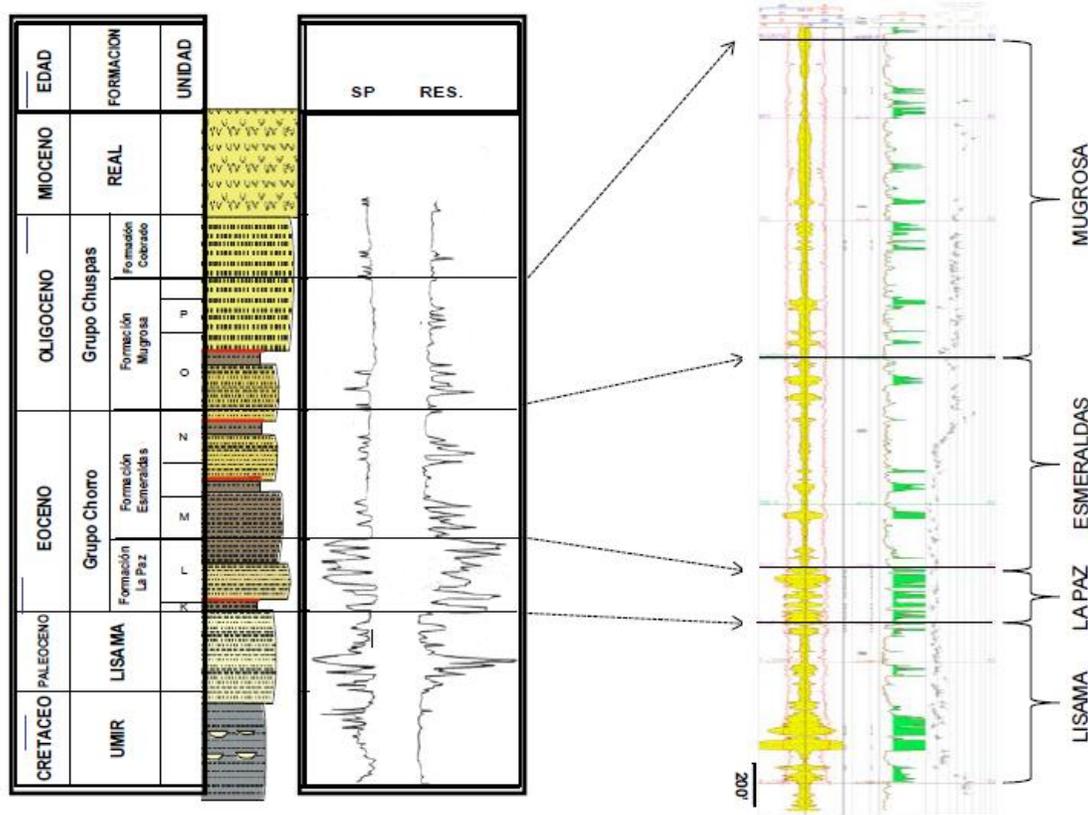


Figura 8. Columna estratigráfica de las formaciones productoras. Adaptado de: ANH-Archivo Campos del Magdalena Medio Colombiano. 2009.

**2.2.1 Formación Lisama.** Conformada principalmente de shales y arcillas con intercalaciones de capas de arena de grano fino con estratificación cruzada y secuencias de grano decrecientes. También se pueden presentar delgados mantos de carbón. Lo estratos de arena son más comunes hacia la base de la unidad.

**2.2.2 Formación La Paz.** Consiste en una serie de areniscas conglomeráticas masivas con estratificación cruzada e intercalaciones de lutitas grises y feldespatos. En algunos sectores se presenta una disconformidad entre la formación La Paz y la formación Lisama.

**2.2.3 Formación Esmeraldas.** Conformada por areniscas de estratificación delgada, micáceas y de grano fino, con intercalaciones de lutitas, con algunos bancos delgados de lignito y material arcilloso aglomerado en capas. Estas arenas poseen menor contenido de feldespatos que la formación La Paz.

**2.2.4 Formación Mugrosa.** Constituida por arcillolitas intercaladas con delgadas capas de areniscas de grano fino a medio de buena permeabilidad y con menores intercalaciones de shales. Las capas de arenas son más comunes hacia la base de la unidad.

Las propiedades de las formaciones que conforman el yacimiento se pueden observar en la Tabla 4 y las principales características de los fluidos hidrocarburos se describen en las Tablas 5 y 6.

Tabla 4. Propiedades de la roca y de los fluidos.

Propiedades petrofísicas y de los fluidos	Formación			
	Lisama	La Paz	Esmeralda	Mugrosa
Ø Efectiva (%)	10-22	16-22	8-18	22
K (mD)	12,3	74,16	14	93,3
Buzamiento	50-80°	45-70°	45-60°	45-60°
S <sub>wi</sub> (%)	34,6	30,5	38	42,6
Pi (Psia)	4400	4250	3900	3000
Gravedad API	34	32	31	23
h (pie)	100-295	150-300	65-500	65-500
Gravedad del Gas	0,69	0,75	0,7	0,68
B <sub>oi</sub> (Bl/Std)	1,424	1,47	1,261	1,222
B <sub>wi</sub> (Bl/Std)	1,019	1,022	1,021	1,012
μ <sub>o</sub> (cp)	0,591	0,538	0,797	2,37
μ <sub>g</sub> (cp)	0,025	0,027	0,023	0,02
μ <sub>w</sub> (cp)	0,397	0,373	0,38	0,475
GOR inicial ((Scf/Std)	800	900	780	570
T. Formación (°F)	170	175	170	140

Adaptado de: ANH-Archivo Campos del Magdalena Medio Colombiano. 2009.

Tabla 5. Assay tipo I del crudo del campo estudio.

Análisis	Método	Unidades	Crudo Estación 1	Crudo Estación 2
Destilación simulada		-	-	-
IBP		°C	19,2	18,3
5% Volumen		°C	73,0	111,0
10% Volumen		°C	116,5	145,1
20% Volumen		°C	200,3	212,8
30% Volumen		°C	272,5	273,1
40% Volumen		°C	337,3	333,0

50% Volumen	ASTM 5307-(07)	°C	402,0	395,2
60% Volumen		°C	462,4	455,2
70% Volumen		°C	528,6	520,7
74% Volumen		°C	556,3	548,3
75% Volumen		°C	563,0	555,5
76% Volumen		°C	-	562,2

Análisis	Método	Unidades	Crudo Estación 1	Crudo Estación 2
Gases disueltos (Resumen por grupo)		-	-	-
Parafinas		% Peso	2,51	1,40
I-Parafinas		% Peso	3,69	1,43
Aromáticos	ASTM D 6729-(09)	% Peso	0,09	0,08
Mono-aromáticos		% Peso	0,09	0,08
Naftenos		% Peso	1,59	0,92
Mono-naftenos		% Peso	1,59	0,92
C7+		% Peso	92,12	96,17
Contenido de agua y sedimento	ASTM D 4007-(11)	% Volumen	0,00	0,40
Sedimentos por extracción	ASTM D-473-(12)	% Peso	0,00	0,02
Contenido de azufre	ASTM D 4294-(10)	% Peso	1,28	0,84
Calor de combustión bruto	ASTM D 240-(09)	MJ/Kg	43,85	43,67
Contenido de cenizas	ASTM D 482-(07)	% Peso	0,02	0,02
Constante de viscosidad y gravedad	ASTM D 2501-(11)	N.A.	0,86	0,86
Contenido de ceras	UOP 46-(85)	% Peso	8,20	3,40
Contenido de sal	ASTM D 3230-(10)	Lb/1000 Bl	2,77	12,56
Densidad a 15°C	ASTM D 5002-(11)	g/mL	0,91	0,91
Gravedad API	ASTM D 1250-(08)	°API	24,50	24,00
Factor de caracterización	UOP 375-(07)	N.A.	11,77	11,76
Insolubles en nC7	ASTM D 3279-(07)	% Peso	2,16	0,47
Número de ácido	ASTM 664-(11a)	mg KOH/g	2,53	2,26
Punto de fluidez	ASTM D 5853-(11)	°C	-18,00	<-18
Punto de inflamación	ASTM D56-(10)	°C	-47,00	-30,00
Residuo de carbón micro	ASTM D 5853-(11)	% Peso	6,42	6,22
Viscosidad a 40°C		mm/s	36,75	40,88
Viscosidad a 50°C	ASTM D 445-(12)	mm/s	25,12	27,35
Contenido de Calcio		mg/Kg	7,65	6,08
Contenido de Cobre		mg/Kg	<0,010	-0,01
Contenido de Hierro		mg/Kg	2,86	4,01
Contenido de Magnesio		mg/Kg	0,15	0,38
Contenido de Sodio	UOP 389 (09a)	mg/Kg	3,37	17,16
Contenido de Niquel		mg/Kg	22,13	21,25
Contenido de Vanadio		mg/Kg	81,03	71,00
Contenido de Aluminio		mg/Kg	<0,043	2,52
Contenido de Silicio	ASTM 5184 (06)	mg/Kg	<0,098	3,61

Análisis	Método	Unidades	Crudo Estación 1	Crudo Estación 2
Análisis SARA		-	-	-
Saturados		% Peso	22,45	27,19
Aromáticos		% Peso	30,00	26,45
Resinas		% Peso	8,04	11,05
Asfaltenos		% Peso	2,44	1,85
Retención en columna	ASTM D-2007-(11), ASTI	% Peso	0,00	0,00
Insolubles en Tolueno		% Peso	0,00	0,00
Porcentaje recuperado		% Peso	62,93	66,54
Porcentaje livianos recuperados		% Peso	37,07	33,46
Porcentaje Total (Recuperado+Pérdidas)		% Peso	100,00	100,00

(1) Contenido de agua y sedimentos corresponde a contenido de agua

(2) Unidades definidas por norma

*Adaptado de: Ecopetrol S.A. ICP-Laboratorio de crudos. 2017.*

Tabla 6. Características del gas del Estudio.

CALCULO DE PROPIEDADES DE GAS NATURAL					
<b>MUESTRA:</b>					
<b>Presión Base:</b>	<b>14,65 Psia</b>		<b>Entrada Gas a Estación 1</b>	<b>Entrada Gas a Estación 2</b>	
<b>Temp. Base:</b>	<b>60 °F</b>				
<b>COMPONENTE</b>	<b>FORMULA</b>	<b>PESO MOLECULAR</b>	<b>% Volum.</b>	<b>% Volum.</b>	
Hidrocarburos					
METANO	CH4	16,043	86,2657	83,0621	
ETANO	C2H4	30,07	5,0293	7,2314	
PROPANO	C3H8	44,097	1,2210	2,4749	
i-BUTANO	C4H10	58,123	1,2905	1,8947	
n-BUTANO	C4H10	58,123	3,1211	2,2102	
i-PENTANO	C5H12	72,15	0,5322	0,8846	
n-PENTANO	C5H12	72,15	0,5203	0,4735	
HEXANO	C6H14	86,177	0,1263	0,1543	
HEPTANO	C7H16	100,204	0,1101	0,1248	
OCTANO	C8H18	114,231	0,0800	0,0821	
NONANO	C9H20	128,258	0,0214	0,0395	
DECANO	C10H22	142,285	0,0100	0,0000	
No - Hidrocarburos					
OXIGENO	O2	31,9988	0,0000	0,0000	
NITROGENO	N2	28,0134	0,5606	0,1736	
MONOXIDO DE CARBONO	CO	28,01	0,0000	0,0000	
DIOXIDO DE CARBONO	CO2	44,01	1,1114	1,1943	
HIDROGENO	H2	2,0159	0,0000	0,0000	
SULFURO DE HIDROGENO	H2S	34,08	0,0000	0,0000	
AGUA (VAPOR)	H2O	18,0153	0,0000	0,0000	
TOTAL					
VERIFICACION DE COMPOSICION			100,0000	100,0000	
PESO MOLECULAR PROMEDIO			20,2123	20,9340	
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD			0,9967	0,9964	
GRAVEDAD ESPECIFICA DEL GAS			0,6979	0,7228	
GRAVEDAD ESPECIFICA (REAL)			0,7002	0,7254	
PODER CALORIFICO BRUTO Btu/lbm			22.460,2809	22.466,9221	
PODER CALORIFICO BRUTO (IDEAL) Btu/pie3-STD			1.192,5524	1.235,4943	
PODER CALORIFICO BRUTO (REAL) Btu/pie3-STD			1.196,4611	1.239,9048	
GPM (100% RECUPERACION DE PROPANO)			2,1973	2,6446	
GPM (80% RECUPERACION DE PROPANO)			2,1085	2,4645	
NUMERO DE OCTANO MOTOR			116,7234	116,0332	

Adaptado de: Modificado de CDT de Gas Cromatografía. 2014.

### 2.3 Proceso De Los Fluidos De Producción

En la Figura 9 se ilustra el proceso del campo estudio en que una parte del gas seco producido en la Planta de Gas se inyecta a los pozos a una presión en cabeza de aproximados 1100 Psig.

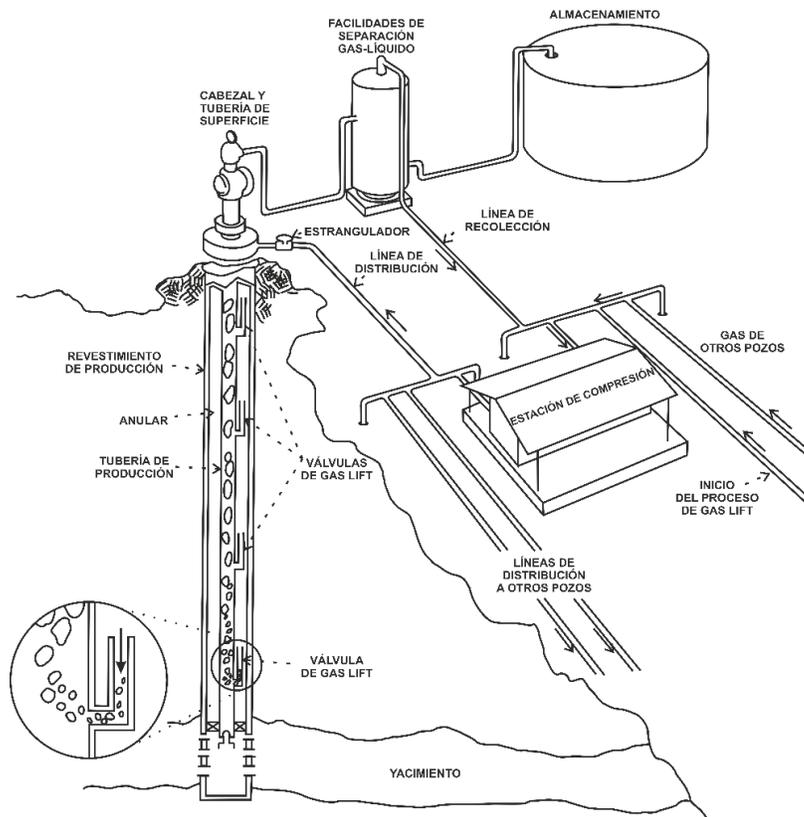


Figura 9. Proceso de producción del campo. Adaptado de: Ecopetrol Manual de sistema de gas lift campo Rio Zulia. 1992.

El gas inyectado, levanta la columna de fluidos aportados por el pozo: agua, crudo y gas y llega hasta el manifold de la estación. Si el pozo está en medida (24 h) según directrices del Ministerio de Minas de Colombia, este ingresará al separador de prueba o medida para medir

cada uno de los fluidos. En otro caso, la producción de los pozos ingresará al separador bifásico general de tipo horizontal donde se separa el gas de los fluidos líquidos.

Después de la remoción del gas, el aceite crudo producido frecuentemente contiene excesiva agua residual emulsionada. La deshidratación es requerida para reducir el contenido de agua a un valor aceptable para su transporte y venta; la deshidratación puede ser realizada usando la combinación de cuatro factores, que son: tratamiento químico con desemulsificante o rompedor de emulsión, el tiempo de residencia, la composición, el calor y el campo electrostático. La posterior dilución de agua dulce debe ser ocasionalmente hecha para reducir el contenido de sal en la emulsión residual para un nivel convenientemente bajo. De esta manera se trata el crudo el cual debe alcanzar valores de BSW inferiores al 0.5% y sal menor de 20 Lbs/1000 barriles. El crudo tratado es almacenado en los tanques de fiscalización para su medición y entrega como suministro en ventas.

El agua producida (usualmente salina) aunque es material de desecho también es medida. Su proceso es frecuentemente necesario para hacerla adecuada para su eliminación. La remoción del aceite es el primer tratamiento para producir el agua, el aceite en el agua es difícil de limpiar debido al tamaño de las partículas debido a que son pequeñas, así como la presencia de agentes emulsificantes; los sólidos suspendidos también están presentes en el agua. El agua es tratada en las varias trampas y piscinas de oxidación hasta conseguir los valores permisibles para su disposición que para este campo en particular, la disposición es por vertimiento a los cuerpos superficiales de agua cercanos cumpliendo con el decreto 3930 del 2010 emitido por el MinAmbiente.

Por último, el gas es succionado por los compresores reciprocantes de tres etapas de cada una de las dos estaciones compresoras y enviado hasta la planta de gas a través del gasoducto de trasiego. Muy cercano a la estación 1 se encuentra una planta de procesamiento de gas por lo cual el gas de la estación 1 y la estación 2, distante 11 Km, se unen en un colector para luego ingresar al separador de carga a la planta de gas. En la planta, el gas es tratado y una vez ha conseguido las especificaciones de calidad RUT, Resolución CREG-071 de 1999 y modificado mediante la Resolución 126-2013 igualmente emitida por la Comisión de Regulación de Energía y Gas de Colombia-CREG, se parte en tres corrientes principales: corriente para gas lift, corriente para gas combustible de autoconsumo y corriente de gas de ventas.

El gas inyectado al sistema de gas lift el cual es un proceso mecánico de levantamiento de fluidos de un pozo (Craft, Holden, & Ed Jr, 1962), es recomprimido por los compresores de alta presión para imprimirle la energía requerida de ese sistema, 1100 Psig en cabeza de pozo y de esta manera iniciar el ciclo del sistema de levantamiento de los fluidos del pozo por gas lift.

Otro parte seco producido se utiliza como combustible y su presión es reducida en varias etapas hasta su consumo en los diferentes equipos y vasijas como: motores de los compresores de gas, los compresores de refrigeración, el horno de la planta de gas, la unidad regeneradora de glicol, los tratadores térmicos del crudo y los generadores para autogeneración del campo.

Finalmente, el gas que no se usa en gas lift ni en autoconsumo es enviado por la tubería de ventas para su medición y entrega al cliente con la presión con que sale del absorbedor que es de aproximadas 850 Psig.

## 2.4 Proceso De La Planta De Gas

La planta de procesamiento de gas, ver Figura 10, cuya capacidad es de 70 MPCD es de tipo absorción refrigerada y fue construida en 1961 para procesar el gas producido en el campo y producir un gas seco de alimentación al sistema de gas lift, para cubrir la demanda interna de combustible y el excedente, para su comercialización. Adicional, la planta fue diseñada para producir propano, butano y gasolina natural.

Con el fin de explicar mejor el proceso de la planta, esta se dividirá en varios subsistemas que se describirán a continuación de manera breve.

**2.4.1 Sistema de absorción.** Consta principalmente de una torre de absorción de 24 platos perforados en que se cruza en contracorriente el gas rico en condensables que ingresa por el fondo, con el aceite absorbente que desciende desde el tope, ver Figura 10. La torre opera a 900 Psig y 0°F y el gas seco que se produce en la medida que el gas rico se va secando en su ascenso a través del aceite absorbente, es usado como combustible en las operaciones del campo, otra parte ingresa a los compresores de alta presión para darle la energía de extracción de hidrocarburos de los pozos por el sistema de gas lift y el exceso se va a ventas.

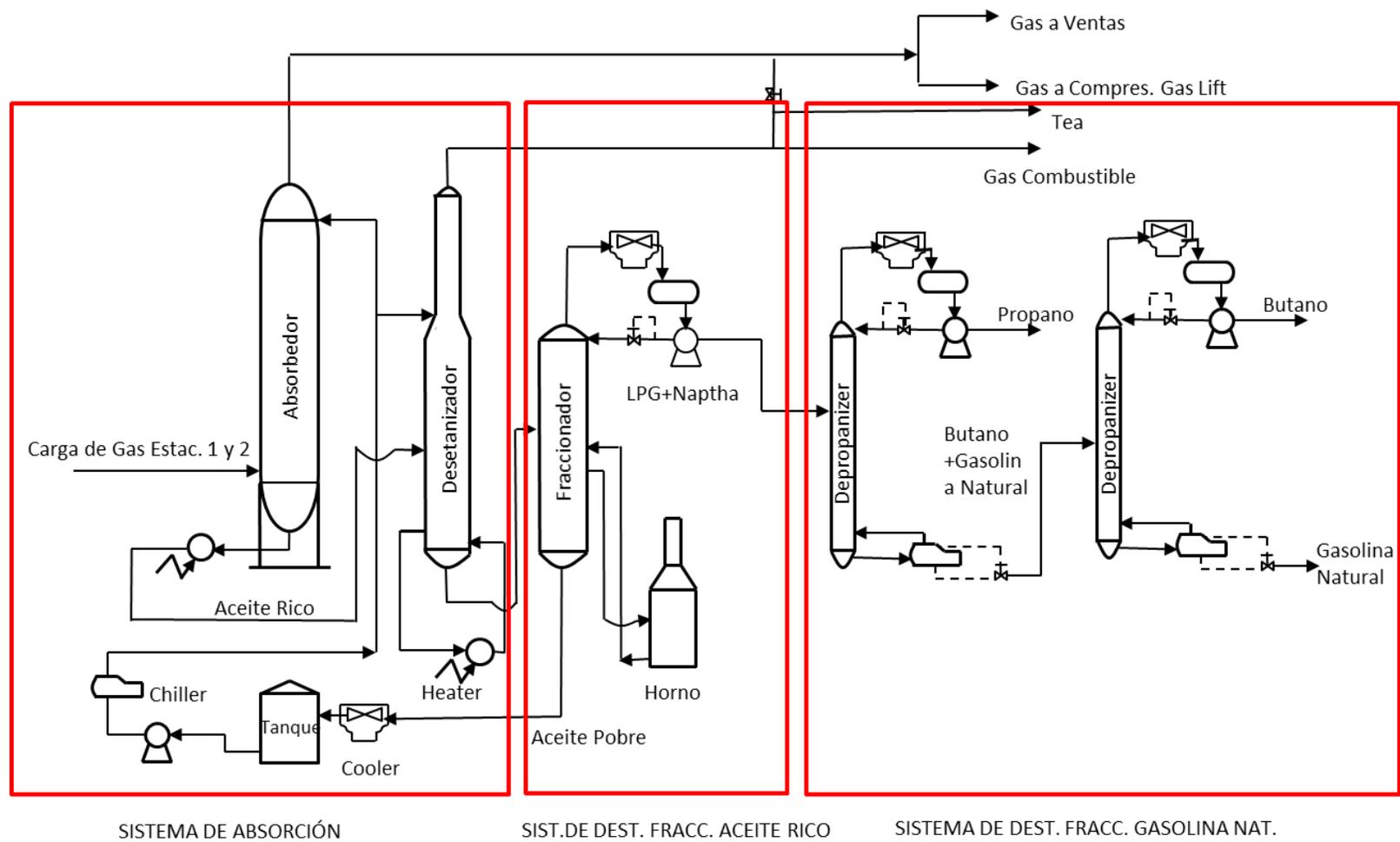


Figura 10. Esquema de la Planta de Gas del campo estudio.

**2.4.2 Sistema de estabilización del aceite rico procedente del sistema de absorción.** Este proceso se realiza por medio de un tanque de vaporización instantánea para eliminar el metano absorbido y una columna desetanizadora de 22 platos que opera a 300 Psig y 350°F por el fondo y 110°F por la cima, tiene por objeto reducir el contenido de etano que fue absorbido por el aceite en el proceso anterior.

**2.4.3 Sistema de destilación fraccionada del aceite rico.** El aceite absorbe te enriquecido con los hidrocarburos pesados del gas C3+, es calentado en un horno para separarlo en dos corrientes:

Un producto de cima constituido por los componentes removidos del gas natural y que así mezclados conforman una gasolina natural cruda, la cual es enviada al sistema de separación de los productos.

Un producto de fondo conformado por el aceite pobre el cual luego de ser enfriado se recicla al sistema de absorción.

**2.4.4 Sistema de destilación fraccionada de Gasolina Natural cruda.** La función es separar la gasolina cruda en tres productos comerciales: Propano, Butano y Gasolina Natural. El fraccionamiento se realiza en dos torres conocidas como Depropanizadora y Debutanizadora.

Para el funcionamiento de los sistemas anteriores existen tres sistemas complementarios que hacen posible el recobro, separación y obtención de los productos.

**2.4.5 Sistema de inyección de Glicol.** Tiene por objeto deshidratar el gas eliminando el agua contenida y permitir el enfriamiento del gas hasta las bajas temperaturas necesarias para la absorción.

Se destaca que el gas producido en el campo estudio es un gas dulce con bajo contenido de CO<sub>2</sub> y azufrados por lo cual no requiere de proceso de endulzamiento.

**2.4.6 Sistema de refrigeración.** Utiliza un ciclo de vaporización, compresión y condensación de propano refrigerante para alcanzar las temperaturas reducidas del sistema de absorción.

**2.4.7 Sistema de aceite caliente.** El fin es el de abastecer el calor de los calentadores de la planta.

**2.4.8 Otros sistemas auxiliares.** Dichos sistemas que sin su aplicación no sería posible la operación del proceso son: agua de enfriamiento, gas combustible, gas o aire para instrumentos, energía eléctrica, sistema de contraincendio venteo y quema de gas en tea y otros sistemas de servicios para la planta. En la Figura 11, se ilustra el diagrama de flujo del proceso general de la planta de gas.

En las condiciones actuales el balance de la planta de gas es:

Carga: 54 MPCD

**Productos**

Gas seco: 52.3 MPCD

Propano: 375 BPD

Butano: 980 BPD

Gasolina Natural: 495 BPD

Del gas seco se utilizan 41 MPCD para el sistema de gas lift, 5 MPCD como autoconsumo y el gas restante se vende.

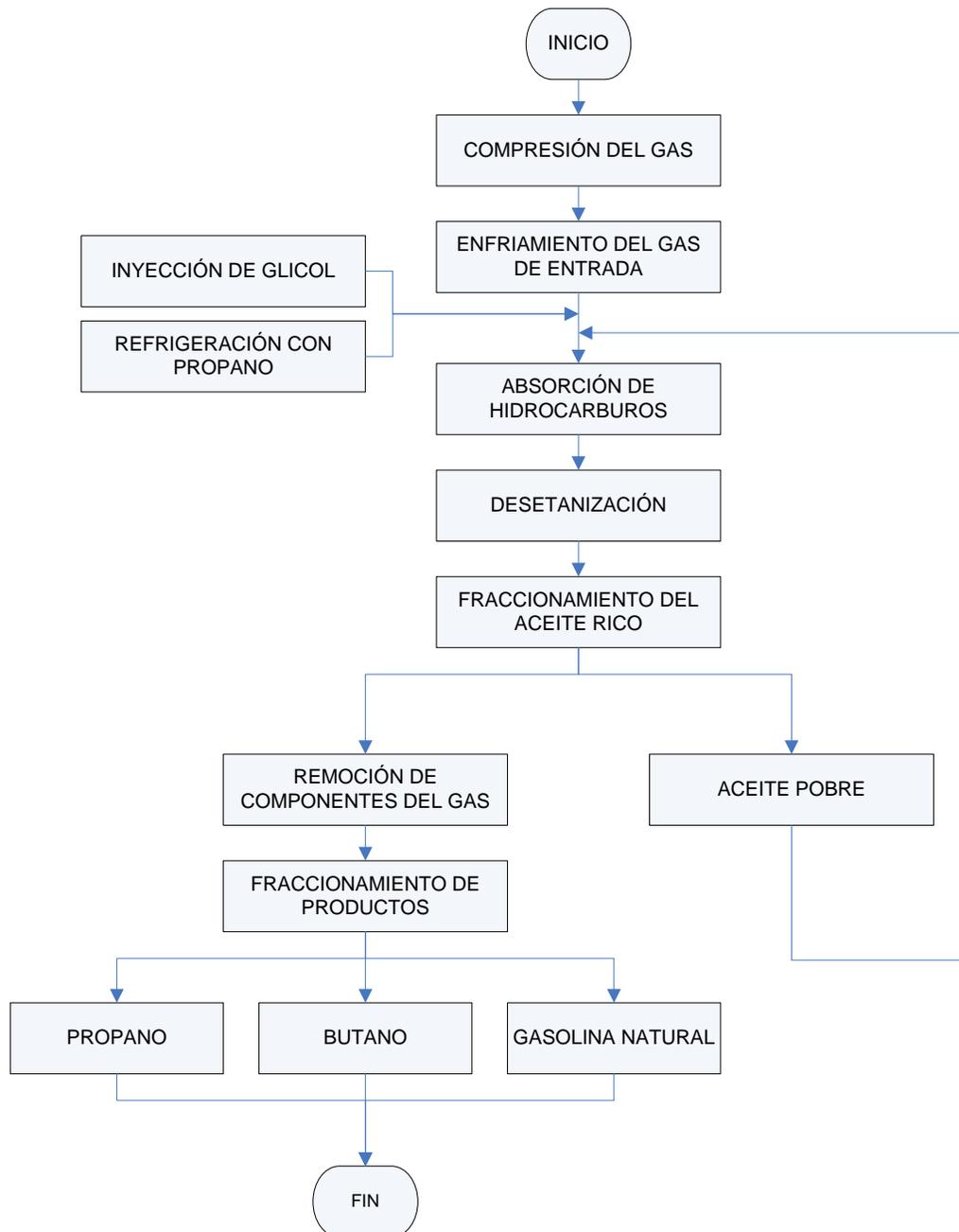


Figura 11. Diagrama de flujo del proceso general de la Planta de Gas.

## 2.5 Descripción Del Problema

Actualmente el campo de producción en estudio genera condensados que se acumulan en los separadores interetapas de los compresores de gas natural localizados en las dos estaciones de recolección de hidrocarburos, en las tuberías de transmisión de gas y en el separador de entrada a la Planta de gas.

Los condensados producidos no son medidos ni caracterizados y los condensados producidos en las etapas 1 y 2 de compresión son enviados a las trampas API pues se considera que están conformados por agua mientras que los condensados de alta presión: etapa 3 de compresión y separador de carga a la Planta de Gas, son enviados directamente al KO drum o separador de tea, ver Figura 12, de las dos estaciones en donde se mezclan con agua y aceites lubricantes provenientes de drenajes de subsistemas y equipos y la parte que no se volatiliza y quema es recuperada en tanques de crudo.

Las corrientes de condensados por lo general provienen de vasijas y tuberías que operan a mayor presión que el KO drum por lo que al ingreso, se presenta un fenómeno de flasheo o vaporización instantánea que hace que la mayor parte de componentes volátiles termine siendo quemado en la tea de la Planta de Gas, ver Figura 12, ocasionando riesgo para la seguridad de las personas que allí laboran, igualmente riesgo para las instalaciones, así como para el medio ambiente; mala imagen para la empresa y un impacto negativo para el flujo de caja en razón a que en el balance de producción el campo paga regalías por estos hidrocarburos y dichos hidrocarburos al final afectarán también el balance másico y por ende la eficiencia de la planta.

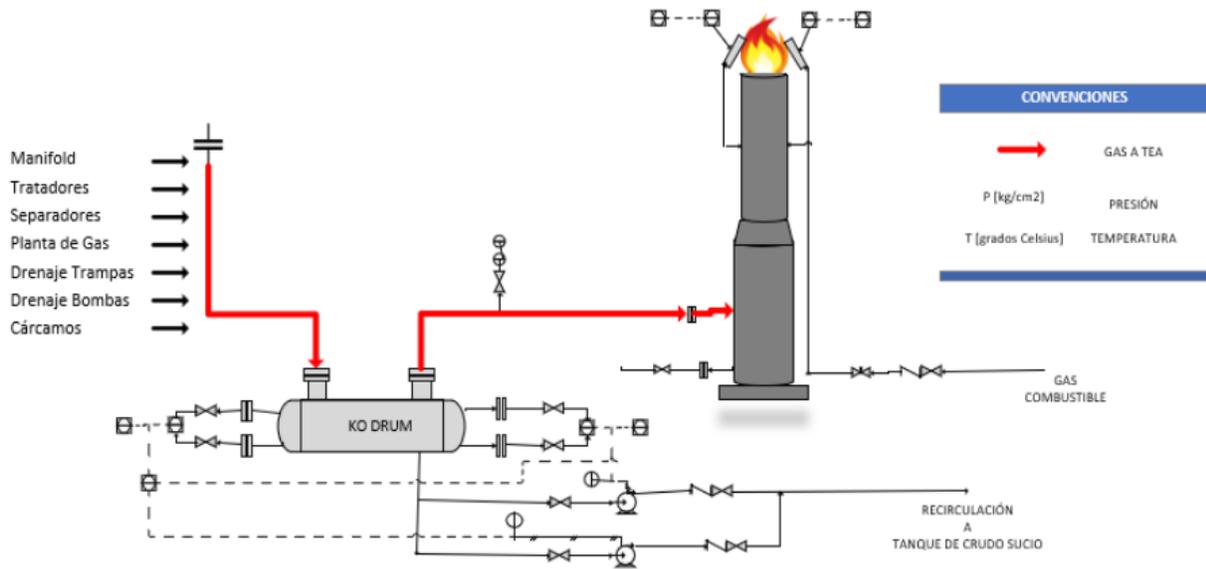


Figura 12. Sistema de tea de las estaciones de recolección. Adaptado de: Manual Planta de Gas Campo Estudio.



Figura 13. Quema de gas en tea de la Estación 1: a la izquierda se encuentra la imagen de operación normal y a la derecha, la tea en proceso de quema de condensados del KO drum.

En la Figura 13, se observa cómo se altera la tea cada vez que hay un descargue significativo de condensados al KO drum, ese descargue produce un súbito disparo de hidrocarburos hacia de la tea, incrementando la llama y generando los riesgos ya mencionados.

Vale la pena destacar que en el KO drum los condensados además de que sufren un proceso de estabilización al despresurizarse, también sufren un proceso de ensuciamiento por cuanto se mezclan con aceites lubricantes que han escapado de las máquinas (compresores de gas y bombas) y con drenaje de vasijas y equipos de las dos estaciones y de la planta de gas.

A través del presente trabajo se adelantará un análisis de la situación y se evaluarán diferentes alternativas con el propósito de recuperar los condensados perdidos en la tea y aprovecharlos generando valor para el negocio y mitigando los riesgos ya mencionados.

### **3. Métodos De Estabilización De Condensados**

#### **3.1 Estabilización De Condensados**

El proceso de incrementar la cantidad de componentes intermedios del gas (C3 a C5) y componentes más pesados, C6+, en la fase líquida es llamado estabilización (Arnold, 1989). La estabilización de condensados es un proceso que hace parte del tratamiento que se le debe realizar a los hidrocarburos (gas-petróleo) y al igual que los separadores entre fases, su prioridad es remover las fracciones ligeras del condensado para reducir la presión de vapor de componentes livianos (metano, etano y propano) sobre componentes pesados antes de enviarse a tanques de almacenamiento atmosférico con lo cual se evitan venteos a la atmósfera.

Cuando se trata de los condensados por lo general se recolectan en los separadores interetapas de los compresores de gas natural, en los slug catchers, unidades de control de punto rocío y tambores de knock-out.

