



INSTITUTO TECNOLÓGICO DE MINATITLÁN

TESIS

“ANÁLISIS ENERGÉTICO INTEGRAL DE LA PLANTA DE ESTABILIZACIÓN DE CRUDO DE LA BATERÍA CENTRAL JUJO DEL ACTIVO INTEGRAL BELLOTA - JUJO”

QUE PRESENTA:

ING. JOSÉ ANTONIO SURIANO GARCÍA

ASESOR:

M. EN C. RENE YAMAMOTO ARANA

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

MAESTRO EN INGENIERÍA ENERGÉTICA



MINATITLÁN , VERACRUZ, MEXICO, DICIEMBRE 2008.

AGRADECIMIENTO

AGRADECIMIENTO

Le agradezco sinceramente a:

A mis abuelos, padres, hermanos, amigos y maestros que me apoyaron por llevar a cabo la realización de la Maestría, ya que sin su apoyo no hubiera concluido este trabajo.

Al Gerente de Sistemas de Producción, Dr. Faustino A. Fuentes Nucamendi y al grupo de trabajo de la Subgerencia de Diseño de Instalaciones de PEP por sus consejos y por todo el apoyo técnico que aportaron para obtener el grado de Maestría, a los Ingenieros: Sergio Alejandro Ávila y Méndez, Gilberto Ramón Mendoza Ovando, José Arturo Rodríguez Cruz, M. en I. Luis Jorge Carranza Becerra y M. en I. Miguel Ramón Peregrino Martínez De Escobar.

En especial al Ing. Sergio Alejandro Ávila y Méndez, por motivarme a cumplir con mi objetivo, y a mi asesor externo a M. en I. Miguel Ramón Peregrino Martínez De Escobar de PEP por todo el apoyo técnico y conocimiento que me brindaron en la elaboración de esta tesis.

A mi asesor de tesis el M. en C. Rene Yamamoto Arana por su invaluable apoyo y conocimiento en el asesoramiento de este trabajo y Dr. Roberto Ramírez Mesa por todo su apoyo, atención y conocimientos académicos que nos brindó a lo largo de toda la Maestría.

Al personal del IMP como son a los ingenieros: Mario Hernández Puente y Edgar X. Blasquez González que me han dado las facilidades para realizar mi tesis; así como, a la Lic. Lizarely Jeny Gómez Baturoni y la Ing. Claudia Karina Solorio García que me apoyaron en facilitar los trámites necesarios.

De todo corazón les doy las gracias a cada uno, por haber aportado un granito de arena de su valiosa y valorada experiencia.

DEDICATORIA

DEDICATORIA

Le dedico esta tesis a:

Mis abuelos:

Marciano Suriano Zetina (q.e.p.d) y Bruna Ramírez Chontal.

Mis padres:

Germán Suriano Ramírez

Eufracia García Martínez.

Mis hermanos:

Bruna, Eduardo y Edgar Suriano García.

A todos por el apoyo incondicional que en todo momento me lo han brindado de todo corazón.

RESUMEN

RESUMEN

“ANÁLISIS ENERGÉTICO INTEGRAL DE LA PLANTA DE ESTABILIZACIÓN DE CRUDO DE LA BATERÍA CENTRAL JUJO DEL ACTIVO INTEGRAL BELLOTA - JUJO”.

La Región Sur, punto geográfico muy importante para la producción de hidrocarburos del país de Pemex Exploración y Producción (PEP), comercializando crudo de diferentes °API como son el Maya, Istmo y Olmeca.

El crudo superligero tipo Olmeca es uno de los más importantes por su calidad y precio comercial. La estabilización de crudos ligeros y superligeros de 38 – 44 °API en procesos de separación convencionales tipo multietapas representan una gran pérdida por evaporaciones enviados a la atmósfera, debido a que el crudo termina su estabilización en los tanques de almacenamiento.

Hace algunos años se concibió la idea de instalar una planta estabilizadora de crudo en la Batería Central Jujo, con la finalidad de procesar la producción de los campos Jujo y Tecominoacán y entregar un aceite estabilizado.

Con el propósito encontrar áreas de oportunidad para la mejora de las condiciones de operación, así como, disminuir los consumos energéticos de la planta estabilizadora de crudo, se llevó a cabo, un estudio técnico – económico, donde se presentan los resultados de dos alternativas con seis escenarios cada uno a diferentes condiciones de operación, tomando como escenario base la condiciones de diseño con que fue realizada la planta de estabilización de crudo en la Batería Central Jujo.

El análisis energético técnico – económico de las diferentes alternativas con sus respectivos escenarios se realizó utilizando un software técnico especializado, el simulador de procesos Hysys en estado permanente, así como, de la paquetería de Excel.

Dando como resultado, áreas de oportunidad para maximizar la producción de crudo estabilizado, minimizar los consumos energéticos y entregar dentro de especificaciones comerciales un crudo estabilizado, lo cual proporcionará la oportunidad al Activo Integral Bellota – Jujo y en general a Pemex Exploración y Producción, tener herramientas técnicas, económicas, energéticas y ambientales

para una mejor toma de decisiones de llevar a cabo cambios en la planta de Estabilización de Crudo del Activo, así como, para las futuras plantas de estabilización de crudo que quisieran implementar a nivel PEP .

ABSTRACT

ABSTRACT**"ENERGETIC ANALYSIS INTEGRAL OF THE STABILIZATION PLANT OF CRUDE OF THE CENTRAL BATTERY JUJO DEL ACTIVO INTEGRAL BELLOTA - JUJO".**

The South Region, very important geographic point for the hydrocarbon production of the country of PEMEX Exploration and Producción (PEP), commercializing crude of different °API as they are the Mayan, Istmo and Olmeca.

Crude the super-light Olmeca type is one of most important by its quality and commercial price. The stabilization of crude light and super-light of 38 - 44 °API in multi-stage conventional separation processes type represent a great loss by evaporations sent to the atmosphere, because the crude one finishes its stabilization in the storage tanks.

Some years ago the idea was conceived to install a stabilizing plant of crude in the Central battery Jujo, in order to process the production of the fields Jujo and Tecominoacán and to give a stabilized oil.

With the purpose to find areas of opportunity for the improvement of the conditions of operation, as well as, to diminishing the power consumption of the plant of stabilization of crude, was carried out a technico-economic analysis, where present the results of two alternatives with six scene each one to different conditions of operation, taking as base scene the conditions od design whereupon the plant of stabilization of crude were realised in the Central Battery Jujo.

The technico-economic power analysis of the different alternatives with their respectives was realised using a specialized technical software, the simulator of Hysys processes in permanent state, , as well as, of the elegance of Excel.

Giving as result, area of opportunity for maximum the production stabilized oil, minimize the power consumption and to give within of commercials specifications a stabilized oil, the which provided the opportunity the Activo Integral Bellota – Jujo and in general a Pemex Exploración y Producción, to have tools technical, economical, energetic and environmental for one better take of decisions of o carry out changes in the plant of stabilization of crude of Assets, as well as, for he future plants of stabilization of crude that wanting implement to level PEP.

ÍNDICE

ÍNDICE

CONTENIDO

CONTENIDO

	Página
AGRADECIMIENTO	II
DEDICATORIA	IV
RESUMEN	VI
ABSTRACT	IX
INTRODUCCIÓN	2
CAPITULO I: DESCRIPCIÓN GENERAL DE LA PLANTA DE ESTABILIZACIÓN DE CRUDO DE LA BATERÍA CENTRAL JUJO.	
1.1 Antecedentes de la Planta de Estabilización de Crudo de la Bateria Jujo.	6
1.2 Localización de la Planta de Estabilización de Crudo de la Bateria Central Jujo.	7
1.3 Descripción general de la Planta de Estabilización de Crudo de la Bateria Central Jujo.	9
CAPITULO II: PRINCIPIOS Y MÉTODOS DE ESTABILIZACIÓN DE ACEITE CRUDO.	
2.1 Estudio y análisis sobre los métodos de diseño de optimización de estabilización de crudo.	15
2.1.1 Principios de estabilización de aceite crudo.	15
2.2 Métodos de estabilización de crudo.	20
2.2.1 Separación simple en multietapas (MSS)	20
2.2.2 Separación multietapas con vacío.	21
2.2.3 Separación multietapas con tren de calentamiento.	23
2.2.4 Separación simple en multietapas (MSS) con recuperación de gas natural líquido (NGRL).	25
2.2.5 Agotamiento (Stripping) en frío.	27
2.2.6 Agotamiento (Stripping) en caliente.	28
2.2.7 Rectificación en dos etapas.	29

CONTENIDO

2.2.8 Columna de estabilización con reflujo.	30
2.2.9 Columna de estabilización sin reflujo.	32
2.2.10 Combinación proceso “Boot” – Fraccionamiento.	32
2.2.11 Proceso Gas – Boots.	34
2.2.12 Método y sistema de estabilización de la fase líquida.	34
2.2.13 Método de estabilización del Campo Brent.	36
2.2.14 Método de estabilización Alaska.	37
2.3. Rendimiento.	38
2.4 Selección del proceso.	39
CAPITULO III: ANÁLISIS TÉCNICO – ECONÓMICO DEL AHORRO DE ENERGÍA EN EL SISTEMA DE ESTABILIZACIÓN DE CRUDO DE LA BATERÍA CENTRAL JUJO.	
3.1 Premisas y consideraciones económicas para el análisis económico.	43
3.2 Escenarios que se analizaron técnica – económicamente.	45
3.3 Análisis técnico – económico del caso base.	46
3.3.1 Costo de inversión.	52
3.3.2 Costo total de poner en marcha el escenario base..	52
3.3.3 Costo Ingresos brutos del escenario base.	53
3.3.4 Flujo de efectivo antes de impuestos.	54
3.4 Análisis técnico de las alternativas.	54
3.5 Análisis económico de la alternativa 1: escenarios con alimentación en el plato 1 y reinyección en el plato 9 de la torre estabilizadora propuestos para el ahorro de energía.	64
3.5.1 Análisis económico de la opción 1.1. de la torre estabilizadora con presión de operación de 5 Kg/cm ² man.	64
3.5.1.1 Costo de inversión de la opción 1.1.	64
3.5.1.2 Costo total de poner en marcha de la opción 1.1.	65
3.5.1.3 Ingresos brutos de la opción 1.1.	65
3.5.1.4 Flujo de efectivo antes de impuestos de la opción 1.1.	66

CONTENIDO

3.5.2 Análisis económico de la opción 1.2 de la torre estabilizadora con presión de operación de 4 Kg/cm ² mán.	68
3.5.3 Análisis económico de la opción 1.3 de la torre estabilizadora con presión de operación de 3 Kg/cm ² mán.	69
3.5.4 Análisis económico de la opción 1.4 de la torre estabilizadora con presión de operación de 2 Kg/cm ² mán.	70
3.5.5 Análisis económico de la opción 1.5 de la torre estabilizadora con presión de operación de 1 Kg/cm ² mán.	71
3.5.6 Análisis económico de la opción 1.6 de la torre estabilizadora con presión de operación de 0 Kg/cm ² mán.	72
3.6 Análisis económico de la alternativa 2: escenarios con alimentación en el plato 8 y reinyección en el plato 9 de la torre estabilizadora propuestos para el ahorro de energía.	73
3.6.1 Análisis económico de la opción 8.1. de la torre estabilizadora con presión de operación de 5 Kg/cm ² mán.	73
3.6.1.1 Costo de inversión de la opción 8.1.	73
3.6.1.2 Costo total de poner en marcha de la opción 8.1.	73
3.6.1.3 Ingresos brutos de la opción 8.1.	74
3.6.1.4 Flujo de efectivo antes de impuestos de la opción 8.1.	75
3.6.2 Análisis económico de la opción 8.2 de la torre estabilizadora con presión de operación de 4 Kg/cm ² mán.	77
3.6.3 Análisis económico de la opción 8.3 de la torre estabilizadora con presión de operación de 3 Kg/cm ² mán.	78
3.6.4 Análisis económico de la opción 8.4 de la torre estabilizadora con presión de operación de 2 Kg/cm ² mán.	79
3.6.5 Análisis económico de la opción 8.5 de la torre estabilizadora con presión de operación de 1 Kg/cm ² mán.	80

3.6.6 Análisis económico de la opción 8.6 de la torre estabilizadora con presión de operación de 0 Kg/cm ² mán.	81
3.7 Análisis comparativo de los escenarios técnico - económicos de ahorro de energía del sistema de estabilización de crudo.	82
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	87
BIBLIOGRAFÍA	90

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1 Planta Estabilizadora de Crudo.	7
Figura 1.2 Localización de la Batería Central Jujo.	8
Figura 1.3 Plano general simplificado de la Batería Central Jujo.	9
Figura 1.4 Diagrama de flujo de la Batería Central Jujo.	10
Figura 2.1 Productos de estabilización de crudo.	15
Figura 2.2 Presión de Vapor de los hidrocarburos.	17
Figura 2.3 Relación entre Presión de Vapor Reid y Presión de Vapor Verdadera.	18
Figura 2.4 Separación simple en multietapas.	21
Figura 2.5 Separación multietapas con vacío.	22
Figura 2.6 Separación multietapas con tren de calentamiento.	24
Figura 2.7 Separación simple en multietapas (MSS) con recuperación de gas natural líquido (NGRL).	26
Figura 2.8 Agotamiento (stripping) en frío.	28
Figura 2.9 Agotamiento (stripping) en caliente.	29
Figura 2.10 Rectificación en dos etapas.	30
Figura 2.11 Columna estabilizadora con reflujo.	31

	CONTENIDO
Figura 2.12 Columna estabilizadora sin reflujo.	32
Figura 2.13 Combinación Proceso Boot – Fraccionamiento.	33
Figura 2.14 Método y sistema de estabilización de la fase líquida.	35
Figura 2.15 Proceso de Estabilización del campo Brent.	37
Figura 2.16. Proceso de Estabilización Alaska.	38
Figura 3.1 Diagrama de Alternativas.	45
Figura 3.2. Diagrama de flujo de la Batería Central Jujo.	47
Figura 3.3. Escenario 1: Entrada a la Torre Estabilizadora en el plato 1 e reinyección en el plato 9.	57
Figura 3.4. Escenario 2: Entrada a la Torre Estabilizadora en el plato 1 e reinyección en el plato 9.	57
Figura 3.5. Escenario 3: Entrada a la Torre Estabilizadora en el plato 1 e reinyección en el plato 9.	58
Figura 3.6. Escenario 4: Entrada a la Torre Estabilizadora en el Plato 1 e reinyección en el plato 9.	58
Figura 3.7. Escenario 5: Entrada a la Torre Estabilizadora en el plato 1 e reinyección en el plato 9.	59
Figura 3.8. Escenario 6: Entrada a la Torre Estabilizadora en el plato 1 e reinyección en el plato 9.	59
Figura 3.9. Escenario 1: Entrada a la Torre Estabilizadora en el plato 8 e reinyección en el plato 9.	61
Figura 3.10. Escenario 2: Entrada a la Torre Estabilizadora en el plato 8 e reinyección en el plato 9.	61
Figura 3.11. Escenario 3: Entrada a la Torre Estabilizadora en el plato 8 e reinyección en el plato 9.	62
Figura 3.12. Escenario 4: Entrada a la Torre Estabilizadora en el plato 8 e reinyección en el plato 9.	62

Figura 3.13. Escenario 5: Entrada a la Torre Estabilizadora en el plato 8 e reinyección en el plato 9.	63
Figura 3.14. Escenario 6: Entrada a la Torre Estabilizadora en el plato 8 e reinyección en el Plato 9.	63
Figura 3.15. Flujo de efectivo después de impuestos de cada escenario.	84

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 3.1 Premisas económicas.	43
Tabla 3.2 Escenarios de la alternativa 1.	45
Tabla 3.3 Escenarios de la alternativa 2.	46
Tabla 3.4 Gastos de los fluidos de alimentación en la Batería Central Jujo.	48
Tabla 3.5 Propiedades del crudo de alimentación en la Batería Central Jujo.	48
Tabla 3.6 Condiciones de llegada de los hidrocarburos en límites de Batería.	48
Tabla 3.7 Condiciones de salida de los hidrocarburos en límites de Batería.	49
Tabla 3.8 Características de entrega de los fluidos.	49
Tabla 3.9 Características de la alimentación en la Batería Central Jujo.	50
Tabla 3.10. Características de diseño de los equipos de la Batería Central Jujo.	51
Tabla 3.11. Costos de operación y mantenimiento del escenario base.	53
Tabla 3.12. Ingresos brutos del escenario base.	53
Tabla 3.13. Flujo de efectivo antes de impuestos del caso base.	54
Tabla 3.14. Continuación del flujo de efectivo antes de impuestos del caso base.	54

Tabla 3.15. Características del análisis técnico de los escenarios de estabilización de crudo entrando en el plato1 e reinyectando en el plato 9 de la torre estabilizadora.	56
Tabla 3.16. Características del análisis técnico de los escenarios de estabilización de crudo entrando en el plato1 e reinyectando en el plato 9 de la torre estabilizadora.	56
Tabla 3.17. Características del análisis técnico de los escenarios de estabilización de crudo entrando en el plato 8 e reinyectando en el plato 9 de la torre estabilizadora .	60
Tabla 3.18. Características del análisis técnico de los escenarios de estabilización de crudo entrando en el plato 8 e reinyectando en el plato 9 de la torre estabilizadora.	60
Tabla 3.19. Costos de inversión de la opción 1.1.	64
Tabla 3.20. Continuación de los Costos de inversión de la opción 1.1.	64
Tabla 3.21. Costos de operación y mantenimiento de la opción 1.1.	65
Tabla 3.22. Continuación de los costos de operación y mantenimiento de la opción 1.1.	65
Tabla 3.23. Ingresos brutos de la opción 1.1.	66
Tabla 3.24. Continuación de los ingresos brutos de la opción 1.1.	66
Tabla 3.25. Flujo de efectivo antes de impuestos de la opción 1.1.	66
Tabla 3.26. Continuación del flujo de efectivo antes de impuestos de la opción 1.1.	66
Tabla 3.27 Análisis económico de la opción 1.1.	67
Tabla 3.28 Análisis económico de la opción 1.2.	68
Tabla 3.29 Análisis económico del opción 1.3.	69
Tabla 3.30 Análisis económico de la opción 1.4.	70
Tabla 3.31 Análisis económico de la opción 1.5.	71
Tabla 3.32 Análisis económico de la opción 1.6.	72
Tabla 3.33. Costos de inversión de la opción 8.1.	73
Tabla 3.34. Continuación de los costos de inversión de la opción 8.1.	73

	CONTENIDO
Tabla 3.35 Costos total de poner en marcha la opción 8.1.	74
Tabla 3.36 Costos total de poner en marcha la opción 8.1.	74
Tabla 3.37 Ingresos brutos de la opción 8.1.	74
Tabla 3.38 Continuación de los ingresos brutos de la opción 8.1.	75
Tabla 3.39 Flujo de efectivo antes de impuestos de la opción 8.1.	75
Tabla 3.40 Continuación de flujo de efectivo antes de impuestos de la opción 8.1.	75
Tabla 3.41 Análisis económico de la opción 8.1.	76
Tabla 3.42 Análisis económico de la opción 8.2.	77
Tabla 3.43 Análisis económico de la opción 8.3.	78
Tabla 3.44 Análisis económico de la opción 8.4.	79
Tabla 3.45 Análisis económico de la opción 8.5.	80
Tabla 3.46 Análisis económico de la opción 8.6.	81
Tabla 3.47. Ahorro de energía de los equipos principales de escenarios de estabilización de crudo entrando en el plato 1 e reinyectando en el plato 9 de la torre estabilizadora.	82
Tabla 3.48. Ahorro de energía de los equipos principales de escenarios de estabilización de crudo entrando en el plato 8 e reinyectando en el plato 9 de la torre estabilizadora.	83
Tabla 3.49 Flujo de efectivo después de impuestos de cada escenario.	84
Tabla 3.50 Principales indicadores de la Evaluación Económica.	85

NOMENCLATURA

A.P.	Alta presión.
ASTM	American Society for Testing Materials.
Atm	Atmósferas.
Bls	Barriles.
BP	Baja presión.
BPD	Barriles por día.
BTU	British Thermal Unit.

CONTENIDO

C.P.Q.	Complejo Petroquímico.
Cp	Centipoise.
C4	Butanos
C7	Heptano
C7+	Heptanos y más pesados.
Dls	Dólares
Dls/Bl	Dólares por barril.
Dls/mpc	Dólares por millar de pies cúbicos.
Dls/Kw/hr	Dólares por kilowatts hora.
GOR	Relación Gas – Aceite.
g/cm ³	Gramos por centímetro cúbico.
IMP	Instituto Mexicano del Petróleo.
KW	Kilowatts
Kw/hr	Kilowatts/hora.
Lb/MbL	Libras por mil barriles.
LPG	Gas Licuado del Petróleo.
MBPD	Miles de barriles por día.
MMB	Millones de barriles.
MMBtu/hr	Millones de BTU por hora.
MMDls	Millones de dólares.
MPC	Miles de pies cúbicos.
MMPCSD	Millones de pies cúbicos estándar por día.
MSS	Separación simple Multietapas.
NGL	Líquidos de gas natural.
NW	Noreste
P	Presión (Kg/cm ²).
PEP	Pemex Exploración y Producción.
P.M.	Peso Molecular.
ppm	Partes por millón.
PR	Tiempo de recuperación de la inversión.

CONTENIDO

PVR	Presión de Vapor Reid (Psi).
PV	Presión de vapor (Psia)
PVV	Presión de Vapor Verdadera (Psia).
Q	Cantidad de Calor (MMBtu/hr).
RCB	Relación costo – beneficio.
RGA	Relación gas – aceite.
S.S.U.	Segundos Saybolt Universales
SW	Sureste
SBP	Super baja presión.
T	Temperatura (°C)
TIR	Tasa interna de retorno.
VPN	Valor presente neto.
VPI	Valor presente de la inversión.
VPC	Valor presente de los costos.
VPN/VPI	Indice de utilidad de la inversión.
° API	Densidad °API = $(141.5/\rho) - 131.5$
° C	Grados centígrados.

INTRODUCCIÓN

INTRODUCCIÓN

Pemex Exploración y Producción en la Región Sur, está integrada por los Activos Integrales: Bellota – Jujo, Samaria – Luna, Muspac, Macuspana y Cinco Presidentes.

Pemex Exploración y Producción, uno de sus objetivos principales es maximizar el valor económico de los hidrocarburos y sus derivados, llevando a cabo su áreas de oportunidades dentro de la explotación de sus hidrocarburos a integrar y hacer más eficiente sus procesos, uno de ellos es la entrega dentro de sus especificaciones comerciales contractuales un aceite estabilizado¹⁰.

El trabajo que aquí se presenta nace con la pretensión de obtener mejores condiciones de operación y por consecuencia un ahorro de energía en el sistema de estabilización del crudo de los campos de Jujo y Tecominoacán, acondicionados y tratados en la Batería Central Jujo del Activo Integral Bellota - Jujo.

El análisis técnico – económico de la estabilización del crudo ligero en la Batería Central Jujo, se lleva a cabo en tres capítulos, con el propósito de obtener áreas de oportunidad, para el mejoramiento de las condiciones de operación de la planta de Estabilización de Crudo conjuntamente con un ahorro de energéticos en todo el sistema.

El capítulo uno, comprende principalmente los antecedentes, localización y descripción general del proceso de la planta de estabilización de crudo de la Batería Central Jujo.

El capítulo dos, se analizan los principios y métodos de estabilización de aceite crudo, con el propósito de que el lector cuente con los elementos principales de los principios y métodos de estabilización de crudo.

El hidrocarburo producido de un pozo de aceite crudo o el condensado producido de un pozo de gas, es una mezcla de hidrocarburos. Los hidrocarburos más volátiles en el líquido son metano, etano, propano y butanos. En estado puro, cada uno de estos hidrocarburos es un gas a presión atmosférica y temperatura ambiente, por lo que se les denomina componentes ligeros. Otros hidrocarburos

como son el aceite crudo y condensados, generan productos refinados como son gasolina, diesel, turbosina, kerosina, etc., pudiéndose generalizar la composición del crudo como una mezcla de componentes ligeros, gasolinas y aceite combustible.

La estabilización del crudo es el proceso que consiste en remover los componentes ligeros del aceite crudo o condensado, con el objeto de que los hidrocarburos ligeros no sufran pérdidas sustanciales por vaporización durante su almacenamiento al ser manejados a condiciones atmosféricas, esto se logra ajustando la presión de vapor verdadera, de tal forma que sea menor que la presión de vapor atmosférica a la temperatura máxima esperada, así como una PVR de 6 – 7 Psi. Considerando estas presiones, puede bajar más la PVV removiendo totalmente el metano, etano y propano a 37.8 °C, la cual es apropiada para su almacenamiento en un tanque atmosférico.

Existen métodos de estabilización de aceite con abatimientos de presión mediante un sistema de separación en etapas y otro mediante sistema de calentamiento. Esto conlleva un análisis técnico - económico del aumento y/o disminución de etapas de separación y el número adecuado de éstas para la estabilización por disminución de presión; por el segundo método de sistema de calentamiento se determina temperatura de calentamiento para obtener la estabilización. El sistema tradicional de estabilización de crudo se realiza mediante separadores multietapas, que posteriormente fue reemplazado por un sistema de estabilización de crudo por destilación. Este sistema tiene la ventaja de incrementar la recuperación del crudo, teniendo un efecto secundario de incrementar ligeramente el API del crudo estabilizado, por consecuencia la potencia para recomprimir el gas se reduce considerablemente, así como, el consumo de energéticos en todo el sistema, obteniendo grandes ahorros de energía.

Por consiguiente, en la planta estabilizadora de crudo de la Bateria Central Jujo, se detectaron áreas de oportunidad en el procesamiento del crudo, dentro de los equipos principales como son: el sistema de estabilización mediante una torre contactora de platos ó torre estabilizadora, el sistema de calentamiento y los intercambiadores de calor para mejorar la transferencia de calor dentro del sistema;

con la finalidad de obtener mejores condiciones de operación y que opere de manera satisfactoria y eficiente. Por lo tanto, uno de los objetivos principales es mejorar el proceso de estabilización de crudo ligero como es el Crudo Olmeca; con el crudo estabilizado a condiciones de operación satisfactoria y dentro de especificaciones contractuales se minimizarán problemas de operación, se disminuirá el consumo de energéticos, aumentará el grado de eficiencia de la planta, la seguridad de los procesos de la instalación, así como, la seguridad de todo el personal, además, se minimizarán las emisiones de gases contaminantes a la atmósfera como es CO₂, H₂S, NO_x, SO_x, debido a que estos componentes al enviarlos a la atmósfera causan grandes daños al medio ambiente, generando el efecto del invernadero que es una de las causas principales de calentamiento global de tierra.

En el capítulo tres, se presenta de manera detallada el análisis técnico – económico del sistema de estabilización de crudo de la Batería Central Jujo, llevándose a cabo dos alternativas con una serie de escenarios con el la finalidad de obtener el mejor escenario técnico – económico a diferentes condiciones de operación, teniendo como base la condiciones de operación de diseño con la que fue efectuada la planta estabilizadora de crudo; dicho análisis minimiza los consumos energéticos y entregar dentro de especificaciones comerciales un crudo estabilizado.

CAPITULO I

CAPITULO I

DESCRIPCIÓN GENERAL DE LA PLANTA DE ESTABILIZACIÓN DE CRUDO

DE LA BATERÍA CENTRAL JUJO.

1.1 Antecedentes de la Planta de Estabilización de Crudo de la Batería Central Jujo.

En la década de los ochenta, figuran dos campos que por su producción destacan entre los más grandes de la Región: el Jujo y el Tecominoacán, ambos pertenecientes al distrito Cárdenas. El campo Jujo fue descubierto en 1980 con la perforación del pozo Jujo 2-A, a 5,786 m de profundidad, en la formación Kimerigdiano del Jurásico Superior, obteniendo una producción inicial de 4,428 barriles por día. Actualmente, es el primer campo productor de la Región, con 78,240 barriles por día de aceite y 108.1 millones de pies cúbicos diarios de gas, aportando un ingreso total de 1 millón 278 mil dólares diarios.

Por su parte el campo Tecominoacán fue descubierto en 1983 con la perforación del pozo Tecominoacán 101-B. Su producción inicial fue de 5,945 barriles por día. En la actualidad es de 49,406 barriles por día de aceite y 64.65 millones de pies cúbicos diarios de gas, y aporta un ingreso total de 798 mil dólares diarios.

A partir del año 1984 , operativamente se creo el área denominada "EL CASTAÑO", ubicado en el Ejido Habanero Municipio de Cárdenas, Tab., para instalar la jefatura de campo con el objeto de coordinar los trabajos de perforación, mantenimiento y producción, así como la ampliación de obras nuevas, dentro de los campos Jujo, Tecominoacán, Tepeyil, Cárdenas, Fénix, Dorado, Giraldas, Iris y Paredón principalmente. Pasando posteriormente de jefatura de campo a representación de la Gerencia de zona, en el mes de Junio a Diciembre de 1990, oficializándose como Distrito Cárdenas en el mes de Enero de 1991, anexándose los campos petroleros Jolote, Edén y Cambac para la formación del nuevo Distrito.

En Junio de 1997 se autoriza la Nueva Organización de la Región Sur, por Activos de Producción y Exploración. El Distrito Cárdenas se convierte en el Activo de Producción Jujo-Tecominoacán con los mismos campos, excepto el campo de las instalaciones de Cárdenas Norte, las cuales fueron cedidas al Activo de Producción Bellota. Actualmente se conforma como el Activo Integral Bellota – Jujo¹⁰.

1.2 Localización de la Planta de Estabilización de Crudo de la Batería Central Jujo.



Figura 1.1 Planta Estabilizadora de Crudo.

El Activo Integral Bellota – Jujo, se encuentra localizado al SW de la Cd. de Villahermosa, Tab., tiene un área de 10,820 km². El Activo está conformado por 9 campos agrupados en tres proyectos integrales (Jujo-Tecominoacán, Jacinto - Paredón y Edén - Jolote).

Geológicamente pertenece a la porción NW del área Chiapas Tabasco, dentro de la provincia de las cuencas terciarias del sureste. La producción proviene de yacimientos naturalmente fracturados de rocas carbonatadas de edad Cretácica y Jurásica¹⁰.

La Batería Central Jujo se encuentra ubicada en el municipio de Huimanguillo, Tabasco.



Figura 1.2 Localización de la Batería Central Jujo.

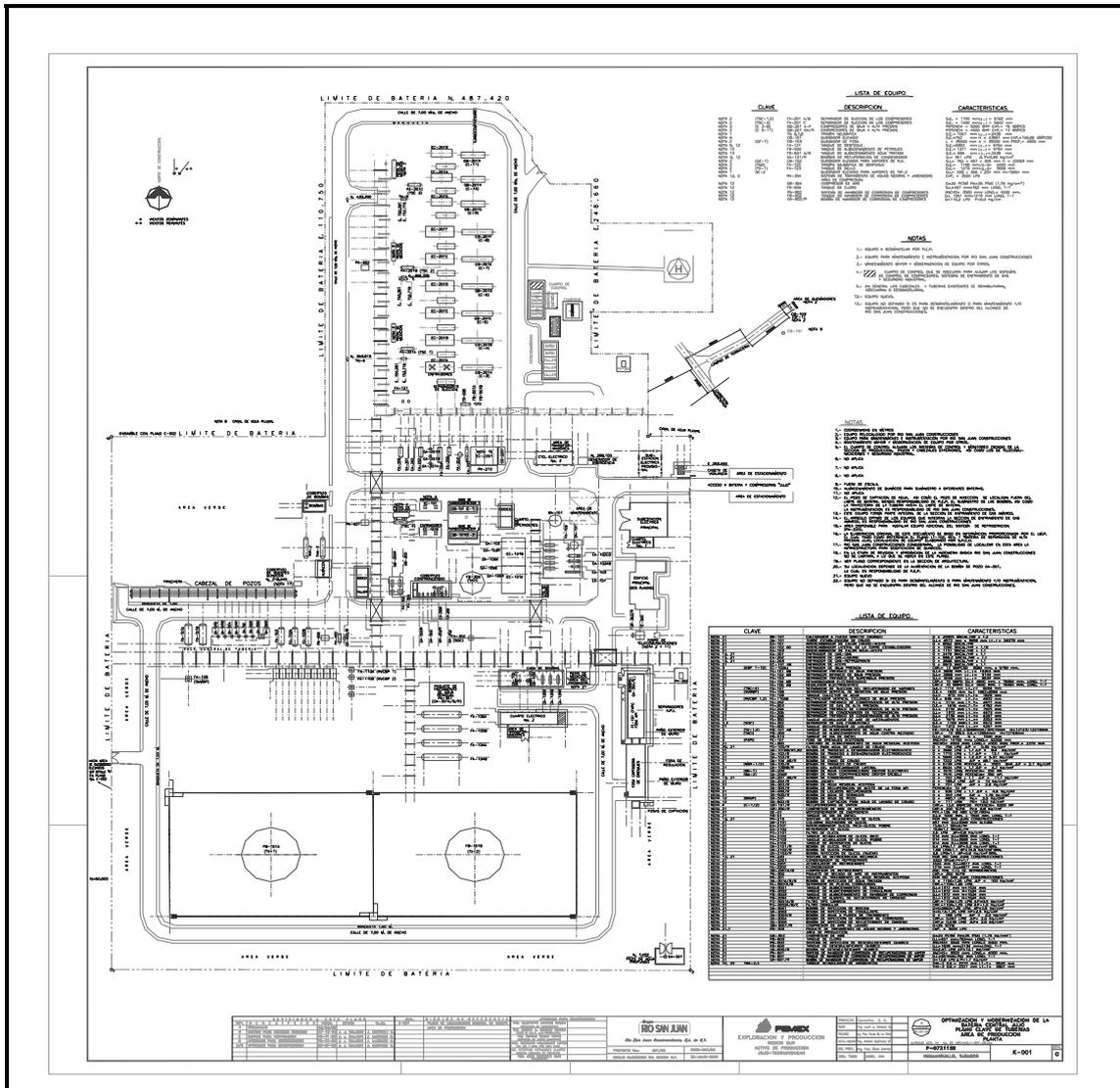


Figura 1.3 Plano general simplificado de la Bateria Central Jujo.

1.3 Descripción general de la Planta de Estabilización de Crudo de la Bateria Central Jujo.

La batería central Jujo (Figura 1.4), está diseñada para procesar la producción de gas, aceite crudo y agua de los pozos de baja y súper baja presión del campo Jujo, una corriente de gas de alta presión y una corriente líquida del campo Tecominoacán. La capacidad máxima de la planta es de 130 MBPD de crudo, 150

MMPCSD de gas y 14.6 MBPD de agua, constituida por las áreas de producción, compresión y medición.