Los objetivos de la estabilización de condensados son:

- Eliminar componentes livianos para facilitar su almacenamiento y bombeo
- Eliminar ambientes corrosivos, de alto poder explosivo e inseguros en las instalaciones de producción
- Garantizar la seguridad de los operadores durante la medición de tanques
- Controlar la presión de vapor del condensado
- Reducir la merma en el volumen y la calidad del condensado almacenado
- Acatar especificaciones de transporte de condensado
- Cumplir las condiciones de calidad para su comercialización
- Garantizar la obtención de la fase gas sin pérdida de los componentes comerciales
- Cumplir con la especificación de presión de vapor RVP según el acuerdo contractual o según el Estándar API 2000, que para almacenamiento atmosférico debe ser máximo de 12 Psia.
- Respetar las regulaciones ambientales al eliminar los compuestos orgánicos volátiles-VOC en tanques atmosféricos (Artículo 52 Resolución 181495 de 2009 y Artículo 5° Resolución 610 del Ministerio del Medio Ambiente que establece la norma sobre calidad del aire o niveles de inmisión).

Para producir condensado de gas a las especificaciones y presión de vapor Reid requeridas, es fundamental la confiabilidad y disponibilidad de una planta de recuperación de condensado para la producción general de gas. La correcta gestión del almacenamiento del condensado le facilita

más tiempo de asentamiento para una mejor separación de hidrocarburos líquidos y otros químicos añadidos aguas arriba para evitar la corrosión y formación de hidratos.

Por lo anterior, se considera un condensado estabilizado a aquel que no libera gas a la presión y temperatura atmosférica que se tiene en los tanques de almacenamiento.

### **3.2 Métodos De Estabilización De Condensados**

A lo largo de los años, han sido puestos en práctica numerosos procesos o métodos con el objetivo común de maximizar la recuperación de líquido, aprovechando al mismo tiempo el contenido de gas en el líquido. Todos esos métodos se pueden clasificar en cuatro grandes categorías de estabilización de condensados entre los que se cuenta 1. Reducción de presión, 2. Estabilización por aumento de temperatura, 3. La combinación de los métodos anteriores y 4. El método con el uso de ultrasonido para desgasificación de los condensados. En la Figura 14 se presenta un esquema de los principales métodos de estabilización.

**3.2.1 Por reducción de presión.** El primero y más simple de los métodos de separación consiste en dejar fluir el condensado en un tanque hasta alcanzar la presión atmosférica, durante este proceso, el gas es emitido a los alrededores como consecuencia de la caída de presión. El desarrollo en el ámbito técnico de los procesos sucesivos permitió incrementar la producción de líquido mediante la separación en múltiples etapas, donde se emplea una serie de separadores simples que operan mediante reducciones subsecuentes de presión.

A continuación, se describirá cada uno de los métodos.

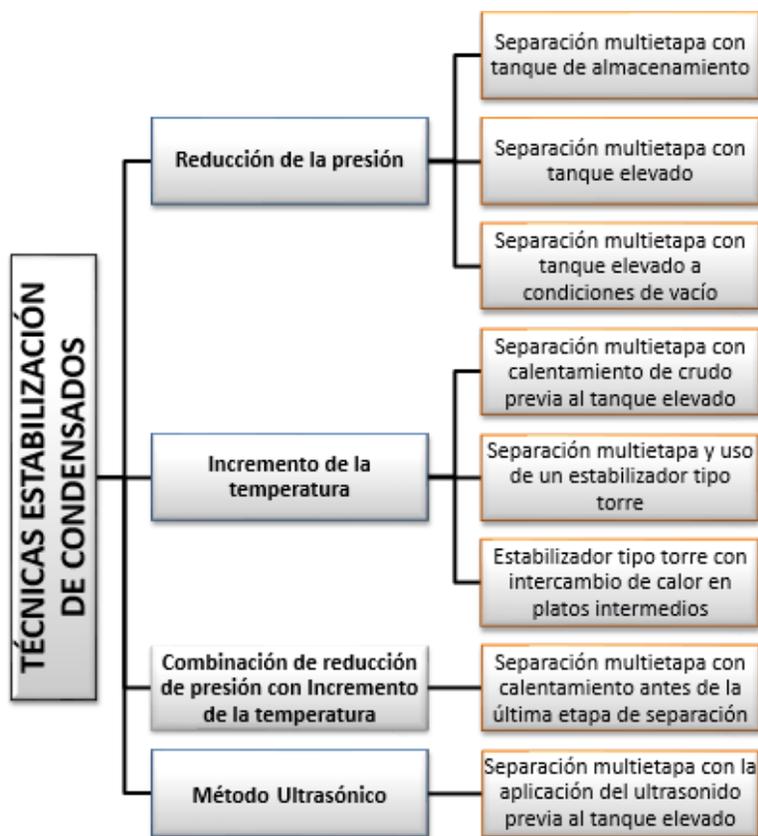


Figura 14. Métodos de estabilización de condensados.

Este es uno de los procesos o métodos más empleados en la gran mayoría de las instalaciones de producción para la estabilización de los condensados. En este proceso al reducir la presión de separación o al elevar la temperatura del condensado, se promueve la liberación de los componentes volátiles del hidrocarburo (metano, etano, propano, butano+) a pasar a la fase vapor, la fracción de los componentes que se liberan o se vaporizan durante cada etapa de separación, está 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, debido a que la recuperación en etapas adicionales además de costosa resulta ineficiente.

En la Figura 15 se muestra el proceso de estabilización de condensados en 4 etapas, teniendo en cuenta que el tanque de almacenamiento se considera como la última etapa de separación.

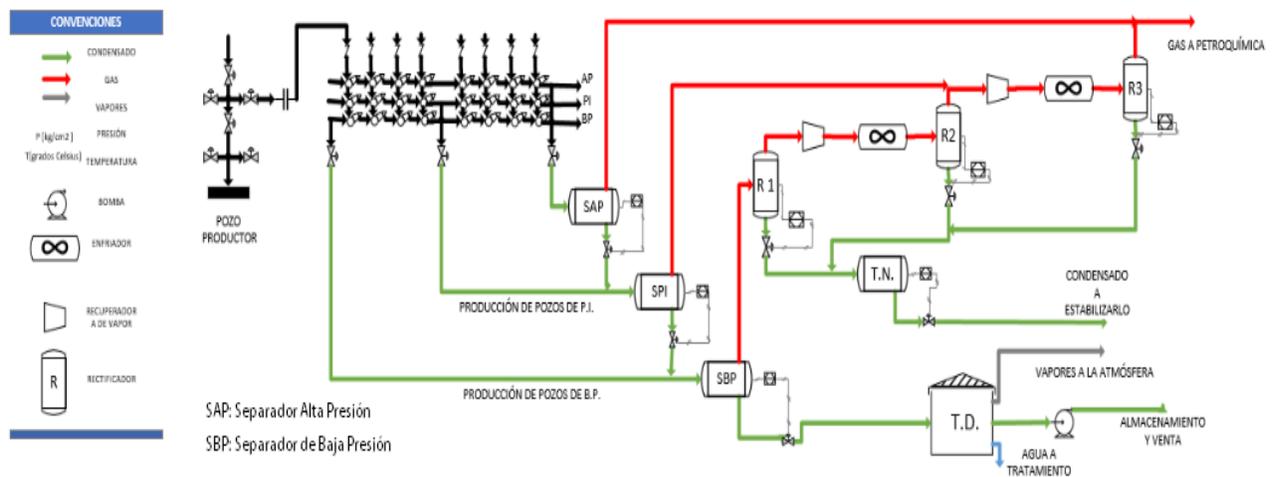


Figura 15. Estabilización de condensados por separación múltiple con reducción de presión. Adaptado de: ARNOLD, K.; STEWART, M. *Design of Gas-Handling System and Facilities*, 1989, vol. 2, Ch 6.

En esta figura se puede observar que los condensados son sometidos a un proceso flash en que van separando las fracciones livianas al reducir progresivamente la presión hasta llegar al tanque de almacenamiento atmosférico en que se produce la última etapa de separación. El gas liberado es aprovechado y se le da la energía a través de un compresor para que ingrese a la planta de tratamiento y pueda ser acondicionado a las condiciones de comercialización.

Con el propósito de recuperar la mayor cantidad posible de líquidos y reducir las emisiones de gas, se han identificado varias configuraciones de separación multietapa algunas de las cuales se presentan a continuación.

**3.2.2 Separación multietapa con separador elevado.** El método consiste de la separación multietapa descrita anteriormente, pero con la variante de que la producción de hidrocarburos líquidos proveniente del separador de baja presión, entra a un separador elevado de baja presión el cual opera a una presión cercana a la presión atmosférica, 18 Psi, para reducir la presión de vapor del líquido, teniendo así una mayor liberación y recuperación de vapores del condensado, 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.

En la Figura 16 se muestra el esquema del proceso correspondiente a la estabilización de condensados 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 80 a 60 Psig a 18 Psi. esta presión depende de la altura del separador elevado la cual proporciona la carga hidrostática necesaria para que el condensado pueda ingresar al tanque de almacenamiento o que cuente con la cabeza de presión neta positiva de succión (NPSH) mínima necesaria, para que la bomba que desplaza el condensado hacia el tanque, no cavite (C, 2002). Además, se busca con esta configuración tener la presión de succión mínima requerida para que el compresor pueda succionar la totalidad del gas liberado, evitando así equipo adicional de compresión.

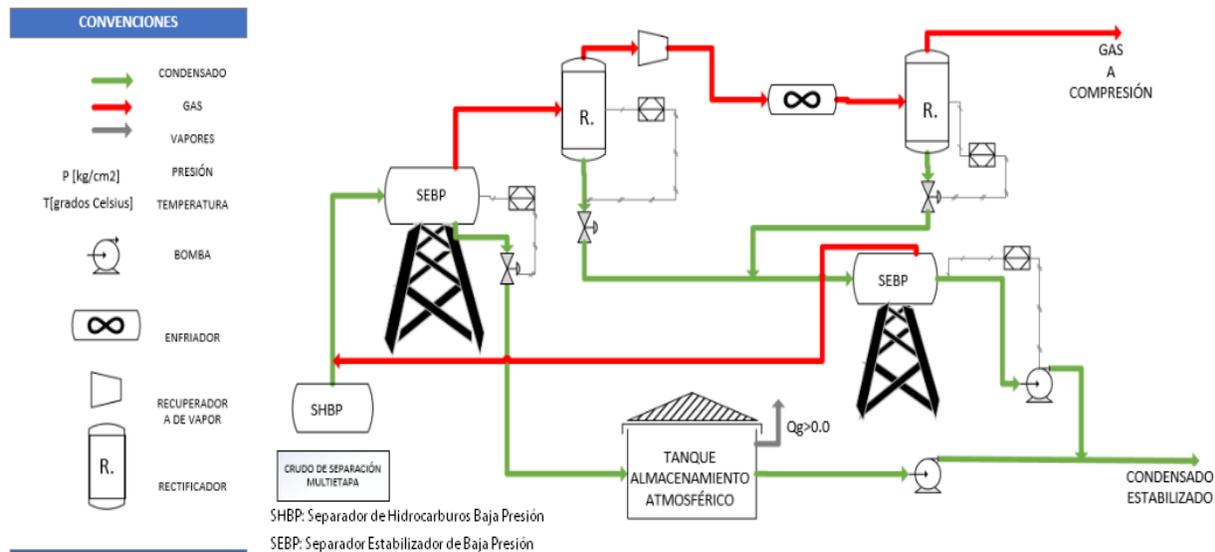


Figura 16. Separación multietapa con separador elevado. Adaptado de: CLAVEL L. J de la C. Análisis metodológico de alternativas técnico-económicas para la estabilización del petróleo crudo de México. Tesis de Posgrado. UNAM. 2002.

Es importante destacar 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 condensado aún se mantiene una cantidad considerable de gas disuelto, el cual será liberado con el tiempo, en el tanque de almacenamiento.

1

**3.2.3 Separación multietapa con separador elevado a condiciones de vacío.** Este método ha mostrado resultados más satisfactorios tanto técnica como económicamente. Dicho método consiste de la separación multietapa de la fase gas de los condensados, para que posteriormente sea separada en la etapa de estabilización de condensados 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, el cual genere el vacío en dicho recipiente, al succionar el gas a gran velocidad.

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

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; para esta aplicación, los eductores resultan bastante eficientes debido a que no tienen partes móviles.

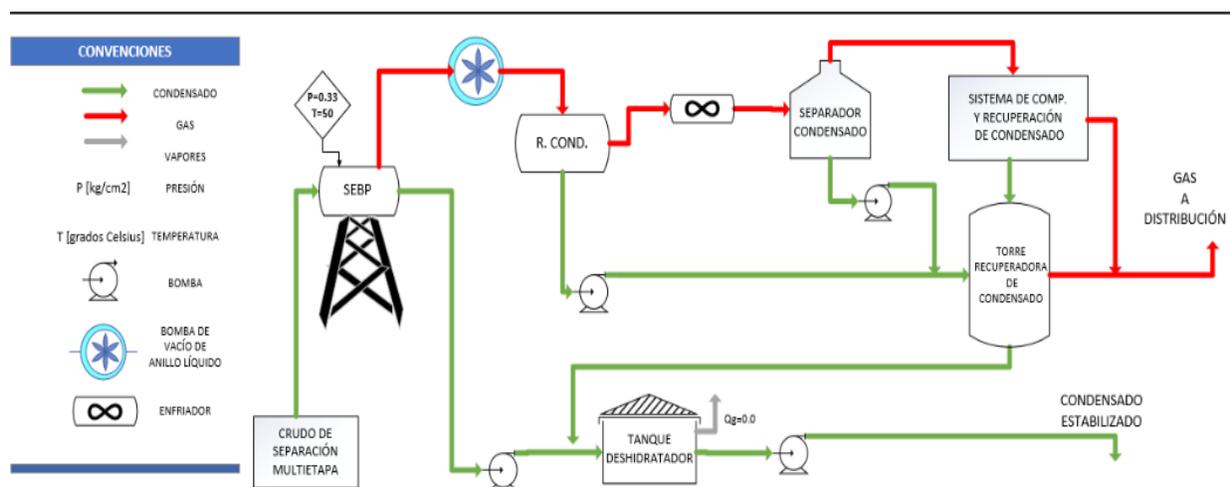


Figura 17. Separación multietapa con separador elevado en vacío. Adaptado de: Ward Rosen P. *Stabilizing crude oil and condensate. Training for professional performance in the petroleum industry. PLP. 1975.*

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.

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.

En la Figura 17 se presenta la configuración de separación multietapa con separador elevado operando en vacío. Es importante mencionar que, con el método de estabilización del condensado en condiciones de vacío, se logra eliminar por completo la liberación de vapores a la atmósfera aun cuando el producto se encuentre en los tanques de almacenamiento a temperatura relativamente alta.

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. Para remediar esta inconsistencia se presenta una tercera configuración y es el uso de una unidad recuperadora de vapor-URV la cual se presenta en el siguiente aparte.

#### **3.2.4 Separación multietapa con separador en tierra y unidad recuperadora de vapor.**

Esta es una opción adicional a las presentadas anteriormente que requiere de un equipo que recoja los vapores liberados en el tanque y le de la energía para que puedan ingresar a la succión de los sistemas de compresión, ver Figura 18.

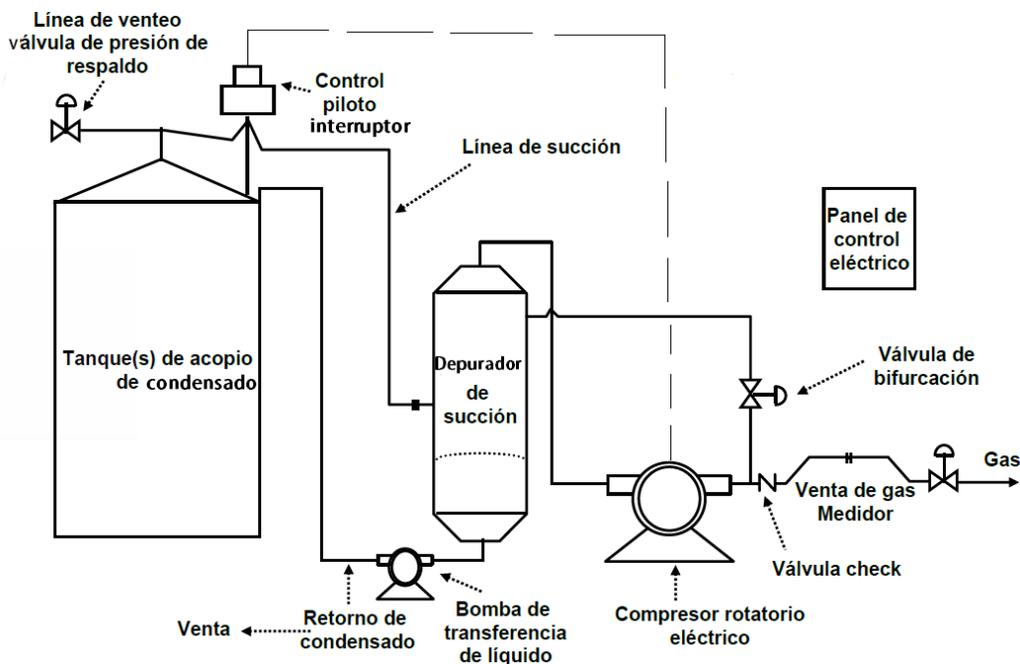


Figura 18. Estabilización con separación multietapa y unidad recuperadora de vapor. Adaptado de: [bit.ly/2JGYsKe](http://bit.ly/2JGYsKe).

En esta configuración, el separador aguas arriba del tanque de almacenamiento de condensados puede operar a una mayor presión que el caso del separador elevado operando a presión, por cuanto el tanque de almacenamiento de condensados deberá ser un tanque cerrado con la salida de vapores hacia una unidad recuperadora de vapores que como se dijo anteriormente, tiene la función de succionar los vapores de la parte alta del tanque y transferirlos a la succión de los compresores para que de esta manera se evite la emisión de vapores a la atmósfera y se aproveche de una manera más integral el gas producido.

Vale la pena resaltar que la Unidad Recuperadora de Vapor-URV es un sistema compuesto por un depurador, un compresor y un interruptor. Su objetivo principal es recuperar los vapores formados dentro de los tanques, completamente sellados, de petróleo crudo o condensado. El interruptor detecta las variaciones de presión dentro de los tanques y apaga y enciende el compresor. Los vapores se absorben a través del depurador, donde el líquido atrapado regresa al

sistema de líneas de conducción de líquido o al tanque como se mostrò en la Figura 16 los tanques y el vapor recuperado se bombea a las líneas de gas.

**3.2.5 Por incremento de temperatura.** Es un método muy distinto a los presentados anteriormente, sin embargo, se clasifica dentro de la técnica de estabilización de condensados por incremento de la temperatura, debido a que se requiere del calentamiento del condensado para lograr la adecuada operación del estabilizador tipo torre y cumplir con las especificaciones requeridas en el producto.

Del sistema de bombeo, el condensado debe pasar por un sistema de deshidratación con la finalidad de eliminar el agua contenida en el condensado y evitar así las incrustaciones de sales y de carbonato de calcio ( $\text{CaCO}_3$ ) en el interior de los intercambiadores de calor y del estabilizador tipo torre. Después de haber sido deshidratado el condensado, este pasa por un intercambiador de calor donde se le incrementa la temperatura, para entrar a la torre estabilizadora; el gas liberado del condensado por el efecto de calentamiento se conducirá hacia el domo de la torre pasando por las caperuzas de burbujeo de los platos y el líquido se conducirá hacia el fondo de la torre por los vertederos de los platos.

En este método se utiliza una torre de estabilización que no es más que una columna de fraccionamiento diseñada para separar selectivamente las fracciones livianas de las pesadas. La torre tiene la forma de un cilindro vertical, alto y de gran diámetro parecido a un separador de gas de grandes dimensiones. Está diseñada para extraer el gas natural de los diferentes componentes líquidos condensados, es decir la separación de los integrantes más livianos de la cadena de hidrocarburos.

En el respectivo proceso al comienzo saldrá los más livianos y progresivamente los más pesados, hasta dejar los condensados que ya no acepten mayores cortes. El diseño de la torre inicia con la caracterización a fondo del fluido que se va a procesar.

En el interior de la torre se tiene:

Una presión más o menos estable en toda su longitud.

La única diferencia de presión que hay entre el tope y el fondo es debido al peso propio de los fluidos.

La temperatura del tope es mucho más baja que la del fondo de la torre para garantizar que los hidrocarburos pesados se condensen al enfriar y no escapen con los livianos.

La columna estabilizadora, ver Figura 19, está llena con una serie de platos por lo general tipo burbujeo igualmente distanciados entre el tope y el fondo, de tal manera que los líquidos vayan descendiendo de uno a otro plato hasta llegar al fondo. Obviamente en cada uno de los platos habrá burbujeo y desprendimiento de la porción más volátil. Debido a que hay entrada continua de líquidos a la torre a la altura del plato de carga ubicado en la zona media, los platos de burbujeo estarán siempre llenos y existirá en equilibrio una porción de vapor que, desde cada plato, asciende hasta el tope así como una porción de líquidos baja hasta el fondo de la columna.

La zona superior se llena de líquido gracias al reflujo, también en estado líquido que entra al plato superior para completar la operación así que con este aporte todos los platos de la torre estarán llenos de líquido y al entrar en contacto con los vapores ascendentes garantizarán el equilibrio termodinámico en cada uno de los platos.

Cuando el fluido rebosa el plato de entrada, plato de alimentación o carga, y cae al plato inmediatamente inferior se empieza a evaporar porque consigue temperaturas más altas y finalmente, el que llega al fondo del plato de la torre también estará en su punto de burbujeo,

pero esta vez en estado líquido. Allí se calienta con la energía del rehervidor y asciende nuevamente en equilibrio con el vapor.

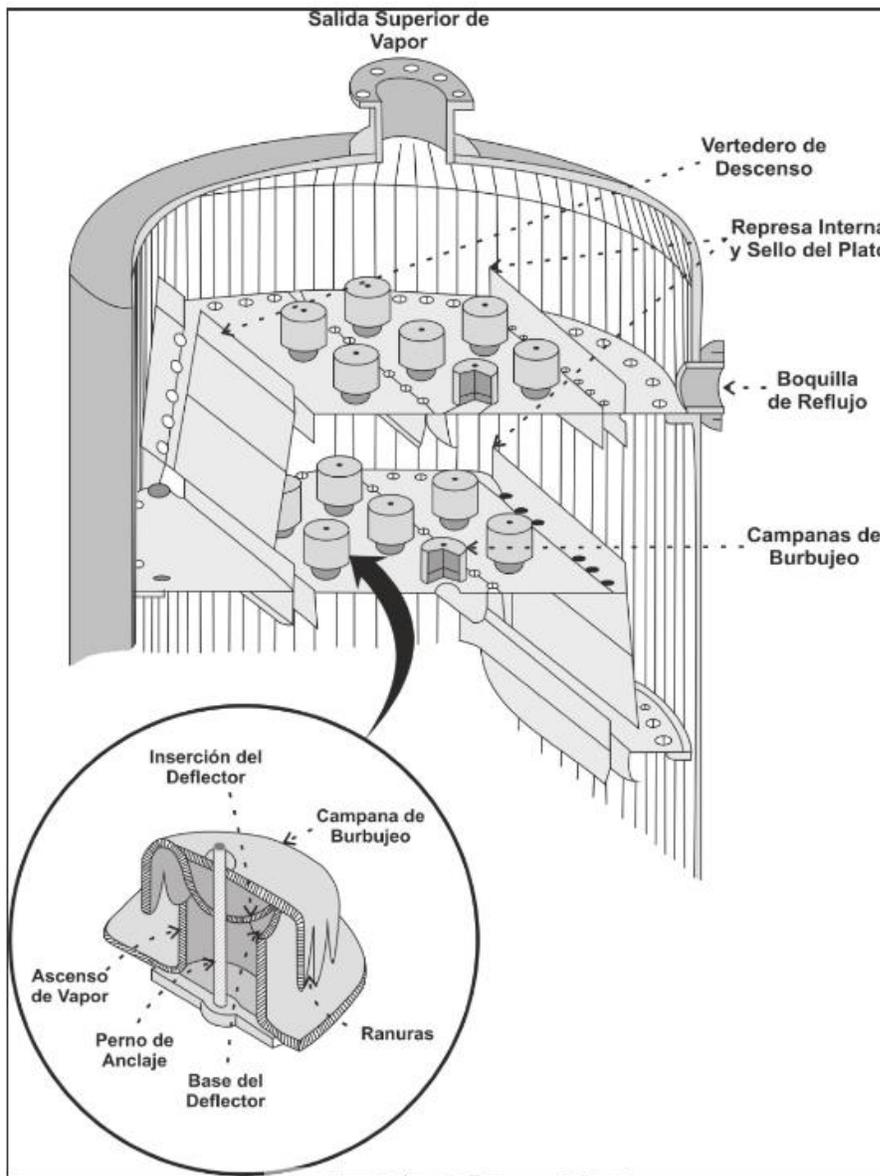


Figura 19. Columna de estabilización de condensados. Adaptado de: GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION. Eleventh Edition. Engineering Data Book. 1998 Tulsa, OK.

Si ahora recordamos que la temperatura de fondo es la más alta con respecto al tope será fácil entender que dentro de la torre existe un gradiente de temperatura es decir, que desde el tope

hasta el fondo, la temperatura en cada plato es cada vez mayor. Eso permite que los fluidos de acuerdo con su volatilidad se vayan evaporando a medida que descienden.

El líquido en el fondo de la torre es calentado por medio de un sistema de calentamiento hasta la temperatura requerida y posteriormente recirculado 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 condensado que sale por el fondo de la torre mantiene una temperatura muy elevada, la capacidad calorífica es aprovechada para incrementar la temperatura del condensado 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 condensado 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.

En la Figura 20, se ilustra el proceso de estabilización por incremento de temperatura.

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.

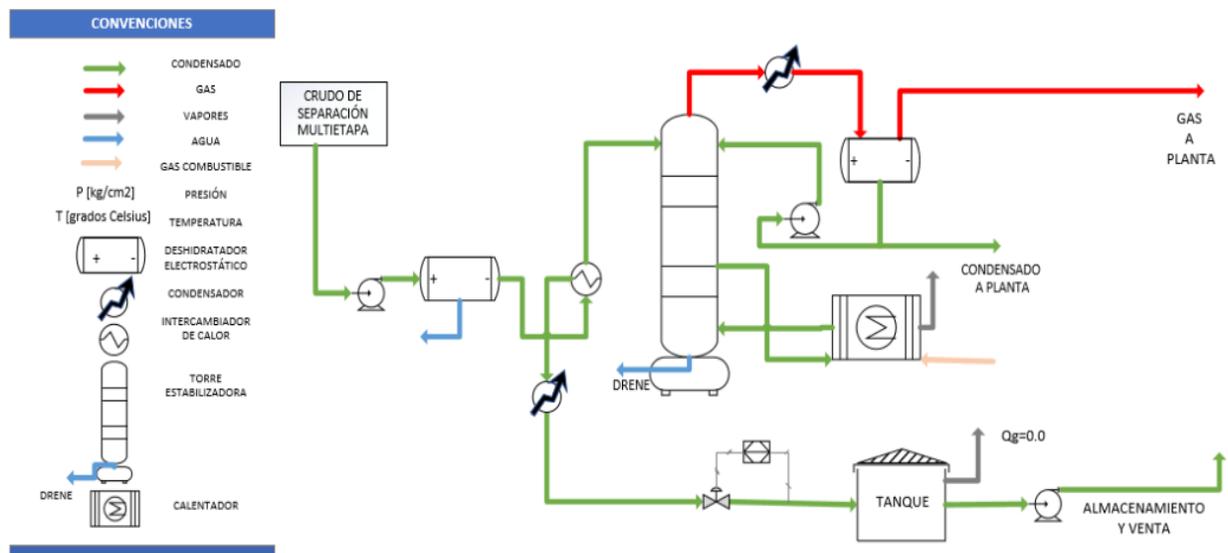


Figura 20. Esquema de estabilización de condensados con torre de estabilización. Adaptado de: ARNOLD, K.; STEWART, M. *Design of Gas-Handling System and Facilities*, 1989, vol. 2, Ch 6.

El gas descargado por el separador, será un gas que al ser transportado por el gasoducto hasta la facilidad de procesamiento 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.

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

Al igual que en la separación multietapa, en la estabilización por incremento de temperatura existe variedad de configuraciones como es el caso de usar torres con intercambio de calor en platos intermedios buscando aumentar la eficiencia de operación y así reducir los requerimientos de servicios de calentamiento en el re hervidor u otras configuraciones en que se utilizan condensadores en la cima para obtener una mejor separación de volátiles-pesados o la configuración que usa mayor o menor número de platos. En fin, hay un gran número de configuraciones en esta categoría que no se van a tratar en el presente estudio.

**3.2.6 Por la combinación de reducción de presión e incremento de temperatura.** En la búsqueda de obtener buena eficiencia en la estabilización de condensados y recuperar la mayor cantidad posible de volátiles, se ha implementado un método combinado de separación multietapa con calentamiento. Este método es similar al presentado en la estabilización por reducción progresiva de presión, pero cambiando fundamentalmente en que la corriente de condensado proveniente de la separación multietapa debe ser precalentada mediante una serie de intercambiadores de calor en contra corriente con el condensado caliente proveniente del separador, 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 condensado. Después de haber sido calentado el condensado, este entra al separador donde se lleva a cabo la separación de las fracciones ligeras, para poder obtener un condensado de acuerdo con las especificaciones contractuales.

La Figura 21 muestra el diagrama de la estabilización de crudo mediante el calentamiento del crudo y la separación flash.

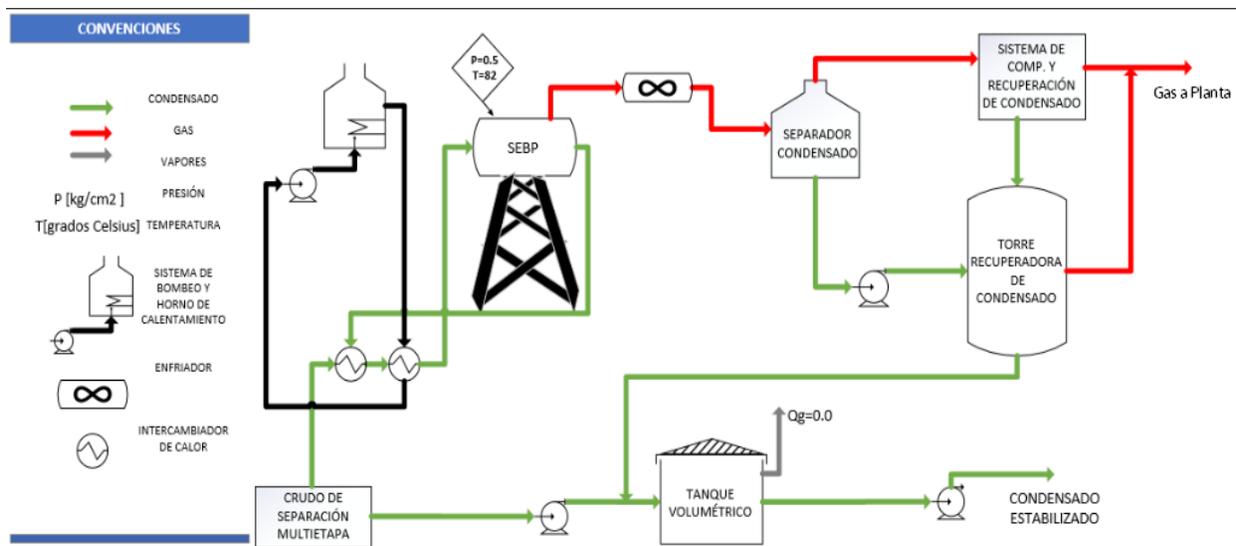


Figura 21. Método combinado de calentamiento y separación multietapa para estabilización de condensados. Adaptado de: ARNOLD, K.; STEWART, M. *Design of Gas-Handling System and Facilities*, 1989, vol. 2, Ch 6.

Obsérvese en la figura anterior que el calentamiento precede a la separación flash con el fin de facilitar el desprendimiento de las fracciones livianas.

Es práctica común que para estabilizar el condensado se requiera una presión de vapor menor o igual a 12 Psia @ 60 °F.

También es importante señalar, que el calentamiento excesivo del condensado, provoca un fenómeno de “arrastre” de componentes del condensado (no sólo los componentes volátiles) que incrementan drásticamente el flujo volumétrico de la corriente gaseosa separada (componentes volátiles y no volátiles), lo que aumenta por una parte los requerimientos de compresión de gas y como consecuencia también se incrementan los costos de inversión, operación y mantenimiento.

**3.2.7 Método ultrasónico.** Existen comercialmente tecnologías de de-gasificación de líquidos (metales fundidos, resina epoxi, alimentos enlatados, bebidas, etc.). La tecnología de sonoquímica de ultrasonidos o sonicación que es el acto de aplicación de la energía del sonido

(generalmente ultrasonidos) para agitar las partículas de una muestra en la búsqueda de un fin específico actualmente se encuentra en fase de prueba para la estabilización de condensados.

La sonicación de alta densidad emitida por la sonda ultrasónica puede eliminar eficazmente los gases disueltos de los medios líquidos en un corto período de tiempo.

A través de la oscilación generada por la superficie radiante del sonicador, la onda de ultrasonido se propaga en el fluido y genera una gran cantidad de pequeñas burbujas de vacío que se distribuyen ampliamente en el líquido. Debido al aumento en el volumen de la burbuja, la presión dentro de la burbuja disminuye gradualmente, y el gas disuelto tiende a difundirse en la burbuja inflada desde la solución circundante hasta que la burbuja de cavitación alcanza su límite. Por el contrario, cuando la burbuja comience a reducirse, el gas dentro de la burbuja se difundirá nuevamente hacia la solución. Debido a que el tiempo es muy corto, todavía hay una gran cantidad de gases que ascienden a la superficie del condensado junto con burbujas. Todo el proceso ocurre como un ciclo repetido y, finalmente, el trabajo de desgasificación se lleva a cabo con éxito.

Por otro lado, el rápido proceso de sonicación reduce en gran medida el tiempo de contacto entre las burbujas pequeñas y el nivel de fluido. Eso significa que es difícil que el gas se vuelva a disolver de la burbuja de vacío al fluido. Esto tiene una gran importancia para el resultado de desgasificación especialmente para los fluidos con mayor viscosidad (Kotopoulos & Postema, 2013).

Factores que afectan el efecto de desgasificación ultrasónica:

**3.2.7.1 El impacto de las condiciones de sonicación.** El aumento de la temperatura ayuda a reducir la viscosidad del medio fluido y además a mejorar el efecto de cavitación para la

desgasificación ultrasónica, aunque la temperatura más alta puede conducir a una presión de vapor más alta que puede compensar la concentración de gas. Después de todo lo considerado, deberíamos encontrar un equilibrio para determinar la temperatura óptima para la sonicación.

**3.2.7.2 Influencia en el diseño del sonicador ultrasónico y el contenedor.** Primero, para evitar que la solución de condensado y gas se vuelva turbulenta al controlar la amplitud del sonicador y la agitación. La sonda de ultrasonidos ultrasónicos con una superficie más grande es beneficiosa para generar burbujas de cavitación en un área más extensa. Significa que más cantidad de gas puede quedar atrapado en las burbujas para obtener un mejor efecto de desgasificación. Aparte de eso, para evitar la redisolución de los gases de las burbujas a la solución (Hanzhou, 2016), el tanque de almacenamiento poco profundo conducirá a reducir el tiempo hasta la superficie del líquido (Eskin, 2014).

La empresa Hielscher Ultrasound technology referencia el posible uso de su tecnología de ultrasonido para de-gasificación de petróleo y condensados antes de ser bombeados para reducir la cavitación en bombas (Avvaru, Venkateswaran, Uppara, Iyengar, & Katti, 2017).

Al sonicar líquidos, las ondas de sonido que se propagan desde la superficie radiante al medio líquido dan como resultado ciclos alternos de alta presión (compresión) y baja presión (rarefacción), con velocidades que dependen de la frecuencia. Durante el ciclo de baja presión, las ondas ultrasónicas pueden crear pequeñas burbujas de vacío o vacíos en el líquido. La gran cantidad de burbujas pequeñas genera un área de superficie de burbuja total alta. Las burbujas también están bien distribuidas en el condensado y en el caso de crudos pesados cuyas moléculas son más grandes, pueden ayudar a la desemulsificación y deshidratación sonidos audibles de ondas ultrasónicas (Wang, Gu, & Zhou, 2018). El gas disuelto migra a estas burbujas de vacío

(baja presión) a través de la gran área de superficie y aumenta el tamaño de las burbujas. Las ondas acústicas soportan el contacto y la coalescencia de las burbujas adyacentes, lo que conduce a un crecimiento acelerado de las burbujas. Las ondas de sonicación también ayudarán a sacudir las burbujas de las superficies de los vasos, ver Figura 22 y obligarán a las burbujas más pequeñas que descansan debajo de la superficie del líquido a subir y liberar el gas atrapado.



Figura 22. De-gasificación ultrasónica de condensados (5 seg). Adaptado de: [Bit.ly/2JzH9Y4](https://bit.ly/2JzH9Y4)

En la Figura 22 se observa como a partir de un condensado inestable con gas disuelto (izquierda), con la excitación de ultrasonido en pocos segundos se separan las burbujas de gas y el condensado se estabiliza (vaso de la derecha).

Para los casos en los que es necesario mejorar la eficiencia de la de-gasificación con ultrasonido, la empresa Permselect ofrece módulos de membrana de silicona, ver Figura 23.

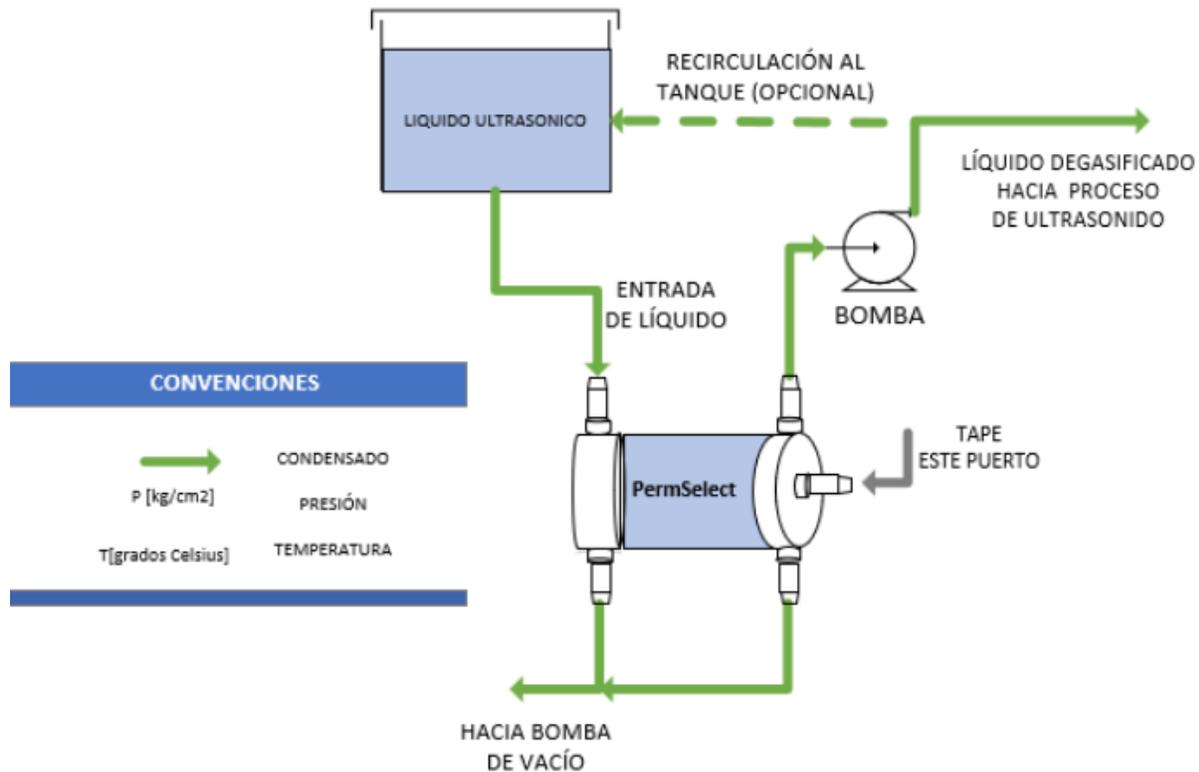


Figura 23. De-gasificación ultrasónica de condensados usando módulos de membrana Permselect. Adaptado de: [Bit.ly/2sWUYca](https://bit.ly/2sWUYca). A nivel de patentes se encuentra disponible: *ULTRASONIC DEGASSING OF LIQUIDS* Raymond L. Ploeger, Decatur, Ala, and Theodore Meiot, Lake Jackson, Tex., assignors to The Dow Chemical Company, Midland, Mich., a corporation of Delaware Filed Dec. 19, 1963, Ser. No. 331,783 11 Claims.

En Rusia, por ejemplo, se adelantan pruebas piloto de tecnología de ondas durante la preparación de condensado de gas para el transporte. La separación de hidrocarburos en una fase gaseosa y líquida puede ser efectuada mediante ondas ultrasónicas. Se realizó un análisis del modelo de tecnología de onda de degasificación de condensado en el banco de pruebas en el entorno de operación de la planta de procesamiento de gas por UPMT-15 UKPG-1S ZNGKM.

Gazprom dobycha Yamburg ha realizado los ensayos en UMT-15S UKPG-1S ZNGKM por prototipo de tecnología de ondas de degasificación de condensado por primera vez en la práctica mundial.

Los ensayos demostraron que el uso de la tecnología de ondas de condensado de gas permite reducir los costos de los recursos energéticos y la pérdida de gas en las plantas reales. El uso de esta tecnología en proyectos diseñados permite reducir los costos de inversión de una columna fraccionadora y separador trifásico. También, permite incrementar la seguridad en los procesos de producción (Korytnikov, Yakhontov, Melnikov, Pimenov, & Makarova, 2014).

Otras compañías como Sulfo de Mobil Oil han utilizado esta técnica para desulfuración del crudo.

Lo cierto, es que la desgasificación con ultrasonido es una tecnología nueva en fase experimental y que promete grandes resultados en los próximos años.

#### **4. Modelos De Simulación Numérica De Los Métodos De Estabilización De Condensados**

De acuerdo con lo presentado en el capítulo 3, en este aparte se realizará el planteamiento de tres alternativas para la estabilización de los condensados producidos en el campo Estudio, no sin antes exponer el caso base que representa la situación actual de separación y estabilización de condensados que se realiza en el campo Estudio y simularlo adecuadamente para lo cual se utilizará el software de modelamiento de procesos Hysys v10. La simulación se desarrollará en estado estacionario con el fin de determinar el balance másico de las corrientes de condensado y gas involucradas en el proceso.

El objeto de los modelos de simulación que se desarrollarán en este capítulo es optimizar los procesos de superficie que se ejecutan en el campo Estudio y de adecuación a la normativa

vigente, en que se prohíbe la quema, desperdicio o emisión de gases a la atmósfera (Artículo 52 de la Resolución 181495 de MME emitida en 2009).

Las ventajas de los modelos de simulación son entre otras (AspenOne, 2017):

- Reducir el tiempo de diseño del proceso pues le permite al diseñador probar de manera rápida varias configuraciones de la facilidad.
- Mejorar los procesos existentes debido a que responde a la metodología “What if”, determina las condiciones óptimas del proceso dentro de las limitaciones dadas y asiste en la eliminación de cuellos de botella.
- Contribuir en operaciones de planta para ejecución segura de procesos, estudio de emisiones, administración del cambio mediante modificaciones en el proceso y la realización de análisis de equipos sospechosos.
- Explorar procesos de tecnología experimental.
- Realizar balances másicos y de energía en cualquier parte del proceso.
- Predecir set point óptimos para el control de variables claves de la planta.

En el planteamiento de las alternativas se tendrán en cuenta los siguientes criterios que marcarán la ruta de las tres alternativas a desarrollar:

- Cumplir con la especificación de presión de vapor Reid-RVP y °API del condensado que se va a estabilizar.
- Minimizar el venteo continuo de gas en la etapa de baja presión y las pérdidas por vaporización en los tanques de almacenamiento maximizando al mismo tiempo el recobro de condensados estabilizados con respecto al sistema actual (Caso Base) y la utilización del gas remanente.

- Aprovechar de manera óptima las instalaciones existentes, evitando el impacto sobre los esquemas actuales y futuros de producción dentro del sistema de recolección de hidrocarburos de las estaciones 1 y 2 del campo Estudio.
- Permitir la recuperación de los vapores a una presión adecuada para que puedan ser reinyectados al sistema de recolección del campo o al sistema de gas combustible con el fin de asegurar el cumplimiento legal.
- Simplificar los costos asociados con número, tamaño, peso y especificaciones de los equipos requeridos para la optimización de las estaciones, así como los servicios auxiliares comprometidos.
- Mantener la flexibilidad del proceso ante los cambios en las condiciones operativas y de capacidad de producción del activo.
- Maximizar el valor del recurso condensado.
- Debido a que los condensados provienen del gas natural se buscará que cumpla con las especificaciones de calidad de la nafta importada que es el producto de mayor valor en este género.

Con base en este último criterio o premisa, se buscará que los condensados producidos y estabilizados en lo posible se enmarquen dentro de un rango de densidad entre 58 y 84°API y que la presión de vapor Reid-RVP no supere las 12 Psig de acuerdo con las especificaciones de calidad de la nafta importada para la movilización de crudos pesados del país que se muestra en la Tabla 7.

*Tabla 7. Especificaciones de la nafta importada.*

PRUEBA	ESPECIFICACIONES	
	Mínimo	Màximo
Gravedad API a 60°F	58	84
Azufre, PCT/WT		0,07
Color Saybolt	20	
RVP Psi		12
Parafinas		90
Olefinas		2
Naftenos	Reporte	
Armáticos	Reporte	
Destilación - IBP, °C	Reporte	
10%, °C	Reporte	
50%, °C	Reporte	
FBP, °C		200
Corrosión por cobre		1

*Adaptado de: Bit.ly/2MjSzkP (Nafta Diluida).*

#### 4.1. Simulación Del Caso Base

El condensado del campo estudio es producido en los separadores interetapas (3 etapas de compresión) de las máquinas compresoras de gas en las estaciones de recolección de hidrocarburos 1 y 2 y en el separador de carga de gas a la Planta de Procesamiento. Los condensados producidos en cada una de las tres etapas de compresión son enviados al tambor o KO drum de tea de cada estación (Estación 1 y 2) el cual es un tanque horizontal, ver Figura 24, que opera a 10 Psig. Los condensados junto con otros vapores provenientes de vasijas de mayor presión, ingresan a este tanque y debido a que a su entrada sufren un proceso flash o de vaporización instantánea, gran cantidad de vapores volátiles se desprenden y son arrastrados hacia la tea, donde son quemados-gas flaring, junto con partículas líquidas de los hidrocarburos

más pesados que son arrastrados por dichos vapores a su paso hacia el punto de menor presión que naturalmente resulta ser la tea, originándose como ya se dijo, llama elevada con alta radiación calórica y lumínica y pérdida de productos de valor que de otra forma pudieran ser aprovechados en la instalación.



*Figura 24. Tambor de tea de la estación 1.*

En la Tabla 6 se presentó la cromatografía y propiedades del gas de las dos estaciones del campo Estudio y en las Figuras 25 y 26 se muestran las envolventes P-T del gas natural producido en cada estación, la cual sirve como punto de partida o límite experimental para el análisis que se realizará posteriormente. Entonces, el caso base representa el proceso de compresión del gas en tres etapas en cada una de las dos estaciones de recolección de hidrocarburos y el descargue al drum de tea de los líquidos producidos en los separadores de cada etapa de compresión, en que la mayor parte de los hidrocarburos termina quemado en la respectiva tea. Las alternativas que se evaluarán partirán del sistema de compresión en tres etapas, pero considerarán el desvío hacia otro proceso de los hidrocarburos líquidos que

actualmente se descargan al drum de tea, con el fin de estabilizarlos y aprovecharlos en mejor forma.

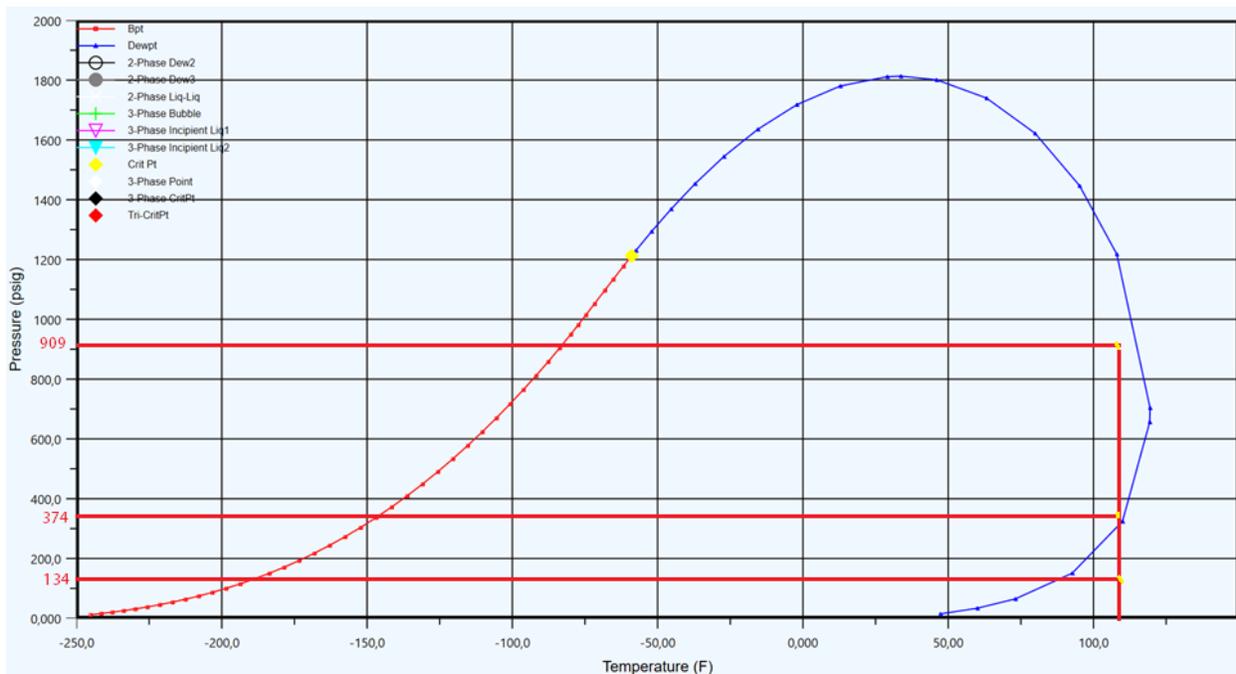


Figura 25. Envolvente P-T del gas de la Estación 1.

En la Figura 25 se puede observar que de acuerdo con los valores de presión y temperatura de los separadores de cada etapa, para el separador de la primera etapa (110°F y 134 Psig), este punto cae por fuera de la envolvente, a la derecha de la línea del punto de rocío, en el área de gas y por lo tanto, no se espera que haya producción de condensados hidrocarburos en dicho separador como efectivamente se pudo comprobar en la visita a campo realizada y en los resultados de la simulación del proceso. En los separadores de la segunda etapa de compresión (110°F y 374 Psig) y tercera etapa (110°F y 909 Psig) si hay formación de condensados, con un poco de mayor cantidad en la tercera etapa, lo cual se evidencia en los dos puntos que caen dentro de la envolvente.

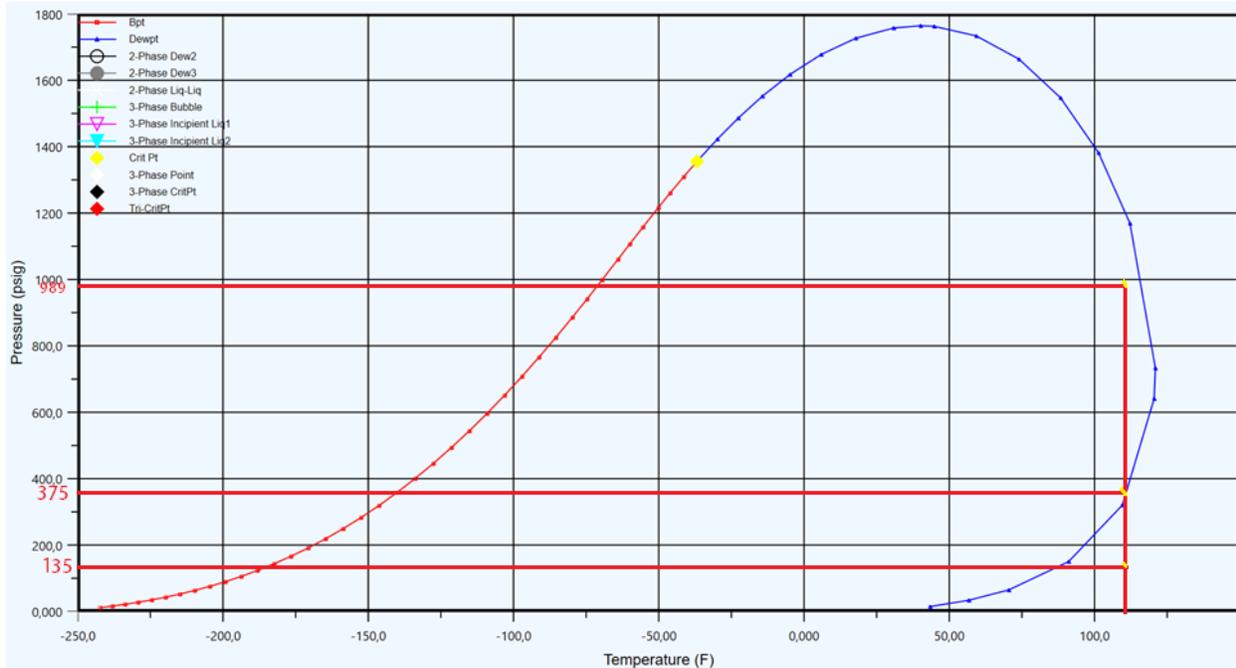


Figura 26. Envolvente P-T del gas de la Estación 2.

Algo similar a lo mostrado en la Figura 25 sucede con el gas de la estación 2 del campo Estudio, Figura 26, en que no hay producción de condensados en el separador de la primera etapa de compresión, un pequeño volumen aparece en la segunda etapa de compresión en que el punto de presión y temperatura (110°F y 375 Psig) cae muy cerca a la línea del punto de rocío y un poco más de condensados se forman en la tercera etapa de compresión donde se aprecia que el punto de P y T se adentra más en la envolvente.

Una situación parecida a las dos envolventes anteriores se debe esperar con la mezcla del gas de la estación 1 y estación 2 lo cual ocurre en el separador de carga a la planta y es el aporte de condensados que presenta esta vasija con sus variables de operación de 95°F y 910 Psig que están dentro de curva envolvente P-T del gas.

En lo que respecta con la situación de estabilización de condensados en el campo Estudio, en la Figura 27 se presenta el modelo del caso base que muestra tres zonas principales: la zona de las etapas de compresión del gas de las dos estaciones, zona de la mezcla del gas de las dos estaciones antes del separador de carga a la Planta y la zona de estabilización y recolección de condensados de las estaciones 1 y 2. Cada una de estas zonas aparece encerrada en un recuadro de color rojo.

MODELO CASO BASE ESTACIONES 1 Y 2 DEL CAMPO ESTUDIO

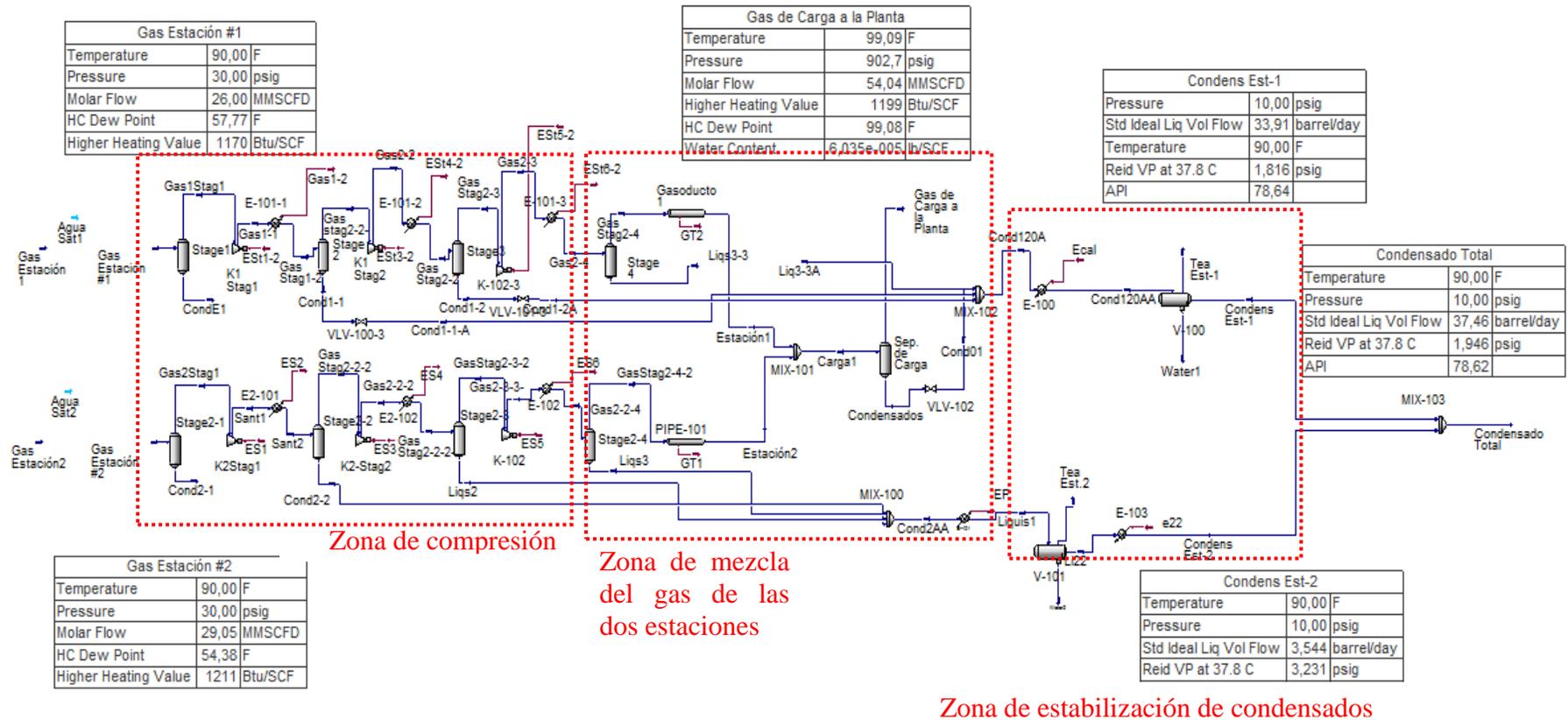


Figura 27. Modelo de simulación del caso base.

De la corrida en el software Hysys v10 del modelo del caso base se caracterizó cada una de las corrientes líquidas que se separan en los condensados de cada etapa de los compresores de carga de gas a la planta, de los líquidos producidos en la etapa de estabilización y de la corriente enviada a la tea de cada estación. Todas estas corrientes se presentan en la Tabla 8.

*Tabla 8. Composición molar y algunas propiedades de las corrientes líquidas del proceso de compresión de gas del campo Estudio.*

Componente	ESTACIÓN 1				ESTACIÓN 2			
	Etapa 2	Etapa 3	Separador de Carga	Tea	Condens. Totales	Etapa-2	Etapa-3	Tea-
Nitrogen	0,0000	0,0002	0,0004	0,0002	0,0000	0,0000	0,0001	0,0001
Methane	0,0030	0,0747	0,2264	0,1215	0,0033	0,0053	0,1106	0,0684
CO2	0,0002	0,0019	0,0059	0,0032	0,0002	0,0002	0,0030	0,0020
Ethane	0,0007	0,0147	0,0565	0,0293	0,0043	0,0020	0,0304	0,0192
Propane	0,0005	0,0087	0,0422	0,0209	0,0105	0,0020	0,0242	0,0154
i-Butane	0,0012	0,0175	0,0680	0,0327	0,0378	0,0032	0,0337	0,0215
n-Butane	0,0039	0,0544	0,1439	0,0702	0,1059	0,0051	0,0501	0,0318
i-Pentane	0,0015	0,0181	0,0753	0,0308	0,1044	0,0046	0,0376	0,0235
n-Pentane	0,0018	0,0210	0,0611	0,0250	0,0968	0,0030	0,0234	0,0146
n-Hexane	0,0012	0,0118	0,0370	0,0124	0,0902	0,0026	0,0159	0,0100
n-Heptane	0,0027	0,0213	0,0581	0,0174	0,1736	0,0053	0,0255	0,0166
n-Octane	0,0050	0,0311	0,0658	0,0195	0,2227	0,0087	0,0315	0,0222
n-Nonane	0,0031	0,0142	0,0316	0,0093	0,1191	0,0102	0,0260	0,0207
n-Decane	0,0034	0,0108	0,0052	0,0028	0,0305	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,9717	0,6997	0,1226	0,6048	0,0007	0,9478	0,5879	0,7340
TOTAL	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
Fracción Vapor	0,0082	0,1634	0,4311	0,3228	0,0002	0,0000	0,0000	0,1647
Peso Molecular	20,0	31,8	53,2	31,4	93,8	21,4	34,6	29,2
RVP (Psig)	77,5	236,4	271,9	354,4	1,9	85,4	288,5	271,2
TVP (Psig)	360,8	881,9	905,3	1074,6	12,9	360,2	958,7	923,3
°API	19,2	67,7	110,0	85,4	78,6	25,7	82,5	65,7
K Watson	12,9	13,3	13,6	13,8	12,8	13,0	13,6	13,5
Ebullición-FBP (°F)	345,7	340,6	316,3	338,8	324,6	320,7	319,3	321,4

Es importante destacar que en el separador de la primera etapa de compresión solo se produce agua líquida sin producción de hidrocarburos líquidos, por lo cual no se incluyó esta columna en la Tabla 8. La gravedad API de los líquidos producidos en los separadores de la segunda etapa de compresión está afectado por el alto contenido de agua. En la tea de las dos estaciones se

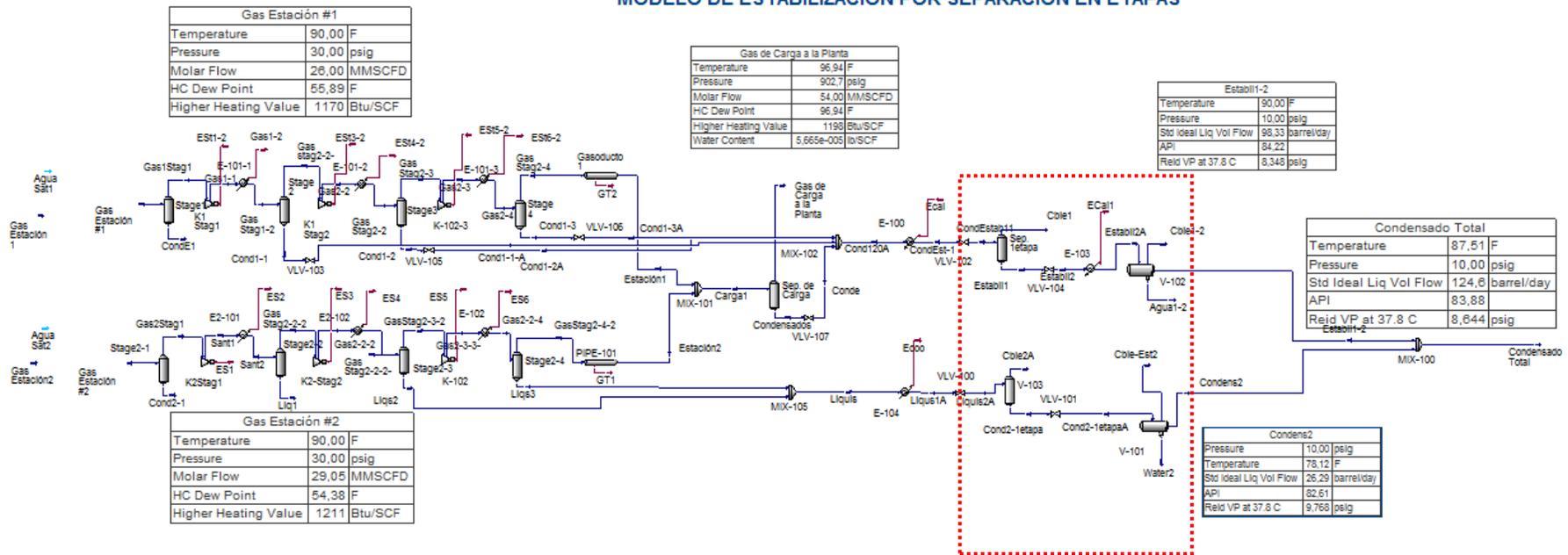
observa que hay una buena proporción de hidrocarburos pesados que se están quemando y que se deben recuperar por ser productos valiosos, que es el objeto del estudio y que se mostrará en las siguientes secciones.

#### **4.2. Simulación Del Método De Reducción De Presión**

A partir del modelo del caso base se corrieron casos de estudio para sensibilizar las etapas de separación con las cuales se consiga una estabilización de condensados acorde con las especificaciones de la nafta importada, tabla 7 y con el propósito de maximizar el recobro de condensados. En la Figura 28 se presenta el modelo estructurado.

El modelo presenta dos etapas de separación para la estabilización de condensados luego de que estos son recolectados provenientes de las diferentes vasijas (separadores de las etapas de compresión) y del separador de carga a la planta de gas y luego de ser mezclados para su estabilización.

MODELO DE ESTABILIZACIÓN POR SEPARACIÓN EN ETAPAS



Zona de estabilización de condensados en dos etapas de separación

Figura 28. Modelo de estabilización de condensados en varias etapas de separación.

El primer caso de estudio se corrió para la estación 1 y con base en la envolvente P-T presentada en la Figura 25, se tiene en cuenta que en la primera etapa de separación se debe realizar con una presión en un rango entre 130 y 80 Psig, debido a que los líquidos (agua) de la primera fase o etapa de compresión son liberados a 134 Psig que es la presión de descarga de primera etapa y por lo tanto, la primera etapa de estabilización por separación deberá hacerse a menor presión que mencionada. En la Tabla 9 se presentan los resultados de esta corrida, en que la variable independiente será la reducción de presión que como se dijo atrás, deberá ser inferior a 134 Psig y las variables dependientes serán la Gravedad API, la presión de vapor Reid y el flujo de condensados producidos pues es de esta manera como se hará la sensibilización del proceso para maximizar el recobro de condensados y se buscará el mejor acercamiento posible a las especificaciones de la nafta importada (tabla 7) para que posteriormente en una segunda etapa de separación, sea más fácil alcanzar los parámetros de calidad de la nafta importada. Con el fin de ahorrar costos en equipo, el separador utilizado para esta etapa es bifásico vertical como se presenta en la Figura 25 por lo cual el agua presente estará en equilibrio con los condensados de hidrocarburo.

*Tabla 9. Caso de estudio para estabilización de condensados fase1 Estación 1.*

<b>Estado</b>	<b>Cond1a-estab- Presión (Psig)</b>	<b>Estabil1- Calculator (API)(Petrol)</b>	<b>Estabil1- Calculator (RVP- Psig)</b>	<b>Estabil1-Fase Líquida (Bpd)</b>
Case 1	80	56,58	32,62	110,4
Case 2	85	56,88	34,12	111,3
Case 3	90	57,16	35,57	112,2
Case 4	95	57,42	37,06	112,9
Case 5	100	57,68	38,51	113,7
Case 6	105	57,92	39,94	114,4
Case 7	110	58,16	41,39	115,1
Case 8	115	58,38	42,79	115,7
Case 9	120	58,6	44,22	116,3
Case 10	125	58,81	45,61	116,9
Case 11	130	59,01	47,01	117,5

Con base en la información anterior, se creó el gráfico de barras de la Figura 29 para observar en mejor forma la presión de separación más adecuada en esta primera etapa en que los parámetros de calidad de los condensados a estabilizar se acerquen más a las especificaciones de calidad establecidas sin que se afecte en mayor grado el caudal o cantidad máxima de condensados a producir.

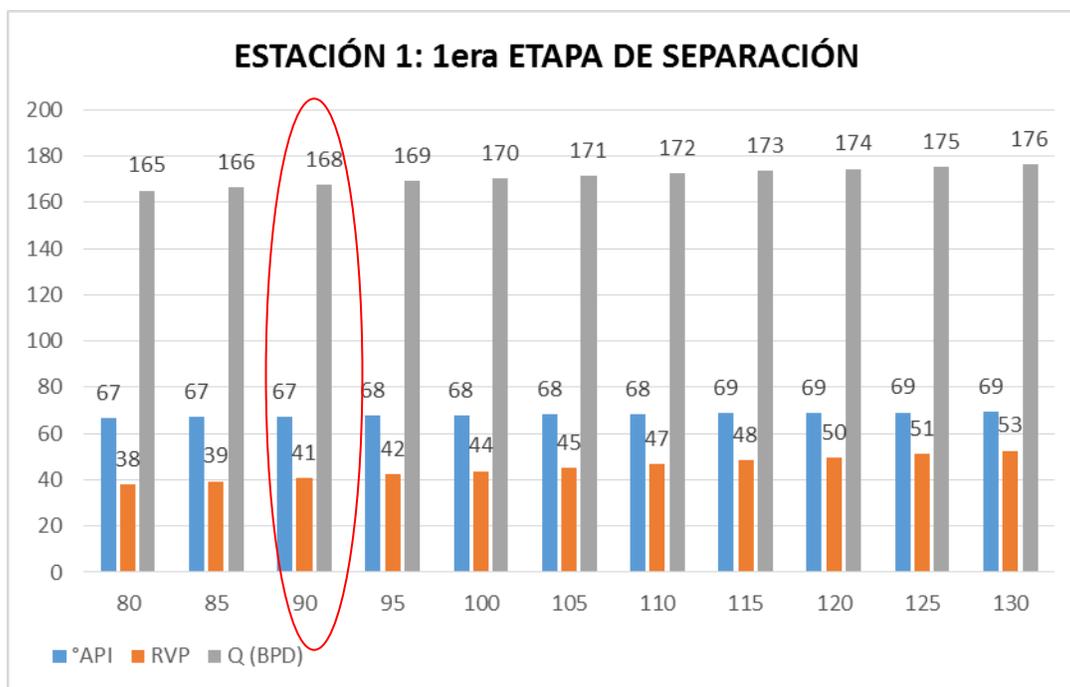


Figura 29. Presión de separación para la primera etapa de estabilización.

Así las cosas, aunque los datos varían muy poco de una presión de separación a otra, se puede observar que para una primera etapa de separación a 90 Psig, datos encerrados en la elíptica de color rojo, la cantidad de condensados a obtener se afecta poco, igualmente la Gravedad °API cambia muy poco mientras que la variación en la Presión de Vapor Reid-RVP es más notorio pues su reducción es mayor con respecto a las presiones de separación más altas y se mantiene con poca variación para las subsiguientes presiones de separación de menor valor. De acuerdo con este análisis, esta será la presión escogida para la primera etapa o fase de separación. Es necesario recalcar que tanto la gravedad API como la presión de vapor Reid se ve afectada por el contenido de agua de la mezcla.