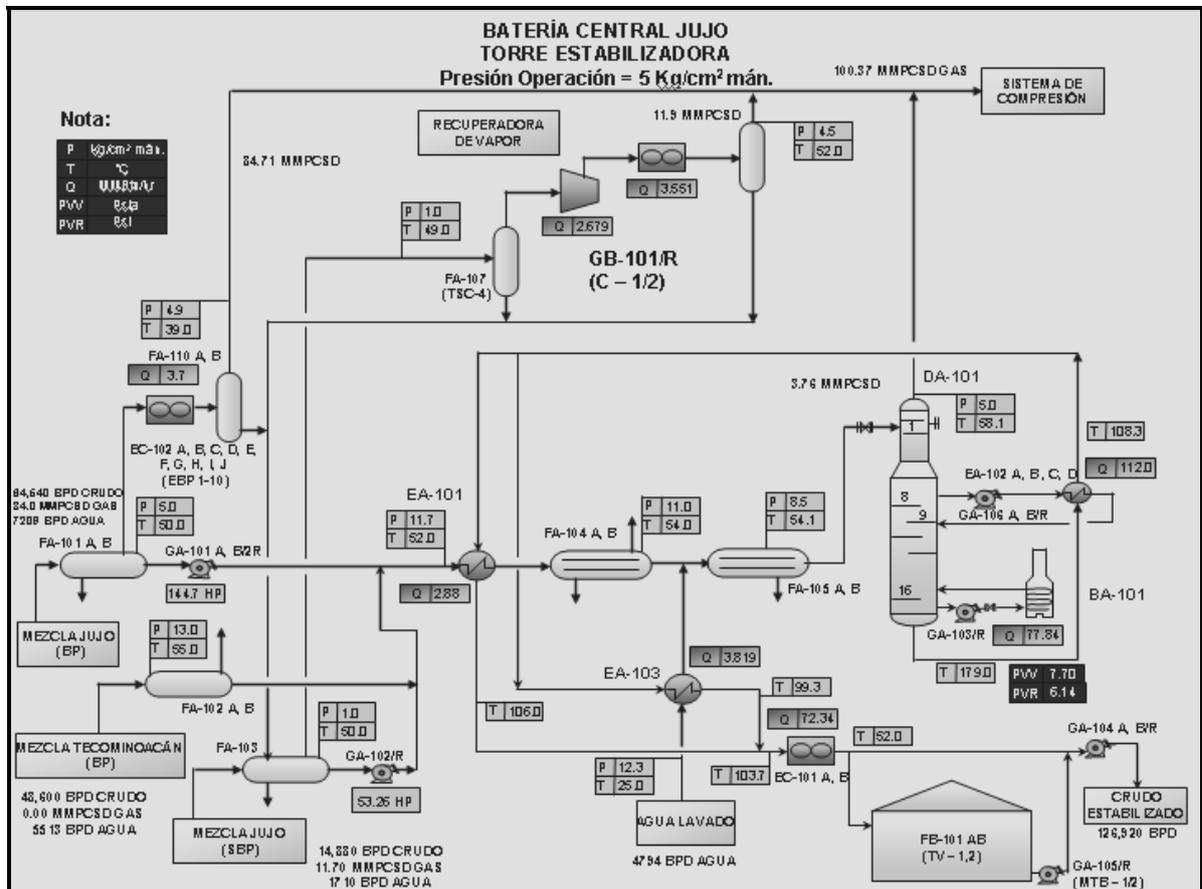


Figura 1.4 Diagrama de flujo de la Batería Central Jujo.

La mezcla de pozos de baja presión (BP) del campo Jujo constituida por 65,540 BPD de crudo, 84.0 MMPCSD de gas y 7,209 BPD de agua a 5 Kg/cm² má. y 50 °C, llegan conjuntamente con una corriente de recirculación de líquidos de la primera etapa de compresión se alimenta al separador Trifásico de baja presión (FA-101 AB), en donde la mezcla de gas, aceite y agua se separan en tres fases. La fase gaseosa se envía a enfriadores tipo soloaires de baja presión EC-102AJ (EBP1-10), permitiendo alcanzar la temperatura de 39°C y posteriormente a los rectificadores (FA-110 AB), los líquidos recuperados se integran al separador trifásico de super baja presión (FA-103), mientras tanto, el gas enfriado y rectificado se envía al sistema de compresión. Por otra parte, la fase acuosa obtenida del separador

trifásico (FA-101 AB) se envía a tratamiento para su inyección a pozos. El aceite crudo se envía por medio de bombas de trasiego GA-101 AB/2R al Deshidratador Electrostático (FA-104 AB).

Los líquidos procedentes de la batería Tecominoacán constituidos por 48,600 BPD de crudo y 5,513 BPD de agua a 13 Kg/cm² y 55 °C. se reciben en el separador bifásico de baja presión (BP) (FA-102 AB), en donde se separa la mezcla de crudo – agua. El agua separada se envía a tratamiento y posteriormente a inyección a pozos a través de la bomba (GA-301 AB/R). El aceite se integra con la corriente de Jujo proveniente del separador (FA-101 AB) para su procesamiento en el Deshidratador Electrostático (FA-104 AB).

La mezcla de pozos de super baja presión (SBP) del campo Jujo, constituida de 14,880 BPD de crudo, 11.7 MMPCSD de gas y 1,710 BPD de agua a a 1 Kg/cm² y 50 °C, se recibe conjuntamente con una corriente de recirculación de líquidos de la sección de recuperación de vapores (FA-110 AB) y de succión de compresión (FA-201 ABC)(TSC1-3) existentes, en el separador trifásico de super baja presión (FA-103), en donde la mezcla de los hidrocarburos se separa en tres fases. La fase gaseosa se envía a la sección de recuperadoras de vapor (FA-110 AB); el agua a tratamiento y el crudo mediante bombeo (GA-102/R) al Deshidratador Electrostático conjuntamente con el crudo de Jujo de baja presión y el de super baja presión.

En la sección de recuperación de vapores se recibe el gas de super baja presión en el separador de succión del recuperador de vapores (FA-107) (TSC4), donde los líquidos son enviados por control de nivel al tanque (FA-400) de área de medición. Posteriormente, el gas se envía al recuperador de vapores (GB-101/R) (C-1/2), para su compresión. Este equipo opera en tres etapas con post-enfriadores en cada etapa de compresión, acondicionando el gas a 4.5 Kg/cm² y 52 °C, con la finalidad de integrar estos vapores con el gas de la sección de separación para su posterior compresión de baja a alta presión. Los líquidos de la primera y segunda etapa del recuperador de vapores son enviados al tanque (FA-400) del área de medición y los obtenidos en la última etapa también se envían al separador trifásico de super baja presión de Jujo (FA-103).

Las corrientes de aceite crudo separadas en FA-101 AB, FA-102 AB y FA-103, se integran y envían al Deshidratador Electroestático (FA- 104 AB), previamente inyectando su dosificación de desemulsificante para ayudar en la deshidratación y previo calentamiento con una parte del crudo estabilizado en el intercambiador de calor crudo – aceite (EA-101). El deshidratador opera a 11 Kg/cm² má. y 54°C, se elimina el agua emulsionada y remanente de la separación anterior, el agua emulsionada se envía a tratamiento y el crudo deshidratado se envía al desalador electrostático (FA-105 AB), el cual opera a 8.5 Kg/cm² má. y 54.1 °C.

Antes de entrar al desalador el crudo es mezclado primero, con desemulsificante y después con agua de lavado, esta tiene un precalentamiento con el crudo estabilizado en el intercambiador de calor agua – aceite (EA-103). Una vez integradas las corrientes pasan a una válvula mezcladora que permite asegurar un contacto eficiente y posteriormente al tanque de desalado. El agua de desalado se envía a tratamiento para inyección a pozos y el crudo lavado se alimenta al plato No.1 de la Torre Estabilizadora de Crudo (DA-101).

En la sección de estabilización, la torre estabilizadora de crudo (DA-101), opera a 5 Kg/cm² má. y 58°C en el domo, teniendo la funcionalidad de remover los butanos y más ligeros del crudo con la finalidad de obtener la especificación comercial contractual de la presión de vapor. Los vapores del domo de la torre se extraen por control de presión y se mezclan con los gases del separador (FA-101 AB) y de la recuperación de vapores GB-101/R (C1/2), para enviarse al área de compresión a una succión de 4.5 Kg/cm² má. y 52°C.

El producto de fondo de la torre estabilizadora con sus condiciones de 5.4 Kg/cm² má. y 179°C se extrae por control de flujo y nivel de la columna, mediante las bombas de crudo y posteriormente el crudo intercambia calor aceite – aceite (EA-102 AD) con el fluido de la misma torre saliendo a 108.3 °C e intercambiando calor (EA - 101) con el crudo de entrada del desalado y deshidratado como se mencionó anteriormente con el propósito de recuperar energía, con este intercambio de calor el crudo estabilizado sale a 106 °C y pasa a un enfriamiento con soloaires (EC-101 AB) a 52°C y se envían 126,920 BPD a venta a Nuevo Teapa

mediante bombeo a una presión de 48 Kg/cm² máx. y 52°C y/o por cualquier eventualidad que no se pueda enviar directamente el crudo estabilizado se envían a tanques de almacenamiento (FB – 101 AB) (TV- 1,2).

En la torre estabilizadora, la corriente del fondo por medio de la bomba de horno (GA-103/R) se recircula al calentador de fuego directo (BA-101), que funciona como un rehervidor entregando la mezcla efluente a 294°C y con 28.77% de vaporización en peso, en la parte inferior de la columna. Del plato chimenea localizado entre el plato No. 8 y 9 se extrae una corriente que, por medio de la bomba de intercambiador lateral (GA-106 AB/R), se envía al intercambiador lateral de la torre estabilizadora (EA-102 AD), incrementando su temperatura de 78°C a 138°C. Esta operación tiene la finalidad de recuperar calor de la corriente de fondos y con ello disminuir la carga térmica del rehervidor BA-101.

CAPITULO II

CAPITULO II

PRINCIPIOS Y MÉTODOS DE ESTABILIZACIÓN DE ACEITE CRUDO

2.1 Estudio y análisis sobre los métodos de diseño de optimización de estabilización de crudo.

2.1.1 Principios de estabilización de aceite crudo.

La estabilización, como es aplicada al aceite crudo, es el proceso que consiste en remover los hidrocarburos que tienen alta presión de vapor del líquido de la corriente del pozo, de tal forma que el líquido remanente tenga una PVR menor que el límite especificado. Para estabilizar el líquido debajo de 14.7 psia, los componentes con alta presión de vapor (PV) (metano, etano, propano) deben ser removidos tal que la Presión de vapor verdadera (PVV) del líquido remanente sea menor a 14.7 psia.

Si se pudiera eliminar todo el metano, etano y propano, la PV del líquido remanente, quedaría dentro de la especificación de PVR establecida.

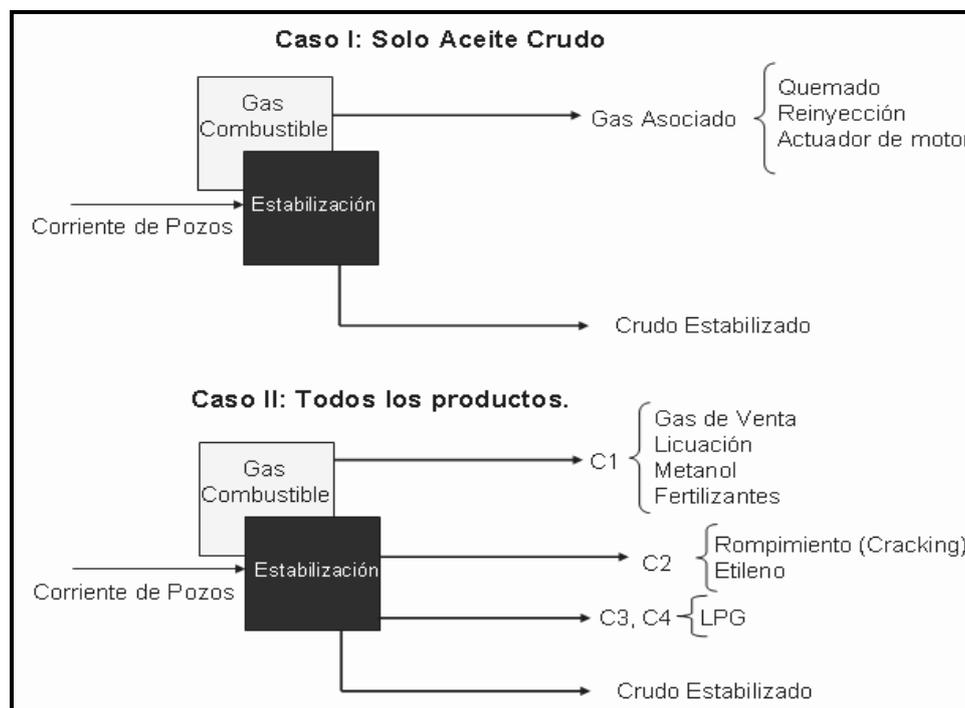


Figura 2.1 Productos de estabilización de crudo.

La estabilización del aceite o condensados es un proceso de mucha importancia, ya que mediante su aplicación se evitan grandes pérdidas económicas por la vaporización de los componentes ligeros de los hidrocarburos líquidos. La presión de vapor de los hidrocarburos líquidos, es la propiedad más importante relacionada con la estabilización y se debe al movimiento molecular, con esta propiedad se puede establecer si hidrocarburos ligeros del aceite se vaporizarán en un tanque a condiciones atmosféricas. El parámetro que se utiliza para determinar el grado de estabilización, es la Presión de Vapor Reid (PVR) la cual se determina por medio de un procedimiento estándar a una temperatura de 100 °F¹. La PVR se refiere al método estándar ASTM – D323 99a, de prueba de laboratorio a 100°F de la presión de vapor de un líquido, utilizando un aparato en forma cilíndrica de medidas específicas dividida en dos cámaras de acero. La Presión de Vapor Reid (PVR) de un hidrocarburo líquido no es la misma que su presión de vapor verdadera (PVV); ésta es la presión de vapor real ejercida por un líquido que se encuentra en un recipiente cerrado en equilibrio termodinámico con su vapor a una temperatura dada.

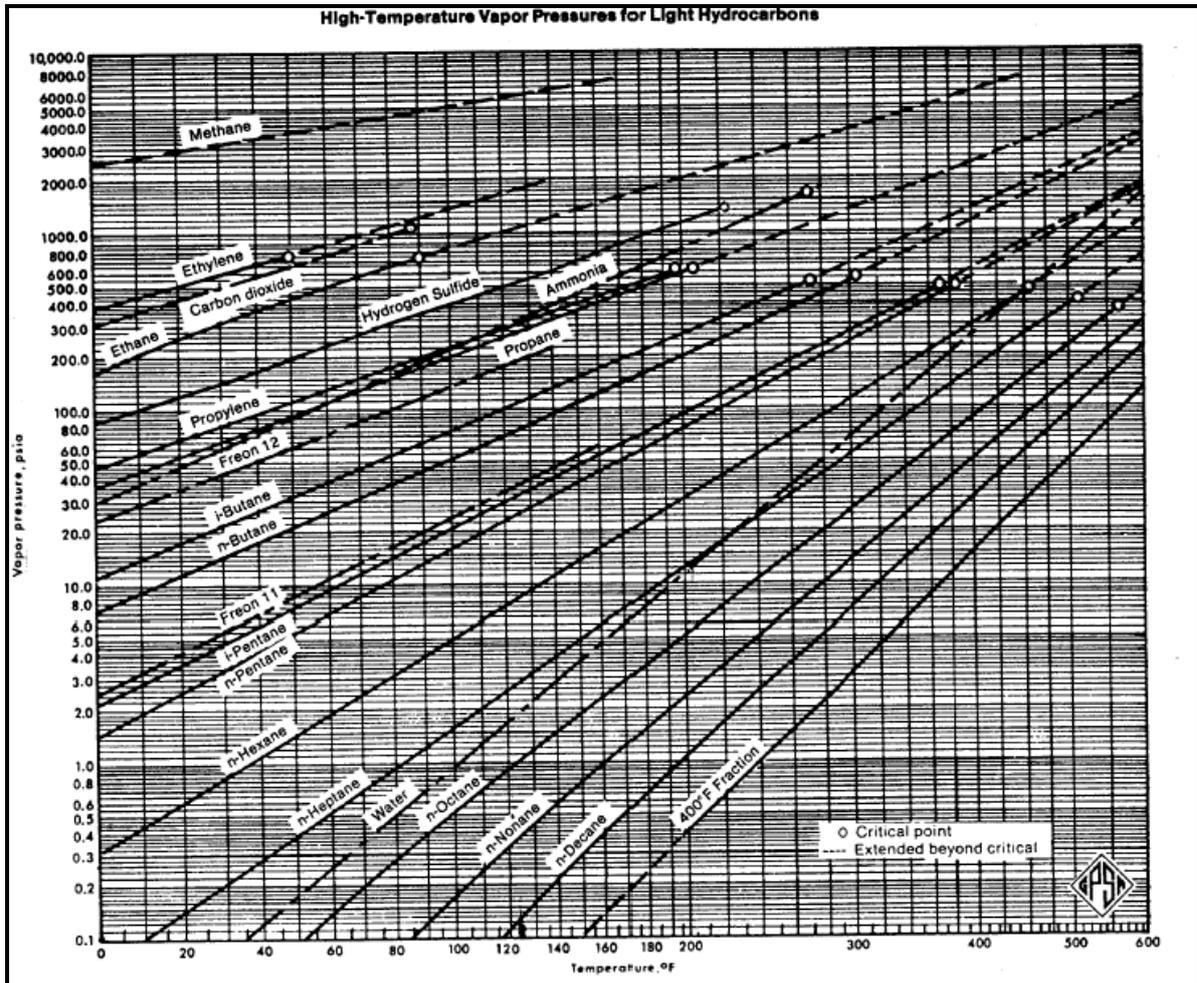


Figura 2.2 Presión de Vapor de los hidrocarburos.

Existen dos procesos para estabilizar el aceite crudo o condensado que son el sistema de separación en etapas y mediante una torre de estabilización ó fraccionadora. En un sistema de separación en etapas, la presión de la primera generalmente está limitada por el diseño del recipiente y por la capacidad de producción que tiene los pozos, ya que un incremento en la presión del separador dá como resultado una reducción del gasto aportado por los pozos. Por otra parte, la Presión de Vapor Reid en la última etapa, se controla para obtener la PVR especificada del crudo que se enviará al tanque de almacenamiento, siendo ineficiente, dado que el aceite se estabiliza en los tanques de almacenamiento.

El empleo de una torre estabilizadora es más eficiente que el de un sistema de separación en etapas, debido a que en ocasiones se vaporizan en los separadores hasta un 25% de los hidrocarburos que componen las gasolinas y que deberían recuperarse en el líquido. La selección de un torre estabilizadora o de un sistema de separación en etapas, se fundamenta en una comparación del costo y rendimiento de los dos sistemas. El primero generalmente requiere de mayor inversión, pero proporciona un aumento sustancial en la recuperación de hidrocarburos líquidos y alta calidad de separación de aceite justificándose así, el incremento de la inversión en muchos casos.

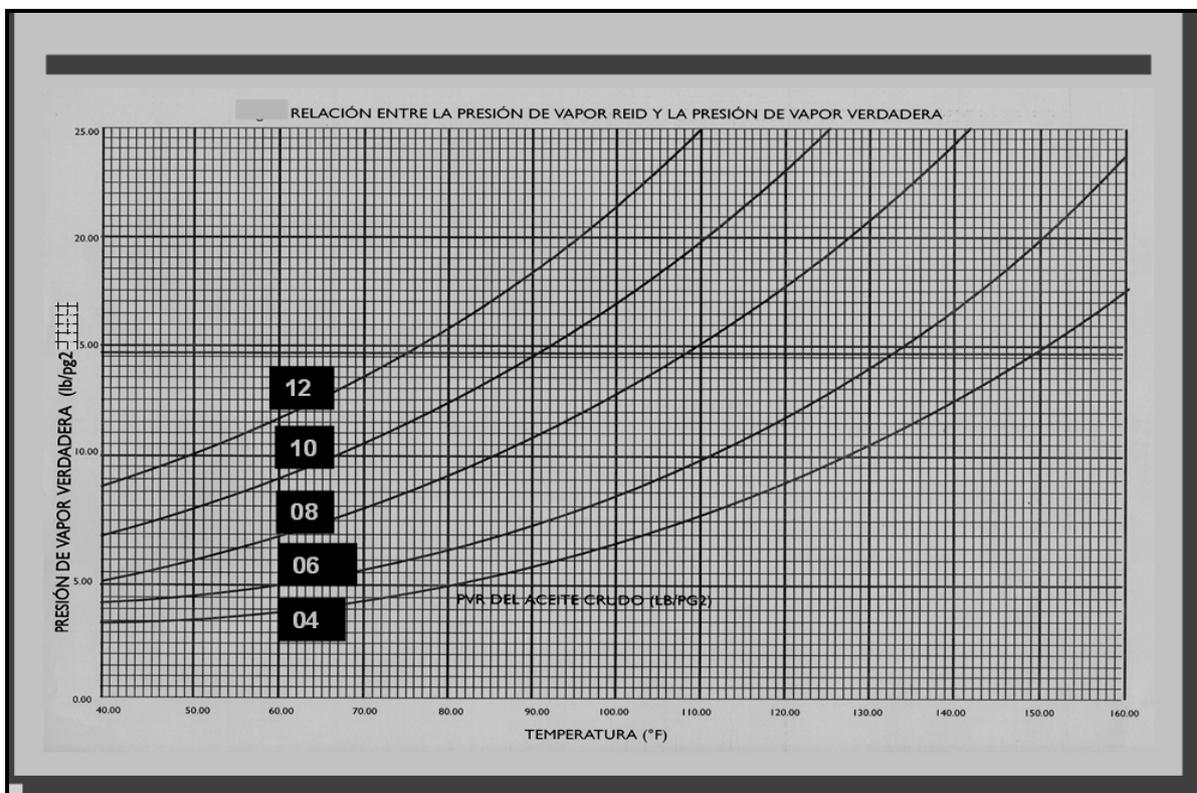


Figura 2.3 Relación entre Presión de Vapor Reid y Presión de Vapor Verdadera.

La estabilización de crudo primero separa los fluidos volátiles para tener un aceite estable, adecuado para su almacenamiento y transporte. El proceso consta de dos objetivos: Maximizar la recuperación del barril de crudo y cumplir con las especificaciones del crudo acordadas entre clientes y productores.

Como se mencionó anteriormente, la presión de vapor (PV) del crudo es importante para la estabilización durante el almacenamiento y transporte. Valores altos de presión de vapor, se traducen en una pérdida de componentes volátiles en los tanques de almacenamiento. La alta presión es una limitante para obtener una gravedad más alta, causa problemas de seguridad. El H₂S es una limitante adicional para el personal de seguridad y de corrosión, la especificación está generalmente en el rango de 60 a 80 ppm, pero puede reducirse hasta 10 ppm. También limita en la recuperación del crudo. La deshidratación y el desalado del crudo normalmente no influye en el proceso de estabilización, pero si la instalación requiere de una columna de estabilización, es necesario desalar el crudo aguas arriba de esta columna a fin de evitar problemas causados por la depositación de sales en los calentadores. Valorando todos los productos obtenidos, se requiere de un procesamiento adicional, tal como: compresión de gas, fraccionamiento y purificación, estos procesos convencionales utilizados en plantas de procesamiento gas, ofrecen la oportunidad para maximizar la recuperación del crudo mediante la reinyección de fracciones ligeras al mismo. Las salidas al mercado de LPG, C2 y C1's no son esenciales para una alta recuperación del barril de crudo. Los crudos ligeros son preferidos en el mercado, las gravedades más altas posibles son las más deseadas. Por lo tanto, el productor trata de maximizar el volumen de producción y la gravedad relativa API limitado por la presión de vapor y el contenido permisible de H₂S.

Los procesos de estabilización de crudo merecen un estudio técnico - económico riguroso en función a las características termodinámicas del fluido a estabilizar antes de la selección debido a lo cambios económicos del mercado en el precio del aceite crudo de hoy², pero principalmente en la rentabilidad del proyecto. Las unidades de estabilización de crudo, tradicionalmente fueron basadas en la simplicidad y confiabilidad cuando los precios del aceite fueron bajos, las reglas en ese entonces fueron obtener corrientes fácil y rápidas con instalaciones simples. Algunos métodos de estabilización se basan la influencia del nivel de H₂S, otros realizando un análisis comparativo al tipo de proceso y los objetivos. Actualmente, los análisis económicos de algunos métodos fueron comparados

utilizando corrientes con diferentes cantidades de H_2S y los precios elevados del crudo tendieron a promover diseños más complejos y selectivos, el agotamiento en caliente y el proceso de rectificación en dos etapas fueron tradicionalmente utilizados para el tratamiento de crudo amargo, hoy en día deberán ser considerados para todos los crudos, además de procesos utilizados por países industrializados como son los procesos de Alaska, Sullom Voe, Brent, entre otros. La recuperación extra, inversión y costos de operación son algunos de los criterios involucrados en la selección, la confiabilidad del proceso y los aspectos ambientales.

2.2 Métodos de estabilización de crudo.

De acuerdo a las tecnologías para la estabilización de crudo de los diferentes tipos de crudo que existen a nivel internacional, se encontró una diversificación de métodos para estabilizar el crudo super ligeros, ligeros, pesados y extrapesados, dentro de los cuales se describen a continuación:

Para analizar los siguientes seis métodos de estabilización de crudo se utilizó un crudo de 28 °API, 150 MBPD con el objeto de obtener un PV de 10 psia⁵.

2.2.1 Separación simple en multietapas (MSS).

La estabilización es alcanzada por flashes sucesivos, la última etapa se lleva a cabo a una presión casi atmosférica en un separador o en un tanque. El gas asociado se asume que sea quemado, la PV y las especificaciones de H_2S son obtenidas en la última etapa de separación por control de la temperatura (Figura 2.4).

En este sistema no se diseñan más de cuatro etapas de separación, las presiones de los separadores deben seleccionarse muy cuidadosamente en base a su relación de presiones de entrada y salida, dado que las pérdidas en la recuperación entre un sistema optimizado y uno no optimizado puede alcanzar el 0.5%. Cuando el H_2S de los fluidos de yacimiento está entre 0 a 70 ppm, la temperatura en la etapa final de la estabilización estará dada por la PVR en 10 psia, pero si hay más de 700 ppm de H_2S , la temperatura estará determinada por la especificación para el H_2S y la PVR llegará a ser menor de 10 psia. El rendimiento de

la recuperación con MSS es pobre, hay una pérdida significativa de componentes pesados en los vapores de la última etapa de flash, la capacidad para eliminar H_2S está limitada, si el contenido de H_2S de la corriente de producción es mayor de 1000 ppm, la temperatura en la última etapa tenderá a ser excesiva y la evaporación así mismo muy elevada, por lo que este método se sale de la regla. La principal ventaja de MSS, es su simplicidad, es flexible en manejar altas variaciones de relación gas/aceite (GOR) y no presenta problemas con las regulaciones ambientales. Las desventajas son: su limitada aplicación para el manejo de H_2S , la incapacidad para el manejo de variaciones de H_2S , pero su mayor desventaja, es la baja recuperación de un barril de crudo.

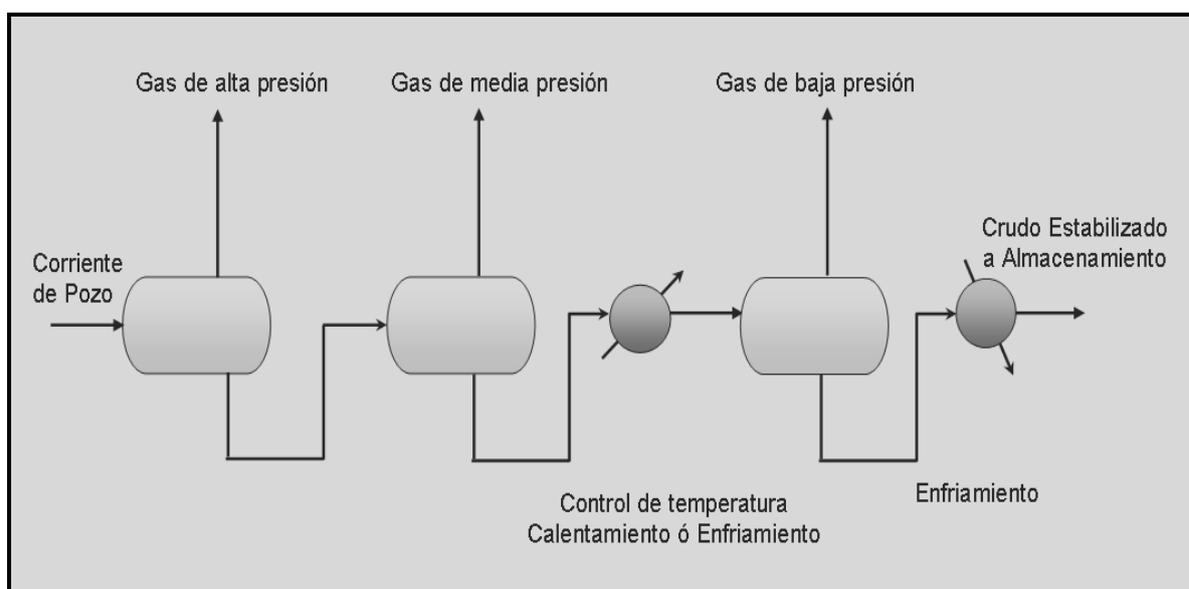


Figura 2.4 Separación simple en multietapas.

2.2.2 Separación multietapas con vacío.²¹

a) Principios de operación.

Otra forma de llevar a cabo la estabilización de crudo, es la de someterlo a vacío, como ultima etapa de separación, antes de enviarlo a almacenamiento.

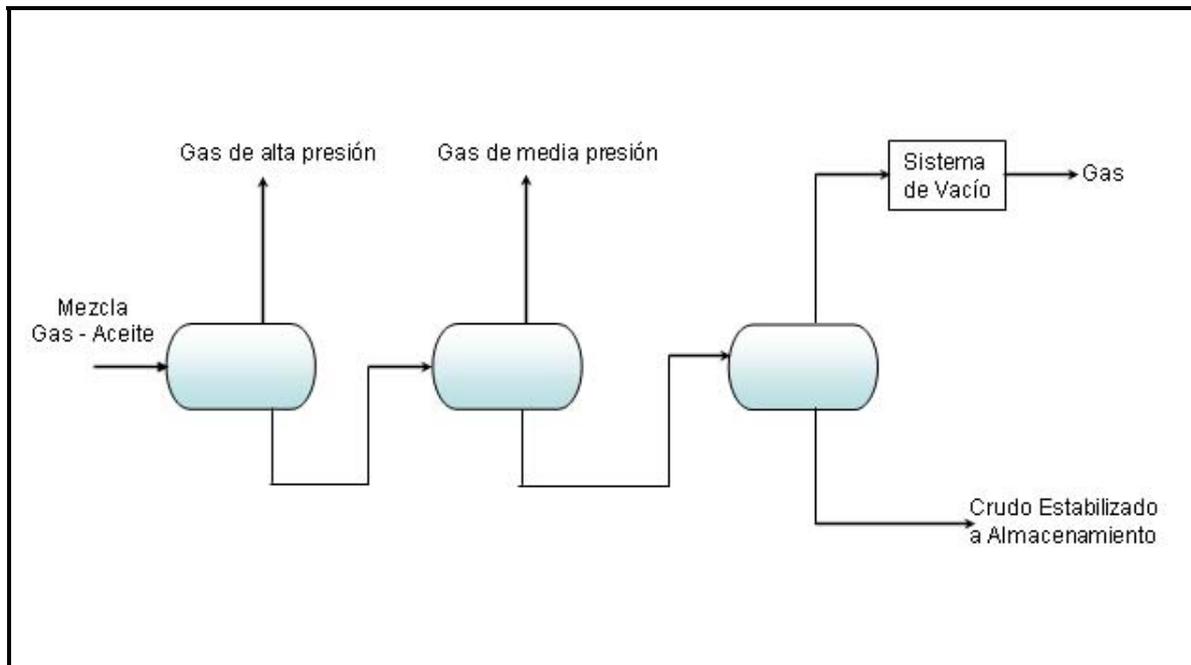


Figura 2.5 Separación multietapas con vacío.

b) Características de alimentación.

Esto es aplicable cuando el crudo es proveniente de las etapas de separación previas, se encuentra muy cercano a la condición ya que de otra manera se requeriría equipo de vacío de alta capacidad, además de reducir la recuperación de crudo.

La etapa de vacío es equivalente a la última etapa de separación con precalentamiento, y la selección entre una y otra, será función de las características de la corriente y de los servicios auxiliares disponibles.

c) Características del producto.

El método está limitado en lo respecta a una especificación estricta de H_2S en el crudo estabilizado.

d) Ventajas.

- ✓ Es simple.

e) Desventajas.

- ✓ La corriente de ligeros que se succiona con equipo de vacío debe incorporarse al sistema de compresión del gas que se libera en la etapas anteriores a la del vacío, por lo que la potencia total requerida se incrementa. Sin embargo, debe considerarse que lo mismo ocurre cuando se efectúa un precalentamiento en la ultima etapa de separación.
- ✓ Involucra los problemas operacionales y de mantenimiento inherentes a un equipo mecánico de vacío.

2.2.3 Separación multietapas con tren de calentamiento.²¹

a) Principios de operación.

Este método de estabilización de crudo, se basa en la combinación de etapas sucesivas de expansión y calentamiento. Por medio de calentamiento a ciertos niveles intermedios de presión, se obtiene la composición del líquido de los separadores, requerida para obtener el producto dentro de las especificaciones establecidas. Es decir, que la estabilización del crudo puede llevarse a cabo por medio del control adecuado de la presión y de la temperatura de cada etapa. Al igual que el método de separación multietapas, no es usual diseñar más de cuatro etapas.