Para la segunda etapa de separación se utilizó un separador trifásico con el fin de remover el agua de los condensados para almacenarlos en un mayor grado de pureza pues es difícil realizar separación de agua en los tanques bala dispuestos para almacenar productos blancos y

condensados. Adicional, el separador trifásico se usó en esta etapa debido a que a menor presión, la separación de agua se hace más eficiente. En la Tabla 10 se muestran los resultados del caso de estudio realizado para determinar la presión más adecuada para la estabilización, en que al igual que en el caso de estudio anterior, la variable independiente será la presión de separación, mientras que las variables dependientes serán los parámetros de calidad de la nafta importada ( $^{\circ}$ API y Presión de vapor Reid) junto con el caudal para observar el máximo alcanzado sin que se altere la calidad de los condensados.

*Tabla 10. Caso de estudio para estabilización de condensados fase2 Estación 1.*

<b>Estado</b>	<b>Cond2a-estab- Presión (Psig)</b>	<b>Estabil2- Calculator (API)(Petrol)</b>	<b>Estabil2- Calculator (RVP- Psig)</b>	<b>Estabil2-Fase Líquida (Bpd)</b>
Case 1	5,00	82,14	4,353	85,22
Case 2	10,00	84,21	8,346	93,77
Case 3	15,00	85,62	11,67	99,52
Case 4	20,00	86,58	14,41	103,10
Case 5	25,00	87,24	16,73	105,50
Case 6	30,00	87,73	18,77	107,00
Case 7	35,00	88,11	20,56	108,10
Case 8	40,00	88,41	22,21	108,90

Los datos de la Tabla 10 se presentan de manera gráfica en la Figura 30 en que se puede observar que a 10 Psig se obtienen condensados dentro del rango de RVP de la nafta importada y la gravedad API está muy cerca de la especificación. Estos parámetros ya no están afectados por el contenido de agua pues esta ya se ha removido en la bota del separador. Adicional, en caso de utilizarse bomba de trasiego o traspaso de los condensados producidos hacia un tanque de almacenamiento, se contará con una presión positiva para esta operación.

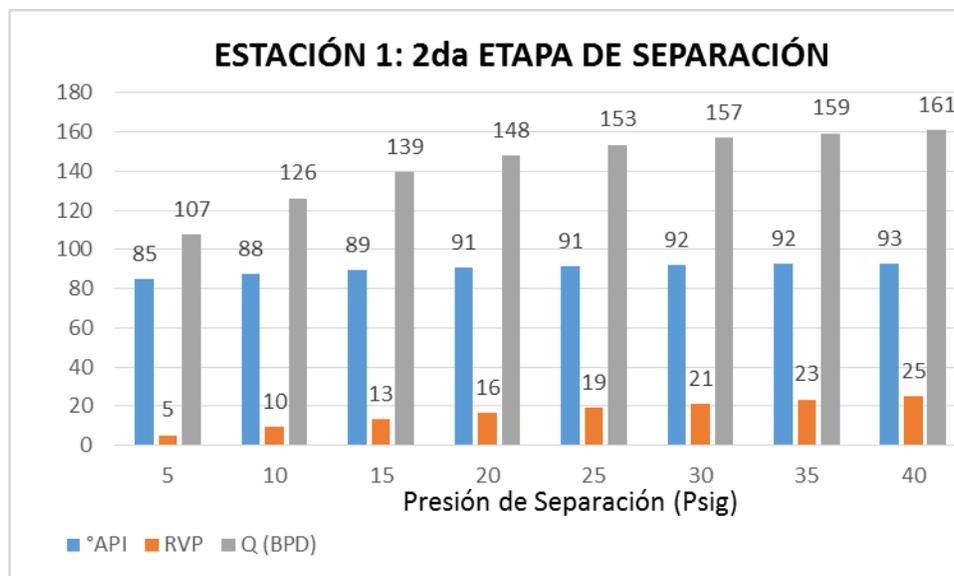


Figura 30. Presión de separación para la segunda etapa de estabilización.

La misma metodología se utilizó para la estación 2 del campo Estudio y al final, de la mezcla de condensados de la estación 1 y 2 se obtuvieron 125 BPD de condensados que cumplen con la especificación de la nafta importada.

En la Figura 31 se presenta el comportamiento del caudal, la Gravedad API y La Presión de vapor Reid para las diferentes presiones de separación evaluadas. Similar a lo analizado para la primera etapa de separación de la estación 1, se observa que aunque el caudal y °API permanecen más o menos constantes, la RVP se ve afectada en mayor proporción a 90 Psig de separación por lo cual, esta será la presión escogida para esta primera etapa de separación para la estabilización de los condensados producidos en la estación 2 del campo Estudio.

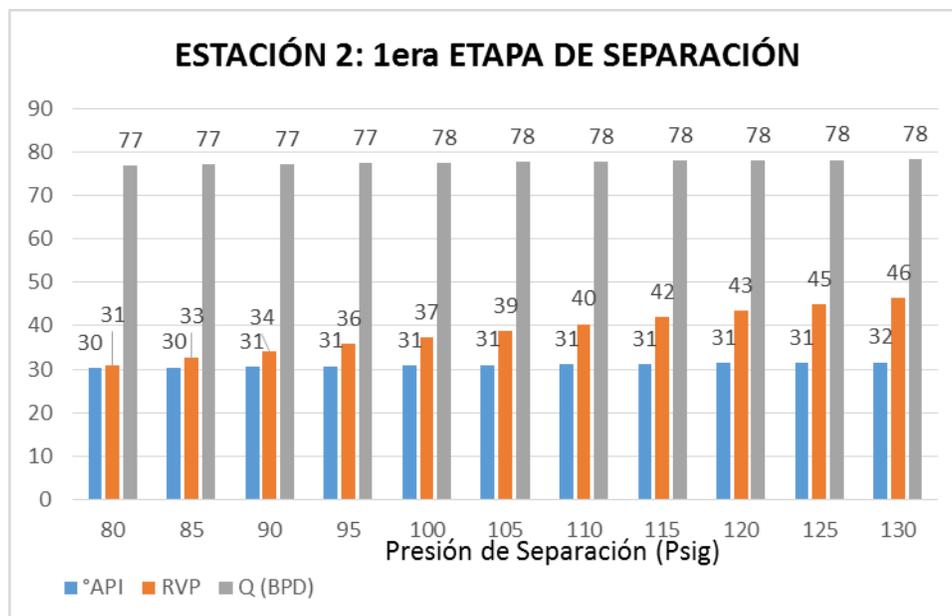


Figura 31. Estabilización de la primera etapa de separación de la Estación 2.

### 4.3. Simulación Del Método De Incremento De Temperatura Con Reducción De Presión

Como segunda alternativa para la estabilización de condensados se utilizó el método incremento de temperatura con separación, lo cual se representa en la Figura 32. Esta vez se utilizó una sola etapa de separación que con base en sensibilizaciones hechas a través de caso de estudio, se llegó a la conclusión de que para 30 Psig de presión de separación e incrementos de temperatura de 95°F para la estación 1 y 120 °F para la estación 2 se consigue una mezcla de condensados que cumple con la especificación de la nafta importada. En las Tablas 11 y 12 se presentan los casos de estudio realizados en que la variable independiente es la temperatura de calentamiento de la corriente de condensados y las variables independientes son la Gravedad API, la presión de vapor Reid que son los parámetros buscados de calidad de la nafta importada y la otra variable dependiente es el flujo de condensados en estado líquido, con lo cual se

persigue determinar el incremento de temperatura en las estaciones 1 y 2 respectivamente, con el fin de que se de el desprendimiento de los hidrocarburos más volátiles para estabilizar los condensados.

MODELO DE ESTABILIZACIÓN POR INCREMENTO DE TEMPERATURA Y SEPARACIÓN

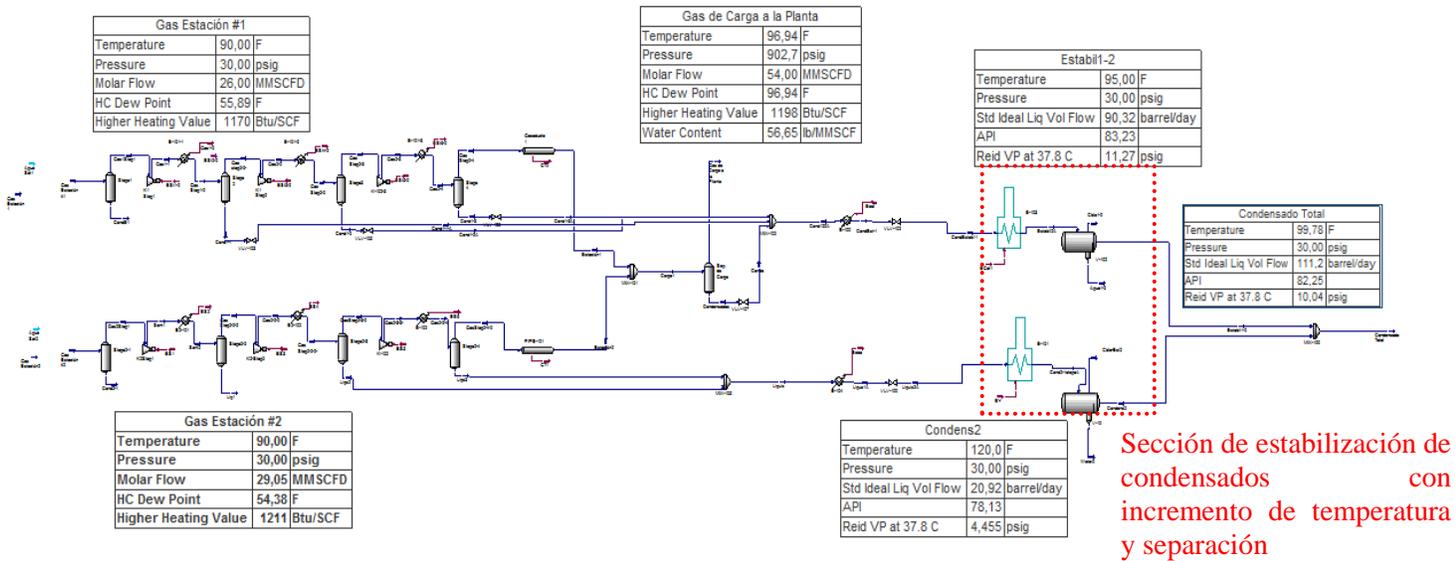


Figura 32. Modelo de estabilización de condensados con incremento de temperatura y separación.

Tabla 11. Caso de estudio para determinar el incremento de temperatura para estabilización de condensados de la estación 1.

Estado	Estabil2A-Fase Temperatura (°F)	Estabil2-Calculator (API)(Petrol)	Estabil2-Calculator (RVP-Psig)	Estabil2-Fase Líquida (Bpd)
Case 1	90,0	83,87	12,55	93,32
Case 2	95,0	83,23	11,27	90,32
Case 3	100,0	82,59	10,01	87,27
Case 4	105,0	81,93	8,77	84,18
Case 5	110,0	81,27	7,57	81,06
Case 6	115,0	80,61	6,39	77,93
Case 7	120,0	79,95	5,26	74,80
Case 8	125,0	79,29	4,32	71,67
Case 9	130,0	78,64	3,12	68,53
Case 10	135,0	78,01	2,08	65,39
Case 11	140,0	77,38	1,11	62,24
Case 12	145,0	76,76	0,17	59,05
Case 13	150,0	78,16	-0,73	55,83

Tabla 12. Caso de estudio para determinar el incremento de temperatura para estabilización de condensados de la estación 2.

Estado	Cond2-1etapaA-Fase Temperatura (°F)	Condens2-Calculator (API)(Petrol)	Condens2-Std ideal Liq. Vol. Flujo (Bpd)	Condens2-Calculator API (Petrol)
Case 1	90,0	11,02	24,28	81,23
Case 2	95,0	9,863	23,75	80,72
Case 3	100,0	8,727	23,21	80,21
Case 4	105,0	7,617	22,65	79,69
Case 5	110,0	6,533	22,08	79,17
Case 6	115,0	5,479	21,51	78,65
Case 7	120,0	4,455	20,92	78,13
Case 8	125,0	3,462	20,33	77,61
Case 9	130,0	2,502	19,73	77,09
Case 10	135,0	1,573	19,12	76,58
Case 11	140,0	0,6768	18,49	76,08
Case 12	145,0	-0,1881	17,86	75,58
Case 13	150,0	-1,022	17,21	75,09

En la Figura 33 se puede observar que para la estación 1 con una temperatura de 95° para estabilizar los condensados antes de enviarlos al separador trifásico se obtiene la mayor cantidad de condensados cumpliendo con las especificaciones de calidad de la nafta importada.

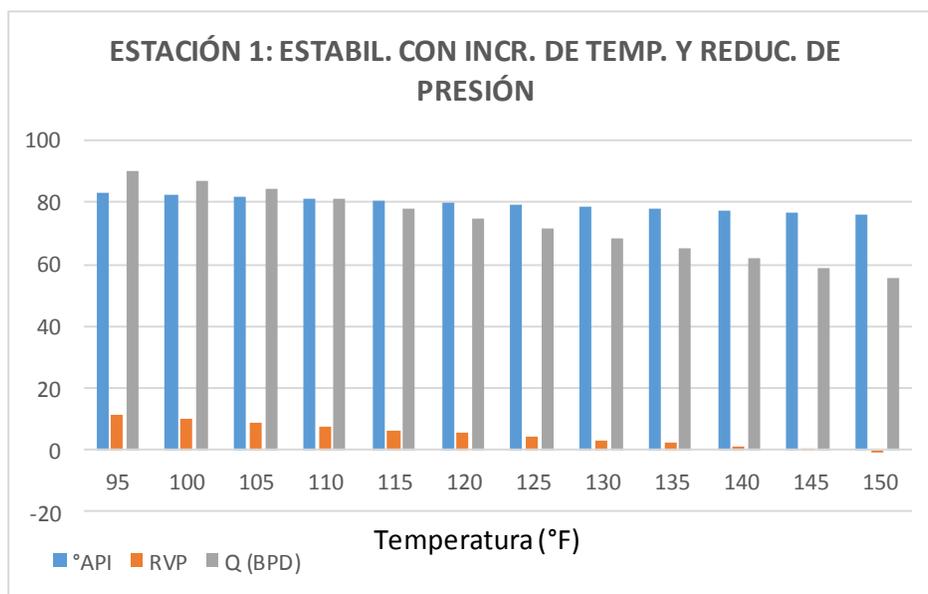


Figura 33. Estabilización de condensados con incremento de temperatura y reducción de presión para los fluidos de la estación 1.

Igual se observa en la Figura 34 en que para la estación de recolección de hidrocarburos 2 se requiere calentar los condensados a 120°F para estabilizarlos y producir una corriente de líquidos con valores de RVP y °API dentro de los parámetros fijados para la nafta importada que es el producto de mayor valor objeto de comparación.

De acuerdo con la sensibilización realizada se obtuvo que para una configuración de calentamiento y separación de los condensados a 30 Psig se producen 111 BPD de condensados en especificaciones de la nafta importada.

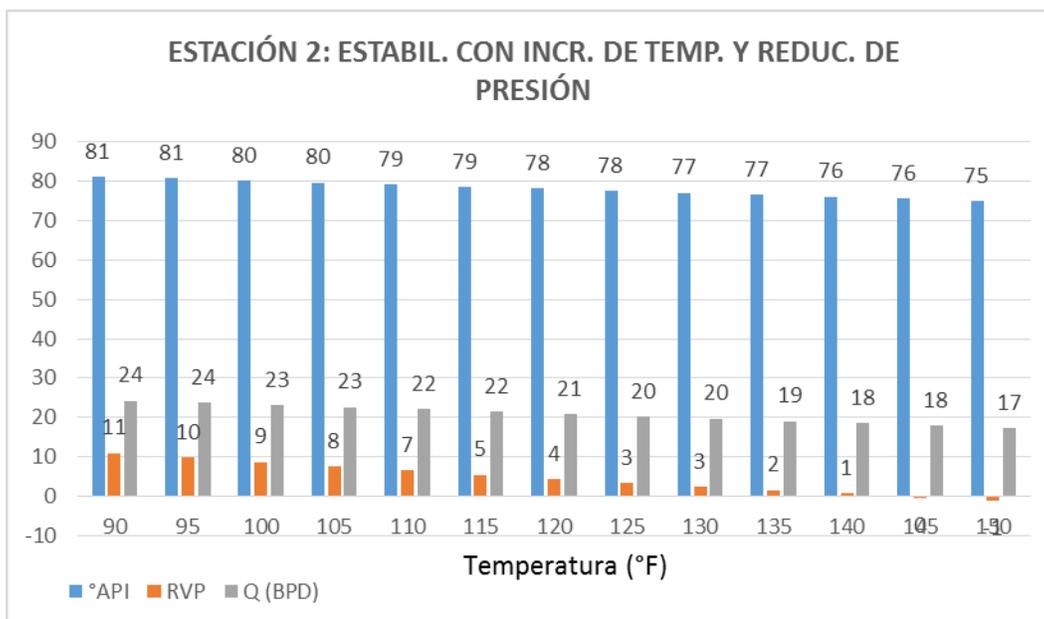


Figura 34. Estabilización de condensados con incremento de temperatura y reducción de presión para los fluidos de la estación 2.

#### 4.4. Simulación Del Método De Incremento De Temperatura

En este método se partió del caso base y los condensados de los separadores interetapas de compresión y del separador de carga son llevados hasta un separador trifásico en que se despresurizan hasta 90 Psig con el objeto de separar el agua y conseguir alguna estabilización. El gas retirado es conducido al sistema de gas combustible y los condensados son almacenados en un tanque.

En respeto a la premisa inicial de aprovechar de manera óptima las instalaciones existentes y simplificar los costos asociados por adquisición de equipos, se utilizará la planta de gas para la estabilización de los condensados.

En razón a que los condensados contienen aún algunas cantidades de metano y etano, son bombeados desde el tanque de almacenamiento hasta el plato 13 de la torre desetanizadora de la planta de gas donde se mezclan con el aceite rico proveniente de la columna absorbadora. En la Figura 35 se presenta el esquema de la Planta de gas y su producción de productos blancos (propano, butano y gasolina) sin que aún se hayan cargado en el proceso los condensados recuperados del separador trifásico de 90 Psig y almacenados en un tanque.

Por otra parte y para efectos de comparación, en la Figura 36 se muestra la nueva configuración de la Planta de Gas en que a partir del proceso de la torre desetanizadora se cargan los condensados mencionados por el plato 13 de dicha torre para que en la mezcla con el aceite rico de ingreso a la torre, circule por ella, por el resto del proceso y aguas abajo se fraccione en los productos blancos que se extraen en la planta que son propano, butano y gasolina natural.

De acuerdo con el fraccionamiento de los condensados separados a 90 Psig que en caudal corresponden a 146 BPD, estos son fraccionados en la Planta de Gas en 3 BPD de propano, 28 BPD de butano y 115 BPD de gasolina.

Todos los modelos creados en Hysys v10 de este capítulo se relacionan en los Apéndices A , B, C y D para efectos de revisión y de otros cálculos.

Condensado Total		
Std Ideal Liq Vol Flow	0,0000	barrel/day
Reid VP at 37.8 C	34,95	psig
API	89,46	

Propano		
Std Liq Vol Flow Spec	375,8	barrel/day
Reid VP at 37.8 C	167,7	psig
API	145,6	

Butano		
Std Ideal Liq Vol Flow	981,9	barrel/day
Reid VP at 37.8 C	43,85	psig
API	114,1	

Gasolina		
Std Ideal Liq Vol Flow	497,5	barrel/day
Reid VP at 37.8 C	1,401	psig
API	90,19	

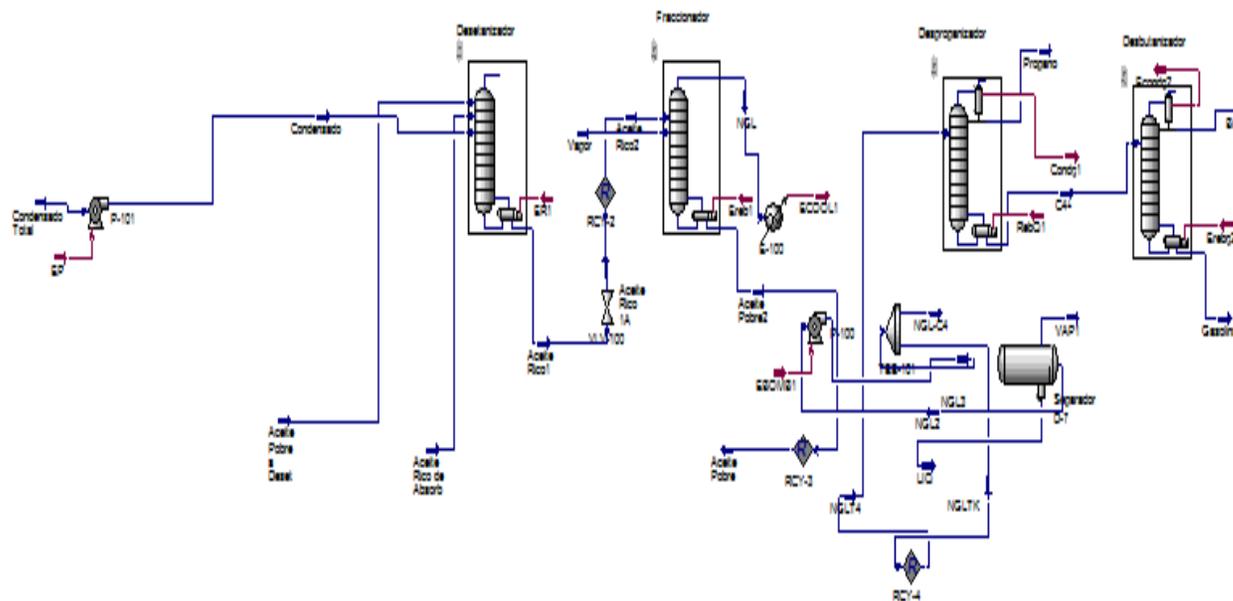


Figura 35. Esquema actual de la Planta de Gas del Campo Estudio.

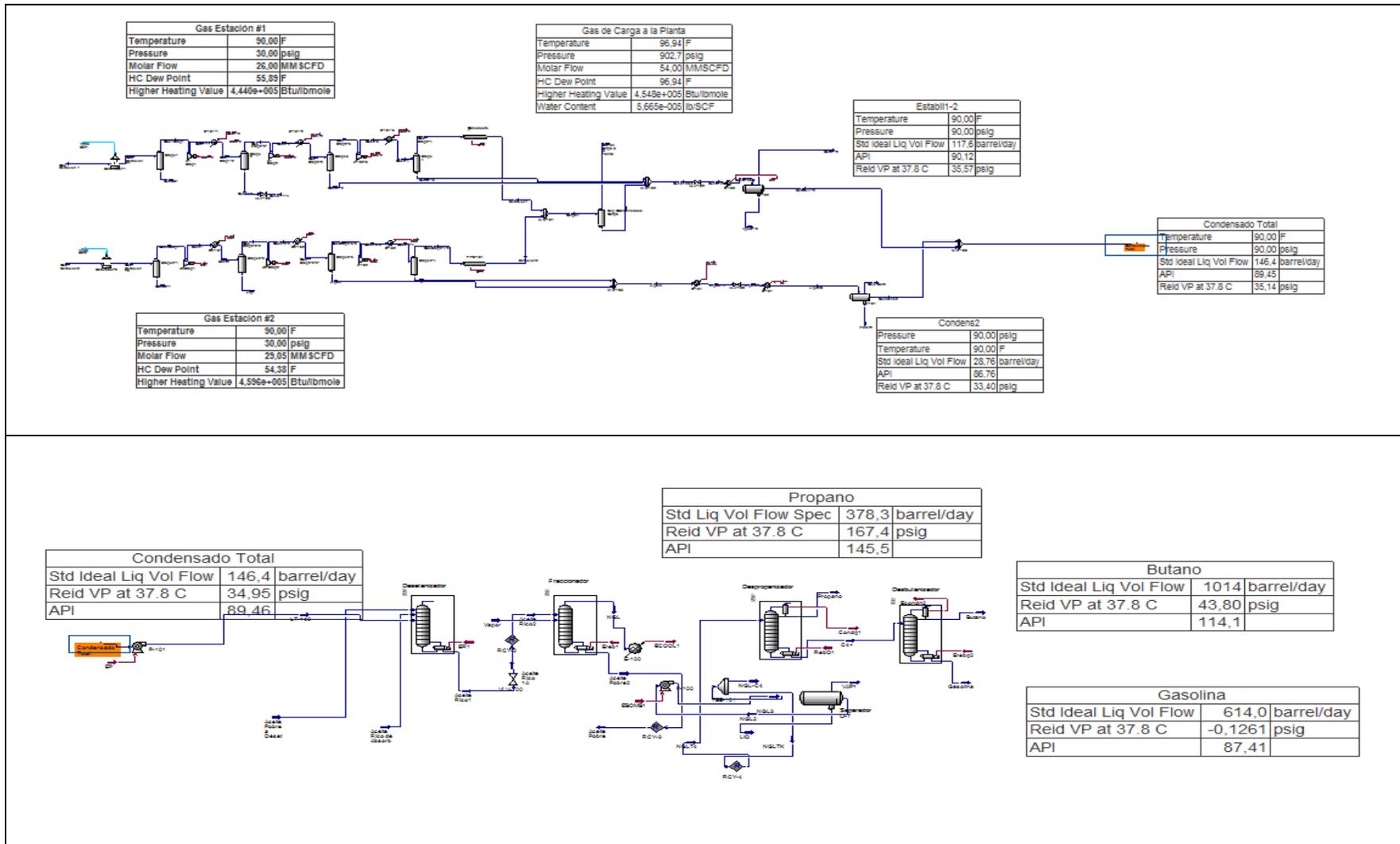


Figura 36. (Arriba) el proceso de separación de los condensados a 90 Psig y (abajo), el proceso de estabilización de los condensados utilizando las torres fraccionadoras de la Planta de Gas.

## **5. Evaluación Técnico-Económica De Los Métodos De Estabilización De Condensados**

En este capítulo se analiza el estudio de factibilidad técnica y de rentabilidad económica de una propuesta de inversión, que involucra la estabilización de los condensados del campo Estudio. Como se observó en el capítulo anterior, después de modelar el caso base que representa la operación actual que se realiza para recolección y estabilización de los condensados producidos en la compresión y separación del gas, se pudo determinar que se arrojan a la tea una corriente de aproximados 0.38 MPCD en la Estación 1 y 0.17 MPCD en la estación 2, corrientes que tratadas adecuadamente representan una cantidad importante de condensados que son quemados al no contar con una facilidad que permita recolectar y estabilizar de una forma más adecuada los condensados producidos en las dos estaciones.

De otra parte, se propusieron tres escenarios o configuraciones de proceso para estabilizar los condensados y separarlos apropiadamente buscando superar la cantidad del caso base y adecuarlos a las condiciones de calidad de la nafta importada.

### **5.1 Análisis De Los Resultados De La Simulación Numérica**

Se presentaron inicialmente cuatro esquemas de proceso, el caso base y tres alternativas para la estabilización de condensados del campo Estudio, tomando como base las premisas establecidas. Desde el punto de vista de simulación de operación en estado estacionario se empleó el programa Hysys v10, para determinar teóricamente el balance de materia y energía, las condiciones de proceso, propiedades físicas de las corrientes, las especificaciones y el

rendimiento del producto para cada opción, ver Tabla 13. En la Figura 37 se presentan los diagramas esquemáticos de los 4 del caso base y de los tres esquemas propuestos.

*Tabla 13. Resumen de las principales características operacionales y rendimiento de las alternativas.*

ALTERNATIVA	Produc. (BPD)	% Recob. adición	RVP (Psig)	°API	Gas Recuper (MPCD)	Gas quemado (MPCD)	FBP °C)
Caso Base	37.5	0	1.95	78.6	0	0.55	162,6
A-Separación multietapas	124.6	332	8.6	83.9	0.14	0	159,0
B-Separación con incremento temperatura	111.2	297	10	82.3	0.15	0	159,5
C-Incremento temperatura	116+31 (GLP)	309	1.4	90.2	0.01**	0	161,0

\*Son 116 BPD de Gasolina y 31 BPD de GLP.

\*\* El gas adicional recuperado se midió en el incremento de gas de salida del desetanizador.

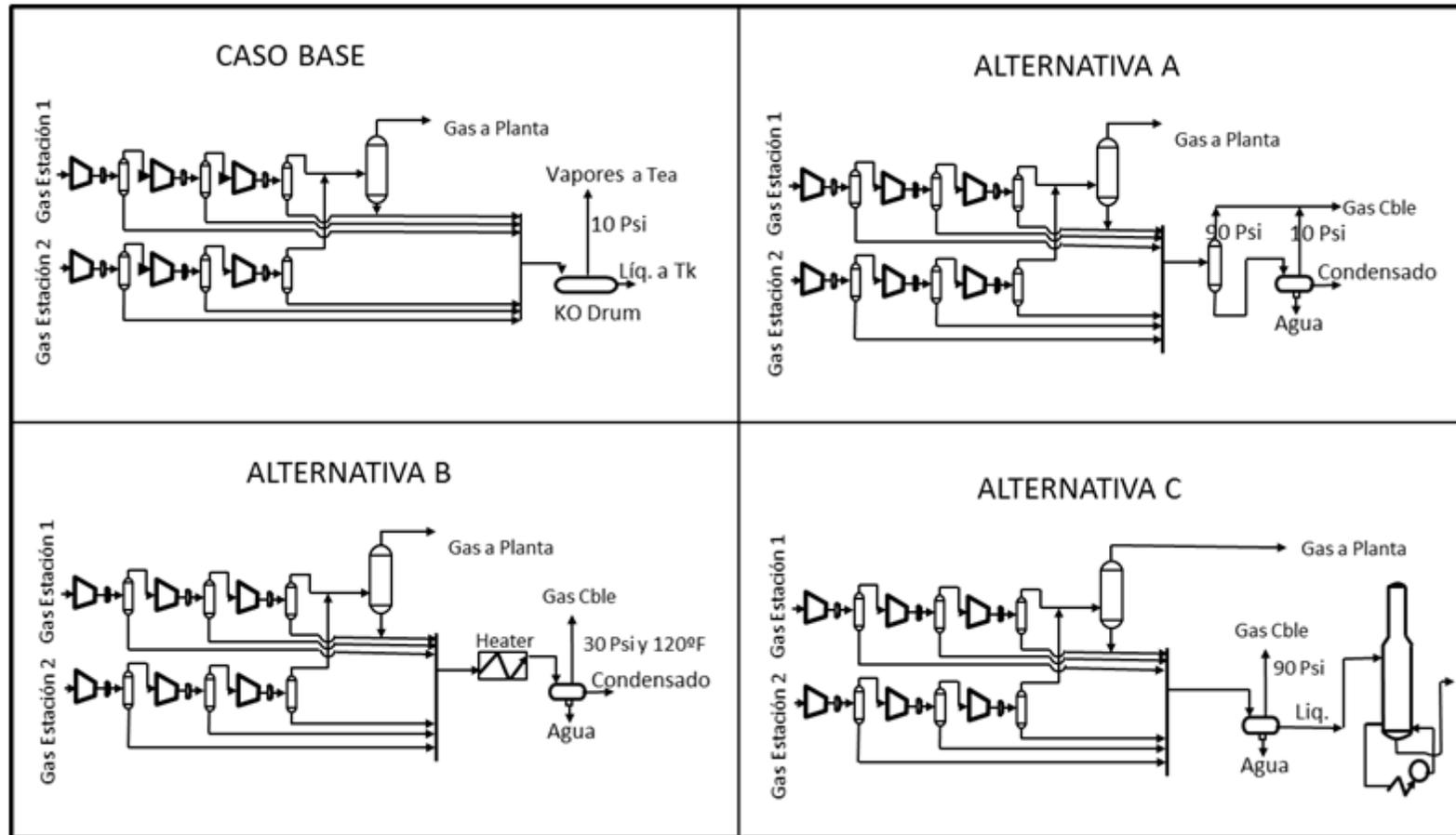


Figura 37. Caso Base y Alternativas para la recolección y estabilización de condensados del campo Estudio.

## 5.2 Evaluación Técnica

Se emplearon siete criterios para determinar la factibilidad técnica de las tres opciones planteadas, en la Tabla 14 se presenta la matriz de decisión de opciones, en donde se ponderó el valor de cada criterio técnico de acuerdo con su importancia del 1 al 10 y se multiplicó por la calificación apreciativa de cada alternativa (en una escala del 1 al 5).

*Tabla 14. Resumen de las principales características operacionales y rendimiento de las alternativas.*

CRITERIO TÉCNICO	Valor	Opción A		Opción B		Opción C	
		Puntos	Total	Puntos	Total	Puntos	Total
Mínimo tamaño y requerimiento de área para montaje de equipos	8	3	24	4	32	4	32
Facilidades de servicios de mantenimiento	6	4	24	3	18	4	24
Flexibilidad y simplicidad de operación	10	4	40	3	30	4	40
Rendimiento y cumplimiento de especificaciones de los productos	9	5	45	4	36	3	27
Condiciones de seguridad en la instalación	8	4	32	4	32	4	32
Cumplimiento de regulaciones ambientales	8	5	40	5	40	5	40
<b>TOTAL</b>			<b>205</b>		<b>188</b>		<b>195</b>

A partir del análisis técnico realizado y tomando como base los seis criterios ponderados y totalizados para cada una de las alternativas, se seleccionan las opciones A y C, como las alternativas o esquemas de estabilización técnicamente factibles a instalar, operar y mantener en

las estaciones 1 y 2 del campo Estudio cumpliendo con las especificaciones y rendimientos exigidos. Estas dos opciones se evaluaron desde el punto de rentabilidad económica para definir la estrategia del proceso más adecuada para estabilizar los condensados provenientes del gas natural del campo Estudio.

### **5.3 Evaluación Económica De Los Métodos Simulados**

Una vez demostrada la viabilidad técnica de las alternativas, se empleó el estudio de rentabilidad económica como herramienta de soporte para tomar la decisión final entre las tres opciones planteadas. Las inversiones asociadas al proyecto fueron apoyadas por un diseño preliminar de los equipos mayores involucrados en los procesos, siendo la base presupuestaria determinada a partir de los costos directos e indirectos (Rivero, Hernandez, & Araque, 2010) proporcionados por un estimado de costos clase IV de los esquemas de proceso propuestos (ver Apéndice E). Se utilizaron lineamientos económicos usados en la industria de oil & gas para la formulación de inversiones y gastos con vigencia 2018 (ver Tabla 15), con el propósito de cumplir con las premisas establecidas para nuevos proyectos en la unidad de negocio.