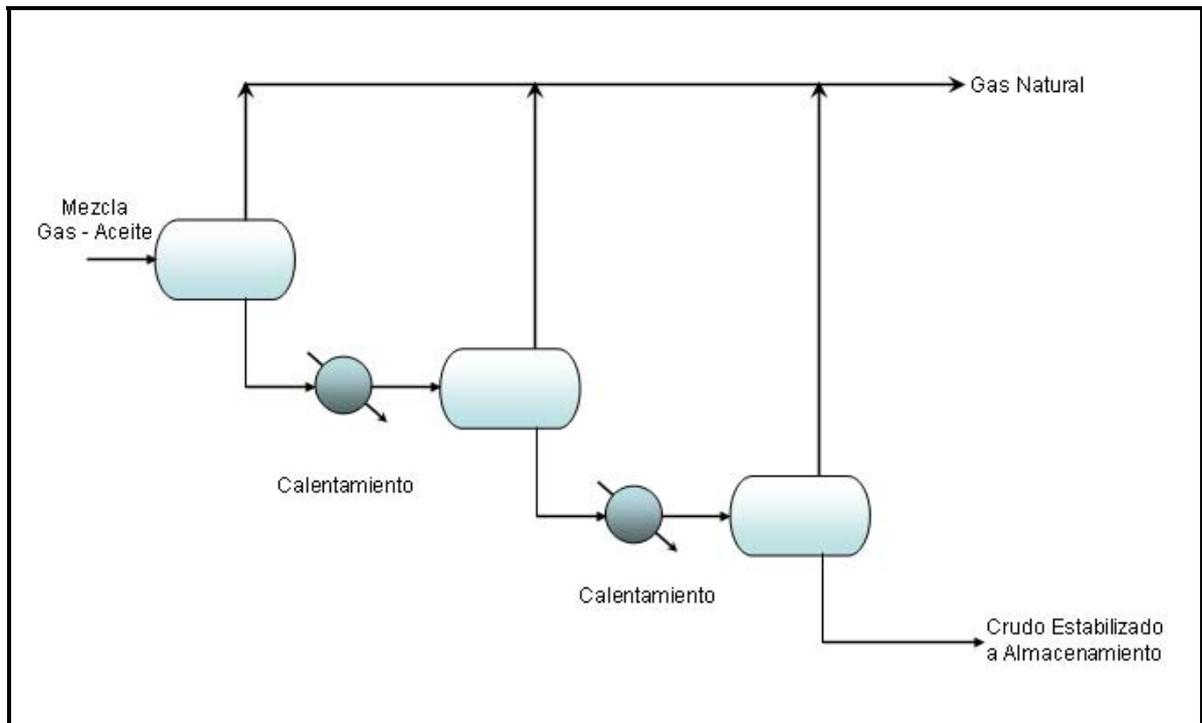


Figura 2.6 Separación multietapas con tren de calentamiento.

b) Características de alimentación.

Temperatura	Control en el calentador antes de la entrada de cada etapa.
Presión	Los ajustes de temperatura y presión para la alimentación a los separadores subsecuentes son indispensables para asegurar el control de la estabilización.
Sistemas	Separación y calentamiento.

c) Características del producto.

Recuperación del líquido	Baja 80.5% del ideal.
Gas asociado	El porcentaje de recuperación de crudo es menor que en otros procesos debido a las fracciones de hidrocarburos que se pierden por el calentamiento en las etapas.
Especificación de H ₂ S	Menor de 60 ppm.

d) Ventajas.

- ✓ Menor costo inicial y menor complejidad, con respecto a las tecnologías con fraccionadoras.
- ✓ Adaptables a diversas condiciones ambientales.

e) Desventajas.

- ✓ El calentamiento reduce la producción de crudo estabilizado y la densidad API e incrementa la potencia requerida para la compresión del gas.
- ✓ Alto consumo de servicios auxiliares.
- ✓ Se requiere de equipo de calentamiento interetapas, así como de enfriamiento al final de la operación de estabilización.

2.2.4 Separación simple en multietapas (MSS) con recuperación de gas natural líquido (NGRL).

Es una mejora considerable sobre el método MSS, ya que los condensados del gas asociado son recuperados y reinyectados al crudo (Figura 2.7). Remueve la mayor parte de etanos, produciendo un crudo con baja presión de vapor en la última etapa de separación, la PVR es ajustada mediante la inyección controlada de los líquidos propano, butanos y hexanos y más pesados. El gas de la última etapa de separación, es comprimido y los condensados pesados resultantes del enfriamiento del gas son fraccionados en una columna de destilación. Los fondos de la columna son ajustados para producir un crudo a una PVR de 10 psia, esto después de mezclarlos con el aceite de la última etapa de separación, el gas de la primera y segunda etapa de separación contienen menos fracciones pesadas y usualmente no es procesado. Si los gases de la primera y segunda etapa van a ser procesados, debería hacerse separadamente del gas de la última etapa y de esta manera, no reducir la producción de condensados pesados. Los parámetros son muy similares al MSS, pero además hay que considerar la presión del gas comprimido y la temperatura después del enfriamiento, ya que estas variables determinan las pérdidas de fracciones pesadas en el gas combustible. Hay dos parámetros importantes que afectan la eficiencia de la columna: la temperatura en la última etapa

de separación, la cual controla el contenido de H_2S en el aceite estabilizado, indirectamente determina el volumen de la recuperación y para una PV dada del aceite estabilizado, la recuperación se incrementará mediante un incremento en la temperatura de la última etapa de separación, si la temperatura de reflujo en la columna puede ser bajada proporcionalmente, si no, la recuperación disminuye.

Este método tiene una buena capacidad de recuperación pero la capacidad de remover económicamente el H_2S está limitada. Si la alimentación contiene más de 2000 ppm de H_2S , la temperatura en la última etapa tendrá que ser demasiado alta. Tiene la ventaja de lograr especificaciones cuando se trata una alimentación baja en H_2S y puede operar aún cuando el sistema de recuperación de condensado este fuera de servicio, así mismo, ofrece la posibilidad de producir gas LPG, pero tiene menor flexibilidad que el MSS sin NGLR y requiere de un equipo más sofisticado, tal como compresión y una columna de destilación.

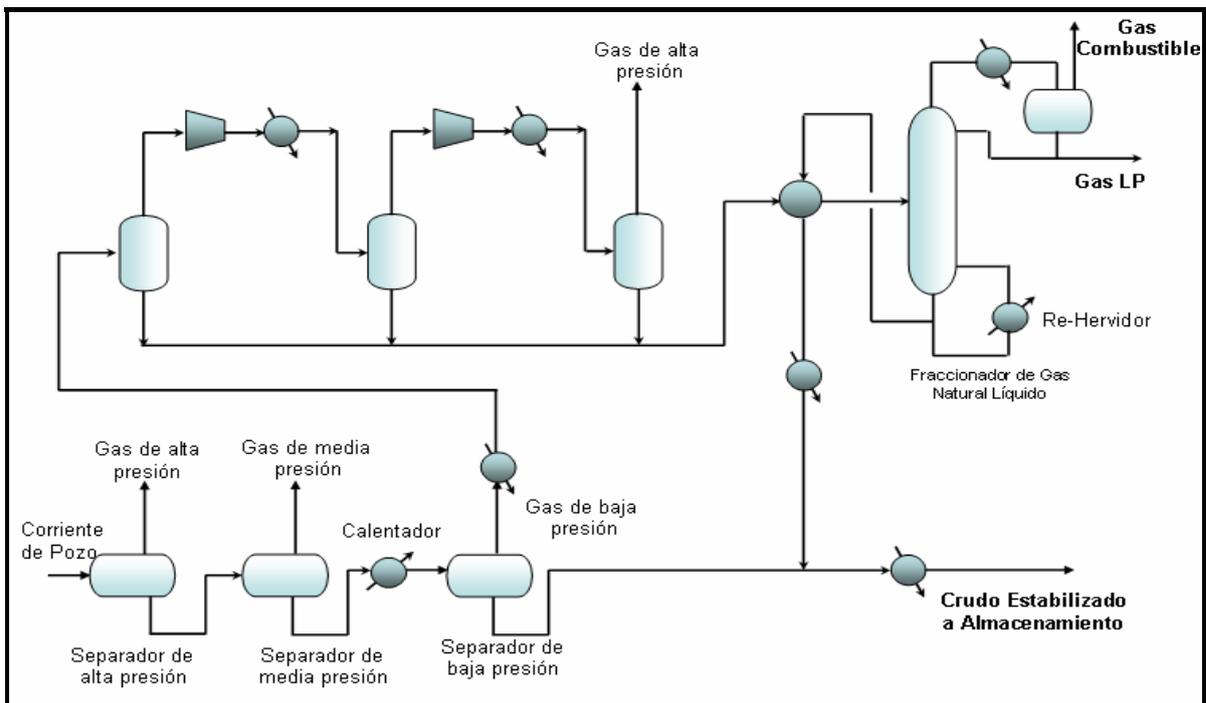


Figura 2.7 Separación simple en multietapas (MSS) con recuperación de gas natural líquido (NGRL).

2.2.5 Agotamiento (stripping) en frío.

Este método utiliza una columna de agotamiento con gas (15-20 platos) para ajustar la especificación del H₂S, solo el gas separado en la primera etapa de separación fue utilizado como agotador ya que tiene el contenido mas bajo de H₂S y permite el agotamiento (stripping) mas efectivo del crudo.⁵ (Figura 2.8).

El flujo de gas para el agotamiento es un factor importante ya que mas allá del rango optimo, el nivel de H₂S del aceite procesado tiende a incrementarse y la recuperación tiende a disminuir.

La temperatura del crudo a la entrada de la columna agotadora debe ser tan baja como sea posible, esto esta limitado por la viscosidad que debe ser suficientemente baja para asegurar una buena operación de destilación en los platos.

El rendimiento global del agotamiento en frío es pobre. La recuperación es casi la misma que con el método multietapas de separación, la capacidad para eliminar el H₂S limita a la alimentación a 2000 ppm o menos para obtener un crudo estabilizado con 60 ppm. si hay un gas dulce disponible de una fuente externa, la limitante de 2000 ppm puede ser incrementada.

Este método amplía ligeramente las posibilidades para eliminar H₂S comparado con el método de separación multietapas MSS, es un proceso simple con bajos consumos de servicios, el rendimiento es pobre con poca flexibilidad para la especificación de H₂S. Debido a estas desventajas el agotamiento en frío, no es utilizado ampliamente.

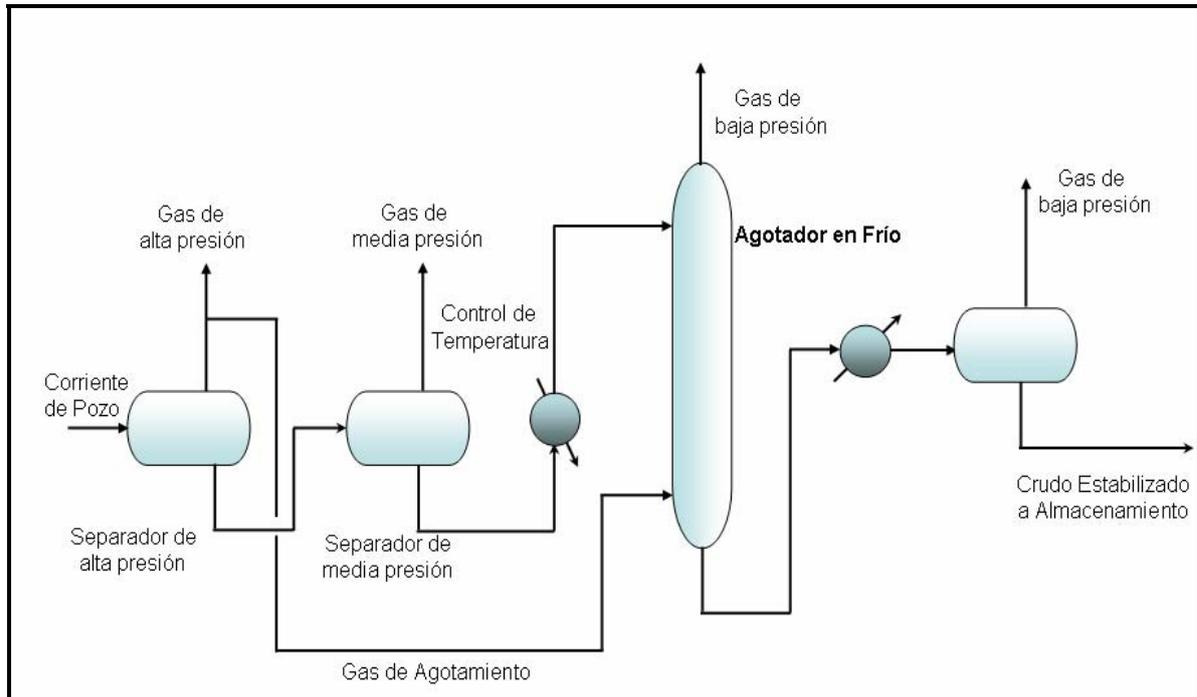


Figura 2.8 Agotamiento (stripping) en frío.

2.2.6 Agotamiento (stripping) en caliente.

Este método utiliza una columna con re-hervidor, permite obtener la especificación del H_2S y la presión de vapor, la temperatura del aceite en la entrada del agotador es aconsejable optimizarla para mejorar la recuperación (Figura 2.9).

Este proceso involucra varios parámetros:

- ✓ Número de etapas de separación.
- ✓ Número de platos en la columna, usualmente 5-6 teóricos (cerca de 25 platos reales).
- ✓ Temperatura de alimentación al agotador: La baja temperatura favorece la recuperación, pero el aumento en la viscosidad es el factor limitante.
- ✓ La presión de operación normalmente esta en el rango de 15-30 psig.
- ✓ La calidad en la alimentación, principalmente por el contenido de sal se debe limitar en función a la temperatura del fondo de la columna (120-130 °C), con la finalidad de evitar problemas de ensuciamiento: Con este método

se puede tratar cualquier tipo de aceite y obtener la especificación del H_2S , la recuperación depende de la severidad del agotamiento. Teniendo en cuenta que bajando la especificación del H_2S de 60 a 10 ppm, se sacrificaría aproximadamente 0.5% menos de recuperación. Puede manejar fluctuaciones de GOR (Relación Gas - Aceite) con alta eficiencia en la recuperación. La complejidad de este método es una desventaja, la columna con re-hervidor es la causa de esto, ya que la carga no debe contener agua y si el contenido es alto, requiere deshidratación.

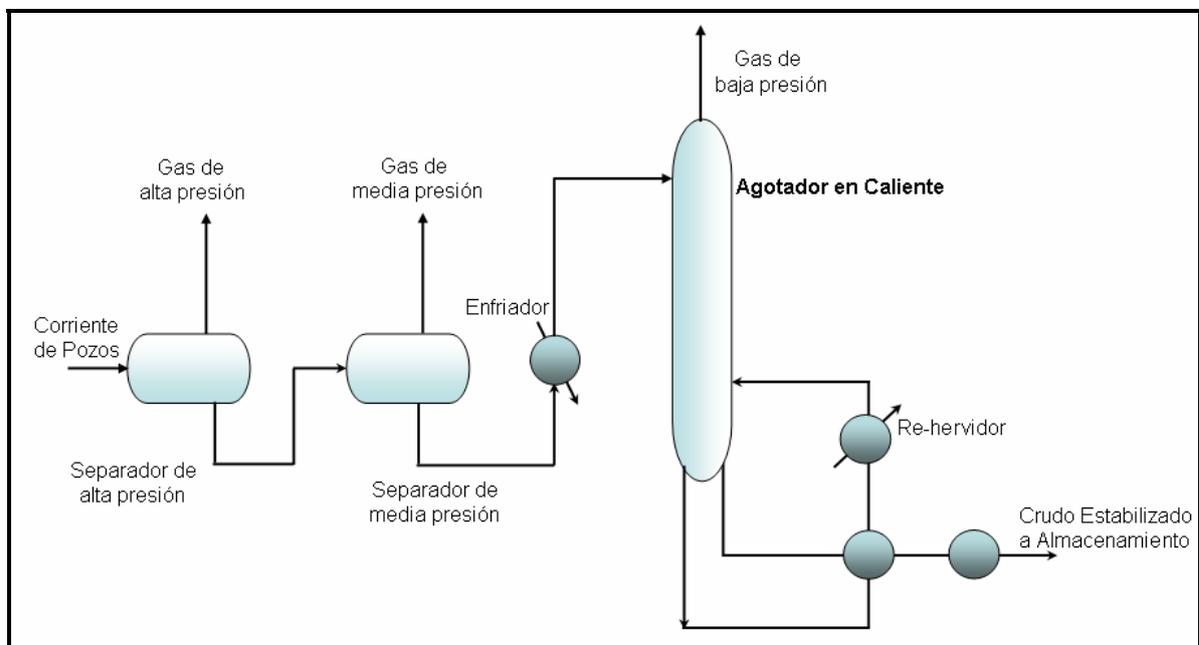


Figura 2.9 Agotamiento (stripping) en caliente.

2.2.7 Rectificación en dos etapas.

Este método es una mejora del sistema de agotamiento en caliente. Los vapores del domo de la columna son comprimidos a 300 psig. los líquidos obtenidos por efecto del enfriamiento son enviados a una segunda columna, los fondos conteniendo los condensados pesados son reinyectados en el crudo, proveyendo una gran selectividad (Figura 2.10). Los parámetros de diseño son una combinación de los utilizados en los procesos de agotamiento en caliente y el multietapas de

separación con recuperación de gas natural líquido (NGLR). Se puede procesar cualquier aceite y dar mayor recuperación que los métodos anteriores, obteniendo una especificación muy baja de H_2S (10 ppm) con amplios rangos de H_2S . La principal desventaja de este método, es que la carga no debe contener agua.

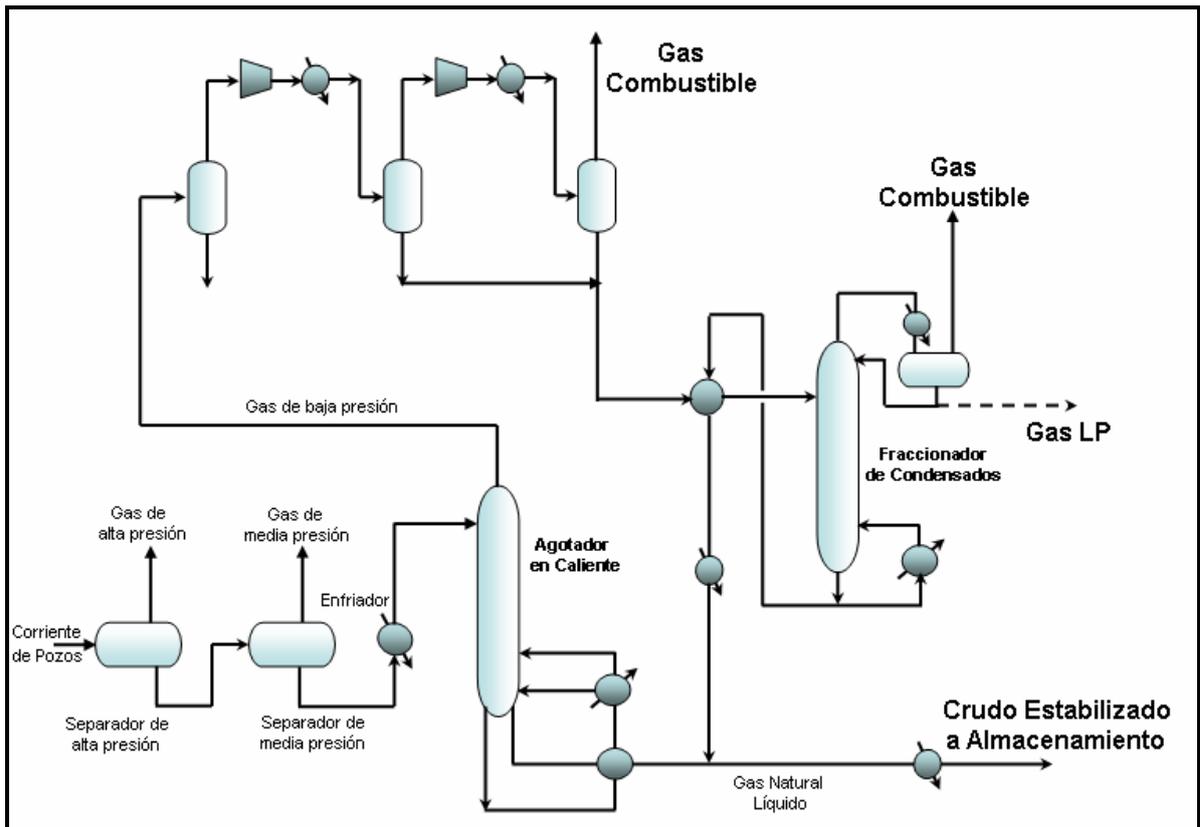


Figura 2.10 Rectificación en dos etapas.

2.2.8 Columna de estabilización con reflujo.

El método consiste en una columna estabilizadora con reflujo para la llevar a cabo la estabilización del crudo (Figura 2.11). Los principales factores de diseño son el numero de platos de rectificación, la presión de estabilización y la relación de reflujo. Tiene la flexibilidad de procesar crudos con altos contenidos de H_2S y obtener cualquier especificación del mismo⁷. Para producir un liquido con reflujo en un estabilizador, se requiere de una presión alta de operación si solo se cuenta con un

enfriamiento común (aire o agua), esto conlleva a requerir una alta temperatura en el fondo de la columna; para crudos ligeros las condiciones de operación son menos severas. Sus principales ventajas son: alta recuperación de crudo, flexibilidad operativa y manejo de crudo con altos contenidos de H_2S y producción de gas LP.

Para crudos pesados este método puede no ser el mejor, ya que requiere mayores temperaturas en el re-hervidor que el método de agotamiento en caliente. Esto es una desventaja desde el punto de vista operacional ya que casi siempre se requiere deshidratar y desalar el crudo in situ.

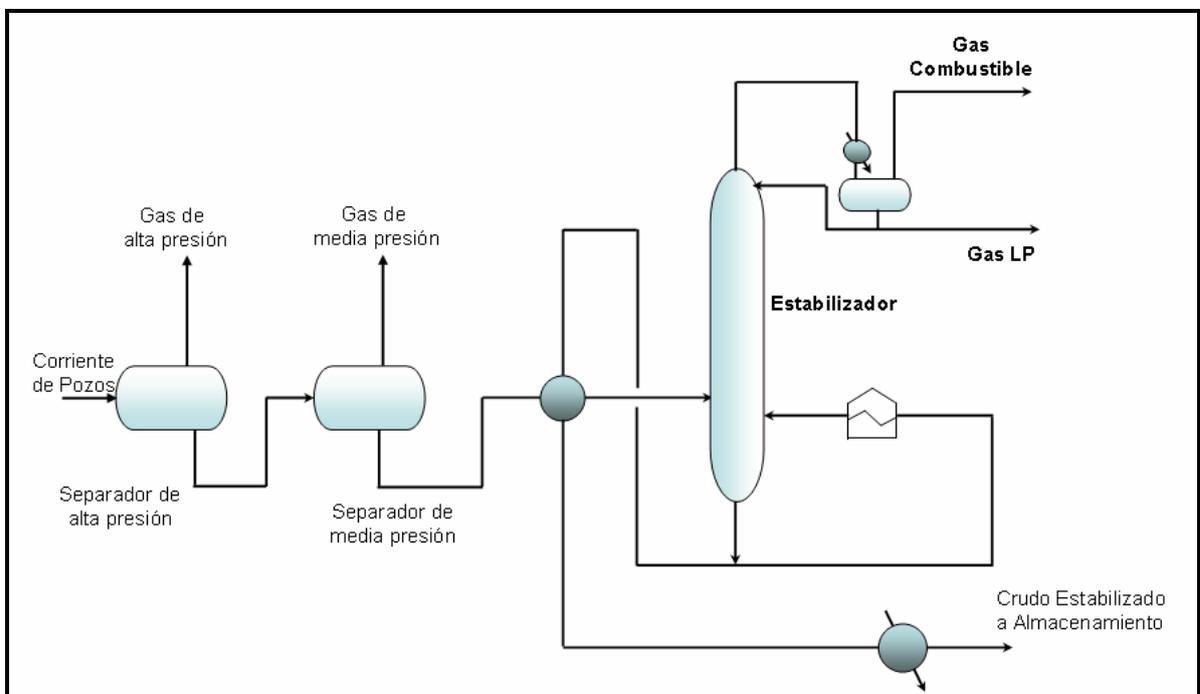


Figura 2.11 Columna estabilizadora con reflujo.

Además de los seis métodos de estabilización de crudo anteriormente mencionados, existen otros métodos que en función al tipo de crudo puede ser selectivos, recuperen las mayor cantidad de los hidrocarburos y sobre todo ahorren energía en el sistema. Dentro los cuales se mencionan los siguientes:

2.2.9 Columna de estabilización sin reflujo.

Consiste en una columna estabilizadora sin reflujo para la llevar a cabo la estabilización del crudo (Figura 2.12). Los principales factores de diseño son el numero de platos y la presión de estabilización. Diferentes autores recomiendan valores diferentes de número de platos y presión de estabilización, Maddox et al entre 20 – 25 platos y presiones de 110 – 160 Psia³⁴, considerando la recompresión en el sistema. Moins considera 15 – 20 platos y presiones de 30 – 45 psia⁵ y Penick and Trasher en función a la limitación de altura y espacio en plataformas costa afuera recomienda 20 – 30 platos²⁰. Tiene la flexibilidad de procesar crudos con altos contenidos de H₂S y obtener cualquier especificación del mismo. Sus principales ventajas son: alta recuperación de crudo, flexibilidad operativa y manejo de crudo con altos contenidos de H₂S.

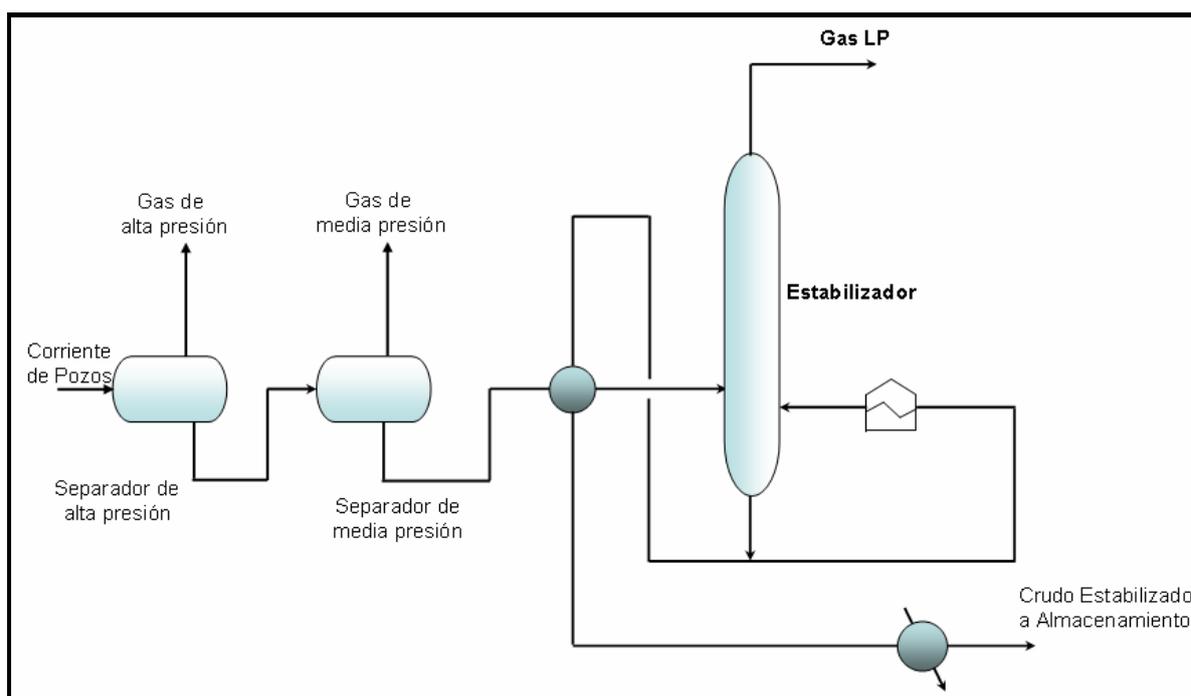


Figura 2.12 Columna estabilizadora sin reflujo.

2.2.10 Combinación proceso “Boot” – Fraccionamiento.

Es recuperar la máxima cantidad de hidrocarburos desde butanos (C₄) hasta heptanos y más pesados (C₇₊), lo que no se logra en los procesos convencionales, en lo que solo se pretende ajustar la cantidad de propano para obtener un crudo con

una PVR óptima para su almacenamiento y transporte. Consiste en al menos en una etapa de separación de la mezcla de gas – aceite de yacimiento, en esta etapa el equipo lleva montado en la parte superior una mini-columna (de al menos dos platos teóricos); las fracciones de butano (C4) a heptano (C7) del vapor obtenido en esta separación se absorben en una corriente de crudo estabilizado que se alimenta en la parte superior de la mini-columna. La fracción líquida se alimenta a una columna de platos con sistema de reflujo formado de butanos y pentanos. En el fondo de esta segunda columna se obtiene el líquido estabilizado para enviarse a almacenamiento y una parte de éste se recircula a la mini-columna para su función de líquido de absorción como se describió anteriormente. Paralelamente, para crear el flujo de vapor ascendente se reinyecta en el fondo de la columna por parte del crudo estabilizado que sale del fondo de la columna después de la vaporización. Su ventaja es que se recupera la máxima cantidad de hidrocarburos de butanos a heptanos, lo que generalmente no se logra en los procesos convencionales y su desventaja es que requiere de una cantidad considerable de equipo, por lo que su costo se eleva, con respecto a otros procesos.

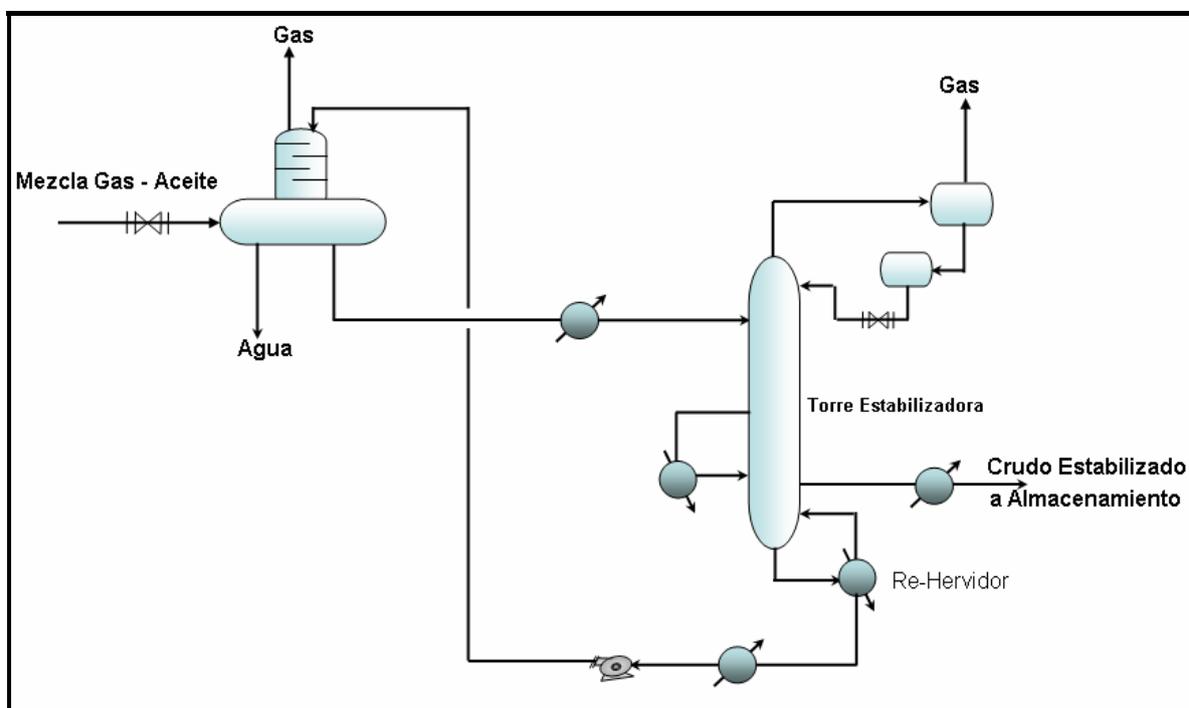


Figura 2.13 Combinación Proceso Boot – Fraccionamiento.

2.2.11 Proceso Gas – Boots.

Este proceso se utiliza generalmente como etapa final de separación para minimizar el venteo en tanques de almacenamiento, consta de una columna de platos que opera a una presión cercana a la presión atmosférica, la cual remueve el remanente de hidrocarburos ligeros que puede vaporizar de la corriente de crudo, minimizando la vaporización en almacenamiento y por lo tanto, las pérdidas de hidrocarburos e incrementando la seguridad de la operación. Este proceso se vuelve más eficiente mientras la diferencia entre la presión de la columna y al presión del tanque de almacenamiento es menor⁶. Por esta razón este equipo se instala tan cerca de los tanques de almacenamiento como sea posible. Para asegurar el llenado del tanque de almacenamiento atmosférico se requiere mantener un nivel suficiente de aceite en la columna. Se pueden manejar diferentes tipos de crudo; sin embargo, conforme el crudo se vuelve más pesado se requerirá mayor área para la separación, lo que implica un mayor número de platos y un mayor diámetro de columna. Sus ventajas son: El equipo requerido es más sencillo que el requerido en otros procesos (columna de platos, sin rehervidor, sin refluo), el costo del equipo puede quedar justificado con tan solo la recuperación lograda del líquido, aplicable a instalaciones aisladas en donde no se dispone de servicios auxiliares o en donde el presupuesto disponible es muy bajo. Su desventaja es que no es el proceso indicado para cumplir con las especificaciones de PVR y contenido de H₂S en el crudo producto.

2.2.12 Método y sistema de estabilización de la fase líquida.

El objetivo de este método de estabilización es proporcionar un sistema que requiera de espacio mínimo y de una mínima cantidad de enfriamiento, calentamiento y que se verá reflejada en una notable reducción de sus componentes si se compara este método con los de estabilización etapa por etapa. Esto redundará también en una reducción de la inversión en los equipos de proceso y estructuras de soporte.

Este método de estabilización se basa por medio de la desgasificación de la fase líquida³⁸. El proceso se lleva a cabo de la siguiente manera:

En la figura 2.14 se muestra el proceso, en el cual se muestran tres separadores A, B y C, los cuales están ordenados en forma descendente respecto a la corriente proveniente de los pozos. Se alimenta al primer separador, el líquido recuperado del primer separador es enviado al siguiente separador mientras que el gas que se obtiene es enviado a un desecador y de ahí a un compresor, del cual el gas ya comprimido es enviado a un intercambiador de calor donde calienta la corriente proveniente de los pozos y el gas se enfría. El líquido recuperado del segundo separador es enviado al siguiente separador mientras que el gas que se recupera es enviado a un compresor y de ahí pasa a un sistema de mezclado con la corriente de entrada de los pozos, llegando juntos al primer separador. El gas recuperado del tercer separador se envía a un segundo compresor y es enviado a un segundo sistema de mezclado donde se le incorpora el líquido que proviene del primer separador. Dado a que el gas recuperado del segundo y tercer separador pueden ser reincorporados a la corriente de líquidos que llegan al primero y segundo separador, es que se reduce sustancialmente la cantidad de energía requerida para calentar la corriente de los líquidos en cada etapa de estabilización.

Este método se llevó a cabo para satisfacer la producción marina de aceite y gas, donde las plantas de producción se localizan en vasijas en plataformas en donde el aceite es enviado a través de ductos hacia las costas o buque – tanques, mientras que el gas es comprimido y enviado a ventas o reinyectado al yacimiento.

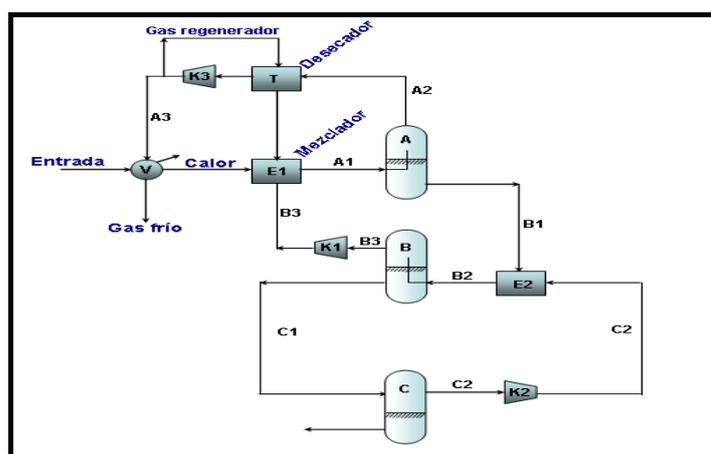


Figura 2.14 Método y sistema de estabilización de la fase líquida.

2.2.13 Método de estabilización del campo Brent³⁶.

Este método de estabilización de crudo similar al sistema multietapas con la innovación del sistema de enfriamiento y compresión en el gas (Figura 2.15), satisface la producción costa afuera de aceite estabilizado. La corriente del hidrocarburo entra a la primera etapa de separación, a 1600 psia y 170°F. El gas separado se envía a un sistema de enfriamiento a 1580 psia y 75°F obteniendo un gas para su acondicionamiento con Glycol con la finalidad de eliminarle el agua, para posteriormente enviarlo a ducto y/o a su reinyección a pozos. Los líquidos obtenidos se rectifican a 300 psia, el gas del rectificador va al sistema de combustible y los líquidos se envían al crudo estabilizado. El aceite pasa a una segunda etapa de separación a 370 psia y 154°F; y de ahí, el aceite separado pasa a una tercera etapa a 70 psia y 145°F, posteriormente se enfría el aceite separado y entra a la última etapa de separación de 20 psia y 100°F, para que finalmente se lleve a almacenamiento y/o bombeo para su venta, la particularidad de este proceso, es que el 10% del aceite crudo estabilizado se reintegra al gas de alta separación de la primera etapa con la finalidad de absorber los butanos y más pesados, obteniendo así una mejor calidad en el aceite. El gas de la segunda etapa de separación se enfría, se rectifica y se comprime, el gas nuevamente se enfría y se rectifica para finalmente enviarlo a la línea de gas de alta de la primera etapa de separación, los líquidos recuperados se integran a la corriente del aceite crudo estabilizado; el gas de la tercera etapa de separación, se enfría y se rectifica, el gas se comprime y se integra con el gas de la segunda etapa de separación, el líquido recuperado se integra con el aceite de la tercera etapa de separación, y por último, el gas de la última etapa de separación se envía a la recuperadora de vapor de la segunda etapa de separación para acondicionarlo y enviar el gas a la corriente de alta de la primera etapa de separación y el aceite ya tratado y estabilizado se envía a almacenamiento y bombeo para su venta. Es muy importante hacer notar que este proceso la estabilización a 20 Psia y 100°F da una PVV de 20 Psia, pero no alcanza la temperatura de los 100 °F de acuerdo a las condiciones climatológicas que impera

en la región que es el parámetro a determinar su PVV y PVR, por lo tanto, el crudo que se obtiene es estable y por ende no emite vapores a la atmósfera.

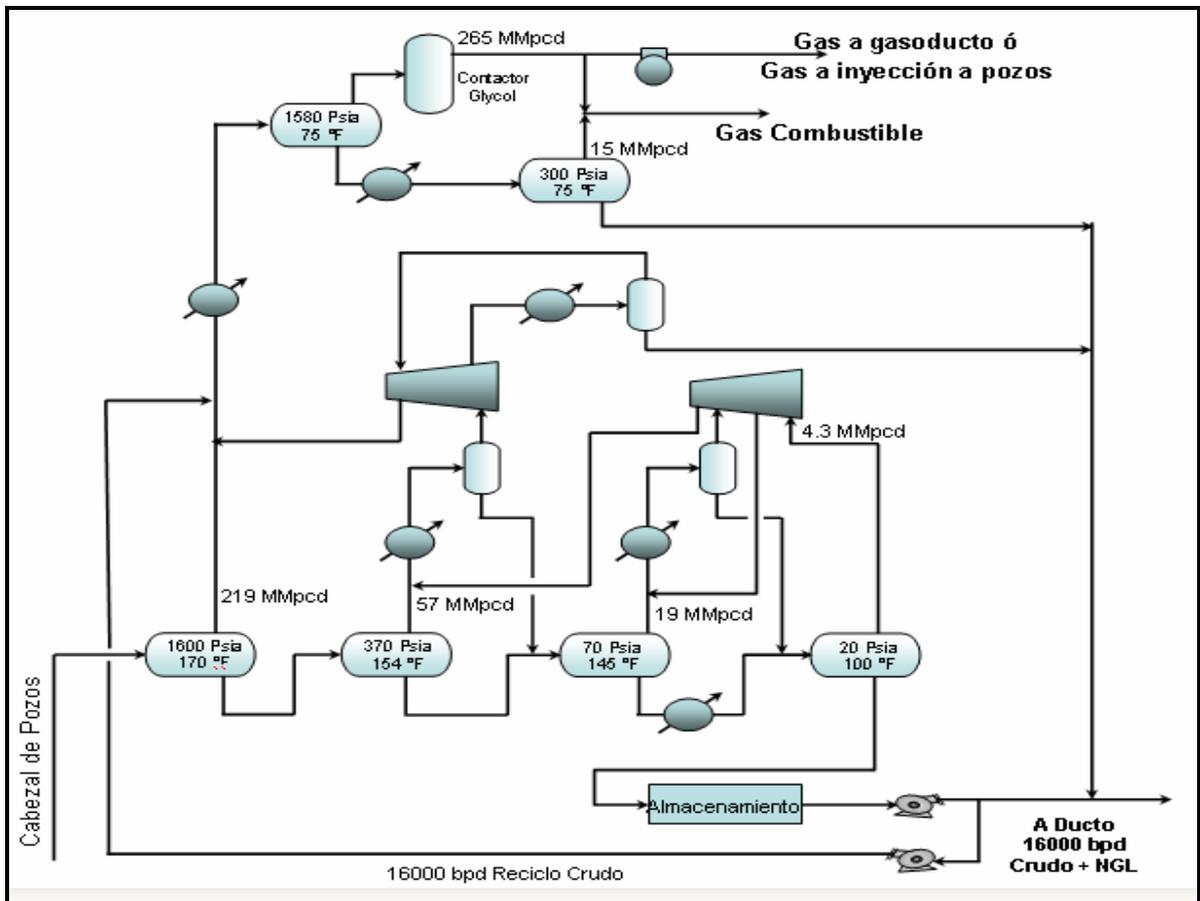


Figura 2.15 Proceso de Estabilización del campo Brent.

2.2.14 Método de estabilización Alaska.

Una de sus características principales de este método de estabilización, es obtener una mejor calidad de aceite, reintegrando los líquidos recuperados de cada etapa de compresión a una etapa anterior para su estabilización. (Figura 2.16).

La corriente proveniente del pozo, se alimenta al primer separador, el líquido recuperado es calentado y enviado a la segunda etapa de separación mientras que el gas es enviado al proceso del sistema de compresión; en la segunda etapa de separación, el gas separado se integra con el de la primera etapa para su compresión y el líquido separado se envía mediante un sistema de bombeo al sistema de deshidratación de aceite y posteriormente al sistema de estabilización de

crudo, en el estabilizador de crudo, el aceite estabilizado se envía a bombeo, posteriormente a un intercambiador de calor para disminuir la temperatura del aceite crudo estabilizado y enviarlo a ductos mediante un sistema de bombeo. El gas de la primera y segunda etapa de separación es enviado al sistema de compresión para su acondicionamiento; en el sistema de compresión, el gas en la primera, segunda y tercera etapa de compresión se enfría, rectifica y se comprime enviándolos a reinyección del gas a pozos, el liquido recuperado de la tercera etapa de rectificación compresión se integra a la segunda etapa de rectificación de compresión y los líquidos de la segunda etapa de rectificación de compresión se reintegran a la primera etapa de rectificación de compresión y el líquido recuperado se envían a la segunda etapa de separación integrándose con el líquido de la primera etapa de separación para su deshidratación y estabilizado del aceite.

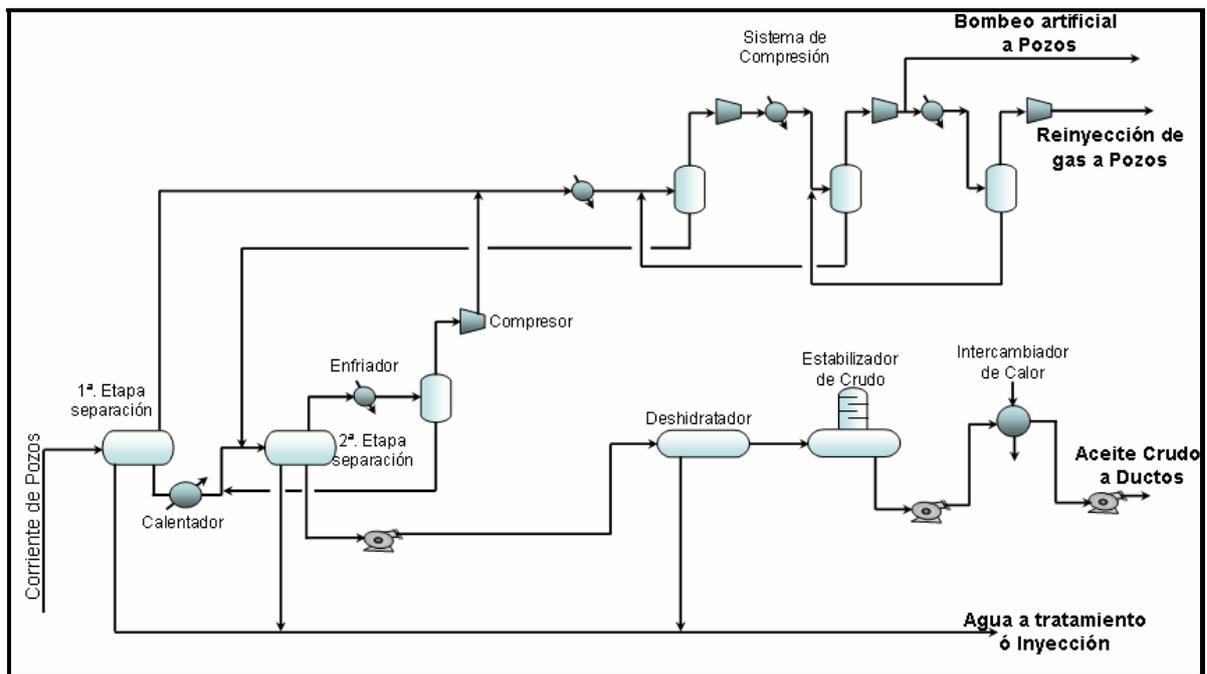


Figura 2.16. Proceso de Estabilización Alaska.

2.3 Rendimiento.

El rendimiento de la recuperación y la capacidad para procesar crudos

amargos varía en cada uno de los métodos.

Los resultados de los rendimientos se resumen como sigue:

1. Los métodos de mas baja selectividad son: el multietapas de separación MSS y el agotamiento en frío, ambos métodos están limitados a bajos contenidos de H_2S en la carga, la limitación es considerando la recuperación de aceite estable (cerca de 1% menos que los métodos mas selectivos), pero además, tiene un decremento muy fuerte en la recuperación cuando se incrementa el H_2S en la alimentación.

2. El método de multietapas de separación con recuperación de gas natural liquido (NGLR) ofrece buena recuperación y menor sensibilidad al H_2S cuando la alimentación esta en el rango de 0 a 2000 ppm.

3. Los métodos selectivos: el agotamiento en caliente y la rectificación en dos etapas no están limitados con el H_2S y proveen buena recuperación con menor sensibilidad al H_2S en la alimentación.

4. Finalmente, el método con columna estabilizadora con ó sin reflujo tienen flexibilidad de procesar altos contenidos de H_2S y alta recuperación de crudo.

La presión de vapor y la especificación del H_2S , así como, la recuperación del crudo, varía de acuerdo a la selectividad del método.

2.4 Selección del proceso.

La selección de un proceso de estabilización para un sistema específico requiere de un estudio cuidadoso que deberá considerar varios factores como son: °API, viscosidad, contenido de fracciones ligeras, etc., las especificaciones para su venta: presión de vapor, contenido de H_2S , la infraestructura existente, la disponibilidad de los servicios auxiliares, el presupuesto disponible, etc.,. Se deberán considerar las políticas de comercialización vigentes y la filosofía de manejo y distribución de crudo, así mismo, se deberá evaluar la rentabilidad en base a la inversión inicial y los costos de operación y mantenimiento, para determinar finalmente cuál es el proceso óptimo técnica y económicamente. Por lo tanto, es

necesario, determinar el tipo de y número de equipos requeridos, sus condiciones de operación, el consumo de servicios auxiliares. Esto se obtiene a partir de la visualización y conceptualización de diferentes opciones y/o escenarios, donde podrán determinarse las mejores condiciones técnicas, operativas y económicas con la finalidad de obtener la mayor rentabilidad del proyecto. No obstante, existirán casos particulares, para los cuales, podrán descartarse desde el inicio algunas opciones y/o escenarios, porque algunos de los factores antes mencionados sea el prioritario y marque la pauta para la selección del proceso ó tecnología.

Debe notarse que aun con bajos contenidos de H_2S en la corriente de entrada es rentable estabilizar el crudo con los métodos mas sofisticados que existen actualmente. Por ejemplo, cuando el gas asociado no va a ser recomprimido por otras razones que no sea la recuperación de condensados, el agotamiento en caliente es menos caro que el proceso multietapas de separación con recuperación de gas natural liquido (NGLR). Si la recompresión es requerida por otras razones, como el caso para el suministro de combustible, el agotamiento en caliente con recompresión llega a ser tan caro como el proceso (MSS) con (NGLR). Los aspectos técnicos en la selección de procesos hoy en día se debe de tomar en cuenta principalmente, el preservar el medio ambiente.

Los campos en tierra firme frecuentemente están localizados en áreas remotas y hostiles. El énfasis estará en instalar la instalación mas simple y confiable en los campos pequeños, no obstante sacrificando una recuperación mas baja. Los campos grandes pueden justificar el uso de procesos mas sofisticados. Las limitantes específicas están relacionadas con la producción costa-afuera que han favorecido el uso de procesos simples con recuperación pobre. Nuevos factores están moviendo la tendencia hacia procesos mas complejos. Algunos de estos factores se refieren a equipos mas compactos, los requerimientos de extinción del quemado y un mejor control de la producción costa-afuera.

CAPITULO III

CAPITULO III

ANÁLISIS TÉCNICO – ECONÓMICO DEL AHORRO DE ENERGÍA EN EL SISTEMA DE ESTABILIZACIÓN DE CRUDO DE LA BATERÍA CENTRAL JUJO.

El análisis técnico – económico de la planta de estabilización de crudo, se realizó con el apoyo de un software técnico especializado, el simulador procesos Hysys versión 2.4.1, y el análisis económico en Excel. Se realizaron una serie de escenarios de la planta de estabilización de crudo a diferentes condiciones de operación en la torre estabilizadora, así como, en sus intercambiadores de calor liquido frío contra aceite estabilizado caliente, agua de lavado frío contra aceite estabilizado caliente; de acuerdo al análisis técnico se determina que incrementando la temperatura en el sistema de deshidratación y desalado se eliminan problemas operativos en la separación del agua y de la sal que viene en el hidrocarburo y por ende, al obtener una mayor temperatura a la entrada de la torre estabilizadora, se mejora la separación de los hidrocarburos y disminuye el consumo de energía en todo el sistema; por consiguiente, las características principales que se analizaron fueron las propiedades de estabilización del crudo, el consumo de energía, la producción de aceite estabilizado y la producción de gas enviado a venta, esto con la finalidad de disminuir el consumo de energía en la planta estabilizadora de crudo, así como, aprovechar la comercialización dentro de las especificaciones comerciales vigentes del crudo estabilizado, y así encontrar las condiciones técnicas – económicas óptimas tanto operacionales, energéticas, ambientales y de seguridad.

Para el desarrollo del análisis económico se plantearon premisas y consideraciones como base para el cálculo de los indicadores empleados en la evaluación financiera. Se realizaron dos alternativas de las cuales se desprenden seis opciones y cuya variación esta en función de su presión, por lo cual, a partir de la tabla de los datos técnicos obtenidos se modelaron doce opciones para dicho análisis.

Los modelos económicos estructuran los costos de inversión, de consumos y de mantenimiento para constituir los costos totales. Los beneficios, como producto del ahorro de energía por la implementación de cada escenario, también forman parte de esta estructura y son considerados a partir de la producción estabilizada del crudo obtenido. De este modo se proyecta hasta quince años las anualidades de los egresos e ingresos y a partir de ellos se calcula el flujo de caja por cada uno de los escenarios propuestos incluyendo al escenario base. También se determina los flujos de efectivo para cada escenario propuesto; con esto se determinan los diferenciales de flujo de efectivo de cada opción propuesta con respecto al escenario base, calculándose a valor presente descontándolos a la tasa de 12%. De este modo se calcularon los principales indicadores económicos: Valor presente neto (VPN), Valor presente de la inversión (VPI) y el índice de utilidad de la inversión (VPN/VPI) y la relación Costo/Beneficio (RCB).

3.1. Premisas y consideraciones económicas para el análisis económico.

Tabla 3.1 Premisas económicas.

CONCEPTO	UNIDAD	COSTO
Aceite	Dls/bl	53.1
Gas Combustible	Dls/mpc	7.2
Gas Seco	Dls/mpc	8.4
Gas humero amargo	Dls/mpc	5.2
Electricidad	Dls/Kw/h	0.04
Precio gas natural (BTU)	Dls/BTU	4.3
Paridad	Pesos/Dls	11.2
Tasa de Descuento	%	0.12
Precio de equipo		
Plato	MMDIs	1.07
GA-107 (nuevo)	MMDIs	0.3
GB-102 (nuevo)	MMDIs	0.45
EA-101	MMDIs	0.78
Costo de Mantenimiento		
28% de la Inversión Inicial	MMDIs	21.43

Las consideraciones económicas son:

- ✓ Se analizaron económicamente dos alternativas y cada alternativa con 6 escenarios.
- ✓ Se considera que la inversión principal es la del plato y de dos equipos nuevos, en algunos escenarios.
- ✓ Trabaja bajo el supuesto de que la Torre iniciara operaciones a partir del mes de enero del año 2009.
- ✓ Los ingresos, inversiones, costos de operación y mantenimiento que se aplican en esta evaluación están en valores actuales a la fecha de análisis de octubre de 2008 aplicándose de manera discreta al final de cada año.
- ✓ Los beneficios están calculados en función del flujo de salida del crudo estabilizado y del gas enviado a sistema de compresión.
- ✓ Los flujos de caja obtenidos para cada escenario son considerados antes de impuestos.
- ✓ El horizonte de análisis de la evaluación económica es de 15 años para cada escenario.
- ✓ Se realizó un análisis diferencial comparando la situación actual correspondiente al escenario base con respecto cada uno los escenarios de cada alternativa.
- ✓ La tasa de descuento empleada fue del 12%, conforme a la guía para los proyectos de inversión de Petróleos Mexicanos y Organismos Subsidiarios.
- ✓ Los costos de mantenimiento se calcularon como un porcentaje de la inversión total inicial de la Torre.
- ✓ Los costos de operación están formados por los consumos de gas y de energía requeridos en cada escenario para generar determinada cantidad de calor.

3.2. Escenarios que se analizaron técnica - económicamente.

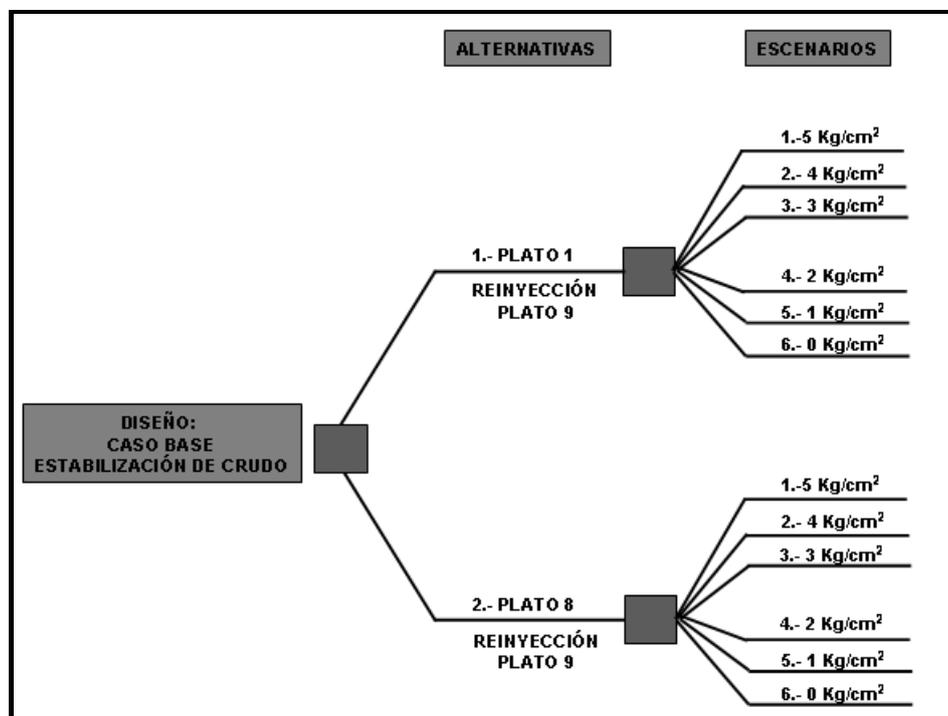


Figura 3.1 Diagrama de Alternativas.

En las tablas siguientes se muestran las principales características de los escenarios propuestos para el ahorro de energía.

Tabla 3.2 Escenarios de la alternativa 1.

CARACTERÍSTICAS DE LOS ESCENARIOS: ALTERNATIVA 1					
PRESION	ESCENARIO	TEMPERATURA	FLUJO ACEITE ENTRADA	FLUJO GAS SALIDA	FLUJO ACEITE SALIDA
Kg/cm² mín.		°C	BPD	MMPCSD	BPD
5	CASO BASE	54.29	128357.6	3.765	126919.66
5	1	79.39	128377	3.3	127150
4	2	79.23	128368	3.45	127027
3	3	78.96	128373	3.75	126824
2	4	78.49	128369	4.51	126341
1	5	77.55	128364	6.5	125048
0	6	75.11	128356	9.15	122936

Tabla 3.3 Escenarios de la alternativa 2.

CARACTERISTICAS DE LOS ESCENARIOS: ALTERNATIVA 2					
PRESION	ESCENARIO	TEMPERATURA	FLUJO ACEITE ENTRADA	FLUJO GAS SALIDA	FLUJO ACEITE SALIDA
Kg/cm² mán.		°C	BPD	MMPCSD	BPD
5	CASO BASE	54.29	128357.6	3.765	126919.66
5	1	79.39	128377	3.95	126723
4	2	79.23	128368	3.9	126731
3	3	78.96	128370	4.04	126628
2	4	78.49	128368	4.5	126307
1	5	77.55	128361	6.3	125129
0	6	75.10	128356	9.2	122899

3.3. Análisis técnico - económico del caso base.

Con el apoyo técnico del software técnico especializado Hysys, se desarrollo el caso base de la planta estabilizadora de crudo de la batería central Jujo, procesando con una capacidad máxima de 130 MBPD de crudo, 150 MMPCSD de gas y 14.6 MBPD de agua, constituida por las áreas de producción, compresión y medición, como se describe detalladamente en el capítulo 1.3 (Figura 1.4 y 3.4).

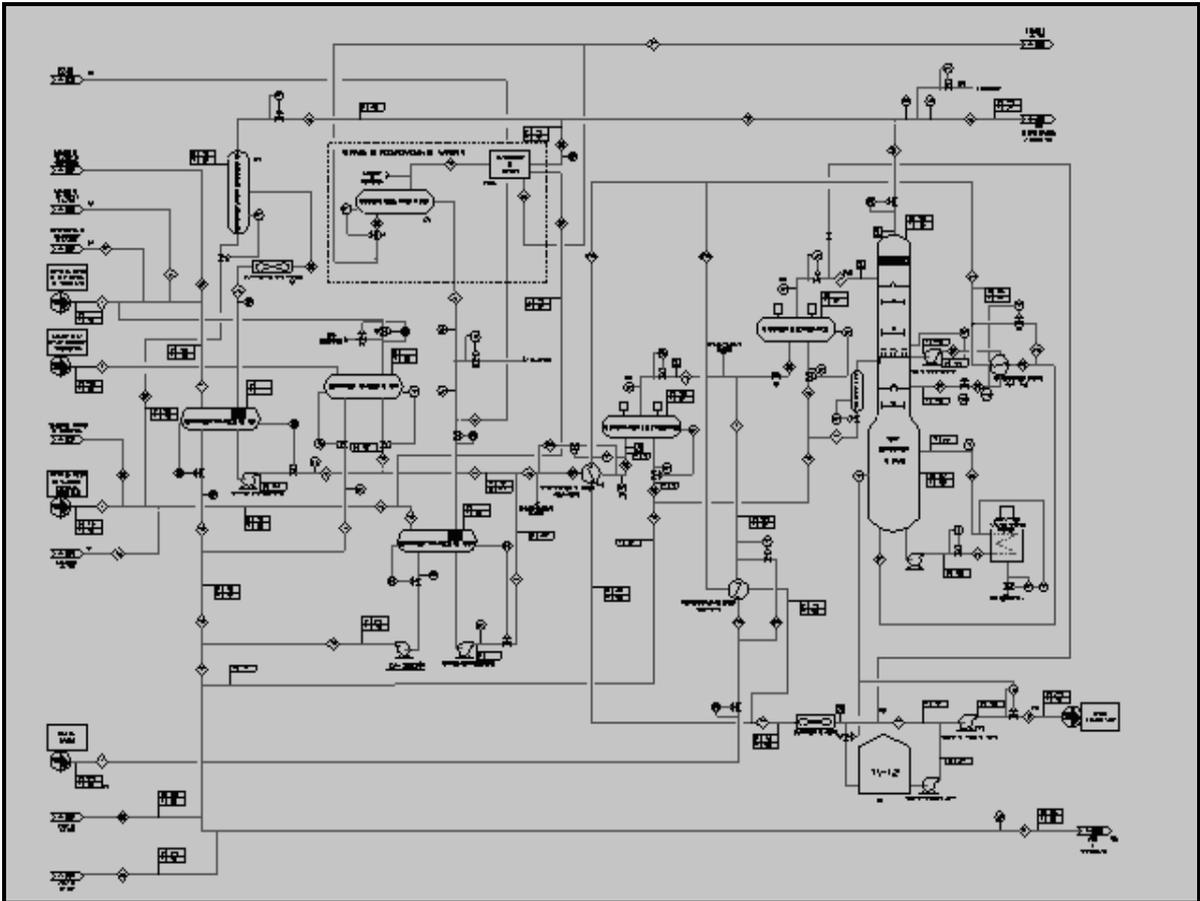


Figura 3.2. Diagrama de flujo de la Batería Central Jujo.

En las siguientes tablas se muestran las condiciones de operación máximo, normal y mínimo a la que fue diseñada, así como, las propiedades del crudo, condiciones de llegada en límites de batería, condiciones de salida en límites de batería, características de entrega de los fluidos, el análisis composicional de cada uno de los campos a procesar y las características de diseño de cada uno de los equipos con que cuenta la Batería Central Jujo.

Tabla 3.4 Gastos de los fluidos de alimentación en la Batería Central Jujo.

ALIMENTACIÓN			
	Máximo	Normal	Mínimo
CRUDO (MBPD)	130	130	95
GAS (MMPCSD)	150	130	95
AGUA (MBPD)	15.14	---	0.893

Tabla 3.5 Propiedades del crudo de alimentación en la Batería Central Jujo.

Mezcla de pozos Jujo B.P., Jujo SBP y líquidos de Tecominoacán.	
° API	39.9
Viscosidad S.S.U.	
@ 21.1 °C	47.8
@ 37.8 °C	40.9
Salinidad (Lb/Mbl)	457
H2S (ppm)	114

Tabla 3.6 Condiciones de llegada de los hidrocarburos en límites de Batería.

CABEZAL	PRESIÓN (Kg/cm² má.n.)	TEMPERATURA (°C)
Mezcla de pozos a baja presión	5.0	50
Mezcla de pozos a super baja presión	1.0 – 2.0	50
Crudo de Tecominoacán	13.0	55
Gas en alta presión de Tecominoacán	75.0	40

Tabla 3.7 Condiciones de salida de los hidrocarburos en límites de Batería.

PRODUCTOS			
CONDICIONES DE SALIDA EN LÍMITE DE BATERÍA			
CABEZAL	PRESIÓN (Kg/cm² máñ.)	TEMPERATURA (°C)	DESTINO
Crudo estabilizado	48	52	Nuevo Teapa
Gas amargo	72	37	C.P.Q. Cactus
Condensados amargo	45	34	C.P.Q. Cactus

Tabla 3.8 Características de entrega de los fluidos.

CRUDO ESTABILIZADO	
Presión de Vapor Reid (Psia)	6.5
Grados API	40.0
Agua y sedimentos (% vol.)	0.1
Salinidad (Lb sal/1000 bls. Crudo)	5.0
GAS AMARGO	
Temperatura de Rocío (°C)	13
CONDENSADOS AMARGOS	
Agua (% vol.)	0.2 Máx.
Color saybolt (ASTM - D156)	+ 20

Tabla 3.9 Características de la alimentación en la Batería Central Jujo.

ANÁLISIS COMPOSICIONAL						
COMPONENTE	JUJO B.P. % mol	JUJO S.B.P. % mol	GAS A.P. TECOM. %mol	LIQ. TECOM. % mol	P.M.	°API
AGUA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
BIÓXIDO DE CARBONO	1.62204	1.2991	2.1317	0.1214		
ÁCIDO SULFHÍDRICO	0.4963	0.4049	0.1701	0.0243		
NITROGENO	0.5547	0.4387	1.3010	0.0243		
METANO	43.7664	34.9249	68.0144	1.7965		
ETANO	10.9488	8.8240	13.6209	1.6266		
PROPANO	7.3430	6.1245	8.6469	3.2047		
i - BUTANO	1.3722	1.2148	1.1409	0.9711		
n - BUTANO	3.5328	3.2394	2.7922	3.2775		
i - PENTANO	1.3284	1.3835	0.5904	1.6752		
n - PENTANO	1.9270	2.0583	0.7806	2.9133		
n - HEXANO	2.4671	3.1044	0.4904	5.8995		
CORTE 01	1.6496	2.4801	0.0000	0.0000	96	67.040
CORTE 02	1.7810	2.6657	0.0000	0.0000	107	61.615
CORTE 03	2.1168	3.1888	0.0000	0.0000	117	54.991
CORTE 04	2.1668	3.1888	0.0000	0.0000	130	50.197
CORTE 05	2.0437	3.0707	0.0000	0.0000	150	46.536
CORTE 06	14.9342	22.3890	0.0000	0.0000	292	27.690
CORTE 07	0.0000	0.0000	0.3202	6.0694	97	67.319
CORTE 08	0.0000	0.0000	0.0000	6.0694	110	59.347
CORTE 09	0.0000	0.0000	0.0000	7.0405	120	54.574
CORTE 10	0.0000	0.0000	0.0000	6.3122	135	49.499
CORTE 11	0.0000	0.0000	0.0000	52.9740	276	28.591

Tabla 3.10. Características de diseño de los equipos de la Batería Central Jujo.