*Tabla 15. Premisas tomadas en cuenta para la evaluación económica*

<b>LINEAMIENTOS</b>	<b>VALOR</b>
<b>Año Base</b>	2018
<b>Horizonte económico</b>	10 años
<b>TRM<sup>(1)</sup></b>	2805
<b>Tasa de descuento<sup>(1)</sup></b>	10%
<b>Porcentaje de regalías<sup>(2)</sup></b>	20%
<b>Precio Brent<sup>(1)</sup></b>	71 US\$/BI
<b>Precio Nafta importada<sup>(1)</sup></b>	68 US\$/BI
<b>Método de depreciación</b>	Línea recta
<b>Inflación esperada<sup>(3)</sup></b>	3%
<b>Impuesto de renta 2019<sup>(4)</sup></b>	33%

*Nota: (1) Bases Financieras Ecopetrol S.A. vigencia 2018. (2) Artículo 15 de la Ley 1530 de 2012. (3) Banco de la República de Colombia (Artículo 2do Ley 31 de 1992). (4) Ley 1819 de 2016*

La evaluación económica del estudio se realizó mediante la metodología de flujo de caja descontado, utilizando el mejor estimado (más conservador), en lo referente a costos e inversiones, con el fin de garantizar en la medida de lo posible el retorno más realista sobre la inversión planificada (Serrano Rodriguez, 2001). Se aplicaron los criterios de rentabilidad exigidos en las evaluaciones económicas de propuestas de inversión, los cuales incluyen el Valor

Presente Neto-VPN, la Tasa Interna de Retorno-TIR, y El Periodo de Pago (R.T, 2002). En la Tabla 16 se resumen los principales resultados de la evaluación mientras que en los Apéndices F, G y H se presentan los cálculos de cada una de las tres alternativas estudiadas. El escenario planteado tomó en consideración como base de ingresos netos durante la vida útil del proyecto, los gananciales extras de condensado con respecto al sistema actual de producción, además del factor de recuperación adicional de gas producto de la eliminación de la quema de vapores en la tea.

*Tabla 16. Resultados del análisis económico.*

<b>PARAMETROS E INDICADORES</b>	<b>ALTERNATIVA A</b>	<b>ALTERNATIVA B</b>	<b>ALTERNATIVA C</b>
Costo total de la inversión M\$	1.218.000	921.800	1.069.000
Vida útil del proyecto (años)	10	10	10
Depreciación	Línea Recta	Línea Recta	Línea Recta
Tasa de Descuento	10%	10%	10%
Valor Presente Neto-VPN	15.693.341	13.738.352	13.927.010
Tasa Interna de Retorno-TIR	291%	334%	294%
Tiempo de Periodo de Pago-TPP (días)	122	107	121

En respaldo al buen nivel de ingeniería alcanzado en la fase de definición de los esquemas de proceso planteados, y en la búsqueda de la optimización de las ganancias asociadas y la disminución de costos, las economías calculadas con este estimado, muestran que a los niveles decisivos del comportamiento económico, la potencialidad de la inversión para las tres alternativas resulta atractiva, tomando en cuenta que la Tasa de descuento es del 10%.

Al observar los indicadores económicos de la tabla 16 se puede inducir que cualquier de las tres alternativas resulta altamente atractiva para la recuperación y estabilización de condensados del campo Estudio puesto que la materia prima no tiene ningún costo debido a que se deriva de

una corriente de líquidos y vapores que se dispone para quema en tea, entonces se obtiene una alta rentabilidad demostrada por la TIR, el VPN y el periodo de pago de la inversión que se cumple en un tiempo menor a un año para una vida útil del proyecto de 10 años.

No obstante, por la flexibilidad y simplicidad del proceso y por el mayor valor presente neto alcanzado, la alternativa A-Separación en etapas para la estabilización de condensados resulta ser la más atractiva. Con lo anterior, queda plenamente demostrado la rentabilidad del proyecto de recobro y estabilización de condensados de los fluidos enviados a tea en las estaciones 1 y 2 del campo Estudio además del beneficio ambiental generado.

#### **5.4 Metodología Propuesta De Evaluación**

Con el objeto de determinar y seleccionar la mejor alternativa de recolección y estabilización de condensados, es necesario conocer la infraestructura existente y las condiciones de operación actual, las modificaciones que contemplan la filosofía de las técnicas y métodos existentes y los servicios adicionales requeridos.

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 del proyecto.

En los capítulos 2 y 4, se sentaron las bases para la propuesta metodológica presentada para la selección del método de recolección y estabilización de condensados procedentes del gas natural 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-RVP y °API de la nafta virgen que fue la meta de calidad de los condensados. En el

presente capítulo se hizo la evaluación técnica y económica de las alternativas presentadas para el campo Estudio y de paso, se validó la metodología para la recolección y estabilización de condensados del gas natural en un campo de producción que a continuación se resume en el diagrama de la Figura 38.

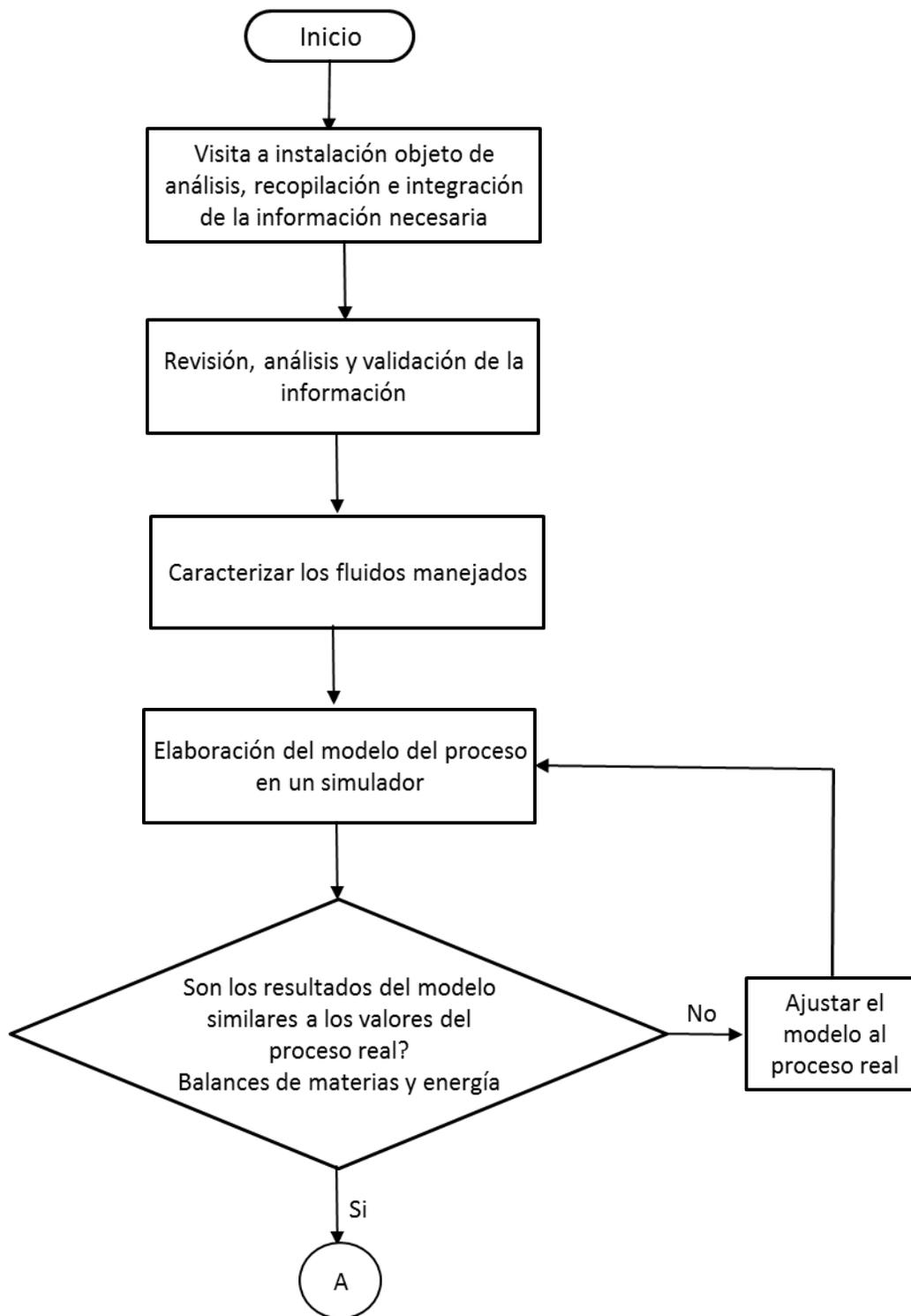


Figura 38. Diagrama de flujo de la metodología. (primera parte).

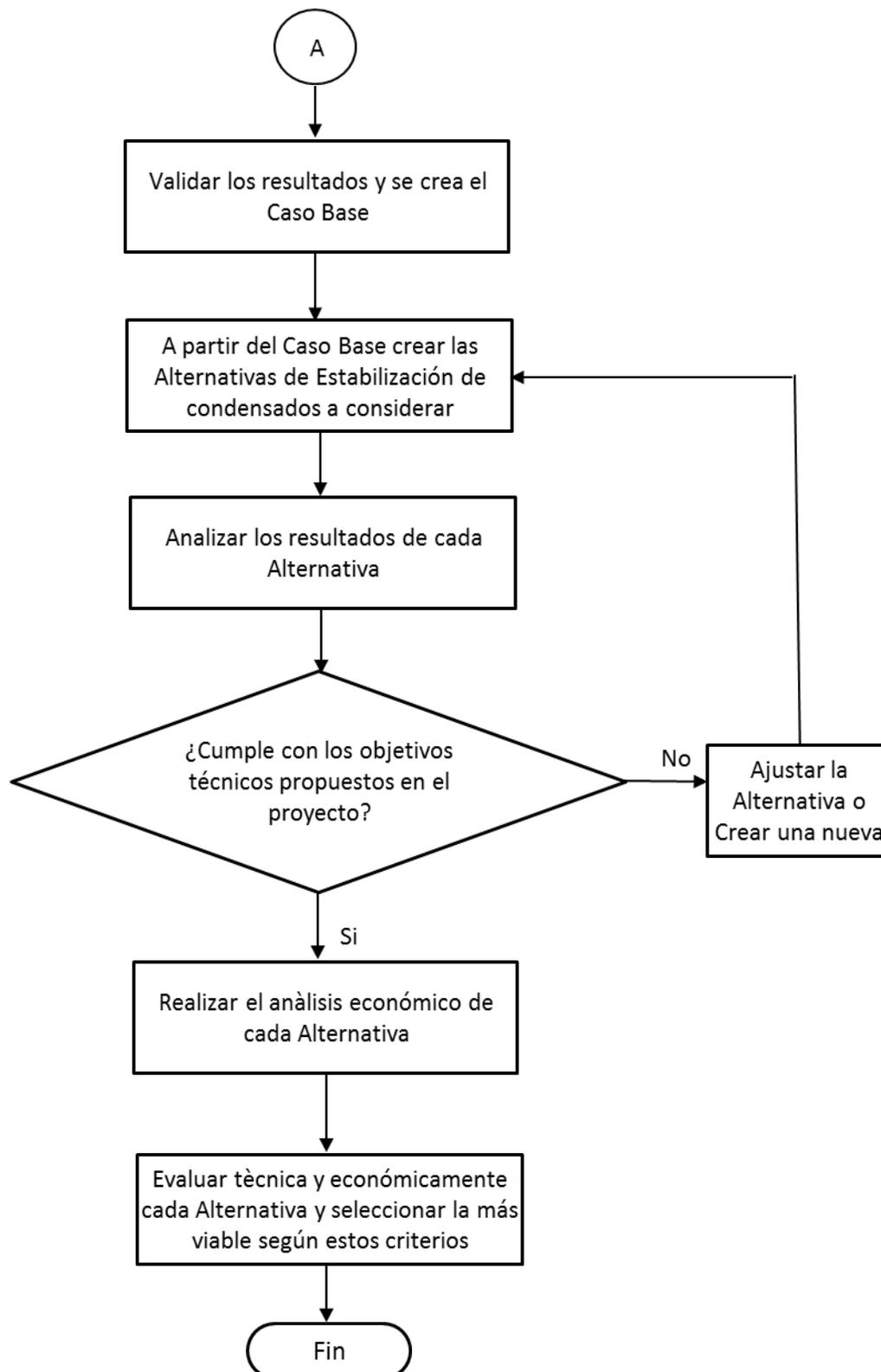


Figura 39. Diagrama de flujo de la metodología (segunda parte).

En el diagrama de flujo de la metodología propuesta se identifican cuatro actividades principales:

- ✓ Recopilación e integración de la Información
- ✓ Revisión, análisis y validación de la información
- ✓ Creación del modelo y de las alternativas
- ✓ Evaluación técnico-económica de las alternativas y selección de la mejor

A continuación, se describen cada una de las actividades:

**5.4.1 Recopilación e integración y de la información.** La recopilación de la información inicia en las oficinas e instalaciones del Activo de Producción objeto del análisis.

Entre la información técnica que se debe recopilar, se encuentra: Diagramas del proceso, infraestructura de la instalación, variables de operación con sus máximos y mínimos, especificaciones de los equipos y caracterización en cantidad y composición de las corrientes de fluidos.

**5.4.2 Revisión, análisis y validación de la información.** Es necesario revisar, analizar, validar y clasificar con detalle toda la información anterior, en particular en la caracterización composicional. Si no se tiene se deben solicitar análisis de laboratorio de cromatografía extendida del gas y assay o caracterización de los condensados y caracterización del agua o de otra forma, se podrá realizar en el simulado en función de los flujos reales de campo.

**5.4.3 Creación del modelo y de las alternativas.** Para desarrollar la simulación del proceso, se debe contar con un simulador composicional de proceso, para el caso actual se utilizó el software Hysys v10.

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 laboratorio.

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 para adecuar los resultados obtenidos.

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**.

Ahora, se parte del caso base y se procede a modelar diferentes casos o alternativas, modificando la infraestructura con base en los métodos de estabilización, 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 ajustar a la calidad requerida de los condensados.

**5.4.4 Evaluación técnico-económica de las alternativas y selección.** Finalmente, se recomienda realizar un análisis técnico y económico de los resultados de cada una de las alternativas planteadas con el propósito de decidir cuál método es el más apropiado para documentar el proyecto y buscar su aprobación y fondeo.

## 6. Conclusiones

- El modelo base desarrollado representa las características reales de la planta de estudio, con una producción de 37.5 BPD de condensados, de una RVP 1.95, gravedad API de 78.6, FBP de 162.6°C y quema de gas de 0.55 MPCD.
- Se evaluaron tres modelos para la recuperación y estabilización de condensados: reducción de presión por etapas, incremento de temperatura en una torre de fraccionamiento y la combinación incremento de temperatura-reducción de presión. El método ultrasónico no se evaluó por ser una tecnología aún desconocida.
- De acuerdo con la evaluación técnica de los tres modelos desarrollados, en el modelo de reducción de presión (dos etapas) se producen 125 BPD de condensado, en el modelo combinado de incremento de temperatura con reducción de presión en una etapa se alcanzaron 111 BPD ambos modelos con condensado tipo nafta importada mientras que en modelo de incremento de temperatura se alcanzaron 116 BPD de gasolina natural que no cumple con la calidad de la nafta importada debido a su baja densidad y 31 BPD de GLP.
- Con base en la evaluación económica realizada a los tres modelos en que se compara el valor de los condensados con el de la nafta importada para dilución de crudos pesados, se concluye que se alcanzan utilidades netas importantes para la empresa pues pagan las inversiones en un periodo inferior a 4 meses para una vida útil de 10 años, tienen una TIR 30 veces superior a la tasa de descuento y muestran un VPN del orden de M\$15.700 (aprox. 6 MUS\$) durante los 10 años, luego de pago de impuestos y regalías.

- Por su simplicidad técnica y mejor eficiencia financiera, mayor VPN, el modelo de estabilización de condensados por reducción de presión en dos etapas fue el que presentó el mejor comportamiento.
- Los condensados producidos a partir del modelo de reducción de presión tienen una presión de vapor Reid de 8.6 Psig, Gravedad API de 83.9, un Punto Final de Ebullición-FBP de 159°C, no tienen azufre y de acuerdo con la tabla 7 cumplen con las condiciones de calidad de la nafta importada por lo cual dichos condensados remplazarán parte de la nafta que se importa para la dilución de crudos pesados en algunos campos de la compañía dueña del campo Estudio generando un ahorro de aproximados 2 MUS\$ por año.
- Finalmente, se elaboró una metodología que aplica a nivel general para casos en que no se tiene una adecuada disposición de los condensados del gas natural y el gas remanente de su estabilización la cual se validó en el presente estudio y cuya aplicación puede direccionar hacia resultados de una mejor eficiencia técnica y económica.

## **7. Recomendaciones**

- Profundizar el estudio en el método ultrasónico para la estabilización de condensados el cual promete mejores resultados según algunos datos experimentales presentados en artículos técnicos y con base en mejor información disponible con el paso del tiempo.

- Disponer siempre de una adecuada data de información de las variables del proceso y características de calidad y cantidad de los fluidos para construir un modelo simulado y ajustarlo de manera que refleje lo más cercano posible la realidad del campo para así garantizar un buen punto de partida en la búsqueda de la solución al problema.
- Realizar una sensibilización del modelo de evaluación económica utilizado, teniendo en cuenta que las inversiones se realizan a través de la combinación de inversión con recursos propios y créditos bancarios con el fin de observar el comportamiento de los indicadores económicos.
- Probar la metodología propuesta de recuperación y estabilización de condensados en la estabilización de crudos livianos para reducir pérdidas por evaporación y maximizar su producción.

### Referencias bibliográficas

- Abdi, M. A., & Eng, P. (2007). Design of Natural Gas Handling Equipment. Memorial University of Newfoundland, Winter, NF, Canada.
- Acp, Informe-Estadístico-Petrolero (2018) - Información producción crudo y gas.
- Aliabadi, A., & Shamekhi, A. (2012, January). Recent Developments in Gas Flaring and Venting Reduction. In SPE Middle East Health, Safety, Security, and Environment Conference and Exhibition. Society of Petroleum Engineers.
- Anh-Archivo Campos del Magdalena Medio Colombiano. 2009.
- Antonio, R. T. (2002). Principios de contabilidad y análisis financiero. Colombia. Ediciones Uniandes.
- Arnold, K., & Stewart, M. (1989). Design of Gas Handling Systems and Facilities, Surface Production Operations.
- Aspenone v10 Getting Sartetd Guide. Houston, TX USA. 2017.
- Astm-323. (1989) Standard Test Method for Vapor Pressure of Petroleum Products (Reid Method).
- Avvaru, B., Venkateswaran, N., Uppara, P., Iyengar, S. B., & Katti, S. S. (2017). Current Knowledge And Potential Applications Of Cavitation Technologies For The Petroleum Industry. Ultrasonics Sonochemistry.
- Bingam, J; (2004) Committee on Energy and Natural Resources, y U.S. Senate, Natural Gas Flaring and Venting: Opportunities to Improve Data and Reduce Emissions..
- BP Statistical Review of World Energy June (2016), Population, vol. 2, n.o 1.1, p. 3.
- Campbell, J. M. (2003). Technical assistance service design operation for the and maintenance of gas plants. Ed, Campbell Petroleum Series.
- Campbell, J. M. (1992). Gas conditioning and processing-Volume 3: Advanced techniques and application.
- Clavel L. J de la C. (2002) Análisis metodológico de alternativas técnico-económicas para la estabilización del petróleo crudo de México. Tesis de Posgrado. UNAM.
- Craft, B. C., Holden, W. R., & ED Jr, G. R. A. V. E. S. (1962). Well Design Drilling and Production Prentice Hall. Inc. Cap, 7.

- Ecopetrol S.A. (2004) Manual de Ingeniería de Costos en Proyectos de Inversión. Bogotá. ECP-GTP-D-38. Instructivo DPY-M-003.
- Ecopetrol S.A., Sistema de Gestión de emisiones atmosféricas (SIGEA). 2016.
- Gas Processors Suppliers Association. (1998). Eleventh Edition. Engineering Data Book. Tulsa, OK.
- Ghorbani, B., Hamed, M. H., Amidpour, M., & Shirmohammadi, R. (2017). Implementing absorption refrigeration cycle in lieu of DMR and C3MR cycles in the integrated NGL, LNG and NRU unit. *International Journal of Refrigeration*, 77, 20-38.
- Kaushik, P., Kumar, A., Bhaskar, T., Sharma, Y. K., Tandon, D., & Goyal, H. B. (2012). Ultrasound cavitation technique for up-gradation of vacuum residue. *Fuel processing technology*, 93(1), 73-77.
- King, C. J. (2013). Separation processes. Courier Corporation.
- Kotopoulos, Spiros; Postema, Michiel. (2013) Using ultrasound to separate oil, gas and water. ICSV, 20th International Congress on sound & Vibration. Bangkok.7-11.
- Holen, P. (2002). U.S. Patent Application No. 09/393,459.
- Lotter, S. P., & Diwekar, U. M. (1997). Shortcut models and feasibility considerations for emerging batch distillation columns. *Industrial & engineering chemistry research*, 36(3), 760-770.
- Ministerio de Minas y Energía de Colombia. (2009). Resolución 181495 Artículo 52.
- Monnery, W. D., & Svrcek, W. Y. (1994). Successfully specify three-phase separators. *Chemical engineering progress*, 90, 29-29.
- Rodríguez, J. S. (2005). Mercados Financieros: visión del sistema financiero colombiano y de los principales mercados financieros internacionales. Universidad de los Andes, Fac. de Administración.
- Rojas, G. (2003). Ingeniería de yacimientos de gas condensado. Puerto La Cruz.
- Ross, S. A., Westerfield, R. W., & Jaffe, J. F. (2009). Finanzas corporativas/Corporate finance (No. 658.15/. 16). McGraw-Hill.
- Sarabian, A. B. (1981, January). Gas condensate evaluation in multi-layered systems by production logging tools. In SPE Eastern Regional Meeting. Society of Petroleum Engineers.

- Sayda, A. F., & Taylor, J. H. (2007, July). Modeling and control of three-phase gravity separators in oil production facilities. In American Control Conference, 2007. ACC'07 (pp. 4847-4853). IEEE.
- Serrano Rodriguez, J. (2001). Matemáticas financieras y evaluación de proyectos.
- Syngene, (2016) Environmental Implications of Flaring and Venting in Crude Oil and Natural Gas Production, *Int. J. Environ. Monit. Anal.*, vol. 4, n.o 6, p. 154.
- Sanchez, F; (2008). Desarrollo de una Metodología para la Estabilización de los Crudos Ligeros y Superligeros. Universidad Nacional Autónoma de México, 2008.
- Vinegar, H. J., & De Rouffignac, E. (2000). U.S. Patent No. 6,023,554. Washington, DC: U.S. Patent and Trademark Office.
- Svrcek, W. Y., & Monnery, W. D. (1993). Design two-phase separators within the right limits. *Chemical engineering progress*, 89(10), 53-60.
- Wang, Z., Gu, S., & Zhou, L. (2018). Research on the static experiment of super heavy crude oil demulsification and dehydration using ultrasonic wave and audible sound wave at high temperatures. *Ultrasonics sonochemistry*, 40, 1014-1020.
- Ward Rosen (1975). P. Stabilizing crude oil and condensate. Training for profesional performance.in the petroleum industry. PLP. 1975.
- Wichert, G. C., & Wichert, E. (1993). Chart estimates water content of sour natural gas. *Oil and Gas Journal;(United States)*, 91(13).
- Winn, F. W. (1958). New relative volatility method for distillation calculations. *Petrol. Refin*, 37(5), 216-218.

Apéndices

Apéndice A. Datos del modelo Caso Base elaborado en el software Hysys v10.

1	 ECOPETROL S A Bedford, MA USA		Case Name: Caso Base Campo Estudio.hsc			
2			Unit Set: NewUser3			
3			Date/Time: Tue Aug 14 13:36:16 2018			
4						
5	<b>Workbook: Case (Main)</b>					
6	<b>Material Streams</b> Fluid Pkg: All					
7	Name	Gas1-1	Gas Stag1-2	Gas stag2-2-	Cond1-1	Gas2-2
8	Vapour Fraction	1.0000	0.9932	1.0000	0.0000	1.0000
9	Temperature (F)	276.0	110.0	110.0	110.0	261.1
10	Pressure (psig)	135.0	134.0	134.0	134.0	375.0
11	Molar Flow (MMSCFD)	26.00	26.00	25.83	0.1763	25.83
12	Mass Flow (lb/hr)	5.761e+004	5.761e+004	5.726e+004	348.7	5.726e+004
13	Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.131e+004	1.131e+004	1.129e+004	23.93	1.129e+004
14	Heat Flow (Btu/hr)	-9.834e+007	-1.039e+008	-1.016e+008	-2.371e+006	-9.713e+007
15	Name	Cond1-2	Gas2-3	Gas2-4	Gas Stag2-4	Liqs3-3
16	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.9974	1.0000	0.0000
17	Temperature (F)	110.0	248.2	110.0	110.0	110.0
18	Pressure (psig)	374.0	910.0	909.0	909.0	909.0
19	Molar Flow (MMSCFD)	0.1392	25.69	25.69	25.62	6.803e-002
20	Mass Flow (lb/hr)	305.4	5.696e+004	5.696e+004	5.672e+004	237.4
21	Liquid Volume Flow (barrel/day)	22.29	1.127e+004	1.127e+004	1.124e+004	22.90
22	Heat Flow (Btu/hr)	-1.856e+006	-9.663e+007	-1.016e+008	-1.008e+008	-7.936e+005
23	Name	Cond1-1-A	Cond1-2A	Estación1	Carga1	Gas de Carga a la Pl
24	Vapour Fraction	0.0000	0.0082	0.9998	0.9967	1.0000
25	Temperature (F)	110.4	108.5	109.2	99.09	99.09
26	Pressure (psig)	10.00	10.00	908.9	902.7	902.7
27	Molar Flow (MMSCFD)	0.1763	0.1392	25.62	54.22	54.04
28	Mass Flow (lb/hr)	348.7	305.4	5.672e+004	1.222e+005	1.211e+005
29	Liquid Volume Flow (barrel/day)	23.93	22.29	1.124e+004	2.407e+004	2.394e+004
30	Heat Flow (Btu/hr)	-2.371e+006	-1.856e+006	-1.008e+008	-2.162e+008	-2.148e+008
31	Name	Condensados	Cond01	Gas1Stag1	CondE1	Gas Estación2
32	Vapour Fraction	0.0000	0.4311	1.0000	0.0000	1.0000
33	Temperature (F)	99.09	36.96	90.00	90.00	90.00
34	Pressure (psig)	902.7	10.00	30.00	30.00	30.00
35	Molar Flow (MMSCFD)	0.1811	0.1811	26.00	0.0000	28.60
36	Mass Flow (lb/hr)	1057	1057	5.761e+004	0.0000	6.571e+004
37	Liquid Volume Flow (barrel/day)	123.6	123.6	1.131e+004	0.0000	1.285e+004
38	Heat Flow (Btu/hr)	-1.427e+006	-1.427e+006	-1.040e+008	0.0000	-1.129e+008
39	Name	Sant1	Sant2	Gas Stag2-2-2	Cond2-2	Gas2-2-2
40	Vapour Fraction	1.0000	0.9932	1.0000	0.0000	1.0000
41	Temperature (F)	271.2	110.0	110.0	110.0	257.3
42	Pressure (psig)	135.0	134.0	134.0	134.0	375.0
43	Molar Flow (MMSCFD)	29.05	29.05	28.85	0.1975	28.85
44	Mass Flow (lb/hr)	6.660e+004	6.660e+004	6.621e+004	390.6	6.621e+004
45	Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.291e+004	1.291e+004	1.289e+004	26.80	1.289e+004
46	Heat Flow (Btu/hr)	-1.118e+008	-1.180e+008	-1.153e+008	-2.656e+006	-1.104e+008
47	Name	Gas Stag2-2-2-	GasStag2-3-2	Liqs2	Gas2-3-3-	Gas2-2-4
48	Vapour Fraction	0.9945	1.0000	0.0000	1.0000	0.9967
49	Temperature (F)	110.0	110.0	110.0	258.6	110.0
50	Pressure (psig)	374.0	374.0	374.0	990.0	989.0
51	Molar Flow (MMSCFD)	28.85	28.69	0.1591	28.69	28.69
52	Mass Flow (lb/hr)	6.621e+004	6.584e+004	373.8	6.584e+004	6.584e+004
53	Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.289e+004	1.286e+004	28.46	1.286e+004	1.286e+004
54	Heat Flow (Btu/hr)	-1.162e+008	-1.141e+008	-2.103e+006	-1.094e+008	-1.157e+008
55	Name	GasStag2-4-2	Liqs3	Estación2	Agua Sat2	Gas Estación #2
56	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.9921	---	1.0000
57	Temperature (F)	110.0	110.0	91.18	---	90.00
58	Pressure (psig)	989.0	989.0	902.7	---	30.00
59	Molar Flow (MMSCFD)	28.60	9.519e-002	28.60	0.4508	29.05
60	Mass Flow (lb/hr)	6.548e+004	361.8	6.548e+004	891.8	6.660e+004
61	Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.282e+004	37.51	1.282e+004	61.19	1.291e+004
62	Heat Flow (Btu/hr)	-1.147e+008	-1.031e+006	-1.154e+008	-5.143e+006	-1.180e+008
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69						
70						
71	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10		Page 1 of 7	



1	 ECOPETROL S A Bedford, MA USA		Case Name: Caso Base Campo Estudio.hsc			
2			Unit Set: NewUser3			
3			Date/Time: Tue Aug 14 13:36:16 2018			
4						
5						
6	<b>Workbook: Case (Main) (continued)</b>					
7						
8						
9	<b>Material Streams (continued)</b>					Fluid Pkg: All
10						
11	Name	Gas2Stag1	Cond2-1	Tea Est.2	Gas Stag2-2	Gas Stag2-3
12	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.1647	0.9946	1.0000
13	Temperature (F)	90.00	90.00	79.09	110.0	110.0
14	Pressure (psig)	30.00	30.00	10.00	374.0	374.0
15	Molar Flow (MMSCFD)	29.05	0.0000	0.1660	25.83	25.69
16	Mass Flow (lb/hr)	6.660e+004	0.0000	532.9	5.726e+004	5.696e+004
17	Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.291e+004	0.0000	50.91	1.129e+004	1.127e+004
18	Heat Flow (Btu/hr)	-1.180e+008	0.0000	-1.956e+006	-1.023e+008	-1.004e+008
19	Name	Liq3-3A	Cond120A	Water1	Tea Est-1	Gas Estación 1
20	Vapour Fraction	0.1634	0.1862	0.0000	0.3228	1.0000
21	Temperature (F)	76.17	64.88	90.00	90.00	90.00
22	Pressure (psig)	10.00	10.00	10.00	10.00	30.00
23	Molar Flow (MMSCFD)	6.803e-002	0.5646	0.1504	0.3818	25.60
24	Mass Flow (lb/hr)	237.4	1948	297.5	1318	5.681e+004
25	Liquid Volume Flow (barrel/day)	22.90	192.7	20.41	138.4	1.126e+004
26	Heat Flow (Btu/hr)	-7.936e+005	-6.448e+006	-2.029e+006	-4.036e+006	-9.935e+007
27	Name	Agua Sat1	Gas Estación #1	Condens Est-1	Cond120AA	Water2
28	Vapour Fraction	---	1.0000	0.0000	0.2183	0.0000
29	Temperature (F)	---	90.00	90.00	90.00	79.09
30	Pressure (psig)	---	30.00	10.00	10.00	10.00
31	Molar Flow (MMSCFD)	0.4036	26.00	3.238e-002	0.5646	0.2823
32	Mass Flow (lb/hr)	798.3	5.761e+004	333.2	1948	558.5
33	Liquid Volume Flow (barrel/day)	54.77	1.131e+004	33.91	192.7	38.32
34	Heat Flow (Btu/hr)	-4.604e+006	-1.040e+008	-3.248e+005	-6.390e+006	-3.815e+006
35	Name	Liquis1	Condensado Total	Li22	Condens Est-2	Cond2AA
36	Vapour Fraction	0.0345	0.0002	0.0000	0.0026	0.0371
37	Temperature (F)	90.00	90.00	79.09	90.00	105.2
38	Pressure (psig)	134.0	10.00	10.00	10.00	134.0
39	Molar Flow (MMSCFD)	0.4517	3.574e-002	3.362e-003	3.362e-003	0.4517
40	Mass Flow (lb/hr)	1126	368.0	34.85	34.85	1126
41	Liquid Volume Flow (barrel/day)	92.77	37.46	3.544	3.544	92.77
42	Heat Flow (Btu/hr)	-5.806e+006	-3.587e+005	-3.415e+004	-3.394e+004	-5.789e+006
43	<b>Compositions</b>					Fluid Pkg: All
44						
45	Name	Gas1-1	Gas Stag1-2	Gas stag2-2-	Cond1-1	Gas2-2
46	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0055	0.0055	0.0056	0.0000	0.0056
47	Comp Mole Frac (Methane)	0.8493	0.8493	0.8551	0.0000	0.8551
48	Comp Mole Frac (CO2)	0.0109	0.0109	0.0110	0.0000	0.0110
49	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0495	0.0495	0.0499	0.0000	0.0499
50	Comp Mole Frac (Propane)	0.0120	0.0120	0.0121	0.0000	0.0121
51	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0127	0.0127	0.0128	0.0000	0.0128
52	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0307	0.0307	0.0309	0.0000	0.0309
53	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0052	0.0052	0.0053	0.0000	0.0053
54	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0051	0.0051	0.0052	0.0000	0.0052
55	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0013	0.0013	0.0013	0.0000	0.0013
56	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0011	0.0011	0.0011	0.0000	0.0011
57	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0008	0.0008	0.0008	0.0000	0.0008
58	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0002	0.0002	0.0002	0.0000	0.0002
59	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0001	0.0001	0.0001	0.0000	0.0001
60	Comp Mole Frac (H2O)	0.0155	0.0155	0.0088	1.0000	0.0088
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69						
70						
71	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10		Page 2 of 7	

1	 ECOPETROL S A Bedford, MA USA		Case Name: Caso Base Campo Estudio.hsc			
2			Unit Set: NewUser3			
3			Date/Time: Tue Aug 14 13:36:16 2018			
4						
5						
6	<b>Workbook: Case (Main) (continued)</b>					
7						
8						
9	<b>Compositions (continued)</b>					Fluid Pkg: All
10						
11	Name	Cond1-2	Gas2-3	Gas2-4	Gas Stag2-4	Liqs3-3
12	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0056	0.0056	0.0056	0.0002
13	Comp Mole Frac (Methane)	0.0030	0.8597	0.8597	0.8618	0.0747
14	Comp Mole Frac (CO2)	0.0002	0.0111	0.0111	0.0111	0.0019
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0007	0.0501	0.0501	0.0502	0.0147
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.0005	0.0122	0.0122	0.0122	0.0087
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0012	0.0128	0.0128	0.0128	0.0175
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0039	0.0311	0.0311	0.0310	0.0544
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0015	0.0053	0.0053	0.0052	0.0181
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0018	0.0052	0.0052	0.0051	0.0210
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0012	0.0013	0.0013	0.0013	0.0118
22	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0027	0.0011	0.0011	0.0010	0.0213
23	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0050	0.0008	0.0008	0.0007	0.0311
24	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0031	0.0002	0.0002	0.0001	0.0142
25	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0034	0.0001	0.0001	0.0001	0.0108
26	Comp Mole Frac (H2O)	0.9717	0.0036	0.0036	0.0017	0.6997
27	Name	Cond1-1-A	Cond1-2A	Estación1	Carga1	Gas de Carga a la P
28	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0056	0.0036	0.0036
29	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.0030	0.8618	0.8452	0.8472
30	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0002	0.0111	0.0117	0.0117
31	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0007	0.0502	0.0618	0.0618
32	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.0005	0.0122	0.0187	0.0187
33	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0012	0.0128	0.0160	0.0158
34	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0039	0.0310	0.0262	0.0258
35	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0015	0.0052	0.0070	0.0068
36	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0018	0.0051	0.0049	0.0047
37	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0012	0.0013	0.0014	0.0012
38	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0027	0.0010	0.0011	0.0009
39	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0050	0.0007	0.0007	0.0004
40	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0031	0.0001	0.0002	0.0001
41	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0034	0.0001	0.0000	0.0000
42	Comp Mole Frac (H2O)	1.0000	0.9717	0.0017	0.0017	0.0013
43	Name	Condensados	Cond01	Gas1Stag1	CondE1	Gas Estación2
44	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0004	0.0004	0.0055	0.0000	0.0017
45	Comp Mole Frac (Methane)	0.2264	0.2264	0.8493	0.0000	0.8306
46	Comp Mole Frac (CO2)	0.0059	0.0059	0.0109	0.0000	0.0122
47	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0565	0.0565	0.0495	0.0000	0.0723
48	Comp Mole Frac (Propane)	0.0422	0.0422	0.0120	0.0000	0.0247
49	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0680	0.0680	0.0127	0.0000	0.0189
50	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.1439	0.1439	0.0307	0.0000	0.0221
51	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0753	0.0753	0.0052	0.0000	0.0088
52	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0611	0.0611	0.0051	0.0000	0.0047
53	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0370	0.0370	0.0013	0.0000	0.0015
54	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0581	0.0581	0.0011	0.0000	0.0012
55	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0658	0.0658	0.0008	0.0000	0.0008
56	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0316	0.0316	0.0002	0.0000	0.0004
57	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0052	0.0052	0.0001	0.0000	0.0000
58	Comp Mole Frac (H2O)	0.1226	0.1226	0.0155	1.0000	0.0000
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69						
70						
71	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10		Page 3 of 7	