BATERIA CENTRAL JUJO			
CLAVE	SERVICIO	CARACTERÍSTICAS	
BA -101	CALENTADOR A FUEGO DIRECTO (HORNO)	Q=20914 Mkal/hr x 1.2	83 MMBtu/hr x 1.2
DA -101	TORRE ESTABILIZADORA DE CRUDO	3658 mm D.I. x 4572 mm x 24079 mm L T-T	16 platos
EA - 101	INTERCAMBIADOR DE CALOR CRUDO - ACEITE	Q=682.8 Mkal/hr	2.71 MMBtu/hr
EA - 102 A	INTERCAMBIADOR LATERAL DE LA TORRE ESTABILIZADORA	Q=7250 Mkal/hr x 1.15	28.77 x 1.15
EA - 102 B	INTERCAMBIADOR LATERAL DE LA TORRE ESTABILIZADORA	Q=7250 Mkal/hr x 1.15	28.77 x 1.15
EA - 102 C	INTERCAMBIADOR LATERAL DE LA TORRE ESTABILIZADORA	Q=7250 Mkal/hr x 1.15	28.77 x 1.15
EA - 102 D	INTERCAMBIADOR LATERAL DE LA TORRE ESTABILIZADORA	Q=7250 Mkal/hr x 1.15	28.77 x 1.15
EA - 103	INTERCAMBIADOR DE CALOR AGUA - ACEITE	Q=1151 Mkal/hr x 1.1	4.57 MMBtu/hr x 1.1
EC - 101 A	ENFRIADOR DE ACEITE	Q=9770 Mkal/hr x 1.1	38.77 MMBtu/hr x 1.1
EC - 101 B	ENFRIADOR DE ACEITE	Q=9770 Mkal/hr x 1.1	38.77 MMBtu/hr x 1.1
EC - 102 AJ	ENFRIADOR DE BAJA PRESIÓN	3080 mm ANCHO x 5790 mm LARGO	
(EBP 1)		Q = 967.4 Mkal/hr	3.839 MMBtu/hr
(EBP 2)		Q = 967.4 Mkal/hr	3.839 MMBtu/hr
(EBP 3)		Q = 967.4 Mkal/hr	3.839 MMBtu/hr
(EBP 4)		Q = 967.4 Mkal/hr	3.839 MMBtu/hr
(EBP 5)		Q = 967.4 Mkal/hr	3.839 MMBtu/hr
(EBP 6)		Q = 967.4 Mkal/hr	3.839 MMBtu/hr
(EBP 7)		Q = 967.4 Mkal/hr	3.839 MMBtu/hr
(EBP 8)		Q = 967.4 Mkal/hr	3.839 MMBtu/hr
(EBP 9)		Q = 967.4 Mkal/hr	3.839 MMBtu/hr
(EBP 10)		Q = 967.4 Mkal/hr	3.839 MMBtu/hr
FA - 101 A	SEPARADOR TRIFASICO DE BAJA PRESIÓN	3658 mm D.I. x 10363 mm L T-T	
FA - 101 B	SEPARADOR TRIFASICO DE BAJA PRESIÓN	3658 mm D.I. x 10363 mm L T-T	
FA - 102 A	SEPARADOR BIFASICO DE BAJA PRESIÓN	2896 mm D.I. x 9144 mm L T-T	
FA - 102 B	SEPARADOR BIFASICO DE BAJA PRESIÓN	2896 mm D.I. x 9144 mm L T-T	
FA - 103	SEPARADOR TRIFASICO DE SUPERBAJA PRESIÓN	3048 mm D.I. x 8534 mm L T-T	
FA - 104 A	DESHIDRATADOR ELECTROSTÁTICO	3607 mm D.I. x 18390 mm L T-T	CAP = 70 MBPD
FA - 104 B	DESHIDRATADOR ELECTROSTÁTICO	3607 mm D.I. x 18390 mm L T-T	CAP = 70 MBPD
FA - 105 A	DESALADOR ELECTROSTÁTICO	3607 mm D.I. x 18390 mm L T-T	CAP = 70 MBPD
FA - 105 B	DESALADOR ELECTROSTÁTICO	3607 mm D.I. x 18390 mm L T-T	CAP = 70 MBPD
FA - 107 (TSC - 4)	SEPARADOR DE SUCCIÓN DEL RECUPERADOR DE VAPORES	1829 mm D.I. x 6096 mm L T-T	
FA - 109	TANQUE COLECTOR DE AGUA	610 mm D.I. x 1829 mm L T-T	
FA - 110 A (RVCBP 1)	RECTIFICADOR VERTICAL CICLONICO DE BAJA PRESIÓN	1067 mm D.E. x 4267 mm L T-T	
FA - 110 B (RVCBP 2)	RECTIFICADOR VERTICAL CICLONICO DE BAJA PRESIÓN	1067 mm D.E. x 4267 mm L T-T	
FB - 101 AB	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE TECHO FIJO		
FB 101A (TV - 1)	FB - 101A	30480 mm D.E. x H = 12123 mm	CAP = 55 MBPD
FB 101B (TV - 2)	FB - 101B	30510 mm D.E. x H = 12210 mm	CAP = 55 MBPD
GA - 101 A/2R	BOMBA DE TRASIEGO A DESHIDRATADOR ELECTROSTÁTICO	3685 LPM x 1.1 ΔP=9.83 Kg/cm2	
GA - 101 B/2R	BOMBA DE TRASIEGO A DESHIDRATADOR ELECTROSTÁTICO	3685 LPM x 1.1 ΔP=9.83 Kg/cm2	
GA - 102/R	BOMBA DE TRASIEGO A DESHIDRATADOR ELECTROSTÁTICO	1710 LPM x 1.1 ΔP=12.1 Kg/cm2	
GA - 103/R	BOMBA DEL HORNO	6017 LPM x 1.2 ΔP=5.3 Kg/cm2	
GA - 104 A/R	BOMBA DE ENVIO DE ACEITE	7222 LPM ΔP=26.9 Kg/cm2	
GA - 104 B/R	BOMBA DE ENVIO DE ACEITE	7222 LPM ΔP=26.9 Kg/cm2	
GA - 105/R (MTB - 1)	BOMBA DE TRASIEGO DE ACEITE	6738 LPM ΔP=2.1 Kg/cm2	
GA - 105/R (MTB - 2)	BOMBA DE TRASIEGO DE ACEITE	6738 LPM ΔP=2.1 Kg/cm2	
GA - 106 A/R	BOMBA DEL INTERCAMBIADOR LATERAL	8116 LPM x 1.1 ΔP=4.7 Kg/cm2	
GA - 106 B/R	BOMBA DEL INTERCAMBIADOR LATERAL	8116 LPM x 1.1 ΔP=4.7 Kg/cm2	
GB - 101/R (C - 1,2)	RECUPERADOR DE VAPORES	CAP. = 12 MMPCSD	
GA - 502/R	BOMBA DE CAPTACION PARA AGUA DE LAVADO DE CRUDO	717.3 LPM x 1.1 ΔP=13.0 Kg/cm2	
EQUIPOS NUEVOS			
GA - 107 A	BOMBA DE ENVIO DE ACEITE	7222 LPM ΔP= 5.0 Kg/cm2	
GA - 107 B	BOMBA DE ENVIO DE ACEITE	7222 LPM ΔP= 5.0 Kg/cm2	
GB - 102 (C - 1,2)	RECUPERADOR DE VAPORES	CAP. = 12 MMPCSD	
NOTA :	LAS CARACTERÍSTICAS ESTÁN DADAS POR UNIDAD.		

Con las características de los fluidos en base composicional, los equipos con que cuenta la instalación, así como, sus condiciones de operación, se representó y se simuló en el simulador de procesos Hysys, la Batería Central Jujo.

Llevándose un análisis técnico - económico exhaustivo y detallado de las condiciones termodinámicas de la Batería, donde se detectó en el proceso, áreas de oportunidad en la estabilización de crudo interrelacionados con la disminución de consumo de energía en los equipos de transferencia de calor de todo el sistema, repercutiendo en el ramo técnico, económico, operativo, seguridad y ambiental, por lo que se propone cambiar las condiciones de operación, específicamente en el incremento de diferencial de temperatura aunado al cambio de intercambiador de calor (EA – 101) para obtener una mejor transferencia de calor y aumentar la temperatura con una presión de operación 5 Kg/cm² mán. en la torre estabilizadora de la Batería Central Jujo del Activo Integral Bellota – Jujo, maximizando la producción y entregando un crudo estabilizado dentro de las especificaciones comerciales nacionales e internacionales vigentes.

Conjuntamente, el análisis técnico se complementa con un área muy importante en la toma de decisiones de cualquier proyecto, que es la evaluación económica, realizándose el escenario base con las condiciones de diseño de la planta estabilizadora de crudo, con sus respectivas necesidades totales de capital (inversión) y la proyección de los egresos e ingresos (beneficios) previstos a lo largo del horizonte del estudio analizado a 15 años.

3.3.1. Costo de inversión.

En el escenario base no hay ninguna inversión debido a que se esta representando a la situación actual.

3.3.2. Costo total de poner en marcha el escenario base.

El costo total de operación esta formado por los consumos de energía dados en kw/hora y los consumos de gas dados en MPC requeridos para la generación de calor. La estructura de estos costos se puede apreciar en la tabla 3.11.

Tabla 3.11. Costos de operación y mantenimiento del escenario base.

Evaluación del Escenario Base		
COSTOS		
Costos operativos:		
1. Consumo Energía eléctrica	KW	
EC-101A/B	KW/hr	7,738,365
GB-101/R	KW/hr	379,965
GA-107 (nuevo)	KW/hr	0
GB-102 (nuevo)	KW/hr	0
Suma de Consumo de energía electrica		8,118,330
Precio Energía eléctrica	Dls/KW/hr	0.04
Costos por Energía electrica	MMDIs	0.36
2. Consumo Gas combustible		
BA-101	MPC	1,022,000
GB-101/R	MPC	35,150
Suma de consumo de Gas combustible	MPC	1,057,150
Precio Gas Combustible	Dls/MPC	7.23
Costos de Gas Combustible	MMDIs	7.65
Costos de Mantenimiento:	MMDIs	21.43
Total de Costos		29.44

3.3.3. Ingresos brutos del escenario base.

Los ingresos brutos del escenario base esta formado por dos partes la primera se determina en función producción por la venta del crudo estabilizado. La segunda esta formada por el ingreso que se espera obtener por la venta del total de gas obtenido y enviado a sistema de compresión.

Tabla 3.12. Ingresos brutos del escenario base.

Evaluación del Escenario Base		
BENEFICIOS		
1. Producción Crudo Estabilizado	Bls	46,325,676
Precio Crudo	Dls/BI	53.12
Ingresos por produccion Crudo	MMDIs	2,460.93
2. Producción Gas Natural	MPC	36,646,003.77
Precio Gas Natural	Dls/MPC	5.20
Ingresos por produccion Gas	MMDIs	190.56
Total de Beneficios	MMDIs	2,651.49

3.3.4. Flujo de efectivo antes de impuestos.

El flujo de efectivo se determina en función de los ingresos brutos obtenidos de la alternativa menos el costo total, los resultados obtenidos se muestran en la Tabla 3.13 y 3.14.

Tabla 3.13. Flujo de efectivo antes de impuestos del caso base.

Evaluación del Escenario 1-1	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016
<i>FLUJO DE EFECTIVO</i>	2,621.27	2,622.05	2,622.05	2,622.05	2,622.05	2,622.05	2,622.05	2,622.05
<i>FLUJO DE EFECTIVO NETO DESCONTADO</i>	2,621.27	2,341.12	2,090.28	1,866.33	1,666.36	1,487.82	1,328.41	1,186.08
<i>FLUJO DE EFECTIVO NETO DESCONTADO ACUMULADO</i>	2,621.27	4,962.39	7,052.68	8,919.00	10,585.36	12,073.19	13,401.60	14,587.68

Tabla 3.14. Continuación del flujo de efectivo antes de impuestos del caso base.

Evaluación del Escenario 1-1	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
<i>FLUJO DE EFECTIVO</i>	2,622.05	2,622.05	2,622.05	2,622.05	2,622.05	2,622.05	2,622.05	2,622.05
<i>FLUJO DE EFECTIVO NETO DESCONTADO</i>	1,059.00	945.54	844.23	753.78	673.02	600.91	536.52	479.04
<i>FLUJO DE EFECTIVO NETO DESCONTADO ACUMULADO</i>	15,646.69	16,592.23	17,436.46	18,190.23	18,863.25	19,464.16	20,000.68	20,479.72

3.4. Análisis técnico de las alternativas.

Del caso base de la planta estabilizadora de crudo de la Batería Central Jujo, se realizaron dos alternativas como áreas de oportunidad donde la condición variante fue la entrada de los hidrocarburos en el plato 1 y plato 8, respectivamente; de esas dos alternativas, a cada uno se realizaron seis escenarios, donde se variaron la condiciones de operación como es la presión de operación en la torre estabilizadora desde las condiciones de diseño de 5 a 4, 3, 2, 1 y 0 Kg/cm² mán. y por consiguiente se determinó que a medida que disminuye la presión de operación se minimiza el consumo de energía en los equipos de transferencia de calor de todo el sistema, pero la producción del crudo estabilizado disminuye; es decir, la temperatura de intercambio de calor del líquido frío contra el aceite caliente estabilizado y el agua de lavado contra el aceite caliente estabilizado varían en función a la temperatura de salida de la torre estabilizadora, por lo tanto, el sistema de deshidratación y desalado se incrementa su temperatura hasta los 80°C y las presiones se mantienen constantes en todos los escenarios de 11 y 8.5 Kg/cm cm² mán, respectivamente, con el propósito de que el proceso de deshidratación y desalado, el aceite se mantenga en una sola fase y no llegue a formarse gases que ocasionaría problemas

operativos; llegando el aceite a la entrada del plato 1 ó 8 de la torre estabilizadora con una buena temperatura con la finalidad de llevar a cabo un mejor proceso de separación de hidrocarburos en la torre estabilizadora; saliendo por el domo todos los componentes ligeros como son el metano, etano, propano y butanos y por el fondo pentanos, hexanos y más pesados, obteniéndose un aceite crudo ligero estabilizado. Con respecto al gas de salida por el domo de la torre estabilizadora, en los escenarios a presión de operación en la torre estabilizadora de 5 Kg/cm² máx. se envían directamente a la succión del área de compresión, mientras que los de 4 hasta 0 Kg/cm² máx. requieren enviarse al sistema de recuperación de vapores para posteriormente integrarse al sistema de succión de compresión para su acondicionamiento a una presión 4.5 Kg/cm². El aceite caliente estabilizado que sale del fondo de la torre estabilizadora, intercambia calor en el sistema con el aceite frío que entra por los equipos de separación convencional e intercambia calor (EA – 101) y con el agua de lavado en el intercambiador calor (EA – 103), por lo que al final pasa a un sistema de enfriamiento tipo soloaires (EC-101 AB) para disminuir la temperatura hasta 52°C (equipo de transferencia con área de oportunidad muy importante para disminuir el consumo de energía eléctrica) y posteriormente enviarlos a almacenamiento y/o bombeo para su venta dentro de las especificaciones contractuales vigentes. Cabe mencionar, que a medida que disminuimos la presión el ahorro de energía se refleja más, llegando hasta un ahorro del 95% en los equipos de transferencia de calor de la torre estabilizadora pero económicamente no viable debido a valores negativos en la relación costo – beneficio por el decremento de la producción de aceite estabilizado. En las tablas 3.15 y 3.16, se muestran las alternativas y escenarios realizados para el ahorro de energía en la planta estabilizadora de crudo de la Batería Central Jujo.

La alternativa 1 con sus respectivos escenarios, se muestran los resultados en las tablas 3.15 y 3.16 y de manera esquemática en las figuras 3.3 hasta la 3.8; estos escenarios fueron realizados con la premisa de la entrada del flujo del crudo a la torre estabilizadora es en el plato 1 y reinyección en el plato 9, así como, su condiciones de operación y propiedades termodinámicas que imperarían en función a

la presión y temperatura de la torre estabilizadora e intercambio de calor en todo el sistema.

Tabla 3.15. Características del análisis técnico de los escenarios de estabilización de crudo entrando en el plato1 e reinyectando en el plato 9 de la torre estabilizadora .

ENTRADA A LA TORRE				SALIDA DE LA TORRE ESTABILIZADORA													
PRESION	ESCENARIO	TEMPERATURA	FLUJO ACEITE ENTRADA	BA -101				EA - 102 AD				PLATO REINYECCION	PLATO ENTRADA	CALOR (Q) ENFRIAMIENTO SALIDA TORRE ESTAB	AHORRO ENERGIA ENFRIAMIENTO SALIDA TORRE ESTAB	CONSUMO DE ENERGIA	TEMPERATURA ENFRIAMIENTO
				FLUJO GAS SALIDA	FLUJO ACEITE ESTABILIZADO SALIDA	PVV	PVR	TEMPERATURA CALENTAMIENTO	Calor (Q) GENERADO CALENTAMIENTO TORRE	AHORRO ENERGIA CALENTAMIENTO TORRE	CONSUMO DE GAS COMBUSTIBLE						
Kg/cm ² man.		°C	BPD	MMPCSD	BPD	Psia	Psi	°C	MMBtu/hr	%	MMPCSD	CALOR	CALOR	MMBtu/hr	%	Kw/hr	°C
5	CASO BASE	54.29	128357.6	3.765	126919.66	7.70	6.14	179.0	77.84	0.00	2.80	1	9	112	0.00	32820.00	108.3
5	1	79.39	128377	3.3	127150	12.17	8.1	163.6	29.48	62.13	1.060	1	9	100	10.71	29310.00	99.18
4	2	79.23	128368	3.45	127027	12.3	8.02	148.5	20.02	74.28	0.720	1	9	85	24.11	24910.000	92.61
3	3	78.96	128373	3.75	126824	12.01	7.73	133	25.57	67.15	0.920	1	9	55	50.89	16120.000	96.32
2	4	78.49	128369	4.51	126341	10.04	6.76	120.8	32.32	58.48	1.163	1	9	30	73.21	8792.000	100.6
1	5	77.55	128364	6.5	125048	5.23	4.30	120	22.05	71.67	0.793	1	9	40	64.29	11720.000	92.57
0	6	75.11	128356	9.15	122936	3.68	3.07	97.92	27.06	65.24	0.974	1	9	5	95.54	1465.000	94.43

Tabla 3.16. Características del análisis técnico de los escenarios de estabilización de crudo entrando en el plato1 e reinyectando en el plato 9 de la torre estabilizadora .

ESCENARIO	SOLOAIRES				INTERCAMBIADOR DE CALOR				RECUPERADORA DE VAPOR				BOMBA (NUEVA)			RECUPERADORA DE VAPOR (NUEVO)				
	EC - 101 AB		EA - 101		EA - 103		GB - 101R		GB - 101R		GA - 107		GB - 102							
	TEMPERATURA SALIDA ENFO.	CALOR (Q) ENFRIAMIENTO CRUDO ESTAB	AHORRO ENERGIA ENFRIAMIENTO CRUDO ESTAB	CONSUMO DE ENERGIA	INTERCAMBIADOR DE CALOR CALENTAMIENTO DEL ACEITE FRIO SEMIESTAB	AHORRO ENERGIA ACEITE FRIO SEMIESTAB ACEITE CALIENTE ESTAB	INTERCAMBIADOR DE CALOR CALENTAMIENTO DEL AGUA LAVADO CON ACEITE ESTAB	AHORRO ENERGIA CALENTAMIENTO DEL AGUA LAVADO CON ACEITE ESTAB	RECUPERADORA DE VAPOR DE VAPOR	RECUPERADORA DE VAPOR % INCREMENTO	CONSUMO DE GAS COMBUSTIBLE	ENFRIAMIENTO DE VAPOR	RECUPERADORA DE VAPOR % INCREMENTO	CONSUMO DE ENERGIA	BOMBA ACEITE ESTABILIZADO	PRESION BOMBEO A TANQUE	CONSUMO DE ENERGIA	GAS A SISTEMA COMPRESION	RECUPERADORA DE VAPOR DE 0 a 1 Kg/cm2 mín.	CONSUMO DE GAS COMBUSTIBLE
°C	MMBtu/hr	%	Kw/hr	MMBtu/hr	INCREMENTO %	MMBtu/hr	INCREMENTO %	MMBtu/hr	ENERGIA	MMPCSD	MMBtu/hr	ENERGIA	Kw/hr	HP	ALMTO.	Kw/hr	MMPCSD	MMBtu/hr	MMPCSD	
CASO BASE	52	72.34	0.00	21201.00	2.88	0.00	3.819	0.00	2.679	0.00	0.0963	3.551	0.00	1041.00				100.4		
1	52	20.38	71.83	5973.00	38.84	1248.61	6.600	72.82	2.679	0.000	0.0963	3.551	0.00	1041.00				99.92		
2	52	10.82	85.04	3171.00	38.84	1248.61	6.600	72.82	3.482	29.97	0.1252	5.126	44.35	1502.00				99.81		
3	52	16.1	77.74	4720.00	38.84	1248.61	6.600	72.82	3.548	32.44	0.1276	5.239	47.54	1536.00				100.1		
4	52	22.14	69.39	6488.00	38.85	1248.96	6.600	72.82	3.715	38.67	0.1336	5.574	56.97	1634.00				100.8		
5	52	9.93	86.27	2910.00	38.89	1250.35	6.600	72.82	4.136	54.39	0.1488	6.527	83.81	1913.00	43.200	2.00	32.32	102.5		
6	52	11.33	84.34	3320.00	39.14	1259.03	6.600	72.82	4.825	80.10	0.1735	10.380	192.31	3043.00	85.230	2.00	63.64	103.6	1.145	0.0412

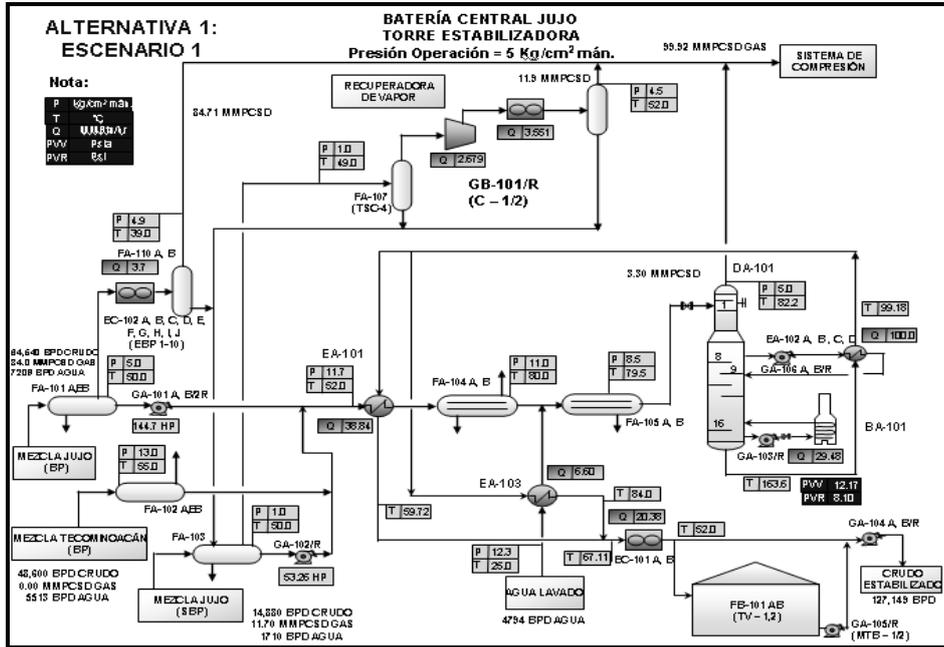


Figura 3.3. Escenario 1: Entrada a la Torre Estabilizadora en el plato 1 e reinyección en el plato 9.

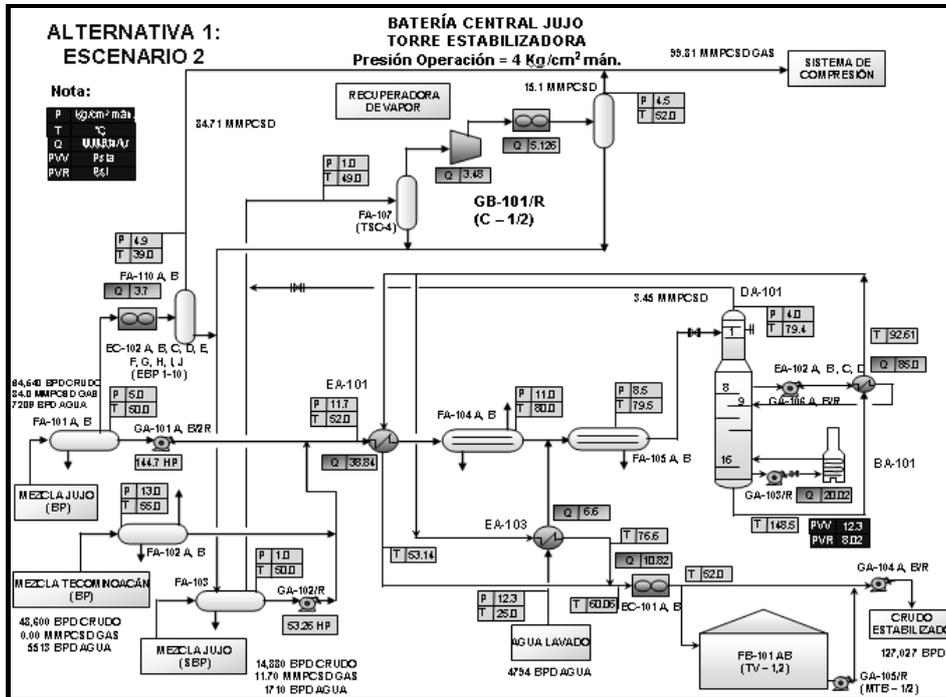


Figura 3.4. Escenario 2: Entrada a la Torre Estabilizadora en el plato 1 e reinyección en el plato 9.

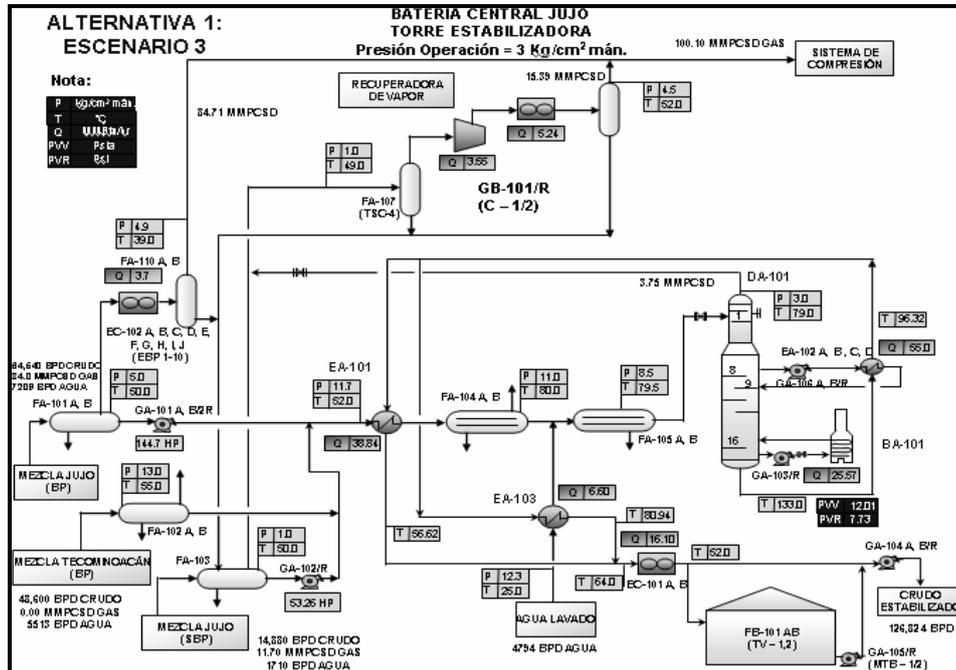


Figura 3.5. Escenario 3: Entrada a la Torre Estabilizadora en el plato 1 e reinyección en el plato 9.

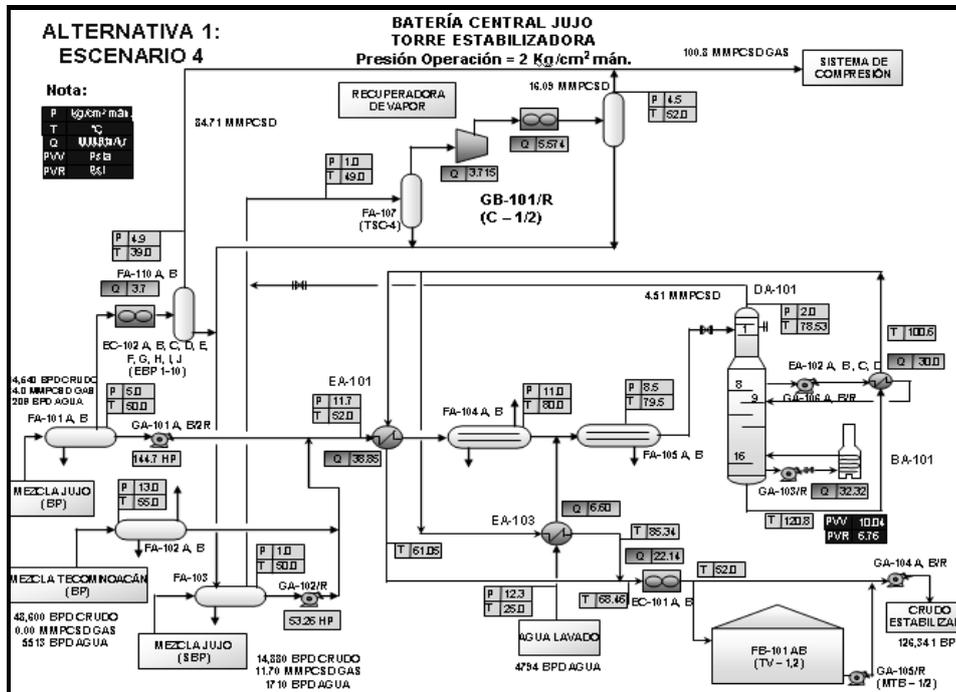


Figura 3.6. Escenario 4: Entrada a la Torre Estabilizadora en el Plato 1 e reinyección en el plato 9.

De la misma manera, los resultados de la alternativa 2, se muestran en la siguientes tablas 3.17 y 3.18 y de manera esquemática en las figuras 3.9 hasta 3.14, con sus respectivos escenarios realizados con la premisa de entrada del flujo del crudo a la torre estabilizadora es en el plato 8 y reinyección en el plato 9, así como, su condiciones de operación y propiedades termodinámicas que imperarían en función a la presión y temperatura de la torre estabilizadora e intercambio de calor en todo el sistema.

Tabla 3.17. Características del análisis técnico de los escenarios de estabilización de crudo

entrando en el plato 8 e reinyectando en el plato 9 de la torre estabilizadora .

ENTRADA A LA TORRE				SALIDA DE LA TORRE ESTABILIZADORA													
PRESION	ESCENARIO	TEMPERATURA	FLUJO ACEITE ENTRADA	EA-101				BA-101				PLATO		EA-102 AD			
				FLUJO GAS SALIDA	FLUJO ACEITE ESTABILIZADO SALIDA	PVV	PVR	TEMPERATURA CALENTAMIENTO	Calor (Q) GENERADO	AHORRO ENERGIA CALENTAMIENTO TORRE	CONSUMO DE GAS COMBUSTIBLE	ENTRADA	REINYECCION	CALOR (Q) ENFRIAMIENTO SALIDA TORRE ESTAB	AHORRO ENERGIA ENFRIAMIENTO SALIDA TORRE ESTAB	CONSUMO DE ENERGIA	TEMPERATURA ENFRIAMIENTO
Kg/cm ² mán.		°C	BPD	MMPCSD	BPD	Psia	Psi	°C	MMBtu/hr	%	MMPCSD		CALOR	MMBtu/hr	%	Kw/hr	°C
5	CASO BASE	54.29	128357.6	3.765	126919.66	7.70	6.14	179.0	77.84	0.00	2.80	1	9	112	0.00	32820.00	108.3
5	1	79.39	128377	3.95	126723	12.13	7.28	168.4	27.56	64.59	0.992	8	9	110	1.79	32240.000	97.51
4	2	79.23	128368	3.9	126731	12.38	7.41	151.6	28.05	63.96	1.009	8	9	82	26.79	24030.000	97.9
3	3	78.96	128370	4.04	126628	12.17	7.31	134.6	28.22	63.75	1.015	8	9	55	50.89	16120.000	98
2	4	78.49	128368	4.5	126307	12.0	6.9	116.4	20.60	73.54	0.741	8	9	35	68.75	10260.000	92.52
1	5	77.55	128361	6.3	125129	6.66	4.83	113.3	22.13	71.57	0.796	8	9	30	73.21	8792.000	92.68
0	6	75.10	128356	9.2	122899	3.69	3.05	98.09	27.35	64.86	0.984	8	9	5	95.54	1465.000	94.60

Tabla 3.18. Características del análisis técnico de los escenarios de estabilización de crudo

entrando en el plato 8 e reinyectando en el plato 9 de la torre estabilizadora .

ESCENARIO	SOLOAIRES			INTERCAMBIADOR DE CALOR				RECUPERADORA DE VAPOR				BOMBA (NUEVA)		RECUPERADORA DE VAPOR (NUEVO)						
	EC-101 AB			EA-101		EA-103		GB-101R		GB-101R		GA-107		GB-102						
	TEMPERATURA SALIDA ENFRIAMIENTO	CALOR (Q) ENFRIAMIENTO CRUDO ESTAB	AHORRO ENERGIA ENFRIAMIENTO CRUDO ESTAB	CONSUMO DE ENERGIA	INTERCAMBIADOR DE CALOR CALENTAMIENTO DEL ACEITE FRO SEMESTAB	AHORRO ENERGIA ACEITE FRO SEMESTAB	INTERCAMBIADOR DE CALOR CALENTAMIENTO DEL AGUA LAVADO CON ACEITE ESTAB	AHORRO ENERGIA CALENTAMIENTO DEL AGUA LAVADO CON ACEITE ESTAB	RECUPERADORA DE VAPOR	RECUPERADORA DE VAPOR	CONSUMO DE GAS COMBUSTIBLE	ENFRIAMIENTO DE VAPOR	RECUPERADORA DE VAPOR	CONSUMO DE ENERGIA	BOMBA ACEITE ESTABILIZADO	PRESION BOMBEO A TANQUE	CONSUMO DE ENERGIA	GAS A SISTEMA COMPRESION	RECUPERADORA DE VAPOR	CONSUMO DE GAS COMBUSTIBLE
°C	MMBtu/hr	%	Kw/hr	MMBtu/hr	%	MMBtu/hr	%	MMBtu/hr	% INCREMENTO	MMPCSD	MMBtu/hr	% INCREMENTO	MMBtu/hr	Kw/hr	HP	ALMTO.	Kw/hr	MMPCSD	DE 0 a 1 Kg/cm ² mán.	MMPCSD
CASO BASE	52	72.34	0.00	21201.00	2.88	0.00	3.819	0.00	2.679	0.00	0.0963	3.551	0.00	1041.00				100.4		
1	52	17.77	75.44	5209.00	38.84	1248.61	6.600	72.82	2.679	0.000	0.0963	3.551	0.00	1041.00				100.6		
2	52	18.36	74.62	5379.00	38.84	1248.61	6.600	72.82	3.589	33.97	0.1290	5.250	47.85	1539.00				100.3		
3	52	18.45	74.50	5406.00	38.84	1248.61	6.600	72.82	3.615	34.94	0.1300	5.300	49.25	1554.00				100.4		
4	52	10.39	85.64	3044.00	38.850	1248.96	6.600	72.82	3.711	38.52	0.1335	5.513	55.25	1616.00				100.8		
5	52	10.09	86.05	2957.00	38.88	1250.00	6.600	72.82	4.100	53.04	0.1475	6.465	82.06	1895.00	43.200	2.00	32.35	102.3		
6	52	11.55	84.03	3386.00	39.14	1259.03	6.600	72.82	4.825	80.10	0.1735	10.390	192.59	3046.00	85.230	2.00	63.63	103.6	1.145	0.0412

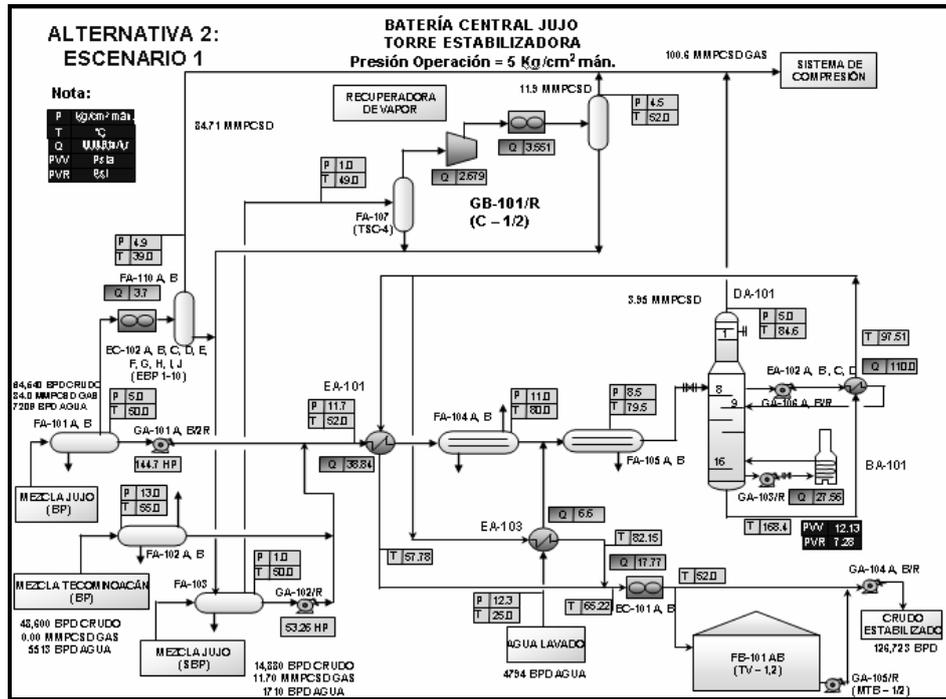


Figura 3.9. Escenario 1: Entrada a la Torre Estabilizadora en el plato 8 e reinyección en el plato 9.

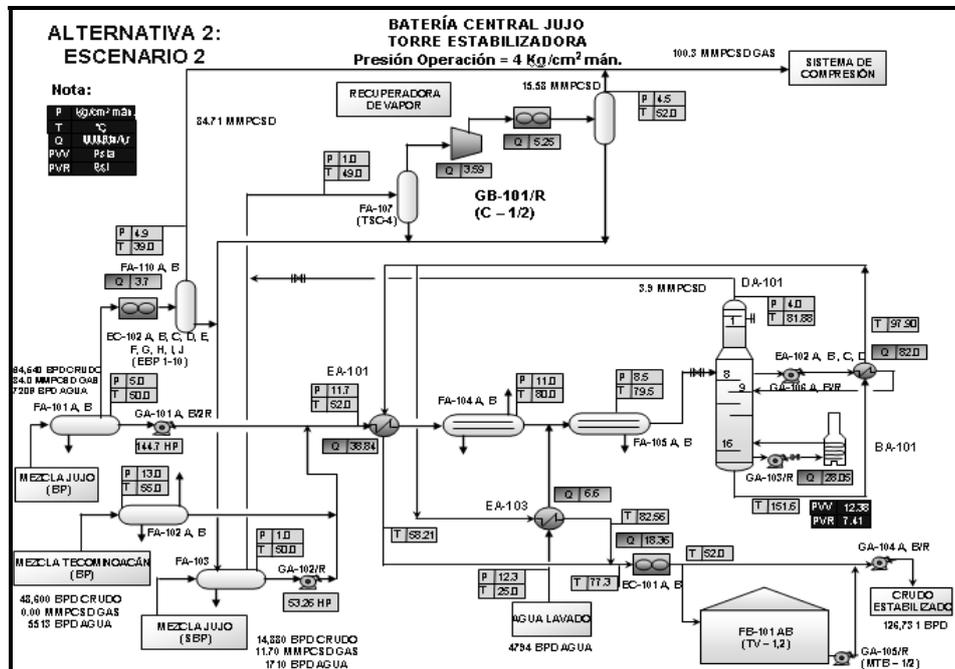


Figura 3.10. Escenario 2: Entrada a la Torre Estabilizadora en el plato 8 e reinyección en el plato 9.

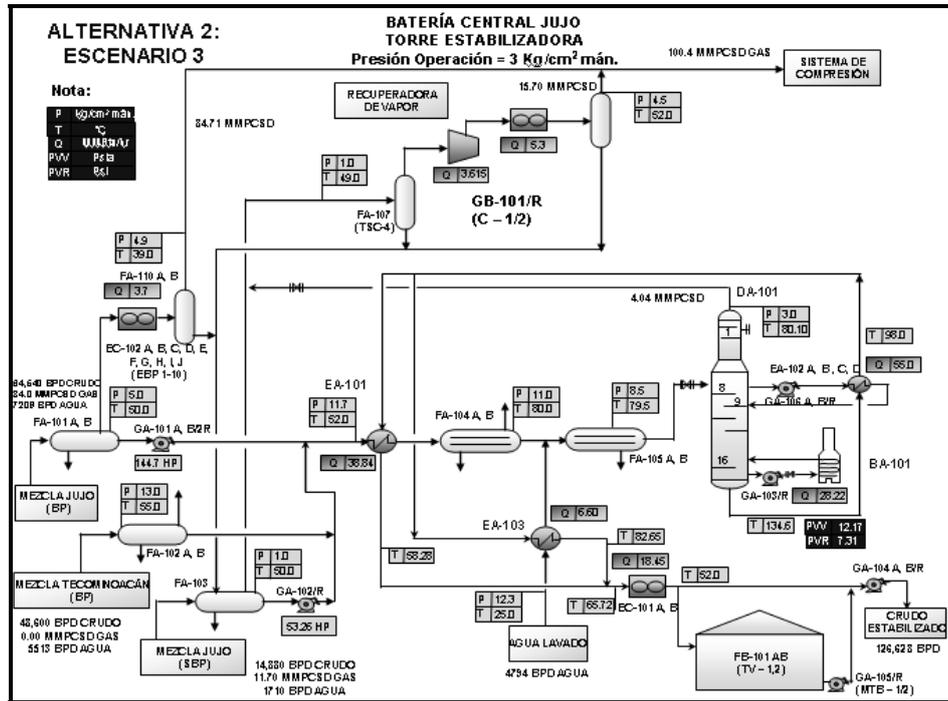


Figura 3.11. Escenario 3: Entrada a la Torre Estabilizadora en el plato 8 e reinyección en el plato 9.

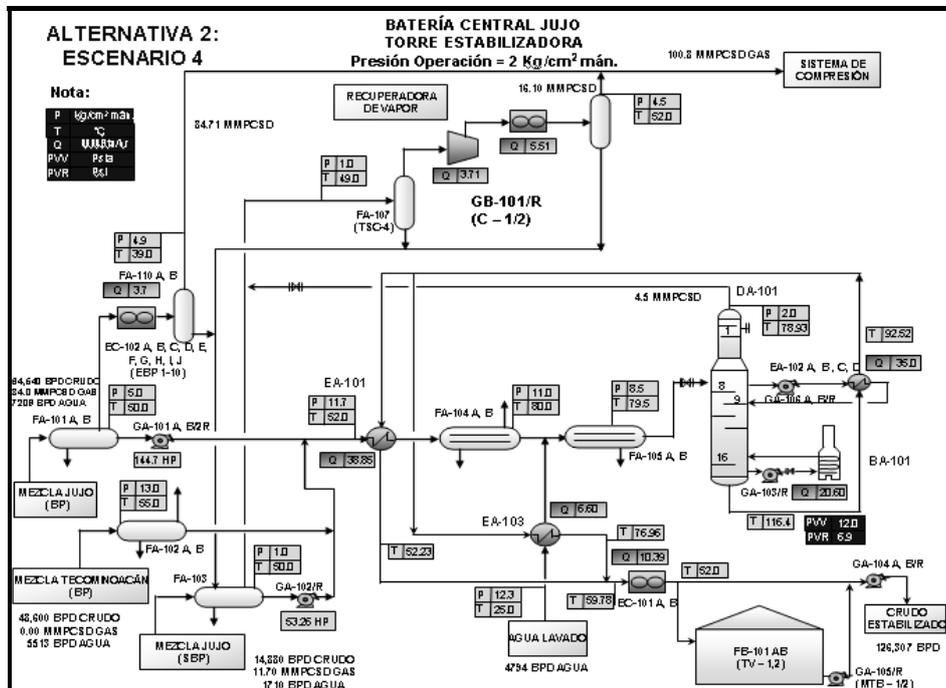


Figura 3.12. Escenario 4: Entrada a la Torre Estabilizadora en el plato 8 e reinyección en el plato 9.

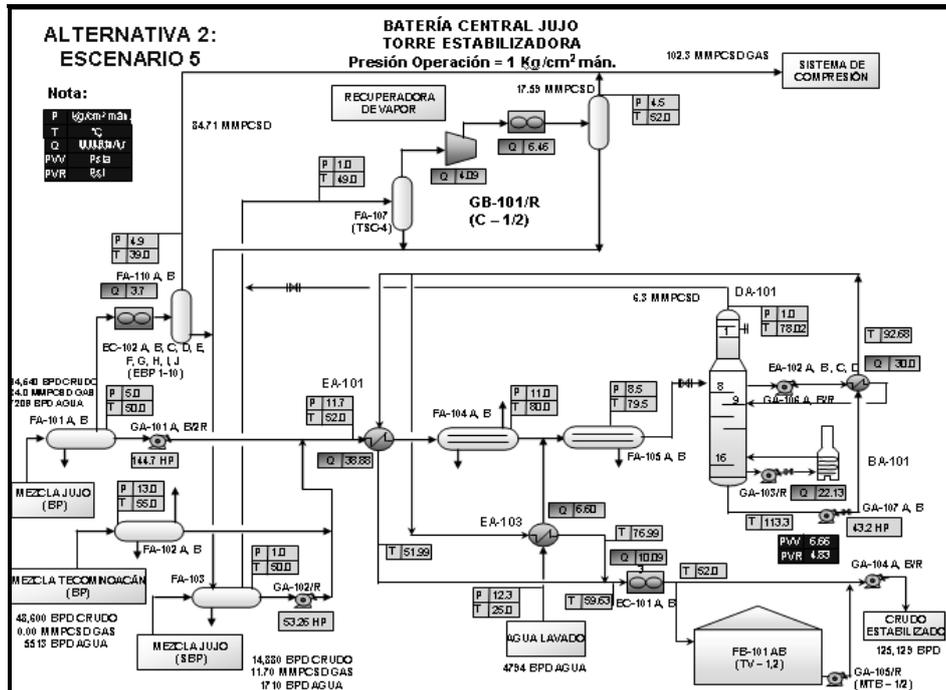


Figura 3.13. Escenario 5: Entrada a la Torre Estabilizadora en el plato 8 e reinyección en el plato 9.

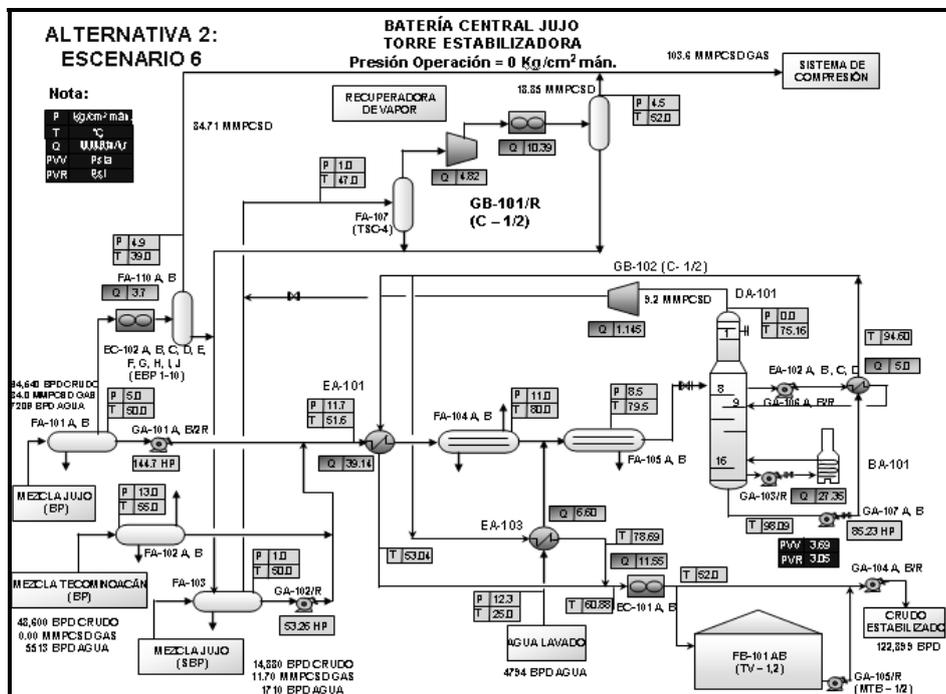


Figura 3.14. Escenario 6: Entrada a la Torre Estabilizadora en el plato 8 e reinyección en el Plato 9.

3.5 Análisis económico de la alternativa 1, con sus escenarios con alimentación en el plato 1 y reinyección en el plato 9 de la torre estabilizadora propuestos para el ahorro de energía.

El análisis económico se llevó a cabo con cuatro puntos principales para llevar a cabo cada uno de los escenarios que son: el costo de inversión, el costo total de poner en marcha, los ingresos brutos y el flujo de efectivo antes de impuestos. A continuación se muestra a detalle el análisis económico de la alternativa 1 escenario 1 de la torre estabilizadora con presión de operación de 5 Kg/cm² má. y los siguientes cinco escenarios restantes se presentan los resultados integrales.

3.5.1. Análisis económico de la opción 1.1 de la torre estabilizadora con presión de operación de 5 Kg/cm² má.

3.5.1.1 Costo de inversión de la opción 1.1.

El costo de inversión incluye la infraestructura necesaria para obtener el escenario propuesto, la cual requiere de una inversión de \$ 0.78 MMDIs. Como se aprecia en la siguiente tabla.

Tabla 3.19. Costos de inversión de la opción 1.1.

Evaluación del Escenario 1-1		2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016
Concepto:	Unidades:	0	1	2	3	4	5	6	7
INVERSION INICIAL									
Infraestructura adicional									
GA-107 (nuevo)	MMDIs	0.00							
GB-102 (nuevo)	MMDIs	0.00							
EA-101	MMDIs	0.78							
Total de Inversión		0.78	0.00						

Tabla 3.20. Continuación de los Costos de inversión de la opción 1.1.

Evaluación del Escenario 1-1		2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
Concepto:	Unidades:	8	9	10	11	12	13	14	15
INVERSION INICIAL									
Infraestructura adicional									
GA-107 (nuevo)	MMDIs								
GB-102 (nuevo)	MMDIs								
EA-101	MMDIs								
Total de Inversión		0.00							

3.5.1.2 Costo total de poner en marcha de la opción 1.1.

El costo total de operación esta formado por los consumos de energía en kw/hora y los consumos de gas en MPC requeridos para la generación de calor, la estructura de estos costos se puede apreciar en la tabla.

Tabla 3.21. Costos de operación y mantenimiento de la opción 1.1.

Evaluación del Escenario 1-1		2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016
COSTOS									
Costos operativos:									
1. Consumo Energía eléctrica	KW								
EC-101A/B	KW/hr	2,180,145	2,180,145	2,180,145	2,180,145	2,180,145	2,180,145	2,180,145	2,180,145
GB-101/R	KW/hr	379,965	379,965	379,965	379,965	379,965	379,965	379,965	379,965
GA-107 (nuevo)	KW/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
GB-102 (nuevo)	KW/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
Suma de Consumo de energía electrica		2,560,110	2,560,110	2,560,110	2,560,110	2,560,110	2,560,110	2,560,110	2,560,110
Precio Energía eléctrica	Dis/KW/hr	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04
Costos por Energía electrica	MMDIs	0.11							
2. Consumo Gas combustible	MPC								
BA-101	MPC	386,900	386,900.00	386,900.00	386,900.00	386,900.00	386,900.00	386,900.00	386,900.00
GB-101/R	MPC	35,150	35,149.50	35,149.50	35,149.50	35,149.50	35,149.50	35,149.50	35,149.50
Suma de consumo de Gas combustible	MPC	422,050	422,049.50	422,049.50	422,049.50	422,049.50	422,049.50	422,049.50	422,049.50
Precio Gas Combustible	Dis/MPC	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23
Costos de Gas Combustible	MMDIs	3.05							
Costos de Mantenimiento:	MMDIs	21.43							
Total de Costos		24.60							

Tabla 3.22. Continuación de los costos de operación y mantenimiento de la opción 1.1.

Evaluación del Escenario 1-1		2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
COSTOS									
Costos operativos:									
1. Consumo Energía eléctrica	KW								
EC-101A/B	KW/hr	2,180,145	2,180,145	2,180,145	2,180,145	2,180,145	2,180,145	2,180,145	2,180,145
GB-101/R	KW/hr	379,965	379,965	379,965	379,965	379,965	379,965	379,965	379,965
GA-107 (nuevo)	KW/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
GB-102 (nuevo)	KW/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
Suma de Consumo de energía electrica		2,560,110	2,560,110	2,560,110	2,560,110	2,560,110	2,560,110	2,560,110	2,560,110
Precio Energía eléctrica	Dis/KW/hr	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04
Costos por Energía electrica	MMDIs	0.11							
2. Consumo Gas combustible	MPC								
BA-101	MPC	386,900.00	386,900.00	386,900.00	386,900.00	386,900.00	386,900.00	386,900.00	386,900.00
GB-101/R	MPC	35,149.50	35,149.50	35,149.50	35,149.50	35,149.50	35,149.50	35,149.50	35,149.50
Suma de consumo de Gas combustible	MPC	422,049.50	422,049.50	422,049.50	422,049.50	422,049.50	422,049.50	422,049.50	422,049.50
Precio Gas Combustible	Dis/MPC	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23
Costos de Gas Combustible	MMDIs	3.05							
Costos de Mantenimiento:	MMDIs	21.43							
Total de Costos		24.60							

3.5.1.3 Ingresos brutos de la opción 1.1.

Los ingresos brutos del escenario base esta formado por dos partes: la primera se determina en función de la producción por la venta del crudo estabilizado; la segunda esta formada por el ingreso de la venta del total de gas obtenido y enviado a sistema de compresión.

Tabla 3.23. Ingresos brutos de la opción 1.1.

Evaluación del Escenario 1-1		2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016
BENEFICIOS									
1. Producción Crudo Estabilizado	Bls	46,409,750	46,409,750.00	46,409,750.00	46,409,750.00	46,409,750.00	46,409,750.00	46,409,750.00	46,409,750.00
Precio Crudo	Dls/BI	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12
Ingresos por producción Crudo	MMDIs	2,465.40							
2. Producción Gas Natural	MPC	36,470,803.30	36,470,803.30	36,470,803.30	36,470,803.30	36,470,803.30	36,470,803.30	36,470,803.30	36,470,803.30
Precio Gas Natural	Dls/MPC	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20
Ingresos por producción Gas	MMDIs	189.65							
Total de Beneficios	MMDIs	2,655.05							

Tabla 3.24. Continuación de los ingresos brutos de la opción 1.1.

Evaluación del Escenario 1-1		2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
BENEFICIOS									
1. Producción Crudo Estabilizado	Bls	46,409,750.00	46,409,750.00	46,409,750.00	46,409,750.00	46,409,750.00	46,409,750.00	46,409,750.00	46,409,750.00
Precio Crudo	Dls/BI	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12
Ingresos por producción Crudo	MMDIs	2,465.40							
2. Producción Gas Natural	MPC	36,470,803.30	36,470,803.30	36,470,803.30	36,470,803.30	36,470,803.30	36,470,803.30	36,470,803.30	36,470,803.30
Precio Gas Natural	Dls/MPC	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20
Ingresos por producción Gas	MMDIs	189.65							
Total de Beneficios	MMDIs	2,655.05							

3.5.1.4 Flujo de efectivo antes de impuestos de la opción 1.1.

El flujo de efectivo antes de impuestos se determina en función de los ingresos brutos obtenidos de la opción menos el costo total de la misma, los resultados obtenidos se muestran en la siguientes tablas.

Tabla 3.25. Flujo de efectivo antes de impuestos de la opción 1.1.

Evaluación del Escenario 1-1	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016
<i>FLUJO DE EFECTIVO</i>	2,629.67	2,630.45	2,630.45	2,630.45	2,630.45	2,630.45	2,630.45	2,630.45
<i>FLUJO DE EFECTIVO NETO DESCONTADO</i>	2,629.67	2,348.62	2,096.98	1,872.30	1,671.70	1,492.59	1,332.67	1,189.88
<i>FLUJO DE EFECTIVO NETO DESCONTADO ACUMULADO</i>	2,629.67	4,978.29	7,075.27	8,947.57	10,619.27	12,111.85	13,444.52	14,634.40

Tabla 3.26. Continuación del flujo de efectivo antes de impuestos de la opción 1.1.

Evaluación del Escenario 1-1	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
<i>FLUJO DE EFECTIVO</i>	2,630.45	2,630.45	2,630.45	2,630.45	2,630.45	2,630.45	2,630.45	2,630.45
<i>FLUJO DE EFECTIVO NETO DESCONTADO</i>	1,062.39	948.57	846.93	756.19	675.17	602.83	538.24	480.57
<i>FLUJO DE EFECTIVO NETO DESCONTADO ACUMULADO</i>	15,696.80	16,645.37	17,492.30	18,248.49	18,923.66	19,526.49	20,064.74	20,545.31

Por lo tanto, en la siguiente tabla se muestran los resultados integrales del análisis económico de la opción 1.1.

Tabla 3.27 Análisis económico de la opción 1.1.

Evaluación económica de la Bateria Central Jujo																	
Torre Estabilizadora con el Escenario Plato 1 - 1																	
Presión de Operación= 5 Kg/cm2 máx.																	
Evaluación del Escenario 1-1	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	
Concepto:	Unidades:	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
INVERSION INICIAL																	
Infraestructura adicional																	
GA-107 (nuevo)	MMDIs	0.00															
GB-102 (nuevo)	MMDIs	0.00															
EA-101	MMDIs	0.78															
Total de Inversión		0.78	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
COSTOS																	
Costos operativos:																	
1. Consumo Energía eléctrica																	
EC-101A/B	KW/hr	2,180,145	2,180,145	2,180,145	2,180,145	2,180,145	2,180,145	2,180,145	2,180,145	2,180,145	2,180,145	2,180,145	2,180,145	2,180,145	2,180,145	2,180,145	2,180,145
GB-101/R	KW/hr	379,965	379,965	379,965	379,965	379,965	379,965	379,965	379,965	379,965	379,965	379,965	379,965	379,965	379,965	379,965	379,965
GA-107 (nuevo)	KW/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
GB-102 (nuevo)	KW/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Suma de Consumo de energía electrica		2,560,110	2,560,110	2,560,110	2,560,110	2,560,110	2,560,110	2,560,110	2,560,110	2,560,110	2,560,110	2,560,110	2,560,110	2,560,110	2,560,110	2,560,110	2,560,110
Precio Energía eléctrica	Dls/KW/hr	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04
Costos por Energía electrica	MMDIs	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11
2. Consumo Gas combustible																	
BA-101	MPC	386,900	386,900.00	386,900.00	386,900.00	386,900.00	386,900.00	386,900.00	386,900.00	386,900.00	386,900.00	386,900.00	386,900.00	386,900.00	386,900.00	386,900.00	386,900.00
GB-101/R	MPC	35,150	35,149.50	35,149.50	35,149.50	35,149.50	35,149.50	35,149.50	35,149.50	35,149.50	35,149.50	35,149.50	35,149.50	35,149.50	35,149.50	35,149.50	35,149.50
Suma de consumo de Gas combustible	MPC	422,050	422,049.50	422,049.50	422,049.50	422,049.50	422,049.50	422,049.50	422,049.50	422,049.50	422,049.50	422,049.50	422,049.50	422,049.50	422,049.50	422,049.50	422,049.50
Precio Gas Combustible	Dls/MPC	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23
Costos de Gas Combustible	MMDIs	3.05	3.05	3.05	3.05	3.05	3.05	3.05	3.05	3.05	3.05	3.05	3.05	3.05	3.05	3.05	3.05
Costos de Mantenimiento:	MMDIs	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43
Total de Costos		24.60	24.60	24.60	24.60	24.60	24.60	24.60	24.60	24.60	24.60	24.60	24.60	24.60	24.60	24.60	24.60
BENEFICIOS																	
1. Producción Crudo Estabilizado																	
Precio Crudo	Dls/BI	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12
Ingresos por produccion Crudo	MMDIs	2,465.40	2,465.40	2,465.40	2,465.40	2,465.40	2,465.40	2,465.40	2,465.40	2,465.40	2,465.40	2,465.40	2,465.40	2,465.40	2,465.40	2,465.40	2,465.40
2. Producción Gas Natural																	
Precio Gas Natural	Dls/MPC	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20
Ingresos por produccion Gas	MMDIs	189.65	189.65	189.65	189.65	189.65	189.65	189.65	189.65	189.65	189.65	189.65	189.65	189.65	189.65	189.65	189.65
Total de Beneficios	MMDIs	2,655.05	2,655.05	2,655.05	2,655.05	2,655.05	2,655.05	2,655.05	2,655.05	2,655.05	2,655.05	2,655.05	2,655.05	2,655.05	2,655.05	2,655.05	2,655.05
FLUJO DE EFECTIVO		2,629.67	2,630.45	2,630.45	2,630.45	2,630.45	2,630.45	2,630.45	2,630.45	2,630.45	2,630.45	2,630.45	2,630.45	2,630.45	2,630.45	2,630.45	2,630.45
FLUJO DE EFECTIVO NETO DESCONTADO		2,629.67	2,348.62	2,096.98	1,872.30	1,671.70	1,492.59	1,332.67	1,189.88	1,062.39	948.57	846.93	756.19	675.17	602.83	538.24	480.57
FLUJO DE EFECTIVO NETO DESCONTADO ACUMULADO		2,629.67	4,978.29	7,075.27	8,947.57	10,619.27	12,111.85	13,444.52	14,634.40	15,696.80	16,645.37	17,492.30	18,248.49	18,923.66	19,526.49	20,064.74	20,545.31

3.5.2. Análisis económico de la opción 1.2 de la torre estabilizadora con presión de operación de 4 Kg/cm² mán.

Tabla 3.28 Análisis económico de la opción 1.2.

Evaluación económica de la Bateria Central Jujo																	
Torre Estabilizadora con el Escenario Plato 1 - 2																	
Presión de Operación= 4 Kg/cm2 mán.																	
Evaluación del Escenario 1-2		2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
Concepto:	Unidades:	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
INVERSION INICIAL																	
Infraestructura adicional																	
GA-107 (nuevo)	MMDIs	0.00															
GB-102 (nuevo)	MMDIs	0.00															
EA-101	MMDIs	0.78															
Total de Inversión		0.78	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
COSTOS																	
Costos operativos:																	
1. Consumo Energía eléctrica																	
EC-101A/B	KW																
GB-101/R	KW/hr	1,157,415	1,157,415	1,157,415	1,157,415	1,157,415	1,157,415	1,157,415	1,157,415	1,157,415	1,157,415	1,157,415	1,157,415	1,157,415	1,157,415	1,157,415	1,157,415
GA-107 (nuevo)	KW/hr	548,230	548,230	548,230	548,230	548,230	548,230	548,230	548,230	548,230	548,230	548,230	548,230	548,230	548,230	548,230	548,230
GB-102 (nuevo)	KW/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Suma de Consumo de energía eléctrica		1,705,645	1,705,645	1,705,645	1,705,645	1,705,645	1,705,645	1,705,645	1,705,645	1,705,645	1,705,645	1,705,645	1,705,645	1,705,645	1,705,645	1,705,645	1,705,645
Precio Energía eléctrica	Dls/KW/hr	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04
Costos por Energía eléctrica	MMDIs	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08
2. Consumo Gas combustible																	
BA-101	MPC	262,873	262,873.00	262,873.00	262,873.00	262,873.00	262,873.00	262,873.00	262,873.00	262,873.00	262,873.00	262,873.00	262,873.00	262,873.00	262,873.00	262,873.00	262,873.00
GB-101/R	MPC	45,698	45,698.00	45,698.00	45,698.00	45,698.00	45,698.00	45,698.00	45,698.00	45,698.00	45,698.00	45,698.00	45,698.00	45,698.00	45,698.00	45,698.00	45,698.00
Suma de consumo de Gas combustible	MPC	308,571	308,571.00	308,571.00	308,571.00	308,571.00	308,571.00	308,571.00	308,571.00	308,571.00	308,571.00	308,571.00	308,571.00	308,571.00	308,571.00	308,571.00	308,571.00
Precio Gas Combustible	Dls/MPC	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23
Costos de Gas Combustible	MMDIs	2.23	2.23	2.23	2.23	2.23	2.23	2.23	2.23	2.23	2.23	2.23	2.23	2.23	2.23	2.23	2.23
Costos de Mantenimiento:	MMDIs	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43
Total de Costos		23.74	23.74	23.74	23.74	23.74	23.74	23.74	23.74	23.74	23.74	23.74	23.74	23.74	23.74	23.74	23.74
BENEFICIOS																	
1. Producción Crudo Estabilizado																	
Precio Crudo	Bls	46,364,855	46,364,855.00	46,364,855.00	46,364,855.00	46,364,855.00	46,364,855.00	46,364,855.00	46,364,855.00	46,364,855.00	46,364,855.00	46,364,855.00	46,364,855.00	46,364,855.00	46,364,855.00	46,364,855.00	46,364,855.00
	Dls/Bl	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12
Ingresos por producción Crudo	MMDIs	2,463.01	2,463.01	2,463.01	2,463.01	2,463.01	2,463.01	2,463.01	2,463.01	2,463.01	2,463.01	2,463.01	2,463.01	2,463.01	2,463.01	2,463.01	2,463.01
2. Producción Gas Natural																	
Precio Gas Natural	MPC	36,430,653.45	36,430,653.45	36,430,653.45	36,430,653.45	36,430,653.45	36,430,653.45	36,430,653.45	36,430,653.45	36,430,653.45	36,430,653.45	36,430,653.45	36,430,653.45	36,430,653.45	36,430,653.45	36,430,653.45	36,430,653.45
	Dls/MPC	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20
Ingresos por producción Gas	MMDIs	189.44	189.44	189.44	189.44	189.44	189.44	189.44	189.44	189.44	189.44	189.44	189.44	189.44	189.44	189.44	189.44
Total de Beneficios	MMDIs	2,652.45	2,652.45	2,652.45	2,652.45	2,652.45	2,652.45	2,652.45	2,652.45	2,652.45	2,652.45	2,652.45	2,652.45	2,652.45	2,652.45	2,652.45	2,652.45
FLUJO DE EFECTIVO		2,627.94	2,628.72	2,628.72	2,628.72	2,628.72	2,628.72	2,628.72	2,628.72	2,628.72	2,628.72	2,628.72	2,628.72	2,628.72	2,628.72	2,628.72	2,628.72
FLUJO DE EFECTIVO NETO DESCONTADO		2,627.94	2,347.07	2,095.60	1,871.07	1,670.60	1,491.60	1,331.79	1,189.10	1,061.69	947.94	846.38	755.69	674.73	602.43	537.89	480.26
FLUJO DE EFECTIVO NETO DESCONTADO ACUMULADO		2,627.94	4,975.00	7,070.60	8,941.67	10,612.26	12,103.87	13,435.66	14,624.75	15,686.45	16,634.39	17,480.76	18,236.46	18,911.18	19,513.62	20,051.50	20,531.76

3.5.3. Análisis económico de la opción 1.3 de la torre estabilizadora con presión de operación de 3 Kg/cm² mán.

Tabla 3.29 Análisis económico del opción 1.3.

Evaluación económica de la Bateria Central Jujo																	
Torre Estabilizadora con el Escenario Plato 1 - 3																	
Presión de Operación= 3 Kg/cm2 mán.																	
Evaluación del Escenario 1-3		2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
Concepto:	Unidades:	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
INVERSION INICIAL																	
Infraestructura adicional																	
GA-107 (nuevo)	MMDIs	0.00															
GB-102 (nuevo)	MMDIs	0.00															
EA-101	MMDIs	0.78															
Total de Inversión		0.78	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
COSTOS																	
Costos operativos:																	
1. Consumo Energía eléctrica																	
EC-101A/B	KW																
GB-101/R	KW/hr	1,722,800	1,722,800	1,722,800	1,722,800	1,722,800	1,722,800	1,722,800	1,722,800	1,722,800	1,722,800	1,722,800	1,722,800	1,722,800	1,722,800	1,722,800	1,722,800
GA-107 (nuevo)	KW/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
GB-102 (nuevo)	KW/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Suma de Consumo de energía eléctrica		2,283,440	2,283,440	2,283,440	2,283,440	2,283,440	2,283,440	2,283,440	2,283,440	2,283,440	2,283,440	2,283,440	2,283,440	2,283,440	2,283,440	2,283,440	2,283,440
Precio Energía eléctrica	Dls/KW/hr	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04
Costos por Energía eléctrica	MMDIs	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10
2. Consumo Gas combustible																	
BA-101	MPC	335,800	335,800.00	335,800.00	335,800.00	335,800.00	335,800.00	335,800.00	335,800.00	335,800.00	335,800.00	335,800.00	335,800.00	335,800.00	335,800.00	335,800.00	335,800.00
GB-101/R	MPC	46,574	46,574.00	46,574.00	46,574.00	46,574.00	46,574.00	46,574.00	46,574.00	46,574.00	46,574.00	46,574.00	46,574.00	46,574.00	46,574.00	46,574.00	46,574.00
Suma de consumo de Gas combustible	MPC	382,374	382,374.00	382,374.00	382,374.00	382,374.00	382,374.00	382,374.00	382,374.00	382,374.00	382,374.00	382,374.00	382,374.00	382,374.00	382,374.00	382,374.00	382,374.00
Precio Gas Combustible	Dls/MPC	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23
Costos de Gas Combustible	MMDIs	2.77	2.77	2.77	2.77	2.77	2.77	2.77	2.77	2.77	2.77	2.77	2.77	2.77	2.77	2.77	2.77
Costos de Mantenimiento:	MMDIs	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43
Total de Costos		24.30	24.30	24.30	24.30	24.30	24.30	24.30	24.30	24.30	24.30	24.30	24.30	24.30	24.30	24.30	24.30
BENEFICIOS																	
1. Producción Crudo Estabilizado	Bls	46,290,760	46,290,760.00	46,290,760.00	46,290,760.00	46,290,760.00	46,290,760.00	46,290,760.00	46,290,760.00	46,290,760.00	46,290,760.00	46,290,760.00	46,290,760.00	46,290,760.00	46,290,760.00	46,290,760.00	46,290,760.00
Precio Crudo	Dls/Bl	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12
Ingresos por producción Crudo	MMDIs	2,459.08	2,459.08	2,459.08	2,459.08	2,459.08	2,459.08	2,459.08	2,459.08	2,459.08	2,459.08	2,459.08	2,459.08	2,459.08	2,459.08	2,459.08	2,459.08
2. Producción Gas Natural	MPC	36,536,503.75	36,536,503.75	36,536,503.75	36,536,503.75	36,536,503.75	36,536,503.75	36,536,503.75	36,536,503.75	36,536,503.75	36,536,503.75	36,536,503.75	36,536,503.75	36,536,503.75	36,536,503.75	36,536,503.75	36,536,503.75
Precio Gas Natural	Dls/MPC	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20
Ingresos por producción Gas	MMDIs	189.99	189.99	189.99	189.99	189.99	189.99	189.99	189.99	189.99	189.99	189.99	189.99	189.99	189.99	189.99	189.99
Total de Beneficios	MMDIs	2,649.07	2,649.07	2,649.07	2,649.07	2,649.07	2,649.07	2,649.07	2,649.07	2,649.07	2,649.07	2,649.07	2,649.07	2,649.07	2,649.07	2,649.07	2,649.07
FLUJO DE EFECTIVO		2,623.99	2,624.77	2,624.77	2,624.77	2,624.77	2,624.77	2,624.77	2,624.77	2,624.77	2,624.77	2,624.77	2,624.77	2,624.77	2,624.77	2,624.77	2,624.77
FLUJO DE EFECTIVO NETO DESCONTADO		2,623.99	2,343.54	2,092.45	1,868.26	1,668.09	1,489.37	1,329.79	1,187.31	1,060.10	946.52	845.11	754.56	673.71	601.53	537.08	479.54
FLUJO DE EFECTIVO NETO DESCONTADO ACUMULADO		2,623.99	4,967.54	7,059.99	8,928.25	10,596.33	12,085.70	13,415.49	14,602.80	15,662.90	16,609.42	17,454.53	18,209.09	18,882.80	19,484.33	20,021.41	20,500.94

3.5.4. Análisis económico de la opción 1.4 de la torre estabilizadora con presión de operación de 2 Kg/cm² mán.

Tabla 3.30 Análisis económico de la opción 1.4.