1	 ECOPEPETROL S A Bedford, MA USA			Case Name: Caso Base Campo Estudio.hsc		
2				Unit Set: NewUser3		
3				Date/Time: Tue Aug 14 13:36:16 2018		
4						
5						
6	<b>Workbook: Case (Main) (continued)</b>					
7						
8						
9	<b>Compositions (continued)</b>					Fluid Pkg: All
10						
11	Name	Sant1	Sant2	Gas Stag2-2-2	Cond2-2	Gas2-2-2
12	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0017	0.0017	0.0017	0.0000	0.0017
13	Comp Mole Frac (Methane)	0.8177	0.8177	0.8233	0.0000	0.8233
14	Comp Mole Frac (CO2)	0.0120	0.0120	0.0121	0.0000	0.0121
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0712	0.0712	0.0717	0.0000	0.0717
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.0243	0.0243	0.0245	0.0000	0.0245
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0186	0.0186	0.0187	0.0000	0.0187
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0218	0.0218	0.0219	0.0000	0.0219
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0087	0.0087	0.0087	0.0000	0.0087
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0046	0.0046	0.0047	0.0000	0.0047
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0015	0.0015	0.0015	0.0000	0.0015
22	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0012	0.0012	0.0012	0.0000	0.0012
23	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0008	0.0008	0.0008	0.0000	0.0008
24	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0004	0.0004	0.0004	0.0000	0.0004
25	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26	Comp Mole Frac (H2O)	0.0155	0.0155	0.0088	1.0000	0.0088
27	Name	Gas Stag2-2-2-	GasStag2-3-2	Liqs2	Gas2-3-3-	Gas2-2-4
28	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0017	0.0017	0.0000	0.0017	0.0017
29	Comp Mole Frac (Methane)	0.8233	0.8279	0.0053	0.8279	0.8279
30	Comp Mole Frac (CO2)	0.0121	0.0122	0.0002	0.0122	0.0122
31	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0717	0.0721	0.0020	0.0721	0.0721
32	Comp Mole Frac (Propane)	0.0245	0.0246	0.0020	0.0246	0.0246
33	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0187	0.0188	0.0032	0.0188	0.0188
34	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0219	0.0220	0.0051	0.0220	0.0220
35	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0087	0.0087	0.0046	0.0087	0.0087
36	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0047	0.0047	0.0030	0.0047	0.0047
37	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0015	0.0015	0.0026	0.0015	0.0015
38	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0012	0.0012	0.0053	0.0012	0.0012
39	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0008	0.0007	0.0087	0.0007	0.0007
40	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0004	0.0003	0.0102	0.0003	0.0003
41	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	Comp Mole Frac (H2O)	0.0088	0.0036	0.9478	0.0036	0.0036
43	Name	GasStag2-4-2	Liqs3	Estación2	Agua Sat2	Gas Estación #2
44	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0017	0.0001	0.0017	0.0000	0.0017
45	Comp Mole Frac (Methane)	0.8303	0.1106	0.8303	0.0000	0.8177
46	Comp Mole Frac (CO2)	0.0122	0.0030	0.0122	0.0000	0.0120
47	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0722	0.0304	0.0722	0.0000	0.0712
48	Comp Mole Frac (Propane)	0.0246	0.0242	0.0246	0.0000	0.0243
49	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0188	0.0337	0.0188	0.0000	0.0186
50	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0219	0.0501	0.0219	0.0000	0.0218
51	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0086	0.0376	0.0086	0.0000	0.0087
52	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0046	0.0234	0.0046	0.0000	0.0046
53	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0014	0.0159	0.0014	0.0000	0.0015
54	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0011	0.0255	0.0011	0.0000	0.0012
55	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0006	0.0315	0.0006	0.0000	0.0008
56	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0003	0.0260	0.0003	0.0000	0.0004
57	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
58	Comp Mole Frac (H2O)	0.0016	0.5879	0.0016	1.0000	0.0155
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69						
70						
71	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10		Page 4 of 7	

1	 ECOPETROL S A Bedford, MA USA		Case Name: Caso Base Campo Estudio.hsc			
2			Unit Set: NewUser3			
3			Date/Time: Tue Aug 14 13:36:16 2018			
4						
5						
6	<b>Workbook: Case (Main) (continued)</b>					
7						
8						
9	<b>Compositions (continued)</b>					Fluid Pkg: All
10						
11	Name	Gas2Stag1	Cond2-1	Tea Est.2	Gas Stag2-2	Gas Stag2-3
12	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0017	0.0000	0.0001	0.0056	0.0056
13	Comp Mole Frac (Methane)	0.8177	0.0000	0.0684	0.8551	0.8597
14	Comp Mole Frac (CO2)	0.0120	0.0000	0.0020	0.0110	0.0111
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0712	0.0000	0.0192	0.0499	0.0501
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.0243	0.0000	0.0154	0.0121	0.0122
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0186	0.0000	0.0215	0.0128	0.0128
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0218	0.0000	0.0318	0.0309	0.0311
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0087	0.0000	0.0235	0.0053	0.0053
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0046	0.0000	0.0146	0.0052	0.0052
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0015	0.0000	0.0100	0.0013	0.0013
22	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0012	0.0000	0.0166	0.0011	0.0011
23	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0008	0.0000	0.0222	0.0008	0.0008
24	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0004	0.0000	0.0207	0.0002	0.0002
25	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0001
26	Comp Mole Frac (H2O)	0.0155	1.0000	0.7340	0.0088	0.0036
27	Name	Liq3-3A	Cond120A	Water1	Tea Est-1	Gas Estación 1
28	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0002	0.0002	0.0000	0.0002	0.0056
29	Comp Mole Frac (Methane)	0.0747	0.0823	0.0000	0.1215	0.8627
30	Comp Mole Frac (CO2)	0.0019	0.0022	0.0000	0.0032	0.0111
31	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0147	0.0201	0.0000	0.0293	0.0503
32	Comp Mole Frac (Propane)	0.0087	0.0147	0.0000	0.0209	0.0122
33	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0175	0.0242	0.0000	0.0327	0.0129
34	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0544	0.0537	0.0000	0.0702	0.0312
35	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0181	0.0267	0.0000	0.0308	0.0053
36	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0210	0.0226	0.0000	0.0250	0.0052
37	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0118	0.0136	0.0000	0.0124	0.0013
38	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0213	0.0219	0.0000	0.0174	0.0011
39	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0311	0.0261	0.0000	0.0195	0.0008
40	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0142	0.0126	0.0000	0.0093	0.0002
41	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0108	0.0038	0.0000	0.0028	0.0001
42	Comp Mole Frac (H2O)	0.6997	0.6754	1.0000	0.6048	0.0000
43	Name	Agua Sat1	Gas Estación #1	Condens Est-1	Cond120AA	Water2
44	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0055	0.0000	0.0002	0.0000
45	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.8493	0.0032	0.0823	0.0000
46	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0109	0.0002	0.0022	0.0000
47	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0495	0.0041	0.0201	0.0000
48	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.0120	0.0100	0.0147	0.0000
49	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0127	0.0368	0.0242	0.0000
50	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0307	0.1075	0.0537	0.0000
51	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0052	0.1028	0.0267	0.0000
52	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0051	0.0982	0.0226	0.0000
53	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0013	0.0914	0.0136	0.0000
54	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0011	0.1761	0.0219	0.0000
55	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0008	0.2242	0.0261	0.0000
56	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0002	0.1110	0.0126	0.0000
57	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0001	0.0337	0.0038	0.0000
58	Comp Mole Frac (H2O)	1.0000	0.0155	0.0007	0.6754	1.0000
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69						
70						
71	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10		Page 5 of 7	

1	 ECOPEPETROL S A Bedford, MA USA		Case Name: Caso Base Campo Estudio.hsc			
2			Unit Set: NewUser3			
3			Date/Time: Tue Aug 14 13:36:16 2018			
4						
5						
6	<b>Workbook: Case (Main) (continued)</b>					
7						
8						
9	<b>Compositions (continued)</b>				Fluid Pkg: All	
10						
11	Name	Liquis1	Condensado Total	Li22	Condens Est-2	Cond2AA
12	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13	Comp Mole Frac (Methane)	0.0252	0.0033	0.0037	0.0037	0.0252
14	Comp Mole Frac (CO2)	0.0007	0.0002	0.0003	0.0003	0.0007
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0071	0.0043	0.0057	0.0057	0.0071
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.0058	0.0105	0.0154	0.0154	0.0058
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0083	0.0378	0.0471	0.0471	0.0083
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0124	0.1059	0.0907	0.0907	0.0124
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0095	0.1044	0.1204	0.1204	0.0095
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0060	0.0968	0.0830	0.0830	0.0060
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0042	0.0902	0.0791	0.0791	0.0042
22	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0072	0.1736	0.1495	0.1495	0.0072
23	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0097	0.2227	0.2081	0.2081	0.0097
24	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0091	0.1191	0.1966	0.1966	0.0091
25	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0305	0.0000	0.0000	0.0000
26	Comp Mole Frac (H2O)	0.8948	0.0007	0.0005	0.0005	0.8948
27	<b>Energy Streams</b>				Fluid Pkg: All	
28						
29	Name	EST1-2	EST2-2	EST3-2	EST4-2	EST5-2
30	Heat Flow (Btu/hr)	5.613e+006	---	4.428e+006	5.162e+006	3.802e+006
31	Name	EST6-2	GT2	ES1	ES2	ES3
32	Heat Flow (Btu/hr)	4.951e+006	3.354e+004	6.247e+006	6.224e+006	4.921e+006
33	Name	ES4	ES5	ES6	GT1	Gas1-2
34	Heat Flow (Btu/hr)	5.785e+006	4.651e+006	6.246e+006	7.178e+005	5.590e+006
35	Name	Ecal	EF	e22		
36	Heat Flow (Btu/hr)	5.763e+004	1.655e+004	208.4		
37	<b>Unit Ops</b>					
38						
39	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc Level
40	K1 Stag1	Compressor	Gas1Stag1	Gas1-1	No	500.0
41			EST1-2			
42	K1 Stag2	Compressor	Gas stag2-2-	Gas2-2	No	500.0
43			EST3-2			
44	K-102-3	Compressor	Gas Stag2-3	Gas2-3	No	500.0
45			EST5-2			
46	K2Stag1	Compressor	Gas2Stag1	Sant1	No	500.0
47			ES1			
48	K2-Stag2	Compressor	Gas Stag2-2-2	Gas2-2-2	No	500.0
49			ES3			
50	K-102	Compressor	GasStag2-3-2	Gas2-3-3-	No	500.0
51			ES5			
52	E-101-1	Cooler	Gas1-1	Gas Stag1-2	No	500.0
53				Gas1-2		
54	E-101-2	Cooler	Gas2-2	Gas Stag2-2	No	500.0
55				EST4-2		
56	E-101-3	Cooler	Gas2-3	Gas2-4	No	500.0
57				EST6-2		
58	E2-101	Cooler	Sant1	Sant2	No	500.0
59				ES2		
60	E2-102	Cooler	Gas2-2-2	Gas Stag2-2-2-	No	500.0
61				ES4		
62	E-102	Cooler	Gas2-3-3-	Gas2-2-4	No	500.0
63				ES6		
64	E-101	Cooler	Cond2AA	Liquis1	No	500.0
65				EF		
66	Stage 2	Separator	Gas Stag1-2	Cond1-1	No	500.0
67				Gas stag2-2-		
68	Stage3	Separator	Gas Stag2-2	Cond1-2	No	500.0
69				Gas Stag2-3		
70	Stage 4	Separator	Gas2-4	Liqs3-3	No	500.0
71	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10		Page 6 of 7	

1	 ECOPEPETROL S A Bedford, MA USA		Case Name: Caso Base Campo Estudio.hsc			
2			Unit Set: NewUser3			
3			Date/Time: Tue Aug 14 13:36:16 2018			
4						
5						
6	<b>Workbook: Case (Main) (continued)</b>					
7						
8						
9	<b>Unit Ops (continued)</b>					
10						
11	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc Level
12	Stage 4	Separator		Gas Stag2-4	No	500.0 *
13	Sep. de Carga	Separator	Carga1	Condensados	No	500.0 *
14				Gas de Carga a la Planta		
15	Stage1	Separator	Gas Estación #1	CondE1	No	500.0 *
16				Gas1Stag1		
17	Stage2-2	Separator	Sant2	Cond2-2	No	500.0 *
18				Gas Stag2-2-2		
19	Stage2-3	Separator	Gas Stag2-2-2-	Liqs2	No	500.0 *
20				GasStag2-3-2		
21	Stage2-4	Separator	Gas2-2-4	Liqs3	No	500.0 *
22				GasStag2-4-2		
23	Stage2-1	Separator	Gas Estación #2	Cond2-1	No	500.0 *
24				Gas2Stag1		
25	VLV-100-3	Valve	Cond1-1	Cond1-1-A	No	500.0 *
26	VLV-101-3	Valve	Cond1-2	Cond1-2A	No	500.0 *
27	VLV-102	Valve	Condensados	Cond01	No	500.0 *
28	VLV-104	Valve	Liqs3-3	Liq3-3A	No	500.0 *
29	MIX-101	Mixer	Estación1	Carga1	No	500.0 *
30			Estación2			
31	MIX-102	Mixer	Liq3-3A	Cond120A	No	500.0 *
32			Cond01			
33			Cond1-1-A			
34			Cond1-2A			
35	MIX-103	Mixer	Condens Est-1	Condensado Total	No	500.0 *
36			Condens Est-2			
37	MIX-100	Mixer	Liqs3	Cond2AA	No	500.0 *
38			Liqs2			
39			Cond2-2			
40	Gasoducto 1	Pipe Segment	Gas Stag2-4	Estación1	No	500.0 *
41				GT2		
42	PIPE-101	Pipe Segment	GasStag2-4-2	Estación2	No	500.0 *
43				GT1		
44	V-101	3 Phase Separator	Liquis1	Li22	No	500.0 *
45				Tea Est.2		
46				Water2		
47	V-100	3 Phase Separator	Cond120AA	Condens Est-1	No	500.0 *
48				Tea Est-1		
49				Water1		
50	E-100	Heater	Cond120A	Cond120AA	No	500.0 *
51			Ecal			
52	E-103	Heater	Li22	Condens Est-2	No	500.0 *
53			e22			
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69						
70						
71	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10		Page 7 of 7	

Apéndice B. Datos del modelo Alternativa A: Estabilización por reducción de presión.

1	 ECOPEPETROL S A Bedford, MA USA		Case Name: Alternativa A.hsc			
2			Unit Set: NewUser3			
3			Date/Time: Tue Aug 14 13:24:20 2018			
4						
5	<b>Workbook: Case (Main)</b>					
6						
7						
8						
9	<b>Material Streams</b>					Fluid Pkg: All
10						
11	Name	Gas1-1	Gas Stag1-2	Gas stag2-2-	Cond1-1	Gas2-2
12	Vapour Fraction	1.0000	0.9932	1.0000	0.0000	1.0000
13	Temperature (F)	276.1	110.0	110.0	110.0	261.1
14	Pressure (psig)	135.0	134.0	134.0	134.0	375.0
15	Molar Flow (MMSCFD)	26.00	26.00	25.83	0.1765	25.83
16	Mass Flow (lb/hr)	5.760e+004	5.760e+004	5.725e+004	349.2	5.725e+004
17	Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.131e+004	1.131e+004	1.129e+004	23.96	1.129e+004
18	Heat Flow (Btu/hr)	-9.832e+007	-1.039e+008	-1.015e+008	-2.374e+006	-9.711e+007
19	Name	Cond1-2	Gas2-3	Gas2-4	Gas Stag2-4	Cond1-3
20	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.9961	1.0000	0.0000
21	Temperature (F)	110.0	248.2	105.0	105.0	105.0
22	Pressure (psig)	374.0	910.0	909.0	909.0	909.0
23	Molar Flow (MMSCFD)	0.1363	25.69	25.69	25.59	9.924e-002
24	Mass Flow (lb/hr)	278.0	5.697e+004	5.697e+004	5.655e+004	417.1
25	Liquid Volume Flow (barrel/day)	19.45	1.127e+004	1.127e+004	1.123e+004	43.39
26	Heat Flow (Btu/hr)	-1.828e+006	-9.664e+007	-1.018e+008	-1.007e+008	-1.057e+006
27	Name	Estación1	Carga1	Gas de Carga a la P	Condensados	Gas1Stag1
28	Vapour Fraction	0.9999	0.9965	1.0000	0.0000	1.0000
29	Temperature (F)	104.5	96.94	96.94	96.94	90.00
30	Pressure (psig)	908.9	902.7	902.7	902.7	30.00
31	Molar Flow (MMSCFD)	25.59	54.19	54.00	0.1873	26.00
32	Mass Flow (lb/hr)	5.655e+004	1.220e+005	1.209e+005	1089	5.760e+004
33	Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.123e+004	2.405e+004	2.392e+004	128.2	1.131e+004
34	Heat Flow (Btu/hr)	-1.008e+008	-2.161e+008	-2.147e+008	-1.451e+006	-1.039e+008
35	Name	CondE1	Gas Estación2	Sant1	Sant2	Gas Stag2-2-2
36	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000	0.9932	1.0000
37	Temperature (F)	90.00	90.00	271.2	110.0	110.0
38	Pressure (psig)	30.00	30.00	135.0	134.0	134.0
39	Molar Flow (MMSCFD)	0.0000	28.60	29.05	29.05	28.85
40	Mass Flow (lb/hr)	0.0000	6.571e+004	6.660e+004	6.660e+004	6.621e+004
41	Liquid Volume Flow (barrel/day)	0.0000	1.285e+004	1.291e+004	1.291e+004	1.289e+004
42	Heat Flow (Btu/hr)	0.0000	-1.129e+008	-1.118e+008	-1.180e+008	-1.153e+008
43	Name	Liq1	Gas2-2-2	Gas Stag2-2-2-	GasStag2-3-2	Liqs2
44	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.9945	1.0000	0.0000
45	Temperature (F)	110.0	257.3	110.0	110.0	110.0
46	Pressure (psig)	134.0	375.0	374.0	374.0	374.0
47	Molar Flow (MMSCFD)	0.1972	28.85	28.85	28.69	0.1593
48	Mass Flow (lb/hr)	390.1	6.621e+004	6.621e+004	6.584e+004	374.2
49	Liquid Volume Flow (barrel/day)	26.77	1.289e+004	1.289e+004	1.286e+004	28.48
50	Heat Flow (Btu/hr)	-2.652e+006	-1.104e+008	-1.162e+008	-1.141e+008	-2.106e+006
51	Name	Gas2-3-3-	Gas2-2-4	GasStag2-4-2	Liqs3	Estación2
52	Vapour Fraction	1.0000	0.9967	1.0000	0.0000	0.9921
53	Temperature (F)	258.6	110.0	110.0	110.0	91.18
54	Pressure (psig)	990.0	989.0	989.0	989.0	902.7
55	Molar Flow (MMSCFD)	28.69	28.69	28.60	9.522e-002	28.60
56	Mass Flow (lb/hr)	6.584e+004	6.584e+004	6.548e+004	362.0	6.548e+004
57	Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.286e+004	1.286e+004	1.282e+004	37.53	1.282e+004
58	Heat Flow (Btu/hr)	-1.094e+008	-1.157e+008	-1.147e+008	-1.031e+006	-1.154e+008
59	Name	Agua Sat2	Gas Estación #2	Gas2Stag1	Cond2-1	Gas Stag2-2
60	Vapour Fraction	---	1.0000	1.0000	0.0000	0.9947
61	Temperature (F)	---	90.00	90.00	90.00	110.0
62	Pressure (psig)	---	30.00	30.00	30.00	374.0
63	Molar Flow (MMSCFD)	0.4508	29.05	29.05	0.0000	25.83
64	Mass Flow (lb/hr)	891.8	6.660e+004	6.660e+004	0.0000	5.725e+004
65	Liquid Volume Flow (barrel/day)	61.19	1.291e+004	1.291e+004	0.0000	1.129e+004
66	Heat Flow (Btu/hr)	-5.143e+006	-1.180e+008	-1.180e+008	0.0000	-1.023e+008
67						
68						
69						
70						
71	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10		Page 1 of 8	

1	 ECOPEPETROL S A Bedford, MA USA			Case Name: Alternativa A.hsc		
2				Unit Set: NewUser3		
3				Date/Time: Tue Aug 14 13:24:20 2018		
4						
5						
6	<b>Workbook: Case (Main) (continued)</b>					
7						
8						
9	<b>Material Streams (continued)</b>				Fluid Pkg: All	
10						
11	Name	Gas Stag2-3	Cond120A	Condens2	Gas Estación 1	Agua Sat1
12	Vapour Fraction	1.0000	0.1411	0.0000	1.0000	---
13	Temperature (F)	110.0	85.11	78.12	90.00	---
14	Pressure (psig)	374.0	90.00	10.00	30.00	---
15	Molar Flow (MMSCFD)	25.69	0.5993	2.623e-002	25.60	0.4036
16	Mass Flow (lb/hr)	5.697e+004	2133	253.5	5.680e+004	798.3
17	Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.127e+004	215.0	26.29	1.126e+004	54.77
18	Heat Flow (Btu/hr)	-1.004e+008	-6.709e+006	-2.525e+005	-9.933e+007	-4.604e+006
19	Name	Gas Estación #1	CondEst-1	Water2	Liquis	Cble1
20	Vapour Fraction	1.0000	0.1449	0.0000	0.0397	1.0000
21	Temperature (F)	90.00	90.00	78.12	107.1	90.00
22	Pressure (psig)	30.00	90.00	10.00	374.0	90.00
23	Molar Flow (MMSCFD)	26.00	0.5993	0.2068	0.2545	8.686e-002
24	Mass Flow (lb/hr)	5.760e+004	2133	409.1	736.2	275.7
25	Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.131e+004	215.0	28.07	66.01	45.16
26	Heat Flow (Btu/hr)	-1.039e+008	-6.700e+006	-2.795e+006	-3.137e+006	-3.909e+005
27	Name	Estabil1	CondEstab11	Estabil2	Cble1-2	Estabil1-2
28	Vapour Fraction	0.0000	0.1449	0.0376	1.0000	0.0000
29	Temperature (F)	90.00	90.00	78.75	90.00	90.00
30	Pressure (psig)	90.00	90.00	10.00	10.00	10.00
31	Molar Flow (MMSCFD)	0.5124	0.5993	0.5124	2.753e-002	0.1007
32	Mass Flow (lb/hr)	1857	2133	1857	156.2	941.0
33	Liquid Volume Flow (barrel/day)	169.9	215.0	169.9	19.40	98.33
34	Heat Flow (Btu/hr)	-6.309e+006	-6.700e+006	-6.309e+006	-1.634e+005	-9.377e+005
35	Name	Agua1-2	Estabil2A	Liquis1A	Liquis2A	Cble2A
36	Vapour Fraction	0.0000	0.0537	0.0362	0.0639	1.0000
37	Temperature (F)	90.00	90.00	90.00	84.88	84.88
38	Pressure (psig)	10.00	10.00	374.0	110.0	110.0
39	Molar Flow (MMSCFD)	0.3842	0.5124	0.2545	0.2545	1.627e-002
40	Mass Flow (lb/hr)	760.0	1857	736.2	736.2	47.21
41	Liquid Volume Flow (barrel/day)	52.14	169.9	66.01	66.01	8.162
42	Heat Flow (Btu/hr)	-5.183e+006	-6.284e+006	-3.148e+006	-3.148e+006	-7.096e+004
43	Name	Cond2-1etapa	Cond2-1etapaA	Cble-Est2	Condensado Total	Cond1-1-A
44	Vapour Fraction	0.0000	0.0220	1.0000	0.0000	0.0000
45	Temperature (F)	84.88	78.12	78.12	87.51	110.1
46	Pressure (psig)	110.0	10.00	10.00	10.00	90.00
47	Molar Flow (MMSCFD)	0.2383	0.2383	5.236e-003	0.1269	0.1765
48	Mass Flow (lb/hr)	689.0	689.0	26.45	1194	349.2
49	Liquid Volume Flow (barrel/day)	57.85	57.85	3.495	124.6	23.96
50	Heat Flow (Btu/hr)	-3.077e+006	-3.077e+006	-2.924e+004	-1.190e+006	-2.374e+006
51	Name	Cond1-2A	Cond1-3A	Conde		
52	Vapour Fraction	0.0010	0.1682	0.3287		
53	Temperature (F)	110.6	86.69	65.98		
54	Pressure (psig)	90.00	90.00	90.00		
55	Molar Flow (MMSCFD)	0.1363	9.924e-002	0.1873		
56	Mass Flow (lb/hr)	278.0	417.1	1089		
57	Liquid Volume Flow (barrel/day)	19.45	43.39	128.2		
58	Heat Flow (Btu/hr)	-1.828e+006	-1.057e+006	-1.451e+006		
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69						
70						
71	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10		Page 2 of 8	

1	 ECOPEPETROL S A Bedford, MA USA		Case Name: Alternativa A.hsc			
2			Unit Set: NewUser3			
3			Date/Time: Tue Aug 14 13:24:20 2018			
4						
5						
6	<b>Workbook: Case (Main) (continued)</b>					
7						
8						
9	<b>Compositions</b>					Fluid Pkg: All
10						
11	Name	Gas1-1	Gas Stag1-2	Gas stag2-2-	Cond1-1	Gas2-2
12	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0055	0.0055	0.0055	0.0000	0.0055
13	Comp Mole Frac (Methane)	0.8493	0.8493	0.8551	0.0000	0.8551
14	Comp Mole Frac (CO2)	0.0109	0.0109	0.0110	0.0000	0.0110
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0495	0.0495	0.0499	0.0000	0.0499
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.0120	0.0120	0.0121	0.0000	0.0121
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0127	0.0127	0.0128	0.0000	0.0128
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0307	0.0307	0.0309	0.0000	0.0309
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0052	0.0052	0.0053	0.0000	0.0053
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0051	0.0051	0.0052	0.0000	0.0052
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0013	0.0013	0.0013	0.0000	0.0013
22	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0010	0.0010	0.0011	0.0000	0.0011
23	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0008	0.0008	0.0008	0.0000	0.0008
24	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0002	0.0002	0.0002	0.0000	0.0002
25	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0001	0.0001	0.0001	0.0000	0.0001
26	Comp Mole Frac (H2O)	0.0155	0.0155	0.0088	1.0000	0.0088
27	Name	Cond1-2	Gas2-3	Gas2-4	Gas Stag2-4	Cond1-3
28	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0056	0.0056	0.0056	0.0003
29	Comp Mole Frac (Methane)	0.0009	0.8597	0.8597	0.8626	0.1172
30	Comp Mole Frac (CO2)	0.0001	0.0110	0.0110	0.0111	0.0029
31	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0002	0.0501	0.0501	0.0502	0.0233
32	Comp Mole Frac (Propane)	0.0002	0.0122	0.0122	0.0122	0.0140
33	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0003	0.0129	0.0129	0.0128	0.0280
34	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0011	0.0311	0.0311	0.0309	0.0873
35	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0004	0.0053	0.0053	0.0052	0.0291
36	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0005	0.0052	0.0052	0.0051	0.0337
37	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0004	0.0013	0.0013	0.0013	0.0191
38	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0008	0.0011	0.0011	0.0009	0.0318
39	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0015	0.0008	0.0008	0.0006	0.0456
40	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0008	0.0002	0.0002	0.0001	0.0173
41	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0010	0.0001	0.0001	0.0000	0.0123
42	Comp Mole Frac (H2O)	0.9918	0.0036	0.0036	0.0015	0.5380
43	Name	Estación1	Carga1	Gas de Carga a la Pl	Condensados	Gas1Stag1
44	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0056	0.0036	0.0036	0.0004	0.0055
45	Comp Mole Frac (Methane)	0.8626	0.8455	0.8476	0.2319	0.8493
46	Comp Mole Frac (CO2)	0.0111	0.0117	0.0117	0.0061	0.0109
47	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0502	0.0618	0.0618	0.0581	0.0495
48	Comp Mole Frac (Propane)	0.0122	0.0187	0.0187	0.0435	0.0120
49	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0128	0.0160	0.0158	0.0702	0.0127
50	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0309	0.0261	0.0257	0.1484	0.0307
51	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0052	0.0070	0.0068	0.0776	0.0052
52	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0051	0.0048	0.0046	0.0628	0.0051
53	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0013	0.0013	0.0012	0.0382	0.0013
54	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0009	0.0010	0.0008	0.0573	0.0010
55	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0006	0.0006	0.0004	0.0633	0.0008
56	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0001	0.0002	0.0001	0.0289	0.0002
57	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0035	0.0001
58	Comp Mole Frac (H2O)	0.0015	0.0016	0.0012	0.1097	0.0155
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69						
70						
71	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10		Page 3 of 8	

1	 ECOPEPETROL S A Bedford, MA USA		Case Name: Alternativa A.hsc			
2			Unit Set: NewUser3			
3			Date/Time: Tue Aug 14 13:24:20 2018			
4						
5						
6	<b>Workbook: Case (Main) (continued)</b>					
7						
8						
9	<b>Compositions (continued)</b>					Fluid Pkg: All
10						
11	Name	CondE1	Gas Estación2	Sant1	Sant2	Gas Stag2-2-2
12	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0017 *	0.0017	0.0017	0.0017
13	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.8306 *	0.8177	0.8177	0.8233
14	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0122 *	0.0120	0.0120	0.0121
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0723 *	0.0712	0.0712	0.0717
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.0247 *	0.0243	0.0243	0.0245
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0189 *	0.0186	0.0186	0.0187
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0221 *	0.0218	0.0218	0.0219
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0088 *	0.0087	0.0087	0.0087
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0047 *	0.0046	0.0046	0.0047
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0015 *	0.0015	0.0015	0.0015
22	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0012 *	0.0012	0.0012	0.0012
23	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0008 *	0.0008	0.0008	0.0008
24	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0004 *	0.0004	0.0004	0.0004
25	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
26	Comp Mole Frac (H2O)	1.0000	0.0000 *	0.0155	0.0155	0.0088
27	Name	Liq1	Gas2-2-2	Gas Stag2-2-2-	GasStag2-3-2	Liqs2
28	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0017	0.0017	0.0017	0.0000
29	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.8233	0.8233	0.8279	0.0053
30	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0121	0.0121	0.0122	0.0002
31	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0717	0.0717	0.0721	0.0020
32	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.0245	0.0245	0.0246	0.0020
33	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0187	0.0187	0.0188	0.0032
34	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0219	0.0219	0.0220	0.0051
35	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0087	0.0087	0.0087	0.0046
36	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0047	0.0047	0.0047	0.0030
37	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0015	0.0015	0.0015	0.0026
38	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0012	0.0012	0.0012	0.0053
39	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0008	0.0008	0.0007	0.0087
40	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0004	0.0004	0.0003	0.0102
41	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	Comp Mole Frac (H2O)	1.0000	0.0088	0.0088	0.0036	0.9480
43	Name	Gas2-3-3-	Gas2-2-4	GasStag2-4-2	Liqs3	Estación2
44	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0017	0.0017	0.0017	0.0001	0.0017
45	Comp Mole Frac (Methane)	0.8279	0.8279	0.8303	0.1106	0.8303
46	Comp Mole Frac (CO2)	0.0122	0.0122	0.0122	0.0030	0.0122
47	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0721	0.0721	0.0722	0.0304	0.0722
48	Comp Mole Frac (Propane)	0.0246	0.0246	0.0246	0.0242	0.0246
49	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0188	0.0188	0.0188	0.0338	0.0188
50	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0220	0.0220	0.0219	0.0501	0.0219
51	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0087	0.0087	0.0086	0.0376	0.0086
52	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0047	0.0047	0.0046	0.0234	0.0046
53	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0015	0.0015	0.0014	0.0159	0.0014
54	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0012	0.0012	0.0011	0.0255	0.0011
55	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0007	0.0007	0.0006	0.0315	0.0006
56	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0003	0.0003	0.0003	0.0260	0.0003
57	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
58	Comp Mole Frac (H2O)	0.0036	0.0036	0.0016	0.5878	0.0016
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69						
70						
71	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10		Page 4 of 8	

1	 ECOPEPETROL S A Bedford, MA USA		Case Name: Alternativa A.hsc			
2			Unit Set: NewUser3			
3			Date/Time: Tue Aug 14 13:24:20 2018			
4						
5						
6	<b>Workbook: Case (Main) (continued)</b>					
7						
8						
9	<b>Compositions (continued)</b>					Fluid Pkg: All
10						
11	Name	Agua Sat2	Gas Estación #2	Gas2Stag1	Cond2-1	Gas Stag2-2
12	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0017	0.0017	0.0000	0.0055
13	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.8177	0.8177	0.0000	0.8551
14	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0120	0.0120	0.0000	0.0110
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0712	0.0712	0.0000	0.0499
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.0243	0.0243	0.0000	0.0121
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0186	0.0186	0.0000	0.0128
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0218	0.0218	0.0000	0.0309
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0087	0.0087	0.0000	0.0053
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0046	0.0046	0.0000	0.0052
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0015	0.0015	0.0000	0.0013
22	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0012	0.0012	0.0000	0.0011
23	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0008	0.0008	0.0000	0.0008
24	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0004	0.0004	0.0000	0.0002
25	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001
26	Comp Mole Frac (H2O)	1.0000	0.0155	0.0155	1.0000	0.0088
27	Name	Gas Stag2-3	Cond120A	Condens2	Gas Estación 1	Agua Sat1
28	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0056	0.0002	0.0000	0.0056	0.0000
29	Comp Mole Frac (Methane)	0.8597	0.0921	0.0015	0.8627	0.0000
30	Comp Mole Frac (CO2)	0.0110	0.0024	0.0002	0.0111	0.0000
31	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0501	0.0221	0.0078	0.0503	0.0000
32	Comp Mole Frac (Propane)	0.0122	0.0160	0.0293	0.0122	0.0000
33	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0129	0.0267	0.0792	0.0129	0.0000
34	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0311	0.0611	0.1384	0.0312	0.0000
35	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0053	0.0292	0.1381	0.0053	0.0000
36	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0052	0.0253	0.0898	0.0052	0.0000
37	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0013	0.0152	0.0700	0.0013	0.0000
38	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0011	0.0233	0.1227	0.0011	0.0000
39	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0008	0.0277	0.1665	0.0008	0.0000
40	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0002	0.0121	0.1560	0.0002	0.0000
41	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0001	0.0033	0.0000	0.0001	0.0000
42	Comp Mole Frac (H2O)	0.0036	0.6434	0.0005	0.0000	1.0000
43	Name	Gas Estación #1	CondEst-1	Water2	Liquis	Cble1
44	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0055	0.0002	0.0000	0.0000	0.0013
45	Comp Mole Frac (Methane)	0.8493	0.0921	0.0000	0.0447	0.6019
46	Comp Mole Frac (CO2)	0.0109	0.0024	0.0000	0.0013	0.0146
47	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0495	0.0221	0.0000	0.0126	0.1188
48	Comp Mole Frac (Propane)	0.0120	0.0160	0.0000	0.0103	0.0564
49	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0127	0.0267	0.0000	0.0146	0.0560
50	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0307	0.0611	0.0000	0.0219	0.1006
51	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0052	0.0292	0.0000	0.0169	0.0221
52	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0051	0.0253	0.0000	0.0106	0.0158
53	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0013	0.0152	0.0000	0.0075	0.0033
54	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0010	0.0233	0.0000	0.0128	0.0017
55	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0008	0.0277	0.0000	0.0172	0.0007
56	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0002	0.0121	0.0000	0.0161	0.0001
57	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0001	0.0033	0.0000	0.0000	0.0000
58	Comp Mole Frac (H2O)	0.0155	0.6434	1.0000	0.8132	0.0067
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69						
70						
71	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10		Page 5 of 8	