Evaluación económica de la Bateria Central Jujo																	
Torre Estabilizadora con el Escenario Plato 1 - 4																	
Presión de Operación= 2 Kg/cm2 mán.																	
Evaluación del Escenario 1-4		2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
Concepto:	Unidades:	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
INVERSION INICIAL																	
Infraestructura adicional																	
GA-107 (nuevo)	MMDIs	0.00															
GB-102 (nuevo)	MMDIs	0.00															
EA-101	MMDIs	0.78															
Total de Inversión		0.78	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
COSTOS																	
Costos operativos:																	
1. Consumo Energía eléctrica																	
EC-101A/B	KW	2,368,120	2,368,120	2,368,120	2,368,120	2,368,120	2,368,120	2,368,120	2,368,120	2,368,120	2,368,120	2,368,120	2,368,120	2,368,120	2,368,120	2,368,120	2,368,120
GB-101/R	KW/hr	596,410	596,410	596,410	596,410	596,410	596,410	596,410	596,410	596,410	596,410	596,410	596,410	596,410	596,410	596,410	596,410
GA-107 (nuevo)	KW/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
GB-102 (nuevo)	KW/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Suma de Consumo de energía eléctrica		2,964,530	2,964,530	2,964,530	2,964,530	2,964,530	2,964,530	2,964,530	2,964,530	2,964,530	2,964,530	2,964,530	2,964,530	2,964,530	2,964,530	2,964,530	2,964,530
Precio Energía eléctrica	Dis/KW/hr	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04
Costos por Energía eléctrica	MMDIs	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13
2. Consumo Gas combustible																	
BA-101	MPC	424,495	424,495.00	424,495.00	424,495.00	424,495.00	424,495.00	424,495.00	424,495.00	424,495.00	424,495.00	424,495.00	424,495.00	424,495.00	424,495.00	424,495.00	424,495.00
GB-101/R	MPC	48,764	48,764.00	48,764.00	48,764.00	48,764.00	48,764.00	48,764.00	48,764.00	48,764.00	48,764.00	48,764.00	48,764.00	48,764.00	48,764.00	48,764.00	48,764.00
Suma de consumo de Gas combustible	MPC	473,259	473,259.00	473,259.00	473,259.00	473,259.00	473,259.00	473,259.00	473,259.00	473,259.00	473,259.00	473,259.00	473,259.00	473,259.00	473,259.00	473,259.00	473,259.00
Precio Gas Combustible	Dis/MPC	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23
Costos de Gas Combustible	MMDIs	3.42	3.42	3.42	3.42	3.42	3.42	3.42	3.42	3.42	3.42	3.42	3.42	3.42	3.42	3.42	3.42
Costos de Mantenimiento:	MMDIs	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43
Total de Costos		24.98	24.98	24.98	24.98	24.98	24.98	24.98	24.98	24.98	24.98	24.98	24.98	24.98	24.98	24.98	24.98
BENEFICIOS																	
1. Producción Crudo Estabilizado																	
Precio Crudo	Dis/BI	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12
Ingresos por producción Crudo	MMDIs	2,449.71	2,449.71	2,449.71	2,449.71	2,449.71	2,449.71	2,449.71	2,449.71	2,449.71	2,449.71	2,449.71	2,449.71	2,449.71	2,449.71	2,449.71	2,424.77
2. Producción Gas Natural																	
Precio Gas Natural	Dis/MPC	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20
Ingresos por producción Gas	MMDIs	191.32	191.32	191.32	191.32	191.32	191.32	191.32	191.32	191.32	191.32	191.32	191.32	191.32	191.32	191.32	191.32
Total de Beneficios	MMDIs	2,641.03	2,641.03	2,641.03	2,641.03	2,641.03	2,641.03	2,641.03	2,641.03	2,641.03	2,641.03	2,641.03	2,641.03	2,641.03	2,641.03	2,641.03	2,641.03
FLUJO DE EFECTIVO		2,615.27	2,616.05	2,616.05	2,616.05	2,616.05	2,616.05	2,616.05	2,616.05	2,616.05	2,616.05	2,616.05	2,616.05	2,616.05	2,616.05	2,616.05	2,616.05
FLUJO DE EFECTIVO NETO DESCONTADO		2,615.27	2,335.76	2,085.50	1,862.05	1,662.54	1,484.41	1,325.37	1,183.37	1,056.58	943.37	842.30	752.05	671.47	599.53	535.29	477.94
FLUJO DE EFECTIVO NETO DESCONTADO ACUMULADO		2,615.27	4,951.02	7,036.52	8,898.57	10,561.11	12,045.53	13,370.90	14,554.26	15,610.84	16,554.21	17,396.51	18,148.56	18,820.03	19,419.56	19,954.86	20,432.80

3.5.5. Análisis económico de la opción 1.5 de la torre estabilizadora con presión de operación de 1 Kg/cm² mán.

Tabla 3.31 Análisis económico de la opción 1.5.

Evaluación económica de la Bateria Central Jujo																	
Torre Estabilizadora con el Escenario Plato 1 - 5																	
Presión de Operación= 1 Kg/cm2 mán.																	
Evaluación del Escenario 1-5	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	
Concepto:	Unidades:	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
INVERSION INICIAL																	
Infraestructura adicional																	
GA-107 (nuevo)	MMDIs	0.30															
GB-102 (nuevo)	MMDIs	0.00															
EA-101	MMDIs	0.78															
Total de Inversión		1.08	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
COSTOS																	
Costos operativos:																	
1. Consumo Energia eléctrica																	
EC-101A/B	KW																
EC-101A/B	KW/hr	1,062.150	1,062.150	1,062.150	1,062.150	1,062.150	1,062.150	1,062.150	1,062.150	1,062.150	1,062.150	1,062.150	1,062.150	1,062.150	1,062.150	1,062.150	1,062.150
GA-107/R	KW/hr	698.245	698.245	698.245	698.245	698.245	698.245	698.245	698.245	698.245	698.245	698.245	698.245	698.245	698.245	698.245	698.245
GA-107 (nuevo)	KW/hr	11.797	11.797	11.797	11.797	11.797	11.797	11.797	11.797	11.797	11.797	11.797	11.797	11.797	11.797	11.797	11.797
Suma de Consumo de energia electrica		1,772.192	1,772.192	1,772.192	1,772.192	1,772.192	1,772.192	1,772.192	1,772.192	1,772.192	1,772.192	1,772.192	1,772.192	1,772.192	1,772.192	1,772.192	1,772.192
Precio Energia eléctrica	Dis/KW/hr	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04
Costos por Energia electrica	MMDIs	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08
2. Consumo Gas combustible																	
BA-101	MPC	289.445	289.445.00	289.445.00	289.445.00	289.445.00	289.445.00	289.445.00	289.445.00	289.445.00	289.445.00	289.445.00	289.445.00	289.445.00	289.445.00	289.445.00	289.445.00
GB-101/R	MPC	54.312	54.312.00	54.312.00	54.312.00	54.312.00	54.312.00	54.312.00	54.312.00	54.312.00	54.312.00	54.312.00	54.312.00	54.312.00	54.312.00	54.312.00	54.312.00
GB-102 (nuevo)	MPC	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Suma de consumo de Gas combustible	MPC	343.757	343.757.00	343.757.00	343.757.00	343.757.00	343.757.00	343.757.00	343.757.00	343.757.00	343.757.00	343.757.00	343.757.00	343.757.00	343.757.00	343.757.00	343.757.00
Precio Gas Combustible	Dis/MPC	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23
Costos de Gas Combustible	MMDIs	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49
Costos de Mantenimiento:	MMDIs	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43
Total de Costos		23.99	23.99	23.99	23.99	23.99	23.99	23.99	23.99	23.99	23.99	23.99	23.99	23.99	23.99	23.99	23.99
BENEFICIOS																	
1. Producción Crudo Estabilizado																	
Producción Crudo Estabilizado	Bis	45,642.520	45,642.520.00	45,642.520.00	45,642.520.00	45,642.520.00	45,642.520.00	45,642.520.00	45,642.520.00	45,642.520.00	45,642.520.00	45,642.520.00	45,642.520.00	45,642.520.00	45,642.520.00	45,642.520.00	45,642.520.00
Producción Crudo	Dis/Bi	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12
Ingresos por produccion Crudo	MMDIs	2,424.64	2,424.64	2,424.64	2,424.64	2,424.64	2,424.64	2,424.64	2,424.64	2,424.64	2,424.64	2,424.64	2,424.64	2,424.64	2,424.64	2,424.64	2,424.64
2. Producción Gas Natural																	
Producción Gas Natural	MPC	39,785.000.00	39,785.000.00	39,785.000.00	39,785.000.00	39,785.000.00	39,785.000.00	39,785.000.00	39,785.000.00	39,785.000.00	39,785.000.00	39,785.000.00	39,785.000.00	39,785.000.00	39,785.000.00	39,785.000.00	39,785.000.00
Precio Gas Natural	Dis/MPC	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20
Ingresos por produccion Gas	MMDIs	206.88	206.88	206.88	206.88	206.88	206.88	206.88	206.88	206.88	206.88	206.88	206.88	206.88	206.88	206.88	206.88
Total de Beneficios		2,631.52	2,631.52	2,631.52	2,631.52	2,631.52	2,631.52	2,631.52	2,631.52	2,631.52	2,631.52	2,631.52	2,631.52	2,631.52	2,631.52	2,631.52	2,631.52
FLUJO DE EFECTIVO		2,606.45	2,607.53	2,607.53	2,607.53	2,607.53	2,607.53	2,607.53	2,607.53	2,607.53	2,607.53	2,607.53	2,607.53	2,607.53	2,607.53	2,607.53	2,607.53
FLUJO DE EFECTIVO NETO DESCONTADO		2,606.45	2,328.15	2,078.71	1,855.99	1,657.13	1,479.58	1,321.06	1,179.51	1,053.14	940.30	839.55	749.60	669.29	597.58	533.55	476.39
FLUJO DE EFECTIVO NETO DESCONTADO ACUMULADO		2,606.45	4,934.60	7,013.30	8,869.29	10,526.42	12,006.01	13,327.06	14,506.57	15,559.71	16,500.01	17,339.57	18,089.17	18,758.46	19,356.03	19,889.59	20,365.97

3.5.6. Análisis económico de la opción 1.6 de la torre estabilizadora con presión de operación de 0 Kg/cm² mán.

Tabla 3.32 Análisis económico de la opción 1.6.

Evaluación económica de la Bateria Central Jujo																	
Torre Estabilizadora con el Escenario Plato 1 - 6																	
Presión de Operación= 0 Kg/cm2 mán.																	
Evaluación del Escenario 1-6		2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
Concepto:	Unidades:	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
INVERSION INICIAL																	
Infraestructura adicional																	
GA-107 (nuevo)	MMDIs	0.30															
GB-102 (nuevo)	MMDIs	0.45															
EA-101	MMDIs	0.78															
Total de Inversión		1.53	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
COSTOS																	
Costos operativos:																	
1. Consumo Energía eléctrica																	
EC-101A/B	KW																
GB-101/R	KW/hr	1,211,800	1,211,800	1,211,800	1,211,800	1,211,800	1,211,800	1,211,800	1,211,800	1,211,800	1,211,800	1,211,800	1,211,800	1,211,800	1,211,800	1,211,800	1,211,800
GA-107 (nuevo)	KW/hr	1,110,695	1,110,695	1,110,695	1,110,695	1,110,695	1,110,695	1,110,695	1,110,695	1,110,695	1,110,695	1,110,695	1,110,695	1,110,695	1,110,695	1,110,695	1,110,695
GA-107 (nuevo)	KW/hr	23,228.60	23,228.60	23,228.60	23,228.60	23,228.60	23,228.60	23,228.60	23,228.60	23,228.60	23,228.60	23,228.60	23,228.60	23,228.60	23,228.60	23,228.60	23,228.60
Suma de Consumo de energia electrica		2,345,724	2,345,724	2,345,724	2,345,724	2,345,724	2,345,724	2,345,724	2,345,724	2,345,724	2,345,724	2,345,724	2,345,724	2,345,724	2,345,724	2,345,724	2,345,724
Precio Energía eléctrica	Dis/KW/hr	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04
Costos por Energía eléctrica	MMDIs	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10
2. Consumo Gas combustible																	
BA-101	MPC	355,328	355,327.50	355,327.50	355,327.50	355,327.50	355,327.50	355,327.50	355,327.50	355,327.50	355,327.50	355,327.50	355,327.50	355,327.50	355,327.50	355,327.50	355,327.50
GB-101/R	MPC	63,328	63,327.50	63,327.50	63,327.50	63,327.50	63,327.50	63,327.50	63,327.50	63,327.50	63,327.50	63,327.50	63,327.50	63,327.50	63,327.50	63,327.50	63,327.50
GB-102 (nuevo)	MPC	15,034	15,034	15,034	15,034	15,034	15,034	15,034	15,034	15,034	15,034	15,034	15,034	15,034	15,034	15,034	15,034
Suma de consumo de Gas combustible	MPC	433,689	433,689	433,689	433,689	433,689	433,689	433,689	433,689	433,689	433,689	433,689	433,689	433,689	433,689	433,689	433,689
Precio Gas Combustible	Dis/MPC	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23
Costos de Gas Combustible	MMDIs	3.14	3.14	3.14	3.14	3.14	3.14	3.14	3.14	3.14	3.14	3.14	3.14	3.14	3.14	3.14	3.14
Costos de Mantenimiento:	MMDIs	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43
Total de Costos		24.67	24.67	24.67	24.67	24.67	24.67	24.67	24.67	24.67	24.67	24.67	24.67	24.67	24.67	24.67	24.67
BENEFICIOS																	
1. Producción Crudo Estabilizado																	
Precio Crudo	Dis/Bl	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12
Ingresos por producción Crudo	MMDIs	2,383.69	2,383.69	2,383.69	2,383.69	2,383.69	2,383.69	2,383.69	2,383.69	2,383.69	2,383.69	2,383.69	2,383.69	2,383.69	2,383.69	2,383.69	2,383.69
2. Producción Gas Natural																	
Precio Gas Natural	Dis/MPC	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20
Ingresos por producción Gas	MMDIs	196.63	196.63	196.63	196.63	196.63	196.63	196.63	196.63	196.63	196.63	196.63	196.63	196.63	196.63	196.63	196.63
Total de Beneficios	MMDIs	2,580.32	2,580.32	2,580.32	2,580.32	2,580.32	2,580.32	2,580.32	2,580.32	2,580.32	2,580.32	2,580.32	2,580.32	2,580.32	2,580.32	2,580.32	2,580.32
FLUJO DE EFECTIVO		2,554.12	2,555.65	2,555.65	2,555.65	2,555.65	2,555.65	2,555.65	2,555.65	2,555.65	2,555.65	2,555.65	2,555.65	2,555.65	2,555.65	2,555.65	2,555.65
FLUJO DE EFECTIVO NETO DESCONTADO		2,554.12	2,281.83	2,037.35	1,819.06	1,624.16	1,450.15	1,294.77	1,156.05	1,032.19	921.59	822.85	734.69	655.97	585.69	522.94	466.91
FLUJO DE EFECTIVO NETO DESCONTADO ACUMULADO		2,554.12	4,835.95	6,873.30	8,692.37	10,316.53	11,766.68	13,061.45	14,217.50	15,249.68	16,171.28	16,994.13	17,728.82	18,384.79	18,970.48	19,493.41	19,960.32

3.6 Análisis económico de la alternativa 2, con sus escenarios con alimentación en el plato 8 y reinyección en el plato 9 de la torre estabilizadora propuestos para el ahorro de energía.

3.6.1. Análisis económico de la opción 8.1 de la torre estabilizadora con presión de operación de 5 Kg/cm² má. n.

3.6.1.1 Costo de inversión de la opción 8.1.

El costo de inversión indica toda la infraestructura necesaria para obtener el escenario propuesto, la cual requiere de una inversión de \$ 1.85 MMDIs. Como se aprecia en la siguiente tabla.

Tabla 3.33. Costos de inversión de la opción 8.1.

Evaluación del Escenario 8-1		2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016
Concepto:	Unidades:	0	1	2	3	4	5	6	7
INVERSION INICIAL									
Plato	MMDIs	1.07							
Infraestructura adicional									
GA-107 (nuevo)	MMDIs	0.00							
GB-102 (nuevo)	MMDIs	0.00							
EA-101	MMDIs	0.78							
Total de Inversión		1.85	0.00						

Tabla 3.34. Continuación de los costos de inversión de la opción 8.1.

Evaluación del Escenario 8-1		2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
Concepto:	Unidades:	8	9	10	11	12	13	14	15
INVERSION INICIAL									
Plato	MMDIs								
Infraestructura adicional									
GA-107 (nuevo)	MMDIs								
GB-102 (nuevo)	MMDIs								
EA-101	MMDIs								
Total de Inversión		0.00							

3.6.1.2 Costo total de poner en marcha la opción 8.1.

El costo total de operación esta formado por los consumos de energía dados en kw/hora y los consumos de gas dados en MPC requeridos para la generación de calor la estructura de estos costos se puede apreciar en la tabla.

Tabla 3.35 Costos total de poner en marcha la opción 8.1.

Evaluación del Escenario 8-1		2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016
COSTOS									
Costos operativos:									
1. Consumo Energía eléctrica	KW								
EC-101A/B	KW/hr	1,901,285	1,901,285	1,901,285	1,901,285	1,901,285	1,901,285	1,901,285	1,901,285
GB-101/R	KW/hr	379,965	379,965	379,965	379,965	379,965	379,965	379,965	379,965
GA-107 (nuevo)	KW/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
GB-102 (nuevo)	KW/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
Suma de Consumo de energía electrica		2,281,250	2,281,250	2,281,250	2,281,250	2,281,250	2,281,250	2,281,250	2,281,250
Precio Energía eléctrica	Dls/KW/hr	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04
Costos por Energía electrica	MMDIs	0.10							
2. Consumo Gas combustible	MPC								
BA-101	MPC	361,898	361,897.50	361,897.50	361,897.50	361,897.50	361,897.50	361,897.50	361,897.50
GB-101/R	MPC	35,150	35,149.50	35,149.50	35,149.50	35,149.50	35,149.50	35,149.50	35,149.50
Suma de consumo de Gas combustible	MPC	397,047	397,047.00	397,047.00	397,047.00	397,047.00	397,047.00	397,047.00	397,047.00
Precio Gas Combustible	Dls/MPC	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23
Costos de Gas Combustible	MMDIs	2.87							
Costos de Mantenimiento:	MMDIs	21.43							
Total de Costos		24.40							

Tabla 3.36 Costos total de poner en marcha la opción 8.1.

Evaluación del Escenario 8-1		2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
COSTOS									
Costos operativos:									
1. Consumo Energía eléctrica	KW								
EC-101A/B	KW/hr	1,901,285	1,901,285	1,901,285	1,901,285	1,901,285	1,901,285	1,901,285	1,901,285
GB-101/R	KW/hr	379,965	379,965	379,965	379,965	379,965	379,965	379,965	379,965
GA-107 (nuevo)	KW/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
GB-102 (nuevo)	KW/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
Suma de Consumo de energía electrica		2,281,250	2,281,250	2,281,250	2,281,250	2,281,250	2,281,250	2,281,250	2,281,250
Precio Energía eléctrica	Dls/KW/hr	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04
Costos por Energía electrica	MMDIs	0.10							
2. Consumo Gas combustible	MPC								
BA-101	MPC	361,897.50	361,897.50	361,897.50	361,897.50	361,897.50	361,897.50	361,897.50	361,897.50
GB-101/R	MPC	35,149.50	35,149.50	35,149.50	35,149.50	35,149.50	35,149.50	35,149.50	35,149.50
Suma de consumo de Gas combustible	MPC	397,047.00	397,047.00	397,047.00	397,047.00	397,047.00	397,047.00	397,047.00	397,047.00
Precio Gas Combustible	Dls/MPC	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23
Costos de Gas Combustible	MMDIs	2.87							
Costos de Mantenimiento:	MMDIs	21.43							
Total de Costos		24.40							

3.6.1.3 Ingresos brutos de la opción 8.1.

Los ingresos brutos del escenario base están integrado por dos partes la primera se determina por la venta del crudo estabilizado; la segunda esta formada por el ingreso que se espera obtener por la venta del total de gas obtenido y enviado a sistema de compresión.

Tabla 3.37 Ingresos brutos de la opción 8.1.

Evaluación del Escenario 8-1		2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016
BENEFICIOS									
1. Producción Crudo Estabilizado	Bls	46,253,895	46,253,895.00	46,253,895.00	46,253,895.00	46,253,895.00	46,253,895.00	46,253,895.00	46,253,895.00
Precio Crudo	Dls/Bl	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12
Ingresos por produccion Crudo	MMDIs	2,457.12							
2. Producción Gas Natural	MPC	36,719,003.95	36,719,003.95	36,719,003.95	36,719,003.95	36,719,003.95	36,719,003.95	36,719,003.95	36,719,003.95
Precio Gas Humedo Amargo	Dls/MPC	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20
Ingresos por produccion Gas	MMDIs	190.94							
Total de Beneficios	MMDIs	2,648.06							

Tabla 3.38 Continuación de los ingresos brutos de la opción 8.1.

Evaluación del Escenario 8-1		2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
BENEFICIOS									
1. Producción Crudo Estabilizado	Bls	46,253,895.00	46,253,895.00	46,253,895.00	46,253,895.00	46,253,895.00	46,253,895.00	46,253,895.00	46,253,895.00
Precio Crudo	Dis/Bl	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12
Ingresos por producción Crudo	MMDIs	2,457.12							
2. Producción Gas Natural	MPC	36,719,003.95	36,719,003.95	36,719,003.95	36,719,003.95	36,719,003.95	36,719,003.95	36,719,003.95	36,719,003.95
Precio Gas Humedo Amargo	Dis/MPC	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20
Ingresos por producción Gas	MMDIs	190.94							
Total de Beneficios	MMDIs	2,648.06							

3.6.1.4 Flujo de efectivo antes de impuestos de la opción 8.1.

El flujo de efectivo se determina en función de los ingresos brutos obtenidos de la opción menos el costo total de la misma, los resultados obtenidos se muestran en la siguiente tabla.

Tabla 3.39 Flujo de efectivo antes de impuestos de la opción 8.1.

Evaluación del Escenario 8-1	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016
FLUJO DE EFECTIVO	2,621.80	2,623.65	2,623.65	2,623.65	2,623.65	2,623.65	2,623.65	2,623.65
FLUJO DE EFECTIVO NETO DESCONTADO	2,621.80	2,342.55	2,091.56	1,867.47	1,667.38	1,488.73	1,329.23	1,186.81
FLUJO DE EFECTIVO NETO DESCONTADO ACUMULADO	2,621.80	4,964.35	7,055.92	8,923.38	10,590.76	12,079.49	13,408.72	14,595.53

Tabla 3.40 Continuación de flujo de efectivo antes de impuestos de la opción 8.1.

Evaluación del Escenario 8-1	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
FLUJO DE EFECTIVO	2,623.65	2,623.65	2,623.65	2,623.65	2,623.65	2,623.65	2,623.65	2,623.65
FLUJO DE EFECTIVO NETO DESCONTADO	1,059.65	946.12	844.75	754.24	673.43	601.27	536.85	479.33
FLUJO DE EFECTIVO NETO DESCONTADO ACUMULADO	15,655.18	16,601.29	17,446.04	18,200.28	18,873.70	19,474.98	20,011.83	20,491.16

Por lo tanto, en la siguiente tabla se muestran los resultados del análisis económicos de la alternativa 2 escenario 1.

Tabla 3.41 Análisis económico de la opción 8.1.

Evaluación económica de la Bateria Central Jujo																	
Torre Estabilizadora con el Escenario Plato 8 - 1																	
Presión de Operación= 5 Kg/cm2 máñ.																	
Evaluación del Escenario 8-1		2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
Concepto:	Unidades:	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
INVERSION INICIAL																	
Plato	MMDls	1.07															
Infraestructura adicional																	
GA-107 (nuevo)	MMDls	0.00															
GB-102 (nuevo)	MMDls	0.00															
EA-101	MMDls	0.78															
Total de Inversión		1.85	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
COSTOS																	
Costos operativos:																	
1. Consumo Energía eléctrica																	
EC-101A/B	KW																
KB-101/R	KW/hr	1,901.285	1,901.285	1,901.285	1,901.285	1,901.285	1,901.285	1,901.285	1,901.285	1,901.285	1,901.285	1,901.285	1,901.285	1,901.285	1,901.285	1,901.285	1,901.285
GA-107 (nuevo)	KW/hr	379.965	379.965	379.965	379.965	379.965	379.965	379.965	379.965	379.965	379.965	379.965	379.965	379.965	379.965	379.965	379.965
GB-102 (nuevo)	KW/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Suma de Consumo de energía eléctrica		2,281.250	2,281.250	2,281.250	2,281.250	2,281.250	2,281.250	2,281.250	2,281.250	2,281.250	2,281.250	2,281.250	2,281.250	2,281.250	2,281.250	2,281.250	2,281.250
Precio Energía eléctrica	Dls/KW/hr	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04
Costos por Energía eléctrica	MMDls	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10
2. Consumo Gas combustible																	
BA-101	MPC	361.898	361.897.50	361.897.50	361.897.50	361.897.50	361.897.50	361.897.50	361.897.50	361.897.50	361.897.50	361.897.50	361.897.50	361.897.50	361.897.50	361.897.50	361.897.50
GB-101/R	MPC	35.150	35.149.50	35.149.50	35.149.50	35.149.50	35.149.50	35.149.50	35.149.50	35.149.50	35.149.50	35.149.50	35.149.50	35.149.50	35.149.50	35.149.50	35.149.50
Suma de consumo de Gas combustible	MPC	397.047	397.047.00	397.047.00	397.047.00	397.047.00	397.047.00	397.047.00	397.047.00	397.047.00	397.047.00	397.047.00	397.047.00	397.047.00	397.047.00	397.047.00	397.047.00
Precio Gas Combustible	Dls/MPC	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23
Costos de Gas Combustible	MMDls	2.87	2.87	2.87	2.87	2.87	2.87	2.87	2.87	2.87	2.87	2.87	2.87	2.87	2.87	2.87	2.87
Costos de Mantenimiento:	MMDls	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43
Total de Costos		24.40	24.40	24.40	24.40	24.40	24.40	24.40	24.40	24.40	24.40	24.40	24.40	24.40	24.40	24.40	24.40
BENEFICIOS																	
1. Producción Crudo Estabilizado																	
Producción Crudo	Bls	46,253.895	46,253.895.00	46,253.895.00	46,253.895.00	46,253.895.00	46,253.895.00	46,253.895.00	46,253.895.00	46,253.895.00	46,253.895.00	46,253.895.00	46,253.895.00	46,253.895.00	46,253.895.00	46,253.895.00	46,253.895.00
Precio Crudo	Dls/Bls	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12
Ingresos por producción Crudo	MMDls	2,457.12	2,457.12	2,457.12	2,457.12	2,457.12	2,457.12	2,457.12	2,457.12	2,457.12	2,457.12	2,457.12	2,457.12	2,457.12	2,457.12	2,457.12	2,457.12
2. Producción Gas Natural																	
Precio Gas Humedo Amargo	Dls/MPC	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20
Ingresos por producción Gas	MMDls	190.94	190.94	190.94	190.94	190.94	190.94	190.94	190.94	190.94	190.94	190.94	190.94	190.94	190.94	190.94	190.94
Total de Beneficios	MMDls	2,648.06	2,648.06	2,648.06	2,648.06	2,648.06	2,648.06	2,648.06	2,648.06	2,648.06	2,648.06	2,648.06	2,648.06	2,648.06	2,648.06	2,648.06	2,648.06
FLUJO DE EFECTIVO		2,621.80	2,623.65	2,623.65	2,623.65	2,623.65	2,623.65	2,623.65	2,623.65	2,623.65	2,623.65	2,623.65	2,623.65	2,623.65	2,623.65	2,623.65	2,623.65
FLUJO DE EFECTIVO NETO DESCONTADO		2,621.80	2,342.55	2,091.56	1,867.47	1,667.38	1,488.73	1,329.23	1,186.81	1,059.65	946.12	844.75	754.24	673.43	601.27	536.85	479.33
FLUJO DE EFECTIVO NETO DESCONTADO ACUMULADO		2,621.80	4,964.35	7,055.92	8,923.38	10,590.76	12,079.49	13,408.72	14,595.53	15,655.18	16,601.29	17,446.04	18,200.28	18,873.70	19,474.98	20,011.83	20,491.16

3.6.2. Análisis económico de la opción 8.2 de la torre estabilizadora con presión de operación de 4 Kg/cm² mán.

Tabla 3.42 Análisis económico de la opción 8.2.

Evaluación económica de la Bateria Central Jujo																	
Torre Estabilizadora con el Escenario Plato 8 - 2																	
Presión de Operación= 4 Kg/cm2 mán.																	
Evaluación del Escenario 8-2		2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
Concepto:	Unidades:	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
INVERSION INICIAL																	
Plato	MMDIs	1.07															
Infraestructura adicional																	
GA-107 (nuevo)	MMDIs	0.00															
GB-102 (nuevo)	MMDIs	0.00															
EA-101	MMDIs	0.78															
Total de Inversión		1.85	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
COSTOS																	
Costos operativos:																	
1. Consumo Energía eléctrica																	
EC-101A/B	KW																
GB-101/R	KW/hr	1,963,335	1,963,335	1,963,335	1,963,335	1,963,335	1,963,335	1,963,335	1,963,335	1,963,335	1,963,335	1,963,335	1,963,335	1,963,335	1,963,335	1,963,335	1,963,335
GA-107 (nuevo)	KW/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
GB-102 (nuevo)	KW/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Suma de Consumo de energía eléctrica		2,525,070	2,525,070	2,525,070	2,525,070	2,525,070	2,525,070	2,525,070	2,525,070	2,525,070	2,525,070	2,525,070	2,525,070	2,525,070	2,525,070	2,525,070	2,525,070
Precio Energía eléctrica	Dls/KW/hr	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04
Costos por Energía eléctrica	MMDIs	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11
2. Consumo Gas combustible																	
BA-101	MPC	368,285	368,285.00	368,285.00	368,285.00	368,285.00	368,285.00	368,285.00	368,285.00	368,285.00	368,285.00	368,285.00	368,285.00	368,285.00	368,285.00	368,285.00	368,285.00
GB-101/R	MPC	47,085	47,085.00	47,085.00	47,085.00	47,085.00	47,085.00	47,085.00	47,085.00	47,085.00	47,085.00	47,085.00	47,085.00	47,085.00	47,085.00	47,085.00	47,085.00
Suma de consumo de Gas combustible	MPC	415,370	415,370.00	415,370.00	415,370.00	415,370.00	415,370.00	415,370.00	415,370.00	415,370.00	415,370.00	415,370.00	415,370.00	415,370.00	415,370.00	415,370.00	415,370.00
Precio Gas Combustible	Dls/MPC	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23
Costos de Gas Combustible	MMDIs	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00
Costos de Mantenimiento:	MMDIs	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43
Total de Costos		24.55	24.55	24.55	24.55	24.55	24.55	24.55	24.55	24.55	24.55	24.55	24.55	24.55	24.55	24.55	24.55
BENEFICIOS																	
1. Producción Crudo Estabilizado																	
Precio Crudo	Dls/Bl	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12
Ingresos por producción Crudo	MMDIs	2,457.27	2,457.27	2,457.27	2,457.27	2,457.27	2,457.27	2,457.27	2,457.27	2,457.27	2,457.27	2,457.27	2,457.27	2,457.27	2,457.27	2,457.27	2,457.27
2. Producción Gas Natural																	
Precio Gas Natural	Dls/MPC	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20
Ingresos por producción Gas	MMDIs	190.37	190.37	190.37	190.37	190.37	190.37	190.37	190.37	190.37	190.37	190.37	190.37	190.37	190.37	190.37	190.37
Total de Beneficios	MMDIs	2,647.64	2,647.64	2,647.64	2,647.64	2,647.64	2,647.64	2,647.64	2,647.64	2,647.64	2,647.64	2,647.64	2,647.64	2,647.64	2,647.64	2,647.64	2,647.64
FLUJO DE EFECTIVO		2,621.25	2,623.10	2,623.10	2,623.10	2,623.10	2,623.10	2,623.10	2,623.10	2,623.10	2,623.10	2,623.10	2,623.10	2,623.10	2,623.10	2,623.10	2,623.10
FLUJO DE EFECTIVO NETO DESCONTADO		2,621.25	2,342.05	2,091.12	1,867.07	1,667.03	1,488.42	1,328.94	1,186.56	1,059.42	945.92	844.57	754.08	673.28	601.15	536.74	479.23
FLUJO DE EFECTIVO NETO DESCONTADO ACUMULADO		2,621.25	4,963.30	7,054.42	8,921.48	10,588.51	12,076.93	13,405.87	14,592.42	15,651.85	16,599.76	17,442.33	18,196.41	18,869.69	19,470.84	20,007.58	20,486.81

3.6.3. Análisis económico de la opción 8.3 de la torre estabilizadora con presión de operación de 3 Kg/cm² mán.

Tabla 3.43 Análisis económico de la opción 8.3.