1	 ECOPEPETROL S A Bedford, MA USA		Case Name: Alternativa A.hsc			
2			Unit Set: NewUser3			
3			Date/Time: Tue Aug 14 13:24:20 2018			
4						
5						
6	<b>Workbook: Case (Main) (continued)</b>					
7						
8						
9	<b>Compositions (continued)</b>					
10					Fluid Pkg: All	
11	Name	Estabil1	CondEstab1	Estabil2	Cble1-2	Estabil1-2
12	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0002	0.0000	0.0001	0.0000
13	Comp Mole Frac (Methane)	0.0057	0.0921	0.0057	0.1022	0.0009
14	Comp Mole Frac (CO2)	0.0003	0.0024	0.0003	0.0059	0.0001
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0057	0.0221	0.0057	0.0903	0.0043
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.0091	0.0160	0.0091	0.1057	0.0174
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0217	0.0267	0.0217	0.1628	0.0659
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0544	0.0611	0.0544	0.3283	0.1869
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0304	0.0292	0.0304	0.0879	0.1305
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0269	0.0253	0.0269	0.0642	0.1195
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0172	0.0152	0.0172	0.0141	0.0837
22	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0270	0.0233	0.0270	0.0074	0.1354
23	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0323	0.0277	0.0323	0.0030	0.1633
24	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0141	0.0121	0.0141	0.0004	0.0716
25	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0039	0.0033	0.0039	0.0000	0.0199
26	Comp Mole Frac (H2O)	0.7514	0.6434	0.7514	0.0276	0.0007
27	Name	Agua1-2	Estabil2A	Liquis1A	Liquis2A	Cble2A
28	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0006
29	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.0057	0.0447	0.0447	0.6438
30	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0003	0.0013	0.0013	0.0162
31	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0057	0.0126	0.0126	0.1359
32	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.0091	0.0103	0.0103	0.0633
33	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0217	0.0146	0.0146	0.0484
34	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0544	0.0219	0.0219	0.0550
35	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0304	0.0169	0.0169	0.0183
36	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0269	0.0106	0.0106	0.0093
37	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0172	0.0075	0.0075	0.0022
38	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0270	0.0128	0.0128	0.0013
39	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0323	0.0172	0.0172	0.0006
40	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0141	0.0161	0.0161	0.0002
41	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0039	0.0000	0.0000	0.0000
42	Comp Mole Frac (H2O)	1.0000	0.7514	0.8132	0.8132	0.0048
43	Name	Cond2-1etapa	Cond2-1etapaA	Cble-Est2	Condensado Total	Cond1-1-A
44	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000
45	Comp Mole Frac (Methane)	0.0038	0.0038	0.1659	0.0010	0.0000
46	Comp Mole Frac (CO2)	0.0003	0.0003	0.0107	0.0002	0.0000
47	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0042	0.0042	0.1512	0.0050	0.0000
48	Comp Mole Frac (Propane)	0.0067	0.0067	0.1560	0.0198	0.0000
49	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0123	0.0123	0.1653	0.0686	0.0000
50	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0197	0.0197	0.2024	0.1769	0.0000
51	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0168	0.0168	0.0746	0.1320	0.0000
52	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0107	0.0107	0.0383	0.1134	0.0000
53	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0079	0.0079	0.0090	0.0808	0.0000
54	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0136	0.0136	0.0049	0.1328	0.0000
55	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0184	0.0184	0.0021	0.1639	0.0000
56	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0172	0.0172	0.0006	0.0890	0.0000
57	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0158	0.0000
58	Comp Mole Frac (H2O)	0.8684	0.8684	0.0188	0.0007	1.0000
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69						
70						
71	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10		Page 6 of 8	

1	 ECOPETROL S A Bedford, MA USA			Case Name: Alternativa A.hsc	
2				Unit Set: NewUser3	
3				Date/Time: Tue Aug 14 13:24:20 2018	
4					
5					
6	<b>Workbook: Case (Main) (continued)</b>				
7					
8					
9	<b>Compositions (continued)</b>				Fluid Pkg: All
10					
11	Name	Cond1-2A	Cond1-3A	Conde	
12	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0003	0.0004	
13	Comp Mole Frac (Methane)	0.0009	0.1172	0.2319	
14	Comp Mole Frac (CO2)	0.0001	0.0029	0.0061	
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0002	0.0233	0.0581	
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.0002	0.0140	0.0435	
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0003	0.0280	0.0702	
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0011	0.0873	0.1484	
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0004	0.0291	0.0776	
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0005	0.0337	0.0628	
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0004	0.0191	0.0382	
22	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0008	0.0318	0.0573	
23	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0015	0.0456	0.0633	
24	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0008	0.0173	0.0289	
25	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0010	0.0123	0.0035	
26	Comp Mole Frac (H2O)	0.9918	0.5380	0.1097	
27	<b>Energy Streams</b>				Fluid Pkg: All
28					
29	Name	EST1-2	EST2-2	EST3-2	EST4-2
30	Heat Flow (Btu/hr)	5.613e+006	---	4.428e+006	5.158e+006
31	Name	EST6-2	GT2	ES1	ES2
32	Heat Flow (Btu/hr)	5.155e+006	2.022e+004	6.247e+006	6.223e+006
33	Name	ES4	ES5	ES6	GT1
34	Heat Flow (Btu/hr)	5.787e+006	4.651e+006	6.247e+006	7.178e+005
35	Name	Ecal	Ecal1	Ecoo	
36	Heat Flow (Btu/hr)	9700	2.451e+004	1.102e+004	
37	<b>Unit Ops</b>				
38					
39	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored
40	K1 Stag1	Compressor	Gas1Stag1	Gas1-1	No
41			EST1-2		
42	K1 Stag2	Compressor	Gas stag2-2-	Gas2-2	No
43			EST3-2		
44	K-102-3	Compressor	Gas Stag2-3	Gas2-3	No
45			EST5-2		
46	K2Stag1	Compressor	Gas2Stag1	Sant1	No
47			ES1		
48	K2-Stag2	Compressor	Gas Stag2-2-2	Gas2-2-2	No
49			ES3		
50	K-102	Compressor	GasStag2-3-2	Gas2-3-3-	No
51			ES5		
52	E-101-1	Cooler	Gas1-1	Gas Stag1-2	No
53				Gas1-2	
54	E-101-2	Cooler	Gas2-2	Gas Stag2-2	No
55				EST4-2	
56	E-101-3	Cooler	Gas2-3	Gas2-4	No
57				EST6-2	
58	E2-101	Cooler	Sant1	Sant2	No
59				ES2	
60	E2-102	Cooler	Gas2-2-2	Gas Stag2-2-2-	No
61				ES4	
62	E-102	Cooler	Gas2-3-3-	Gas2-2-4	No
63				ES6	
64	E-104	Cooler	Liquis	Liquis1A	No
65				Ecoo	
66	Stage 2	Separator	Gas Stag1-2	Cond1-1	No
67				Gas stag2-2-	
68	Stage3	Separator	Gas Stag2-2	Cond1-2	No
69				Gas Stag2-3	
70	Stage 4	Separator	Gas2-4	Cond1-3	No
71	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10		Page 7 of 8

1	 ECOPETROL S A Bedford, MA USA		Case Name: Alternativa A.hsc				
2			Unit Set: NewUser3				
3			Date/Time: Tue Aug 14 13:24:20 2018				
4							
5							
6	<b>Workbook: Case (Main) (continued)</b>						
7							
8							
9	<b>Unit Ops (continued)</b>						
10							
11	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc Level	
12	Stage 4	Separator		Gas Stag2-4	No	500.0 *	
13	Sep. de Carga	Separator	Carga1	Condensados	No	500.0 *	
14				Gas de Carga a la Planta			
15	Stage1	Separator	Gas Estación #1	CondE1	No	500.0 *	
16				Gas1Stag1			
17	Stage2-2	Separator	Sant2	Liq1	No	500.0 *	
18				Gas Stag2-2-2			
19	Stage2-3	Separator	Gas Stag2-2-2-	Liqs2	No	500.0 *	
20				GasStag2-3-2			
21	Stage2-4	Separator	Gas2-2-4	Liqs3	No	500.0 *	
22				GasStag2-4-2			
23	Stage2-1	Separator	Gas Estación #2	Cond2-1	No	500.0 *	
24				Gas2Stag1			
25	Sep. 1etapa	Separator	CondEstab11	Estabil1	No	500.0 *	
26				Cble1			
27	V-103	Separator	Liquis2A	Cond2-1etapa	No	500.0 *	
28				Cble2A			
29	VLV-102	Valve	CondEst-1	CondEstab11	No	500.0 *	
30	VLV-104	Valve	Estabil1	Estabil2	No	500.0 *	
31	VLV-100	Valve	Liquis1A	Liquis2A	No	500.0 *	
32	VLV-101	Valve	Cond2-1etapa	Cond2-1etapaA	No	500.0 *	
33	VLV-103	Valve	Cond1-1	Cond1-1-A	No	500.0 *	
34	VLV-105	Valve	Cond1-2	Cond1-2A	No	500.0 *	
35	VLV-106	Valve	Cond1-3	Cond1-3A	No	500.0 *	
36	VLV-107	Valve	Condensados	Conde	No	500.0 *	
37	MIX-101	Mixer	Estación1	Carga1	No	500.0 *	
38				Estación2			
39	MIX-102	Mixer	Cond1-2A	Cond120A	No	500.0 *	
40				Cond1-3A			
41				Cond1-1-A			
42				Conde			
43	MIX-105	Mixer	Liqs3	Liquis	No	500.0 *	
44				Liqs2			
45	MIX-100	Mixer	Estabil1-2	Condensado Total	No	500.0 *	
46				Condens2			
47	Gasoducto 1	Pipe Segment	Gas Stag2-4	Estación1	No	500.0 *	
48							GT2
49	PIPE-101	Pipe Segment	GasStag2-4-2	Estación2	No	500.0 *	
50							GT1
51	V-101	3 Phase Separator	Cond2-1etapaA	Condens2	No	500.0 *	
52							Cble- Est2
53							Water2
54	V-102	3 Phase Separator	Estabil2A	Estabil1-2	No	500.0 *	
55							Cble1-2
56							Agua1-2
57	E-100	Heater	Cond120A	CondEst-1	No	500.0 *	
58				Ecal			
59	E-103	Heater	Estabil2	Estabil2A	No	500.0 *	
60				Ecal1			
61							
62							
63							
64							
65							
66							
67							
68							
69							
70							
71	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10		Page 8 of 8		

Apéndice C. Datos del modelo Alternativa B: Estabilización por incremento de temperatura y reducción de presión.

1	 ECOPEPETROL S A Bedford, MA USA		Case Name: Alternativa B.hsc			
2			Unit Set: NewUser3			
3			Date/Time: Tue Aug 14 13:22:15 2018			
4						
5	<b>Workbook: Case (Main)</b>					
6	<b>Material Streams</b>					
7	Fluid Pkg: All					
8						
9						
10						
11	Name	Gas1-1	Gas Stag1-2	Gas stag2-2-	Cond1-1	Gas2-2
12	Vapour Fraction	1.0000	0.9932	1.0000	0.0000	1.0000
13	Temperature (F)	276.1	110.0	110.0	110.0	261.1
14	Pressure (psig)	135.0	134.0	134.0	134.0	375.0
15	Molar Flow (MMSCFD)	26.00	26.00	25.83	0.1765	25.83
16	Mass Flow (lb/hr)	5.760e+004	5.760e+004	5.725e+004	349.2	5.725e+004
17	Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.131e+004	1.131e+004	1.129e+004	23.96	1.129e+004
18	Heat Flow (Btu/hr)	-9.832e+007	-1.039e+008	-1.015e+008	-2.374e+006	-9.711e+007
19	Name	Cond1-2	Gas2-3	Gas2-4	Gas Stag2-4	Cond1-3
20	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.9961	1.0000	0.0000
21	Temperature (F)	110.0	248.2	105.0	105.0	105.0
22	Pressure (psig)	374.0	910.0	909.0	909.0	909.0
23	Molar Flow (MMSCFD)	0.1363	25.69	25.69	25.59	9.924e-002
24	Mass Flow (lb/hr)	278.0	5.697e+004	5.697e+004	5.655e+004	417.1
25	Liquid Volume Flow (barrel/day)	19.45	1.127e+004	1.127e+004	1.123e+004	43.39
26	Heat Flow (Btu/hr)	-1.828e+006	-9.664e+007	-1.018e+008	-1.007e+008	-1.057e+006
27	Name	Estación1	Carga1	Gas de Carga a la P	Condensados	Gas1Stag1
28	Vapour Fraction	0.9999	0.9965	1.0000	0.0000	1.0000
29	Temperature (F)	104.5	96.94	96.94	96.94	90.00
30	Pressure (psig)	908.9	902.7	902.7	902.7	30.00
31	Molar Flow (MMSCFD)	25.59	54.19	54.00	0.1873	26.00
32	Mass Flow (lb/hr)	5.655e+004	1.220e+005	1.209e+005	1089	5.760e+004
33	Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.123e+004	2.405e+004	2.392e+004	128.2	1.131e+004
34	Heat Flow (Btu/hr)	-1.008e+008	-2.161e+008	-2.147e+008	-1.451e+006	-1.039e+008
35	Name	CondE1	Gas Estación2	Sant1	Sant2	Gas Stag2-2-2
36	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000	0.9932	1.0000
37	Temperature (F)	90.00	90.00	271.2	110.0	110.0
38	Pressure (psig)	30.00	30.00	135.0	134.0	134.0
39	Molar Flow (MMSCFD)	0.0000	28.60	29.05	29.05	28.85
40	Mass Flow (lb/hr)	0.0000	6.571e+004	6.660e+004	6.660e+004	6.621e+004
41	Liquid Volume Flow (barrel/day)	0.0000	1.285e+004	1.291e+004	1.291e+004	1.289e+004
42	Heat Flow (Btu/hr)	0.0000	-1.129e+008	-1.118e+008	-1.180e+008	-1.153e+008
43	Name	Liq1	Gas2-2-2	Gas Stag2-2-2-	GasStag2-3-2	Liqs2
44	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.9945	1.0000	0.0000
45	Temperature (F)	110.0	257.3	110.0	110.0	110.0
46	Pressure (psig)	134.0	375.0	374.0	374.0	374.0
47	Molar Flow (MMSCFD)	0.1972	28.85	28.85	28.69	0.1593
48	Mass Flow (lb/hr)	390.1	6.621e+004	6.621e+004	6.584e+004	374.2
49	Liquid Volume Flow (barrel/day)	26.77	1.289e+004	1.289e+004	1.286e+004	28.48
50	Heat Flow (Btu/hr)	-2.652e+006	-1.104e+008	-1.162e+008	-1.141e+008	-2.106e+006
51	Name	Gas2-3-3-	Gas2-2-4	GasStag2-4-2	Liqs3	Estación2
52	Vapour Fraction	1.0000	0.9967	1.0000	0.0000	0.9921
53	Temperature (F)	258.6	110.0	110.0	110.0	91.18
54	Pressure (psig)	990.0	989.0	989.0	989.0	902.7
55	Molar Flow (MMSCFD)	28.69	28.69	28.60	9.522e-002	28.60
56	Mass Flow (lb/hr)	6.584e+004	6.584e+004	6.548e+004	362.0	6.548e+004
57	Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.286e+004	1.286e+004	1.282e+004	37.53	1.282e+004
58	Heat Flow (Btu/hr)	-1.094e+008	-1.157e+008	-1.147e+008	-1.031e+006	-1.154e+008
59	Name	Agua Sat2	Gas Estación #2	Gas2Stag1	Cond2-1	Gas Stag2-2
60	Vapour Fraction	---	1.0000	1.0000	0.0000	0.9947
61	Temperature (F)	---	90.00	90.00	90.00	110.0
62	Pressure (psig)	---	30.00	30.00	30.00	374.0
63	Molar Flow (MMSCFD)	0.4508	29.05	29.05	0.0000	25.83
64	Mass Flow (lb/hr)	891.8	6.660e+004	6.660e+004	0.0000	5.725e+004
65	Liquid Volume Flow (barrel/day)	61.19	1.291e+004	1.291e+004	0.0000	1.129e+004
66	Heat Flow (Btu/hr)	-5.143e+006	-1.180e+008	-1.180e+008	0.0000	-1.023e+008
67						
68						
69						
70						
71	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10		Page 1 of 8	

1	 ECOPEPETROL S A Bedford, MA USA		Case Name: Alternativa B.hsc			
2			Unit Set: NewUser3			
3			Date/Time: Tue Aug 14 13:22:15 2018			
4						
5						
6	<b>Workbook: Case (Main) (continued)</b>					
7						
8						
9	<b>Material Streams (continued)</b>					
10					Fluid Pkg: All	
11	Name	Gas Stag2-3	Cond120A	Condens2	Gas Estación 1	Agua Sat1
12	Vapour Fraction	1.0000	0.1411	0.0000	1.0000	---
13	Temperature (F)	110.0	85.11	120.0	90.00	---
14	Pressure (psig)	374.0	90.00	30.00	30.00	---
15	Molar Flow (MMSCFD)	25.69	0.5993	1.976e-002	25.60	0.4036
16	Mass Flow (lb/hr)	5.697e+004	2133	206.0	5.680e+004	798.3
17	Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.127e+004	215.0	20.92	1.126e+004	54.77
18	Heat Flow (Btu/hr)	-1.004e+008	-6.709e+006	-1.972e+005	-9.933e+007	-4.604e+006
19	Name	Gas Estación #1	CondEst-1	Water2	Liquis	CondEstab11
20	Vapour Fraction	1.0000	0.1449	0.0000	0.0397	0.1830
21	Temperature (F)	90.00	90.00	120.0	107.1	75.92
22	Pressure (psig)	30.00	90.00	30.00	374.0	30.00
23	Molar Flow (MMSCFD)	26.00	0.5993	0.2059	0.2545	0.5993
24	Mass Flow (lb/hr)	5.760e+004	2133	407.3	736.2	2133
25	Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.131e+004	215.0	27.94	66.01	215.0
26	Heat Flow (Btu/hr)	-1.039e+008	-6.700e+006	-2.765e+006	-3.137e+006	-6.700e+006
27	Name	Cble1-2	Estabil1-2	Agua1-2	Estabil2A	Liquis1A
28	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	0.2080	0.0362
29	Temperature (F)	95.00	95.00	95.00	95.00	90.00
30	Pressure (psig)	30.00	30.00	30.00	30.00	374.0
31	Molar Flow (MMSCFD)	0.1247	9.133e-002	0.3833	0.5993	0.2545
32	Mass Flow (lb/hr)	506.3	868.3	758.2	2133	736.2
33	Liquid Volume Flow (barrel/day)	72.68	90.32	52.02	215.0	66.01
34	Heat Flow (Btu/hr)	-6.274e+005	-8.597e+005	-5.167e+006	-6.654e+006	-3.148e+006
35	Name	Liquis2A	Cond2-1etapaA	Cble-Est2	Condensado Total	Cond1-1-A
36	Vapour Fraction	0.0873	0.1135	1.0000	0.0003	0.0000
37	Temperature (F)	76.34	120.0	120.0	99.78	110.1
38	Pressure (psig)	30.00	30.00	30.00	30.00	90.00
39	Molar Flow (MMSCFD)	0.2545	0.2545	2.889e-002	0.1111	0.1765
40	Mass Flow (lb/hr)	736.2	736.2	122.9	1074	349.2
41	Liquid Volume Flow (barrel/day)	66.01	66.01	17.15	111.2	23.96
42	Heat Flow (Btu/hr)	-3.148e+006	-3.114e+006	-1.518e+005	-1.057e+006	-2.374e+006
43	Name	Cond1-2A	Cond1-3A	Conde		
44	Vapour Fraction	0.0010	0.1682	0.3287		
45	Temperature (F)	110.6	86.69	65.98		
46	Pressure (psig)	90.00	90.00	90.00		
47	Molar Flow (MMSCFD)	0.1363	9.924e-002	0.1873		
48	Mass Flow (lb/hr)	278.0	417.1	1089		
49	Liquid Volume Flow (barrel/day)	19.45	43.39	128.2		
50	Heat Flow (Btu/hr)	-1.828e+006	-1.057e+006	-1.451e+006		
51	<b>Compositions</b>					Fluid Pkg: All
52						
53	Name	Gas1-1	Gas Stag1-2	Gas stag2-2-	Cond1-1	Gas2-2
54	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0055	0.0055	0.0055	0.0000	0.0055
55	Comp Mole Frac (Methane)	0.8493	0.8493	0.8551	0.0000	0.8551
56	Comp Mole Frac (CO2)	0.0109	0.0109	0.0110	0.0000	0.0110
57	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0495	0.0495	0.0499	0.0000	0.0499
58	Comp Mole Frac (Propane)	0.0120	0.0120	0.0121	0.0000	0.0121
59	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0127	0.0127	0.0128	0.0000	0.0128
60	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0307	0.0307	0.0309	0.0000	0.0309
61	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0052	0.0052	0.0053	0.0000	0.0053
62	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0051	0.0051	0.0052	0.0000	0.0052
63	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0013	0.0013	0.0013	0.0000	0.0013
64	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0010	0.0010	0.0011	0.0000	0.0011
65	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0008	0.0008	0.0008	0.0000	0.0008
66	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0002	0.0002	0.0002	0.0000	0.0002
67	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0001	0.0001	0.0001	0.0000	0.0001
68	Comp Mole Frac (H2O)	0.0155	0.0155	0.0088	1.0000	0.0088
69						
70						
71	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10		Page 2 of 8	

1	 ECOPEPETROL S A Bedford, MA USA		Case Name: Alternativa B.hsc			
2			Unit Set: NewUser3			
3			Date/Time: Tue Aug 14 13:22:15 2018			
4						
5						
6	<b>Workbook: Case (Main) (continued)</b>					
7						
8						
9	<b>Compositions (continued)</b>				Fluid Pkg: All	
10						
11	Name	Cond1-2	Gas2-3	Gas2-4	Gas Stag2-4	Cond1-3
12	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0056	0.0056	0.0056	0.0003
13	Comp Mole Frac (Methane)	0.0009	0.8597	0.8597	0.8626	0.1172
14	Comp Mole Frac (CO2)	0.0001	0.0110	0.0110	0.0111	0.0029
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0002	0.0501	0.0501	0.0502	0.0233
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.0002	0.0122	0.0122	0.0122	0.0140
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0003	0.0129	0.0129	0.0128	0.0280
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0011	0.0311	0.0311	0.0309	0.0873
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0004	0.0053	0.0053	0.0052	0.0291
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0005	0.0052	0.0052	0.0051	0.0337
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0004	0.0013	0.0013	0.0013	0.0191
22	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0008	0.0011	0.0011	0.0009	0.0318
23	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0015	0.0008	0.0008	0.0006	0.0456
24	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0008	0.0002	0.0002	0.0001	0.0173
25	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0010	0.0001	0.0001	0.0000	0.0123
26	Comp Mole Frac (H2O)	0.9918	0.0036	0.0036	0.0015	0.5380
27	Name	Estación1	Carga1	Gas de Carga a la Pl	Condensados	Gas1Stag1
28	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0056	0.0036	0.0036	0.0004	0.0055
29	Comp Mole Frac (Methane)	0.8626	0.8455	0.8476	0.2319	0.8493
30	Comp Mole Frac (CO2)	0.0111	0.0117	0.0117	0.0061	0.0109
31	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0502	0.0618	0.0618	0.0581	0.0495
32	Comp Mole Frac (Propane)	0.0122	0.0187	0.0187	0.0435	0.0120
33	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0128	0.0160	0.0158	0.0702	0.0127
34	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0309	0.0261	0.0257	0.1484	0.0307
35	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0052	0.0070	0.0068	0.0776	0.0052
36	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0051	0.0048	0.0046	0.0628	0.0051
37	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0013	0.0013	0.0012	0.0382	0.0013
38	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0009	0.0010	0.0008	0.0573	0.0010
39	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0006	0.0006	0.0004	0.0633	0.0008
40	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0001	0.0002	0.0001	0.0289	0.0002
41	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0035	0.0001
42	Comp Mole Frac (H2O)	0.0015	0.0016	0.0012	0.1097	0.0155
43	Name	CondE1	Gas Estación2	Sant1	Sant2	Gas Stag2-2-2
44	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0017	0.0017	0.0017	0.0017
45	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.8306	0.8177	0.8177	0.8233
46	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0122	0.0120	0.0120	0.0121
47	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0723	0.0712	0.0712	0.0717
48	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.0247	0.0243	0.0243	0.0245
49	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0189	0.0186	0.0186	0.0187
50	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0221	0.0218	0.0218	0.0219
51	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0088	0.0087	0.0087	0.0087
52	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0047	0.0046	0.0046	0.0047
53	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0015	0.0015	0.0015	0.0015
54	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0012	0.0012	0.0012	0.0012
55	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0008	0.0008	0.0008	0.0008
56	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0004	0.0004	0.0004	0.0004
57	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
58	Comp Mole Frac (H2O)	1.0000	0.0000	0.0155	0.0155	0.0088
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69						
70						
71	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10		Page 3 of 8	

1	 ECOPEPETROL S A Bedford, MA USA		Case Name: Alternativa B.hsc			
2			Unit Set: NewUser3			
3			Date/Time: Tue Aug 14 13:22:15 2018			
4						
5						
6	<b>Workbook: Case (Main) (continued)</b>					
7						
8						
9	<b>Compositions (continued)</b>				Fluid Pkg: All	
10						
11	Name	Liq1	Gas2-2-2	Gas Stag2-2-2-	GasStag2-3-2	Liqs2
12	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0017	0.0017	0.0017	0.0000
13	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.8233	0.8233	0.8279	0.0053
14	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0121	0.0121	0.0122	0.0002
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0717	0.0717	0.0721	0.0020
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.0245	0.0245	0.0246	0.0020
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0187	0.0187	0.0188	0.0032
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0219	0.0219	0.0220	0.0051
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0087	0.0087	0.0087	0.0046
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0047	0.0047	0.0047	0.0030
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0015	0.0015	0.0015	0.0026
22	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0012	0.0012	0.0012	0.0053
23	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0008	0.0008	0.0007	0.0087
24	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0004	0.0004	0.0003	0.0102
25	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26	Comp Mole Frac (H2O)	1.0000	0.0088	0.0088	0.0036	0.9480
27	Name	Gas2-3-3-	Gas2-2-4	GasStag2-4-2	Liqs3	Estación2
28	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0017	0.0017	0.0017	0.0001	0.0017
29	Comp Mole Frac (Methane)	0.8279	0.8279	0.8303	0.1106	0.8303
30	Comp Mole Frac (CO2)	0.0122	0.0122	0.0122	0.0030	0.0122
31	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0721	0.0721	0.0722	0.0304	0.0722
32	Comp Mole Frac (Propane)	0.0246	0.0246	0.0246	0.0242	0.0246
33	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0188	0.0188	0.0188	0.0338	0.0188
34	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0220	0.0220	0.0219	0.0501	0.0219
35	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0087	0.0087	0.0086	0.0376	0.0086
36	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0047	0.0047	0.0046	0.0234	0.0046
37	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0015	0.0015	0.0014	0.0159	0.0014
38	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0012	0.0012	0.0011	0.0255	0.0011
39	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0007	0.0007	0.0006	0.0315	0.0006
40	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0003	0.0003	0.0003	0.0260	0.0003
41	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	Comp Mole Frac (H2O)	0.0036	0.0036	0.0016	0.5878	0.0016
43	Name	Agua Sat2	Gas Estación #2	Gas2Stag1	Cond2-1	Gas Stag2-2
44	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0017	0.0017	0.0000	0.0055
45	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.8177	0.8177	0.0000	0.8551
46	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0120	0.0120	0.0000	0.0110
47	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0712	0.0712	0.0000	0.0499
48	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.0243	0.0243	0.0000	0.0121
49	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0186	0.0186	0.0000	0.0128
50	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0218	0.0218	0.0000	0.0309
51	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0087	0.0087	0.0000	0.0053
52	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0046	0.0046	0.0000	0.0052
53	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0015	0.0015	0.0000	0.0013
54	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0012	0.0012	0.0000	0.0011
55	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0008	0.0008	0.0000	0.0008
56	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0004	0.0004	0.0000	0.0002
57	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001
58	Comp Mole Frac (H2O)	1.0000	0.0155	0.0155	1.0000	0.0088
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69						
70						
71	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10		Page 4 of 8	

1	 ECOPEPETROL S A Bedford, MA USA		Case Name: Alternativa B.hsc			
2			Unit Set: NewUser3			
3			Date/Time: Tue Aug 14 13:22:15 2018			
4						
5						
6	<b>Workbook: Case (Main) (continued)</b>					
7						
8						
9	<b>Compositions (continued)</b>					
10						Fluid Pkg: All
11	Name	Gas Stag2-3	Cond120A	Condens2	Gas Estación 1	Agua Sat1
12	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0056	0.0002	0.0000	0.0056 *	0.0000
13	Comp Mole Frac (Methane)	0.8597	0.0921	0.0057	0.8627 *	0.0000
14	Comp Mole Frac (CO2)	0.0110	0.0024	0.0004	0.0111 *	0.0000
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0501	0.0221	0.0070	0.0503 *	0.0000
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.0122	0.0160	0.0164	0.0122 *	0.0000
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0129	0.0267	0.0461	0.0129 *	0.0000
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0311	0.0611	0.0865	0.0312 *	0.0000
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0053	0.0292	0.1123	0.0053 *	0.0000
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0052	0.0253	0.0775	0.0052 *	0.0000
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0013	0.0152	0.0767	0.0013 *	0.0000
22	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0011	0.0233	0.1508	0.0011 *	0.0000
23	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0008	0.0277	0.2145	0.0008 *	0.0000
24	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0002	0.0121	0.2047	0.0002 *	0.0000
25	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0001	0.0033	0.0000	0.0001 *	0.0000
26	Comp Mole Frac (H2O)	0.0036	0.6434	0.0015	0.0000 *	1.0000
27	Name	Gas Estación #1	CondEst-1	Water2	Liquis	CondEstab11
28	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0055	0.0002	0.0000	0.0000	0.0002
29	Comp Mole Frac (Methane)	0.8493	0.0921	0.0000	0.0447	0.0921
30	Comp Mole Frac (CO2)	0.0109	0.0024	0.0000	0.0013	0.0024
31	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0495	0.0221	0.0000	0.0126	0.0221
32	Comp Mole Frac (Propane)	0.0120	0.0160	0.0000	0.0103	0.0160
33	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0127	0.0267	0.0000	0.0146	0.0267
34	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0307	0.0611	0.0000	0.0219	0.0611
35	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0052	0.0292	0.0000	0.0169	0.0292
36	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0051	0.0253	0.0000	0.0106	0.0253
37	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0013	0.0152	0.0000	0.0075	0.0152
38	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0010	0.0233	0.0000	0.0128	0.0233
39	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0008	0.0277	0.0000	0.0172	0.0277
40	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0002	0.0121	0.0000	0.0161	0.0121
41	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0001	0.0033	0.0000	0.0000	0.0033
42	Comp Mole Frac (H2O)	0.0155	0.6434	1.0000	0.8132	0.6434
43	Name	Cble1-2	Estabil1-2	Agua1-2	Estabil2A	Liquis1A
44	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0009	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000
45	Comp Mole Frac (Methane)	0.4376	0.0069	0.0000	0.0921	0.0447
46	Comp Mole Frac (CO2)	0.0113	0.0004	0.0000	0.0024	0.0013
47	Comp Mole Frac (Ethane)	0.1002	0.0081	0.0000	0.0221	0.0126
48	Comp Mole Frac (Propane)	0.0639	0.0175	0.0000	0.0160	0.0103
49	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0863	0.0572	0.0000	0.0267	0.0146
50	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.1749	0.1620	0.0000	0.0611	0.0219
51	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0512	0.1215	0.0000	0.0292	0.0169
52	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0384	0.1137	0.0000	0.0253	0.0106
53	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0094	0.0868	0.0000	0.0152	0.0075
54	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0053	0.1460	0.0000	0.0233	0.0128
55	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0022	0.1786	0.0000	0.0277	0.0172
56	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0003	0.0788	0.0000	0.0121	0.0161
57	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0219	0.0000	0.0033	0.0000
58	Comp Mole Frac (H2O)	0.0180	0.0008	1.0000	0.6434	0.8132
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69						
70						
71	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10		Page 5 of 8	

1	 ECOPEPETROL S A Bedford, MA USA				Case Name: Alternativa B.hsc	
2					Unit Set: NewUser3	
3					Date/Time: Tue Aug 14 13:22:15 2018	
4						
5						
6	<b>Workbook: Case (Main) (continued)</b>					
7						
8						
9	<b>Compositions (continued)</b>				Fluid Pkg: All	
10						
11	Name	Liquis2A	Cond2-1etapaA	Cble-Est2	Condensado Total	Cond1-1-A
12	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0004	0.0000	0.0000
13	Comp Mole Frac (Methane)	0.0447	0.0447	0.3901	0.0067	0.0000
14	Comp Mole Frac (CO2)	0.0013	0.0013	0.0111	0.0004	0.0000
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0126	0.0126	0.1062	0.0079	0.0000
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.0103	0.0103	0.0793	0.0173	0.0000
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0146	0.0146	0.0975	0.0552	0.0000
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0219	0.0219	0.1341	0.1485	0.0000
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0169	0.0169	0.0724	0.1198	0.0000
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0106	0.0106	0.0407	0.1073	0.0000
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0075	0.0075	0.0139	0.0850	0.0000
22	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0128	0.0128	0.0098	0.1469	0.0000
23	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0172	0.0172	0.0051	0.1850	0.0000
24	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0161	0.0161	0.0018	0.1012	0.0000
25	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0180	0.0000
26	Comp Mole Frac (H2O)	0.8132	0.8132	0.0376	0.0009	1.0000
27	Name	Cond1-2A	Cond1-3A	Conde		
28	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0003	0.0004		
29	Comp Mole Frac (Methane)	0.0009	0.1172	0.2319		
30	Comp Mole Frac (CO2)	0.0001	0.0029	0.0061		
31	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0002	0.0233	0.0581		
32	Comp Mole Frac (Propane)	0.0002	0.0140	0.0435		
33	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0003	0.0280	0.0702		
34	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0011	0.0873	0.1484		
35	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0004	0.0291	0.0776		
36	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0005	0.0337	0.0628		
37	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0004	0.0191	0.0382		
38	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0008	0.0318	0.0573		
39	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0015	0.0456	0.0633		
40	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0008	0.0173	0.0289		
41	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0010	0.0123	0.0035		
42	Comp Mole Frac (H2O)	0.9918	0.5380	0.1097		
43	<b>Energy Streams</b>				Fluid Pkg: All	
44						
45	Name	EST1-2	EST2-2	EST3-2	EST4-2	EST5-2
46	Heat Flow (Btu/hr)	5.613e+006	---	4.428e+006	5.158e+006	3.801e+006
47	Name	EST6-2	GT2	ES1	ES2	ES3
48	Heat Flow (Btu/hr)	5.155e+006	2.022e+004	6.247e+006	6.223e+006	4.922e+006
49	Name	ES4	ES5	ES6	GT1	Gas1-2
50	Heat Flow (Btu/hr)	5.787e+006	4.651e+006	6.247e+006	7.178e+005	5.591e+006
51	Name	Ecal	Ecal1	Ecoo	EY	
52	Heat Flow (Btu/hr)	9700	4.576e+004	1.102e+004	3.428e+004	
53	<b>Unit Ops</b>					
54						
55	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc Level
56	K1 Stag1	Compressor	Gas1Stag1	Gas1-1	No	500.0 *
57			EST1-2			
58	K1 Stag2	Compressor	Gas stag2-2-	Gas2-2	No	500.0 *
59			EST3-2			
60	K-102-3	Compressor	Gas Stag2-3	Gas2-3	No	500.0 *
61			EST5-2			
62	K2Stag1	Compressor	Gas2Stag1	Sant1	No	500.0 *
63			ES1			
64	K2-Stag2	Compressor	Gas Stag2-2-2	Gas2-2-2	No	500.0 *
65			ES3			
66	K-102	Compressor	GasStag2-3-2	Gas2-3-3-	No	500.0 *
67			ES5			
68	E-101-1	Cooler	Gas1-1	Gas Stag1-2	No	500.0 *
69			Gas1-2			
70	E-101-2	Cooler	Gas2-2	Gas Stag2-2	No	500.0 *
71	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10		Page 6 of 8	

1	 ECOPETROL S A Bedford, MA USA		Case Name: Alternativa B.hsc			
2			Unit Set: NewUser3			
3			Date/Time: Tue Aug 14 13:22:15 2018			
4						
5						
6	<b>Workbook: Case (Main) (continued)</b>					
7						
8						
9	<b>Unit Ops (continued)</b>					
10						
11	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc Level
12	E-101-2	Cooler		ES4-2	No	500.0 *
13	E-101-3	Cooler	Gas2-3	Gas2-4	No	500.0 *
14				ES6-2		
15	E2-101	Cooler	Sant1	Sant2	No	500.0 *
16				ES2		
17	E2-102	Cooler	Gas2-2-2	Gas Stag2-2-2-	No	500.0 *
18				ES4		
19	E-102	Cooler	Gas2-3-3-	Gas2-2-4	No	500.0 *
20				ES6		
21	E-104	Cooler	Liquis	Liquis1A	No	500.0 *
22				Ecoo		
23	Stage 2	Separator	Gas Stag1-2	Cond1-1	No	500.0 *
24				Gas stag2-2-		
25	Stage3	Separator	Gas Stag2-2	Cond1-2	No	500.0 *
26				Gas Stag2-3		
27	Stage 4	Separator	Gas2-4	Cond1-3	No	500.0 *
28				Gas Stag2-4		
29	Sep. de Carga	Separator	Carga1	Condensados	No	500.0 *
30				Gas de Carga a la Planta		
31	Stage1	Separator	Gas Estación #1	CondE1	No	500.0 *
32				Gas1Stag1		
33	Stage2-2	Separator	Sant2	Liq1	No	500.0 *
34				Gas Stag2-2-2		
35	Stage2-3	Separator	Gas Stag2-2-2-	Liqs2	No	500.0 *
36				GasStag2-3-2		
37	Stage2-4	Separator	Gas2-2-4	Liqs3	No	500.0 *
38				GasStag2-4-2		
39	Stage2-1	Separator	Gas Estación #2	Cond2-1	No	500.0 *
40				Gas2Stag1		
41	VLV-102	Valve	CondEst-1	CondEstab11	No	500.0 *
42	VLV-100	Valve	Liquis1A	Liquis2A	No	500.0 *
43	VLV-103	Valve	Cond1-1	Cond1-1-A	No	500.0 *
44	VLV-105	Valve	Cond1-2	Cond1-2A	No	500.0 *
45	VLV-106	Valve	Cond1-3	Cond1-3A	No	500.0 *
46	VLV-107	Valve	Condensados	Conde	No	500.0 *
47	MIX-101	Mixer	Estación1	Carga1	No	500.0 *
48			Estación2			
49	MIX-102	Mixer	Cond1-2A	Cond120A	No	500.0 *
50			Cond1-3A			
51			Cond1-1-A			
52			Conde			
53	MIX-105	Mixer	Liqs3	Liquis	No	500.0 *
54			Liqs2			
55	MIX-100	Mixer	Estabil1-2	Condensado Total	No	500.0 *
56			Condens2			
57	Gasoducto 1	Pipe Segment	Gas Stag2-4	Estación1	No	500.0 *
58				GT2		
59	PIPE-101	Pipe Segment	GasStag2-4-2	Estación2	No	500.0 *
60				GT1		
61	V-101	3 Phase Separator	Cond2-1etapaA	Condens2	No	500.0 *
62				Cble-Est2		
63				Water2		
64	V-102	3 Phase Separator	Estabil2A	Estabil1-2	No	500.0 *
65				Cble1-2		
66				Agua1-2		
67	E-103	Heater	CondEstab11	Estabil2A	No	500.0 *
68				Eca11		
69	E-101	Heater	Liquis2A	Cond2-1etapaA	No	500.0 *
70				EY		
71	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10		Page 7 of 8	

1	 ECOPETROL S A Bedford, MA USA		Case Name: Alternativa B.hsc			
2			Unit Set: NewUser3			
3			Date/Time: Tue Aug 14 13:22:15 2018			
4						
5						
6	<b>Workbook: Case (Main) (continued)</b>					
7						
8						
9	<b>Unit Ops (continued)</b>					
10						
11	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc Level
12	E-100	Heater	Cond120A	CondEst-1	No	500.0
13			Ecal			
14						
15						
16						
17						
18						
19						
20						
21						
22						
23						
24						
25						
26						
27						
28						
29						
30						
31						
32						
33						
34						
35						
36						
37						
38						
39						
40						
41						
42						
43						
44						
45						
46						
47						
48						
49						
50						
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69						
70						
71	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10		Page 8 of 8	

Apéndice D. Alternativa C. Estabilización por torre de fraccionamiento.

1	 ECOPEPETROL S A Bedford, MA USA		Case Name: Alternativa C.hsc			
2			Unit Set: NewUser3			
3			Date/Time: Tue Aug 14 13:30:07 2018			
4						
5	<b>Workbook: Case (Main)</b>					
6						
7	<b>Streams</b>					
8						Fluid Pkg: All
9						
10						
11	Name	Aceite Rico	NGL	Gas FT123	Aceite Rico1	Aceite Rico2
12	Vapour Fraction	---	0.9925	1.0000	0.0000	0.0546
13	Temperature (F)	---	217.6	149.8	449.5	446.5
14	Pressure (psig)	---	100.3	170.3	160.3	115.3
15	Molar Flow (MMSCFD)	---	6.681	0.6718	14.00	14.00
16	Mass Flow (lb/hr)	---	4.002e+004	2719	2.280e+005	2.281e+005
17	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	---	4593	417.0	1.973e+004	1.973e+004
18	Heat Flow (Btu/hr)	---	-4.463e+007	-3.176e+006	-1.694e+008	-1.694e+008
19	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	---	-6.084e+004	-4.305e+004	-1.102e+005	-1.102e+005
20	Name	Vapor	Aceite Pobre2	NGL1	NGL2	LIQ
21	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
22	Temperature (F)	390.5	678.2	110.0	110.0	110.0
23	Pressure (psig)	205.3	110.3	95.30	90.30	90.30
24	Molar Flow (MMSCFD)	0.9706	11.43	6.681	5.713	0.9677
25	Mass Flow (lb/hr)	1920	2.109e+005	4.002e+004	3.810e+004	1914
26	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	131.7	1.772e+004	4593	4462	131.3
27	Heat Flow (Btu/hr)	-1.081e+007	-1.181e+008	-5.386e+007	-4.089e+007	-1.297e+007
28	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-1.014e+005	-9.409e+004	-7.343e+004	-6.518e+004	-1.221e+005
29	Name	VAP1	NGL3	NGL5	Aceite Rico 1A	LT-140
30	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	0.0547	0.0000
31	Temperature (F)	110.0	111.7	111.7	446.5	90.58
32	Pressure (psig)	90.30	255.3	255.3	115.3	175.0
33	Molar Flow (MMSCFD)	0.0000	5.713	3.142	14.00	0.1574
34	Mass Flow (lb/hr)	0.0000	3.810e+004	2.095e+004	2.280e+005	1368
35	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	0.0000	4462	2454	1.973e+004	146.4
36	Heat Flow (Btu/hr)	0.0000	-4.085e+007	-2.246e+007	-1.694e+008	-1.384e+006
37	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-5.165e+004	-6.511e+004	-6.510e+004	-1.102e+005	-8.009e+004
38	Name	REFLUX	V	NGL-C4	NGLTK	Aceite Pobre
39	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000
40	Temperature (F)	111.7	111.7	111.7	111.7	678.2
41	Pressure (psig)	255.3	255.3	255.3	255.3	110.3
42	Molar Flow (MMSCFD)	3.142	0.0000	3.142	2.571	11.45
43	Mass Flow (lb/hr)	2.096e+004	0.0000	2.096e+004	1.715e+004	2.111e+005
44	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	2454	0.0000	2454	2008	1.774e+004
45	Heat Flow (Btu/hr)	-2.247e+007	0.0000	-2.247e+007	-1.838e+007	-1.183e+008
46	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-6.511e+004	-1.044e+005	-6.511e+004	-6.511e+004	-9.409e+004
47	Name	NGLT4	C4+	Butano	Gasolina	ER1
48	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	---
49	Temperature (F)	111.7	239.4	125.3	226.6	---
50	Pressure (psig)	255.3	225.3	70.30	75.30	---
51	Molar Flow (MMSCFD)	2.571	1.993	1.334	0.6591	---
52	Mass Flow (lb/hr)	1.714e+004	1.431e+004	8524	5791	---
53	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	2008	1628	1014	614.0	---
54	Heat Flow (Btu/hr)	-1.838e+007	-1.390e+007	-9.218e+006	-5.414e+006	4.481e+007
55	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-6.510e+004	-6.349e+004	-6.291e+004	-7.481e+004	---
56	Name	ECOOL1	EBOMB1	Ereb1	Condq1	RebQ1
57	Vapour Fraction	---	---	---	---	---
58	Temperature (F)	---	---	---	---	---
59	Pressure (psig)	---	---	---	---	---
60	Molar Flow (MMSCFD)	---	---	---	---	---
61	Mass Flow (lb/hr)	---	---	---	---	---
62	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	---	---	---	---	---
63	Heat Flow (Btu/hr)	9.229e+006	4.461e+004	3.990e+007	1.293e+007	1.413e+007
64	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	---	---	---	---	---
65						
66						
67						
68						
69						
70						
71	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10		Page 1 of 2	

1	 ECOPETROL S A Bedford, MA USA			Case Name: Alternativa C.hsc		
2				Unit Set: NewUser3		
3				Date/Time: Tue Aug 14 13:30:07 2018		
4						
5						
6	<b>Workbook: Case (Main) (continued)</b>					
7						
8						
9	<b>Streams (continued)</b>				Fluid Pkg: All	
10						
11	Name	Erebq2	Econdq2	Propano	Aceite Pobre aDese	Aceite Rico deAbsor
12	Vapour Fraction	---	---	0.0017	0.0000	0.0000
13	Temperature (F)	---	---	117.5	110.0	123.8
14	Pressure (psig)	---	---	215.3	525.3	500.3
15	Molar Flow (MMSCFD)	---	---	0.5774	2.016	12.50
16	Mass Flow (lb/hr)	---	---	2830	3.720e+004	1.922e+005
17	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	---	---	379.7	3125	1.687e+004
18	Heat Flow (Btu/hr)	2.443e+006	3.177e+006	-3.256e+006	-3.469e+007	-1.813e+008
19	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	---	---	-5.135e+004	-1.567e+005	-1.321e+005
20	Name	Condensado Total	EP			
21	Vapour Fraction	0.0000	---			
22	Temperature (F)	90.00	---			
23	Pressure (psig)	90.00	---			
24	Molar Flow (MMSCFD)	0.1574	---			
25	Mass Flow (lb/hr)	1368	---			
26	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	146.4	---			
27	Heat Flow (Btu/hr)	-1.385e+006	726.6			
28	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-8.013e+004	---			
29	<b>Unit Ops</b>					
30						
31	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc Level
32	Desetanizador	Reboiled Absorber	Aceite Pobre a Deset	Aceite Rico1	No	2500
33			Aceite Rico de Absorb	Gas FT123		
34			LT-140			
35			ER1			
36	Fraccionador	Reboiled Absorber	NGL5	Aceite Pobre2	No	2500
37			Aceite Rico2	NGL		
38			Vapor			
39			Ereb1			
40	TEE-101	Tee	NGL3	NGLTK	No	500.0
41				NGL-C4		
42	E-100	Cooler	NGL	NGL1	No	500.0
43				ECOO1		
44	Separador D-7	3 Phase Separator	NGL1	NGL2	No	500.0
45				VAP1		
46				LIQ		
47	P-100	Pump	NGL2	NGL3	No	500.0
48			EBOMB1			
49	P-101	Pump	Condensado Total	LT-140	No	500.0
50			EP			
51	RCY-1	Recycle	REFLUX	NGL5	No	3500
52	RCY-2	Recycle	Aceite Rico 1A	Aceite Rico2	No	3500
53	RCY-3	Recycle	Aceite Pobre2	Aceite Pobre	No	3500
54	RCY-4	Recycle	NGLTK	NGLT4	No	3500
55	VLV-100	Valve	Aceite Rico1	Aceite Rico 1A	No	500.0
56	V-101	Tank	NGL-C4	REFLUX	No	500.0
57				V		
58	Despropanizador	Distillation	NGLT4	C4+	No	2500
59			RebQ1	Propano		
60	Desbutanizador	Distillation		Condq1	No	2500
61			C4+	Gasolina		
62			Erebq2	Butano		
63			Econdq2			
64						
65						
66						
67						
68						
69						
70						
71	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10		Page 2 of 2	

Apéndice E. Presupuesto de las tres alternativas.

**PRESUPUESTO EN MILES DE COP\$**

Materiales, equipos y obras	Cantidad	Valor Unit.	ALTERNATIVAS		
			A	B	C
			Vr. Total	Vr. Total	Vr. Total
Ingeniería del Proyecto	1		320.000	320.000	320.000
Separador bifásico vertical Dext= 24 Pulg, Dint.= 23.5 Pulg L =7,8 Ft MWP = 150 Psig @ 250°F	2	48.000	96.000		
Separador trifásico horizontal Dext = 30 Pulg, Dint. = 29 Pulg L = 8 ft MWP = 60 Psig @ 300°F	2	80.000	160.000	160.000	160.000
Instrumentación separador vertical: Válvula de seguridad 4"X150 Psi, transmisor de flujo, control de nivel, PI 1/2" carátula 6" Rango 0-120 Psi, TI 1/2"= Carátula 6" Rango 0-150°F, válvulas y accesorios	2	112.000	224.000		
Fundición placa, grouting, anclaje, izaje y montaje separador bifásico vertical	2	26.000	52.000		
Instrumentación separador horizontal: Válvula de seguridad 4"X150 Psi, transmisor de flujo, control de nivel, PI 1/2" carát. 6" Rango 0-120 Psi, TI 1/2"= Carát. 6" Rango 0-150°F, válvulas y accesorios	2	126.000	252.000	252.000	252.000
Fundición placa, grouting, anclaje, izaje y montaje separador trifásico horizontal	2	30.000	60.000	60.000	60.000
Tubería y accesorios y obra mecánica de soldadura y conexionado	2		18.000	50.000	68.000
Filtro D= 6", L= 5 ft, mesh 10-20 Micras	2	12.000	24.000	24.000	24.000
Calentador 80 KBtu, rango: 20-150°F D=6"	2	19.500		39.000	
Bomba centrífuga, 1200 GPM Motor 10 HP, 1400 RPM, NPHS: 10 Psi Desc: 450 Psi e instalación.	2	45.000			90.000
Conexión a Tk de almacenamiento y/o trasiego			10.000	10.000	93.000
<b>GRAN TOTAL</b>			<b>896.000</b>	<b>595.000</b>	<b>747.000</b>

Nota: No se presupuesta tanques de almacenamiento pues en el campo existen tanques bala en desuso.

*Apéndice F. Evaluación económica de la Alternativa A.*

**ANALISIS ECONÓMICO ALTERNATIVA A**

Con el objeto de recuperar los condensados quemados en tea (125 BPD) producto de los separadores interetapas del sistema de compresión de las Estaciones 1 y 2 del campo Estudio y del separador de carga de gas a la Planta, se plantea instalar en cada una de las dos estaciones un separador bifásico vertical que opera a 90 Psig y otro, trifásico horizontal que operará a 10 Psig. Con lo anterior, se hará recobro y estabilización de 125 BPD de condensados y se recuperará 0.14 MPCD de gas que se usará como combustible de la instalación. Vale la pena mencionar que la materia prima (condensados y gas) no tiene costo alguno en razón a que se dispone en tea.

PROYECTO DE INVERSION	RECOBRO DE CONDENSADOS CAMPO ESTUDIO	
VIDA UTIL	10 AÑOS	
INVERSION EN ACTIVOS FIJOS Y MONTAJE	896.000	En miles de pesos colombianos, se contempló la adquisición y montaje de dos separadores (bifásico vertical D=2 ftx L =8 ft y trifásico horizontal D=2.5 ft, L=8 ft y bota D=6" x L= 1 ft) en cada una de las dos estaciones con su instrumentación y montaje.
GASTOS FIJOS (reemplazo de los cartuchos de los filtros)	2.000	Se hizo con base en datos de presupuesto de gastos y contrato de mantenimiento
COSTO MATERIA PRIMA (Gas Natural)	0	El gas natural que se convierte en condensados es quemado en tea
TOTAL DE INVERSION	898.000	
VALOR A DEPRECIAR	871.000	(Se estima una depreciación del 90% al final del año 10)
VALOR ANUAL A DEPRECIAR	87.100	
VALOR FINAL EN LIBROS AL FINAL DEL PROYECTO	25.000	
VALOR DE VENTA DE ACTIVOS FIJOS	50.000	Estimado el valor de la venta de la facilidad al final del proyecto
CAPITAL DE TRABAJO (Son los Recursos requeridos para poder operar) SE VA A REESTABLECER CON INFLACION	5%	No se requiere mano de obra adicional por cuanto el personal de operación actual puede desarrollar la actividad adicional de estabilización de condensados
GASTOS DE INGENIERÍA DEL PROYECTO	320.000	
AMORTIZACION ANUAL GASTOS DE INGENIERÍA	32.000	
TASA DE IMPUESTOS	33%	
VENTAS EN TERMINOS REALES (se asume una declinación de la producción del 8% anual)	-8%	
INFLACIÓN ESPERADA (Con base en las cifras reales esperadas )	3%	<b>Banco de la República (Artículo 2do Ley 31 de 1992)</b>
REGALIAS	20%	<b>Artículo 15 de la Ley 1530 de 2012</b>

ANALISIS VENTA DE ACTIVOS	
INGRESO POR VENTA DE ACTIVOS	50.000
VALOR EN LIBROS	25.000
UTILIDAD EN VENTA DE ACTIVOS	25.000
IMPUESTOS	8.250
INGRESO TOTAL POR VENTA DE ACTIVOS	41.750

**ALTERNATIVA INVERSIÓN 100% La Compañía (sin préstamo bancario o financiamiento externo)**  
**ANALISIS DE INGRESOS**

AÑO	VENTAS GAS Y CONDENSADOS	COSTOS FIJOS CON INFLACIÓN	COSTOS FIJOS CON DEPRECIACIÓN	UAII	DEPRECIACION
2018					
2019	5.332.900	50.000	32.000	5.250.900	87.100
2020	4.906.268	51.500	32.000	4.822.768	87.100
2021	4.513.766	53.045	32.000	4.428.721	87.100
2022	4.152.665	54.636	32.000	4.066.029	87.100
2023	3.820.452	56.275	32.000	3.732.176	87.100
2024	3.514.816	57.964	32.000	3.424.852	87.100
2025	3.233.630	59.703	32.000	3.141.928	87.100
2026	2.974.940	61.494	32.000	2.881.446	87.100
2027	2.736.945	63.339	32.000	2.641.606	87.100
2028	2.517.989	65.239	32.000	2.420.751	87.100

Año	Inversión Acumulada en Gastos Operativos	Inversión Neta en Gastos de Funcionamiento u Operativos	Recuperación Gastos Operativos	Pérdida en Recuperación de Gastos Operativos	Crédito Tributario	Recuperación Neta de Gastos Operativos	
Se mantienen los gastos operativos y se ajustan por inflación							
	3,00%						
2018	2.000	-	2.000				
2019	2.060	-	60				
2020	2.122	-	62				
2021	2.185	-	64				
2022	2.251	-	66				
2023	2.319	-	68				
2024	2.388	-	70				
2025	2.460	-	72				
2026	2.534	-	74				
2027	2.610	-	76				
2028	2.688	-	78	134	2.553	843	977

Año	Utilidad antes de Impuestos e Intereses	UAII	UAII*(1-t) t= tasa de impuestos	Deprec+Amortiz.	Inversión en AF	Utilidad neta Venta del Activo	Inversión en Gastos Operativos	Recuperación Neta G.O.	FLUJO DE CAJA PROYECTO
	-								
2018					-1.216.000		-2.000		-1.218.000
2019		5.250.900	3.518.103	119.100			-60		3.637.143
2020		4.822.768	3.231.254	119.100			-62		3.350.293
2021		4.428.721	2.967.243	119.100			-64		3.086.280
2022		4.066.029	2.724.239	119.100			-66		2.843.274
2023		3.732.176	2.500.558	119.100			-68		2.619.591
2024		3.424.852	2.294.651	119.100			-70		2.413.681
2025		3.141.928	2.105.092	119.100			-72		2.224.120
2026		2.881.446	1.930.569	119.100			-74		2.049.595
2027		2.641.606	1.769.876	119.100			-76		1.888.900
2028		2.420.751	1.621.903	119.100		41.750	-78	977	1.783.652
<b>Tasa de interés de oportunidad o Tasa de descuento</b>		<b>10,00%</b>	(Estimado de prestar el dinero y no hacer nada sino esperar ganar intereses)						
<b>Valor Presente Neto</b>		<b>15.693.341</b>	(Valor económico del proyecto frente a las inversiones convencionales) (TIR = Rentabilidad Interna del Proyecto)						
<b>Tasa interna de Retorno con Inversión Din</b>		<b>290,73%</b>	<b>TIR</b>	cuando se financia 100% con recursos propios)					
Ingresos netos 1er año		3.637.143	9.965	\$/día					
Inversión total		1.218.000							
<b>Periodo de Pago</b>		<b>122</b>	<b>Días en que se paga el proyecto</b>						

*Apéndice G. Evaluación económica de la Alternativa B.*

<b>ANÁLISIS ECONÓMICO ALTERNATIVA B</b>	
<p>Con el objeto de recuperar los condensados quemados en tea producto de los separadores interetapas del sistema de compresión de las Estaciones 1 y 2 del campo Estudio y del separador de carga de gas a la Planta, se plantea instalar en cada una de las dos estaciones un calentador tipo tracing eléctrico y un separador trifásico horizontal que opere a 30 Psig. Con lo anterior, se hará recobro y estabilización de 111 BPD de condensados y se recuperará 0.15 MPCD de gas que se usará como combustible de la instalación. Vale la pena mencionar que la materia prima (condensados y gas) no tiene costo alguno en razón a que se dispone en tea.</p>	
<b>PROYECTO DE INVERSIÓN</b>	<b>RECOBRO DE CONDENSADOS CAMPO ESTUDIO</b>
VIDA UTIL	10 AÑOS
INVERSIÓN EN ACTIVOS FIJOS Y MONTAJE	595.000 En miles de pesos colombianos, se contempló la adquisición y montaje de un calentador y un separador trifásico horizontal (D= 2,5 ft L= 8 ft, bota D= 6" L = 1 ft) en cada una de las dos estaciones con su instrumentación y montaje.
GASTOS FIJOS (reemplazo de los cartuchos de los filtros y energía eléctrica consumida por el tracing)	6.800 Se hizo con base en datos de presupuesto de gastos y contrato de mantenimiento
COSTO MATERIA PRIMA (Gas Natural)	0 El gas natural que se convierte en condensados es quemado en tea
TOTAL DE INVERSIÓN	601.800
VALOR A DEPRECIAR	579.000 (Se estima una depreciación del 90% al final del año 10)
VALOR ANUAL A DEPRECIAR	57.900
VALOR FINAL EN LIBROS AL FINAL DEL PROYECTO	16.000
VALOR DE VENTA DE ACTIVOS FIJOS	35.000 Estimado el valor de la venta de la Planta al final del proyecto
CAPITAL DE TRABAJO (Son los Recursos requeridos para poder operar) SE VA A	5%
REESTABLECER CON INFLACION GASTOS DE INGENIERÍA DEL PROYECTO	320.000
AMORTIZACIÓN ANUAL GASTOS DE INGENIERÍA	32.000
TASA DE IMPUESTOS	33%
VENTAS EN TERMINOS REALES (se asume una declinación de la producción del 8% anual)	-8%
INFLACIÓN ESPERADA (Con base en las cifras reales esperadas )	3% <b>Banco de la República (Artículo 2do Ley 31 de 1992)</b>
REAGALIAS	20% <b>Artículo 15 de la Ley 1530 de 2012</b>

ANALISIS VENTA DE ACTIVOS	
INGRESO POR VENTA DE ACTIVOS	35.000
VALOR EN LIBROS	16.000
UTILIDAD EN VENTA DE ACTIVOS	19.000
IMPUESTOS	6.270
INGRESO TOTAL POR VENTA DE ACTIVOS	28.730

**ALTERNATIVA 1 INVERSIÓN 100%**  
**ANALISIS DE INGRESOS**

AÑO	VENTAS GAS Y CONDENSADOS	COSTOS FIJOS CON INFLACIÓN	COSTOS FIJOS CON DEPRECIACIÓN	UAI	DEPRECIACION
2018					
2019	4.643.661	35.000	32.000	4.576.661	57.900
2020	4.272.168	36.050	32.000	4.204.118	57.900
2021	3.930.394	37.132	32.000	3.861.263	57.900
2022	3.615.963	38.245	32.000	3.545.717	57.900
2023	3.326.686	39.393	32.000	3.255.293	57.900
2024	3.060.551	40.575	32.000	2.987.976	57.900
2025	2.815.707	41.792	32.000	2.741.915	57.900
2026	2.590.450	43.046	32.000	2.515.405	57.900
2027	2.383.214	44.337	32.000	2.306.877	57.900
2028	2.192.557	45.667	32.000	2.114.890	57.900

Año	Inversión Acumulada en Gastos Operativos	Inversión Neta en Gastos de Funcionamiento u Operativos	Recuperación Gastos Operativos	Pérdida en Recuperación de Gastos Operativos	Crédito Tributario	Recuperación Neta de Gastos Operativos
	Se mantienen los gastos operativos y se ajustan por inflación	3,00%				
2018	6.800	-	6.800			
2019	7.004	-	204			
2020	7.214	-	210			
2021	7.431	-	216			
2022	7.653	-	223			
2023	7.883	-	230			
2024	8.120	-	236			
2025	8.363	-	244			
2026	8.614	-	251			
2027	8.872	-	258			
2028	9.139	-	266	457	8.682	2.865
						3.322

Año	Utilidad antes de Impuestos e Intereses	UAII	UAII*(1-t) t= tasa de impuestos	Deprec+Amortiz.	Inversión en AF	Utilidad neta Venta del Activo	Inversión en Gastos Operativos	Recuperación Neta G.O.	FLUJO DE CAJA PROYECTO
2018	-				-915.000		-6.800		-921.800
2019		4.576.661	3.066.363	89.900			-204		3.156.059
2020		4.204.118	2.816.759	89.900			-210		2.906.449
2021		3.861.263	2.587.046	89.900			-216		2.676.730
2022		3.545.717	2.375.631	89.900			-223		2.465.308
2023		3.255.293	2.181.046	89.900			-230		2.270.717
2024		2.987.976	2.001.944	89.900			-236		2.091.608
2025		2.741.915	1.837.083	89.900			-244		1.926.739
2026		2.515.405	1.685.321	89.900			-251		1.774.970
2027		2.306.877	1.545.608	89.900			-258		1.635.249
2028		2.114.890	1.416.976	89.900		28.730	-266	3.322	1.538.662
<b>Tasa de interés de oportunidad o Tasa de descuento</b>		10,00%	(Estimado de prestar el dinero y no hacer nada sino esperar ganar intereses)						
<b>Valor Presente Neto</b>		<b>13.738.352</b>				(Valor económico del proyecto frente a las inversiones convencionales) (TIR = Rentabilidad Interna del			
<b>Tasa interna de Retorno con Inversión Di</b>		<b>334,47%</b>	<b>TIR</b>			Proyecto cuando se financia 100% con recursos propios)			
Ingresos netos 1er año		3.156.059	8.647	\$/dia					
Inversión total		921.800							
<b>Periodo de Pago</b>		<b>107</b>	<b>Días en que se paga el proyecto</b>						

*Apéndice H. Evaluación económica de la Alternativa C.*

**ANALISIS ECONÓMICO ALTERNATIVA C**

Con el objeto de recuperar los condensados quemados en tea producto de los separadores interetapas del sistema de compresión de las Estaciones 1 y 2 del campo Estudio y del separador de carga de gas a la Planta, se plantea instalar en cada una de las dos estaciones un separador trifásico horizontal que opere a 90 Psig y recoger estos condensados en un tanque (existente) para enviarlo a la torre desetanizadora de La Planta de Gas para su fraccionamiento en productos blancos. Con lo anterior, se hará recobro y estabilización de 116 BPD de gasolina natural + 31 BPD de GLP y se recuperará 0.01 MPCD de gas que se usará como combustible de la instalación. Vale la pena mencionar que la materia prima (condensados y gas) no tiene costo alguno en razón a que se dispone en tea.

PROYECTO DE INVERSION	RECOBRO DE CONDENSADOS CAMPO ESTUDIO
VIDA UTIL	10 AÑOS
INVERSION EN ACTIVOS FIJOS Y MONTAJE	747.000 En miles de pesos colombianos, se contempló la adquisición y montaje de un separador trifásico horizontal (D= 2,5 ft L= 8 ft, bota D = 6" L = 1 ft) y una bomba para trasiago hacia la torre desetanizadora de La planta de Gas, de los líquidos recogidos para su fraccionamiento en productos blancos.
GASTOS FIJOS (reemplazo de los cartuchos de los filtros)	2.000 Se hizo con base en datos de presupuesto de gastos y contrato de mantenimiento
COSTO MATERIA PRIMA (Gas Natural)	0 El gas natural que se convierte en condensados es quemado en tea
TOTAL DE INVERSION	749.000
VALOR A DEPRECIAR	731.000 (Se estima una depreciación del 90% al final del año 10)
VALOR ANUAL A DEPRECIAR	73.100
VALOR FINAL EN LIBROS AL FINAL DEL PROYECTO	16.000
VALOR DE VENTA DE ACTIVOS FIJOS	42.000 Estimado el valor de la venta de la Planta al final del proyecto
CAPITAL DE TRABAJO (Son los Recursos requeridos para poder operar) SE VA A REESTABLECER CON INFLACION	5%
GASTOS DE INGENIERÍA DEL PROYECTO	320.000
AMORTIZACION ANUAL GASTOS DE INGENIERÍA	32.000
TASA DE IMPUESTOS	33%
VENTAS EN TERMINOS REALES (se asume una declinación de la producción del 8% anual)	-8%
INFLACIÓN ESPERADA (Con base en las cifras reales esperadas )	3% Banco de la República (Artículo 2do Ley 31 de 1992)
REGALIAS	20% Artículo 15 de la Ley 1530 de 2012

ANALISIS VENTA DE ACTIVOS	
INGRESO POR VENTA DE ACTIVOS	42.000
VALOR EN LIBROS	16.000
UTILIDAD EN VENTA DE ACTIVOS	26.000
IMPUESTOS	8.580
INGRESO TOTAL POR VENTA DE ACTIVOS	33.420

**ALTERNATIVA 1 INVERSIÓN 100%**  
**ANALISIS DE INGRESOS**

AÑO	VENTAS GAS Y CONDENSADOS	COSTOS FIJOS CON INFLACIÓN	COSTOS FIJOS CON DEPRECIACIÓN	UAI	DEPRECIACION
2018					
2019	4.731.710	42.000	32.000	4.657.710	73.100
2020	4.353.173	43.260	32.000	4.277.913	73.100
2021	4.004.919	44.558	32.000	3.928.361	73.100
2022	3.684.526	45.895	32.000	3.606.631	73.100
2023	3.389.763	47.271	32.000	3.310.492	73.100
2024	3.118.582	48.690	32.000	3.037.893	73.100
2025	2.869.096	50.150	32.000	2.786.946	73.100
2026	2.639.568	51.655	32.000	2.555.913	73.100
2027	2.428.403	53.204	32.000	2.343.198	73.100
2028	2.234.130	54.800	32.000	2.147.330	73.100

Año	Inversión Acumulada en Gastos Operativos	Inversión Neta en Gastos de Funcionamiento u Operativos	Recuperación Gastos Operativos	Pérdida en Recuperación de Gastos Operativos	Crédito Tributario	Recuperación Neta de Gastos Operativos
	Se mantienen los gastos operativos y se ajustan por inflación 3,00%					
2018	2.000	-	2.000			
2019	2.060	-	60			
2020	2.122	-	62			
2021	2.185	-	64			
2022	2.251	-	66			
2023	2.319	-	68			
2024	2.388	-	70			
2025	2.460	-	72			
2026	2.534	-	74			
2027	2.610	-	76			
2028	2.688	-	78	134	2.553	843
						977

Año	UAII	UAII*(1-t) t= tasa de impuestos	Deprec+Amortiz.	Inversión en AF	Utilidad neta Venta del Activo	Inversión en Gastos Operativos	Recuperación Neta G.O.	FLUJO DE CAJA PROYECTO
								Utilidad antes de Impuestos e Intereses -
2018				-1.067.000		-2.000		-1.069.000
2019	4.657.710	3.120.665	105.100			-60		3.225.705
2020	4.277.913	2.866.202	105.100			-62		2.971.240
2021	3.928.361	2.632.002	105.100			-64		2.737.038
2022	3.606.631	2.416.443	105.100			-66		2.521.477
2023	3.310.492	2.218.030	105.100			-68		2.323.062
2024	3.037.893	2.035.388	105.100			-70		2.140.419
2025	2.786.946	1.867.254	105.100			-72		1.972.282
2026	2.555.913	1.712.462	105.100			-74		1.817.488
2027	2.343.198	1.569.943	105.100			-76		1.674.967
2028	2.147.330	1.438.711	105.100		33.420	-78	977	1.578.130
<b>Tasa de interés de oportunidad o Tasa de descuento</b>	10,00%	(Estimado de prestar el dinero y no hacer nada sino esperar ganar intereses)						
<b>Valor Presente Neto</b>	<b>13.927.010</b>				(Valor económico del proyecto frente a las inversiones convencionales) (TIR = Rentabilidad Interna del Proyecto			
<b>Tasa interna de Retorno con Inversión Dir</b>	<b>293,86%</b>	<b>TIR</b>			cuando se financia 100% con recursos propios)			
Ingresos netos 1er año	3.225.705	8.838	\$/día					
Inversión total	1.069.000							
<b>Periodo de Pago</b>	<b>121</b>	<b>Días en que se paga el proyecto</b>						