Evaluación económica de la Bateria Central Jujo																	
Torre Estabilizadora con el Escenario Plato 8 - 3																	
Presión de Operación= 3 Kg/cm2 mán.																	
Evaluación del Escenario 8-3		2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
Concepto:	Unidades:	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
INVERSION INICIAL																	
Plato	MMDIs	1.07															
Infraestructura adicional																	
GA-107 (nuevo)	MMDIs	0.00															
GB-102 (nuevo)	MMDIs	0.00															
EA-101	MMDIs	0.78															
Total de Inversión		1.85	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
COSTOS																	
Costos operativos:																	
1. Consumo Energía eléctrica	KW																
EC-101A/B	KW/hr	1,973,190	1,973,190	1,973,190	1,973,190	1,973,190	1,973,190	1,973,190	1,973,190	1,973,190	1,973,190	1,973,190	1,973,190	1,973,190	1,973,190	1,973,190	1,973,190
GB-101/R	KW/hr	567,210	567,210	567,210	567,210	567,210	567,210	567,210	567,210	567,210	567,210	567,210	567,210	567,210	567,210	567,210	567,210
GA-107 (nuevo)	KW/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
GB-102 (nuevo)	KW/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Suma de Consumo de energía electrica		2,540,400	2,540,400	2,540,400	2,540,400	2,540,400	2,540,400	2,540,400	2,540,400	2,540,400	2,540,400	2,540,400	2,540,400	2,540,400	2,540,400	2,540,400	2,540,400
Precio Energía eléctrica	Dis/KW/hr	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04
Costos por Energía electrica	MMDIs	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11
2. Consumo Gas combustible	MPC																
BA-101	MPC	370,475	370,475.00	370,475.00	370,475.00	370,475.00	370,475.00	370,475.00	370,475.00	370,475.00	370,475.00	370,475.00	370,475.00	370,475.00	370,475.00	370,475.00	370,475.00
GB-101/R	MPC	47,450	47,450.00	47,450.00	47,450.00	47,450.00	47,450.00	47,450.00	47,450.00	47,450.00	47,450.00	47,450.00	47,450.00	47,450.00	47,450.00	47,450.00	47,450.00
Suma de consumo de Gas combustible	MPC	417,925	417,925.00	417,925.00	417,925.00	417,925.00	417,925.00	417,925.00	417,925.00	417,925.00	417,925.00	417,925.00	417,925.00	417,925.00	417,925.00	417,925.00	417,925.00
Precio Gas Combustible	Dis/MPC	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23
Costos de Gas Combustible	MMDIs	3.02	3.02	3.02	3.02	3.02	3.02	3.02	3.02	3.02	3.02	3.02	3.02	3.02	3.02	3.02	3.02
Costos de Mantenimiento:	MMDIs	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43
Total de Costos		24.57	24.57	24.57	24.57	24.57	24.57	24.57	24.57	24.57	24.57	24.57	24.57	24.57	24.57	24.57	24.57
BENEFICIOS																	
1. Producción Crudo Estabilizado	Bls	46,219,220	46,219,220.00	46,219,220.00	46,219,220.00	46,219,220.00	46,219,220.00	46,219,220.00	46,219,220.00	46,219,220.00	46,219,220.00	46,219,220.00	46,219,220.00	46,219,220.00	46,219,220.00	46,219,220.00	46,219,220.00
Precio Crudo	Dis/Bi	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12
Ingresos por produccion Crudo	MMDIs	2,455.28	2,455.28	2,455.28	2,455.28	2,455.28	2,455.28	2,455.28	2,455.28	2,455.28	2,455.28	2,455.28	2,455.28	2,455.28	2,455.28	2,455.28	2,455.28
2. Producción Gas Natural	MPC	36,646,004.04	36,646,004.04	36,646,004.04	36,646,004.04	36,646,004.04	36,646,004.04	36,646,004.04	36,646,004.04	36,646,004.04	36,646,004.04	36,646,004.04	36,646,004.04	36,646,004.04	36,646,004.04	36,646,004.04	36,646,004.04
Precio Gas Natural	Dis/MPC	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20
Ingresos por produccion Gas	MMDIs	190.56	190.56	190.56	190.56	190.56	190.56	190.56	190.56	190.56	190.56	190.56	190.56	190.56	190.56	190.56	190.56
Total de Beneficios	MMDIs	2,645.84	2,645.84	2,645.84	2,645.84	2,645.84	2,645.84	2,645.84	2,645.84	2,645.84	2,645.84	2,645.84	2,645.84	2,645.84	2,645.84	2,645.84	2,645.84
FLUJO DE EFECTIVO		2,619.42	2,621.27	2,621.27	2,621.27	2,621.27	2,621.27	2,621.27	2,621.27	2,621.27	2,621.27	2,621.27	2,621.27	2,621.27	2,621.27	2,621.27	2,621.27
FLUJO DE EFECTIVO NETO DESCONTADO		2,619.42	2,340.42	2,089.66	1,865.77	1,685.86	1,487.38	1,328.02	1,185.73	1,058.69	945.26	843.98	753.55	672.81	600.73	536.36	478.90
FLUJO DE EFECTIVO NETO DESCONTADO ACUMULADO		2,619.42	4,959.84	7,049.50	8,915.27	10,581.14	12,068.51	13,396.53	14,582.26	15,640.95	16,586.21	17,430.18	18,183.74	18,856.55	19,457.28	19,993.64	20,472.54

3.6.4. Análisis económico de la opción 8.4 de la torre estabilizadora con presión de operación de 2 Kg/cm² mán.

Tabla 3.44 Análisis económico de la opción 8.4.

Evaluación económica de la Bateria Central Jujo																	
Torre Estabilizadora con el Escenario Plato 8 - 4																	
Presión de Operación= 2 Kg/cm2 mán.																	
Evaluación del Escenario 8-4	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	
Concepto:	Unidades:	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
INVERSION INICIAL																	
Plato	MMDs	1.07															
Infraestructura adicional																	
GA-107 (nuevo)	MMDs	0.00															
GB-102 (nuevo)	MMDs	0.00															
EA-101	MMDs	0.78															
Total de Inversión		1.85	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
COSTOS																	
Costos operativos:																	
1. Consumo Energía eléctrica	KW																
EC-101A/B	KW/hr	1,111,060	1,111,060	1,111,060	1,111,060	1,111,060	1,111,060	1,111,060	1,111,060	1,111,060	1,111,060	1,111,060	1,111,060	1,111,060	1,111,060	1,111,060	1,111,060
GB-101/R	KW/hr	589,840	589,840	589,840	589,840	589,840	589,840	589,840	589,840	589,840	589,840	589,840	589,840	589,840	589,840	589,840	589,840
GA-107 (nuevo)	KW/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
GB-102 (nuevo)	KW/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Suma de Consumo de energía electrica		1,700,900	1,700,900	1,700,900	1,700,900	1,700,900	1,700,900	1,700,900	1,700,900	1,700,900	1,700,900	1,700,900	1,700,900	1,700,900	1,700,900	1,700,900	1,700,900
Precio Energía eléctrica	Dis/KW/hr	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04
Costos por Energía electrica	MMDs	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08
2. Consumo Gas combustible	MPC																
BA-101	MPC	270,465	270,465.00	270,465.00	270,465.00	270,465.00	270,465.00	270,465.00	270,465.00	270,465.00	270,465.00	270,465.00	270,465.00	270,465.00	270,465.00	270,465.00	270,465.00
GB-101/R	MPC	48,728	48,727.50	48,727.50	48,727.50	48,727.50	48,727.50	48,727.50	48,727.50	48,727.50	48,727.50	48,727.50	48,727.50	48,727.50	48,727.50	48,727.50	48,727.50
Suma de consumo de Gas combustible	MPC	319,193	319,192.50	319,192.50	319,192.50	319,192.50	319,192.50	319,192.50	319,192.50	319,192.50	319,192.50	319,192.50	319,192.50	319,192.50	319,192.50	319,192.50	319,192.50
Precio Gas Combustible	Dis/MPC	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23
Costos de Gas Combustible	MMDs	2.31	2.31	2.31	2.31	2.31	2.31	2.31	2.31	2.31	2.31	2.31	2.31	2.31	2.31	2.31	2.31
Costos de Mantenimiento:	MMDs	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43
Total de Costos		23.81	23.81	23.81	23.81	23.81	23.81	23.81	23.81	23.81	23.81	23.81	23.81	23.81	23.81	23.81	23.81
BENEFICIOS																	
1. Producción Crudo Estabilizado	Bls	46,102,055	46,102,055.00	46,102,055.00	46,102,055.00	46,102,055.00	46,102,055.00	46,102,055.00	46,102,055.00	46,102,055.00	46,102,055.00	46,102,055.00	46,102,055.00	46,102,055.00	46,102,055.00	46,102,055.00	46,102,055.00
Precio Crudo	Dis/Bls	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12
Ingresos por produccion Crudo	MMDs	2,449.05	2,449.05	2,449.05	2,449.05	2,449.05	2,449.05	2,449.05	2,449.05	2,449.05	2,449.05	2,449.05	2,449.05	2,449.05	2,449.05	2,449.05	2,449.05
2. Producción Gas Natural	MPC	36,792,004.50	36,792,004.50	36,792,004.50	36,792,004.50	36,792,004.50	36,792,004.50	36,792,004.50	36,792,004.50	36,792,004.50	36,792,004.50	36,792,004.50	36,792,004.50	36,792,004.50	36,792,004.50	36,792,004.50	36,792,004.50
Precio Gas Natural	Dis/MPC	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20
Ingresos por produccion Gas	MMDs	191.32	191.32	191.32	191.32	191.32	191.32	191.32	191.32	191.32	191.32	191.32	191.32	191.32	191.32	191.32	191.32
Total de Beneficios	MMDs	2,640.37	2,640.37	2,640.37	2,640.37	2,640.37	2,640.37	2,640.37	2,640.37	2,640.37	2,640.37	2,640.37	2,640.37	2,640.37	2,640.37	2,640.37	2,640.37
FLUJO DE EFECTIVO		2,614.71	2,616.56	2,616.56	2,616.56	2,616.56	2,616.56	2,616.56	2,616.56	2,616.56	2,616.56	2,616.56	2,616.56	2,616.56	2,616.56	2,616.56	2,616.56
FLUJO DE EFECTIVO NETO DESCONTADO		2,614.71	2,336.21	2,085.90	1,862.41	1,662.87	1,484.70	1,325.63	1,183.60	1,056.78	943.56	842.46	752.20	671.61	599.65	535.40	478.04
FLUJO DE EFECTIVO NETO DESCONTADO ACUMULADO		2,614.71	4,950.92	7,036.82	8,899.24	10,562.11	12,046.81	13,372.44	14,556.04	15,612.82	16,556.38	17,398.84	18,151.04	18,822.64	19,422.29	19,957.69	20,435.72

3.6.5. Análisis económico de la opción 8.5 de la torre estabilizadora con presión de operación de 1 Kg/cm² mán.

Tabla 3.45 Análisis económico de la opción 8.5.

Evaluación económica de la Bateria Central Jujo																	
Torre Estabilizadora con el Escenario Plato 8 - 5																	
Presión de Operación= 1 Kg/cm2 mán.																	
Evaluación del Escenario 8-5	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	
Concepto:	Unidades:	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
INVERSION INICIAL																	
Plato	MMDIs	1.07															
Infraestructura adicional																	
GA-107 (nuevo)	MMDIs	0.30															
GB-102 (nuevo)	MMDIs	0.00															
EA-101	MMDIs	0.78															
Total de Inversión		2.15	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
COSTOS																	
Costos operativos:																	
1. Consumo Energía eléctrica																	
EC-101A/B	KW																
GB-101/R	KW/hr	1,079,305	1,079,305	1,079,305	1,079,305	1,079,305	1,079,305	1,079,305	1,079,305	1,079,305	1,079,305	1,079,305	1,079,305	1,079,305	1,079,305	1,079,305	1,079,305
GA-107 (nuevo)	KW/hr	691,675	691,675	691,675	691,675	691,675	691,675	691,675	691,675	691,675	691,675	691,675	691,675	691,675	691,675	691,675	691,675
Suma de Consumo de energía eléctrica	KW/hr	11,808	11,808	11,808	11,808	11,808	11,808	11,808	11,808	11,808	11,808	11,808	11,808	11,808	11,808	11,808	11,808
Precio Energía eléctrica	Dis/KW/hr	1,782,788	1,782,788	1,782,788	1,782,788	1,782,788	1,782,788	1,782,788	1,782,788	1,782,788	1,782,788	1,782,788	1,782,788	1,782,788	1,782,788	1,782,788	1,782,788
Costos por Energía eléctrica	MMDIs	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04
2. Consumo Gas combustible																	
BA-101	MPC																
GB-101/R	MPC	290,540	290,540.00	290,540.00	290,540.00	290,540.00	290,540.00	290,540.00	290,540.00	290,540.00	290,540.00	290,540.00	290,540.00	290,540.00	290,540.00	290,540.00	290,540.00
GB-102 (nuevo)	MPC	53,838	53,837.50	53,837.50	53,837.50	53,837.50	53,837.50	53,837.50	53,837.50	53,837.50	53,837.50	53,837.50	53,837.50	53,837.50	53,837.50	53,837.50	53,837.50
Suma de consumo de Gas combustible	MPC	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Precio Gas Combustible	Dis/MPC	344,378	344,377.50	344,377.50	344,377.50	344,377.50	344,377.50	344,377.50	344,377.50	344,377.50	344,377.50	344,377.50	344,377.50	344,377.50	344,377.50	344,377.50	344,377.50
Costos de Gas Combustible	MMDIs	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23
Costos de Mantenimiento:	MMDIs	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49
Total de Costos		21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43
BENEFICIOS																	
1. Producción Crudo Estabilizado																	
Precio Crudo	Bls	45,672,085	45,672,085.00	45,672,085.00	45,672,085.00	45,672,085.00	45,672,085.00	45,672,085.00	45,672,085.00	45,672,085.00	45,672,085.00	45,672,085.00	45,672,085.00	45,672,085.00	45,672,085.00	45,672,085.00	45,672,085.00
Ingresos por producción Crudo	Dis/Bls	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12
Ingresos por producción Crudo	MMDIs	2,426.21	2,426.21	2,426.21	2,426.21	2,426.21	2,426.21	2,426.21	2,426.21	2,426.21	2,426.21	2,426.21	2,426.21	2,426.21	2,426.21	2,426.21	2,426.21
2. Producción Gas Natural																	
Precio Gas Natural	MPC	37,339,506.30	37,339,506.30	37,339,506.30	37,339,506.30	37,339,506.30	37,339,506.30	37,339,506.30	37,339,506.30	37,339,506.30	37,339,506.30	37,339,506.30	37,339,506.30	37,339,506.30	37,339,506.30	37,339,506.30	37,339,506.30
Ingresos por producción Gas	Dis/MPC	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20
Total de Beneficios	MMDIs	194.17	194.17	194.17	194.17	194.17	194.17	194.17	194.17	194.17	194.17	194.17	194.17	194.17	194.17	194.17	194.17
FLUJO DE EFECTIVO		2,594.23	2,596.38	2,596.38	2,596.38	2,596.38	2,596.38	2,596.38	2,596.38	2,596.38	2,596.38	2,596.38	2,596.38	2,596.38	2,596.38	2,596.38	2,596.38
FLUJO DE EFECTIVO NETO DESCONTADO		2,594.23	2,318.19	2,069.82	1,848.05	1,650.04	1,473.25	1,315.41	1,174.47	1,048.63	936.28	835.96	746.40	666.43	595.02	531.27	474.35
FLUJO DE EFECTIVO NETO DESCONTADO ACUMULADO		2,594.23	4,912.42	6,982.24	8,830.29	10,480.33	11,953.59	13,268.99	14,443.46	15,492.10	16,428.38	17,264.34	18,010.74	18,677.16	19,272.18	19,803.45	20,277.80

3.6.6. Análisis económico de la opción 8.6 de la torre estabilizadora con presión de operación de 0 Kg/cm² mán.

Tabla 3.46 Análisis económico de la opción 8.6.

Evaluación económica de la Bateria Central Jujo																	
Torre Estabilizadora con el Escenario Plato 8 - 6																	
Presión de Operación= 0 Kg/cm2 mán.																	
Evaluación del Escenario 8-6	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	
Concepto:	Unidades:	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
INVERSION INICIAL																	
Plato	MMDIs	1.07															
Infraestructura adicional																	
GA-107 (nuevo)	MMDIs	0.30															
GB-102 (nuevo)	MMDIs	0.45															
EA-101	MMDIs	0.78															
Total de Inversión		2.60	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
COSTOS																	
Costos operativos:																	
1. Consumo Energía eléctrica																	
EC-101A/B	KW/hr	1,235,890	1,235,890	1,235,890	1,235,890	1,235,890	1,235,890	1,235,890	1,235,890	1,235,890	1,235,890	1,235,890	1,235,890	1,235,890	1,235,890	1,235,890	1,235,890
GB-101/R	KW/hr	1,111,790	1,111,790	1,111,790	1,111,790	1,111,790	1,111,790	1,111,790	1,111,790	1,111,790	1,111,790	1,111,790	1,111,790	1,111,790	1,111,790	1,111,790	1,111,790
GA-107 (nuevo)	KW/hr	23,224.95	23,224.95	23,224.95	23,224.95	23,224.95	23,224.95	23,224.95	23,224.95	23,224.95	23,224.95	23,224.95	23,224.95	23,224.95	23,224.95	23,224.95	23,224.95
Suma de Consumo de energía eléctrica	KW/hr	2,370,905	2,370,905	2,370,905	2,370,905	2,370,905	2,370,905	2,370,905	2,370,905	2,370,905	2,370,905	2,370,905	2,370,905	2,370,905	2,370,905	2,370,905	2,370,905
Precio Energía eléctrica	Dis/KW/hr	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04
Costos por Energía eléctrica	MMDIs	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11
2. Consumo Gas combustible																	
BA-101	MPC	359,160	359,160.00	359,160.00	359,160.00	359,160.00	359,160.00	359,160.00	359,160.00	359,160.00	359,160.00	359,160.00	359,160.00	359,160.00	359,160.00	359,160.00	359,160.00
GB-101/R	MPC	63,328	63,327.50	63,327.50	63,327.50	63,327.50	63,327.50	63,327.50	63,327.50	63,327.50	63,327.50	63,327.50	63,327.50	63,327.50	63,327.50	63,327.50	63,327.50
GB-102 (nuevo)	MPC	15,034	15,034	15,034	15,034	15,034	15,034	15,034	15,034	15,034	15,034	15,034	15,034	15,034	15,034	15,034	15,034
Suma de consumo de Gas combustible	MPC	437,522	437,522	437,522	437,522	437,522	437,522	437,522	437,522	437,522	437,522	437,522	437,522	437,522	437,522	437,522	437,522
Precio Gas Combustible	Dis/MPC	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23	7.23
Costos de Gas Combustible	MMDIs	3.16	3.16	3.16	3.16	3.16	3.16	3.16	3.16	3.16	3.16	3.16	3.16	3.16	3.16	3.16	3.16
Costos de Mantenimiento:	MMDIs	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43	21.43
Total de Costos		24.70	24.70	24.70	24.70	24.70	24.70	24.70	24.70	24.70	24.70	24.70	24.70	24.70	24.70	24.70	24.70
BENEFICIOS																	
1. Producción Crudo Estabilizado	Bis	44,858,135	44,858,135.00	44,858,135.00	44,858,135.00	44,858,135.00	44,858,135.00	44,858,135.00	44,858,135.00	44,858,135.00	44,858,135.00	44,858,135.00	44,858,135.00	44,858,135.00	44,858,135.00	44,858,135.00	44,858,135.00
Precio Crudo	Dis/Bi	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12	53.12
Ingresos por producción Crudo	MMDIs	2,382.97	2,382.97	2,382.97	2,382.97	2,382.97	2,382.97	2,382.97	2,382.97	2,382.97	2,382.97	2,382.97	2,382.97	2,382.97	2,382.97	2,382.97	2,382.97
2. Producción Gas Natural	MPC	37,814,009.20	37,814,009.20	37,814,009.20	37,814,009.20	37,814,009.20	37,814,009.20	37,814,009.20	37,814,009.20	37,814,009.20	37,814,009.20	37,814,009.20	37,814,009.20	37,814,009.20	37,814,009.20	37,814,009.20	37,814,009.20
Precio Gas Natural	Dis/MPC	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20	5.20
Ingresos por producción Gas	MMDIs	196.63	196.63	196.63	196.63	196.63	196.63	196.63	196.63	196.63	196.63	196.63	196.63	196.63	196.63	196.63	196.63
Total de Beneficios	MMDIs	2,579.61	2,579.61	2,579.61	2,579.61	2,579.61	2,579.61	2,579.61	2,579.61	2,579.61	2,579.61	2,579.61	2,579.61	2,579.61	2,579.61	2,579.61	2,579.61
FLUJO DE EFECTIVO		2,552.31	2,554.91	2,554.91	2,554.91	2,554.91	2,554.91	2,554.91	2,554.91	2,554.91	2,554.91	2,554.91	2,554.91	2,554.91	2,554.91	2,554.91	2,554.91
FLUJO DE EFECTIVO NETO DESCONTADO		2,552.31	2,281.17	2,036.76	1,818.53	1,623.69	1,449.72	1,294.39	1,155.71	1,031.88	921.32	822.61	734.47	655.78	585.52	522.78	466.77
FLUJO DE EFECTIVO NETO DESCONTADO ACUMULADO		2,552.31	4,833.47	6,870.23	8,688.76	10,312.45	11,762.17	13,056.56	14,212.27	15,244.16	16,165.48	16,988.09	17,722.57	18,378.35	18,963.87	19,486.65	19,953.42

3.7. Análisis comparativo de los escenarios técnico - económicos de ahorro de energía del sistema de estabilización de crudo.

Del estudio técnico para los escenarios de la alternativa 1 y 2, muestran un gran ahorro de energía en los equipos de transferencia de calor al disminuir la presión de operación de la torre estabilizadora, específicamente en los equipos de Calentador a fuego directo (BA-101), hasta un 65% de ahorro de energía por lo que disminuye el consumo de gas combustible de 2.80 MMPCSD hasta 0.974 MMPCSD; y en los Soloaires (EC – 101 AB) tienen un ahorro de energía del 84%, es decir, en el caso base se requiere de 72.34 MMBtu/hr para enfriar el crudo estabilizado con una diferencial de temperatura 51.7 °C y disminuyendo la presión de operación de la torre estabilizadora solo se requiere 11.33 MMBtu/hr de calor de enfriamiento con una diferencial de temperatura 8.71 °C, siendo mínimo el consumo de energía, pero así como existe una disminución en consumo de energéticos, también existe una disminución de producción de crudo estabilizado a medida que disminuimos la presión de operación de la torre estabilizadora, por lo que técnicamente y operativamente es viable disminuir la presión de operación de la torre estabilizadora, pero económicamente no es viable porque la relación costo – beneficio sale con valores negativos y la causa principal, es porque no es equiparable el precio del aceite estabilizado que está en 53.1 Dls/bl y el gas combustible en 7.2 Dls/mpc y la electricidad 0.04 Dls/Kw/hr, lo que no justifica realizar un cambio drástico de presión en la torre estabilizadora; por lo tanto, en las siguientes tablas se muestran a detalle los resultados del análisis técnico – económico de cada uno de los escenarios establecidos.

Tabla 3.47. Ahorro de energía de los equipos principales de escenarios de estabilización de crudo entrando en el plato 1 e reinyectando en el plato 9 de la torre estabilizadora.

ESCENARIOS	CALENTADOR A FUEGO DIRECTO			INTERCAMBIADOR LATERAL DE LA TORRE ESTABILIZADORA			SOLOAIRES: ENFRIADOR DE ACEITE			
	BA - 101		CONSUMO DE GAS COMBUSTIBLE	EA - 102 AD		TEMPERATURA ENFRIAMIENTO	TEMPERATURA SALIDA ENFTO.	EC - 101 AB		CONSUMO DE ENERGIA
	Calor (Q) GENERADO CALENTAMIENTO TORRE	AHORRO ENERGIA CALENTAMIENTO TORRE		Calor (Q) ENFRIAMIENTO	AHORRO ENERGIA ENFRIAMIENTO			CALOR (Q) ENFRIAMIENTO CRUDO ESTAB	AHORRO ENERGIA ENFRIAMIENTO CRUDO ESTAB	
MMBtu/hr	%	MMPCSD	MMBtu/hr	%	°C	°C	MMBtu/hr	%	Kw/hr	
CASO BASE	77.84	0.00	2.80	112	0.00	108.3	52	72.34	0.00	21201.00
1	29.48	62.13	1.060	100	10.71	99.18	52	20.38	71.83	5973.00
2	20.02	74.28	0.720	85	24.11	92.61	52	10.82	85.04	3171.00
3	25.57	67.15	0.920	55	50.89	96.32	52	16.1	77.74	4720.00
4	32.32	58.48	1.163	30	73.21	100.6	52	22.14	69.39	6488.00
5	22.05	71.67	0.793	40	64.29	92.57	52	9.93	86.27	2910.00
6	27.06	65.24	0.974	5	95.54	94.43	52	11.33	84.34	3320.00

Tabla 3.48. Ahorro de energía de los equipos principales de escenarios de estabilización de crudo entrando en el plato 8 e reinyectando en el plato 9 de la torre estabilizadora.

ESCENARIOS	CALENTADOR A FUEGO DIRECTO			INTERCAMBIADOR LATERAL DE LA TORRE ESTABILIZADORA			SOLOAIRES: ENFRIADOR DE ACEITE			
	BA - 101			EA - 102 AD			EC - 101 AB			
	Calor (Q) GENERADO CALENTAMIENTO TORRE MMBtu/hr	AHORRO ENERGIA CALENTAMIENTO TORRE %	CONSUMO DE GAS COMBUSTIBLE MMPCSD	CALOR (Q) ENFRIAMIENTO SALIDA TORRE ESTAB MMBtu/hr	AHORRO ENERGIA ENFRIAMIENTO SALIDA TORRE ESTAB %	TEMPERATURA ENFRIAMIENTO °C	TEMPERATURA SALIDA ENFTO. °C	CALOR (Q) ENFRIAMIENTO CRUDO ESTAB MMBtu/hr	AHORRO ENERGIA ENFRIAMIENTO CRUDO ESTAB %	CONSUMO DE ENERGIA Kw/hr
CASO BASE	77.84	0.00	2.80	112	0.00	108.3	52	72.34	0.00	21201.00
1	27.56	64.59	0.992	110	1.79	97.51	52	17.77	75.44	5209.00
2	28.05	63.96	1.009	82	26.79	97.9	52	18.36	74.62	5379.00
3	28.22	63.75	1.015	55	50.89	98	52	18.45	74.50	5406.00
4	20.60	73.54	0.741	35	68.75	92.52	52	10.39	85.64	3044.00
5	22.13	71.57	0.796	30	73.21	92.68	52	10.09	86.05	2957.00
6	27.35	64.86	0.984	5	95.54	94.80	52	11.55	84.03	3386.00

Concluyendo el análisis técnico – económico, en la siguiente figura y tabla de los flujos de efectivo después de impuestos de cada escenario de las alternativas propuestas, se distingue de forma representativa que los peores escenarios, son los correspondientes a los escenarios 8.6 y 1.6 debido a que su tendencia va haciéndose mas negativo conforme pasa los años y de este modo al final del año 2024 su valor esta por debajo de los números positivos con -469 MMDIs y -463 MMDIs respectivamente.

Por otro lado, se puede apreciar que los escenarios 8.4, 1.4, 1.5 y 8.5 también aparecen con números por debajo del cero pero con valores menos negativos entre los -180 MMDIs.

Al contrario de estos escenarios anteriormente descritos, el resto de los escenarios están muy cercanos a la línea del cero, algunos con valores negativos como en el caso del escenario 8.3 y el resto con valores positivos destacándose como se puede apreciar los escenarios 1.1 y 1.2.

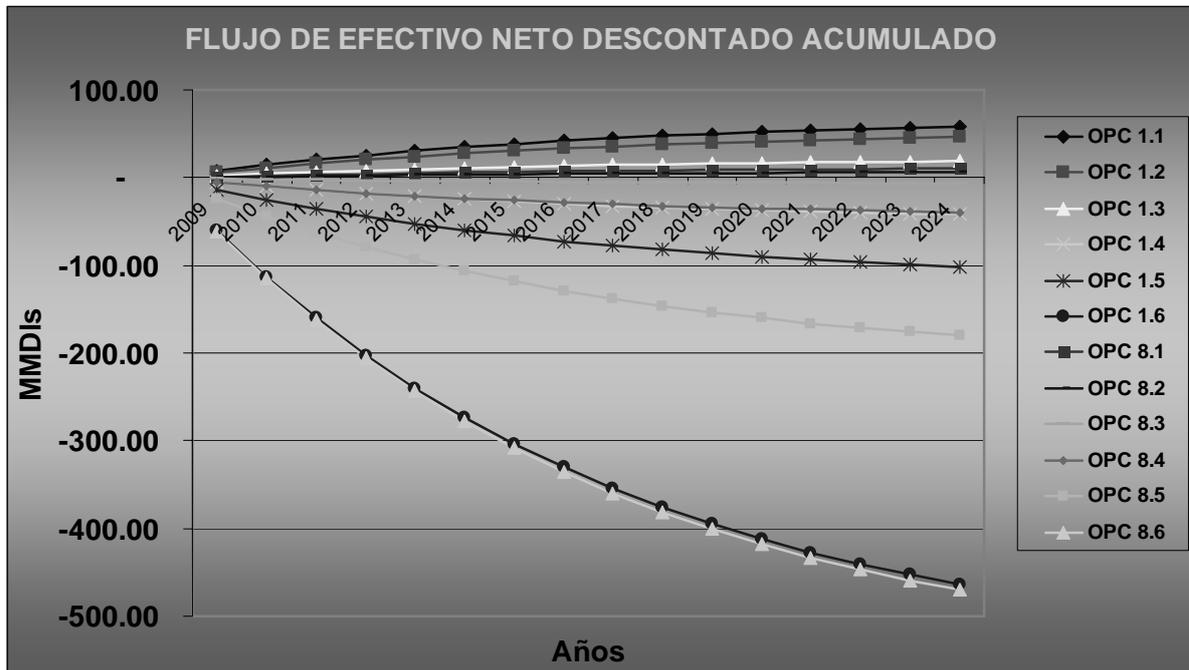


Figura 3.15. Flujo de efectivo después de impuestos de cada escenario.

Tabla 3.49 Flujo de efectivo después de impuestos de cada escenario.

VALOR PRESENTE NETO	UNIDAD	ESCENARIOS	AÑOS															
			2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
VPN	MM USD	OPC 1.1	7.50	14.19	20.17	25.51	30.27	34.52	38.32	41.71	44.74	47.45	49.86	52.02	53.94	55.66	57.19	58.56
VPN	MM USD	OPC 1.2	5.95	11.26	16.00	20.24	24.02	27.39	30.41	33.10	35.50	37.64	39.56	41.27	42.80	44.16	45.38	46.46
VPN	MM USD	OPC 1.3	2.43	4.59	6.53	8.25	9.79	11.17	12.40	13.50	14.48	15.35	16.13	16.83	17.45	18.01	18.51	18.95
VPN	MM USD	OPC 1.4	-5.36	-10.15	-14.43	-18.25	-21.65	-24.70	-27.42	-29.84	-32.01	-33.94	-35.67	-37.21	-38.59	-39.82	-40.91	-41.89
VPN	MM USD	OPC 1.5	-13.24	-24.82	-35.15	-44.38	-52.63	-59.98	-66.55	-72.42	-77.66	-82.33	-86.51	-90.24	-93.57	-96.54	-99.19	-101.56
VPN	MM USD	OPC 1.6	-59.96	-112.89	-160.15	-202.35	-240.03	-273.67	-303.71	-330.52	-354.47	-375.85	-394.94	-411.98	-427.20	-440.79	-452.92	-463.75
VPN	MM USD	OPC 8.1	0.47	1.75	2.89	3.91	4.82	5.63	6.35	7.00	7.58	8.10	8.56	8.97	9.33	9.66	9.95	10.22
VPN	MM USD	OPC 8.2	-0.02	0.81	1.55	2.22	2.81	3.34	3.81	4.23	4.61	4.94	5.24	5.51	5.75	5.97	6.16	6.33
VPN	MM USD	OPC 8.3	-1.65	-2.28	-2.83	-3.33	-3.78	-4.17	-4.53	-4.84	-5.12	-5.38	-5.60	-5.80	-5.98	-6.14	-6.28	-6.41
VPN	MM USD	OPC 8.4	-5.86	-10.24	-14.15	-17.65	-20.77	-23.55	-26.04	-28.26	-30.24	-32.01	-33.59	-35.00	-36.26	-37.38	-38.39	-39.28
VPN	MM USD	OPC 8.5	-24.15	-44.62	-62.89	-79.21	-93.78	-106.79	-118.40	-128.77	-138.03	-146.30	-153.68	-160.27	-166.15	-171.40	-176.10	-180.28
VPN	MM USD	OPC 8.6	-61.58	-115.11	-162.90	-205.57	-243.68	-277.69	-308.07	-335.19	-359.40	-381.02	-400.32	-417.56	-432.95	-446.69	-458.95	-469.91

En la figura 3.15, se distingue que el escenario 1.1, es el mejor con un valor de VPN al final de los 15 años de 58.56 MMDIs mismo valor que se puede apreciar en el cuadro resumen de la tabla 3.49. La tendencia de este escenario va hacia arriba a través de los años. Por otro lado el escenario 1.2 le sigue detrás con muy poca diferencia con un valor de 46.46 MMDIs para su VPN al final del 2024.

Finalmente se muestra en la tabla 3.50 los valores de los principales indicadores además del Valor Presente Neto, considerado como el elemento primordial para la toma de decisiones.

Tabla 3.50 Principales indicadores de la Evaluación Económica.

Evaluación Económica de la Batería Central Jujo						
INDICADORES ECONÓMICOS		Valor Presente Neto	Valor Presente de la Inversión	Valor Presente de los Costos	Rentabilidad	Relación Costo-Beneficio
		VPN	VPI	VPC	VPN/VPI	RCB
UNIDADES		MMDIs	MMDIs	MMDIs		
ALTERNATIVA 1	OPC. 1.1	58.56	0.78	163.57	75.08	125.01
	OPC. 1.2	46.46	0.78	157.85	59.57	129.43
	OPC. 1.3	18.95	0.78	161.58	24.29	126.27
	OPC. 1.4	-41.89	0.78	166.15	-53.71	122.40
	OPC. 1.5	-101.56	1.08	159.57	-94.04	126.77
	OPC. 1.6	-463.75	1.53	164.06	-303.10	120.54
ALTERNATIVA 2	OPC. 8.1	10.22	1.85	162.28	5.52	124.85
	OPC. 8.2	6.33	1.85	163.24	3.42	124.10
	OPC. 8.3	-6.41	1.85	163.36	-3.47	123.92
	OPC. 8.4	-39.28	1.85	158.36	-21.23	127.55
	OPC. 8.5	-180.28	2.15	159.60	-83.85	125.37
	OPC. 8.6	-469.91	2.60	164.26	-180.73	119.59

Por lo tanto, el valor presente de la inversión para cada opción nos esta indicando el valor en el tiempo presente de los gastos generados por la inversión en cada escenario. Del mismo modo el Valor Presente de los Costos, son valores traídos a valor presente a una tasa de descuento definida en las premisas económicas antes mencionadas.

El índice de Utilidad VPN/VPI o también llamada rentabilidad esta indicando en cada caso la cantidad de dinero que se esta recuperando, en el caso de los valores positivos, o la cantidad de dinero que se esta perdiendo por cada por cada dólar que se esta invirtiendo.

La relación costo-beneficio es uno de los indicadores mas utilizados dentro de los análisis económicos clásicos y esta relación es adimensional pues solo da el indicador de la cantidad de dinero que se esta obteniendo por cada dólar que se esta gastando en el proyecto, del mismo modo indica la cantidad de dinero que se estaría perdiendo por cada dólar que se esta gastando.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

En el trabajo presentado sobre el análisis técnico – económico del análisis energético integral de la planta de estabilización de crudo de la Bateria Central Jujo, el escenario 1 de la alternativa 1, resultó ser el mejor escenario, mostrando beneficios importantes, principalmente, en la disminución de gas combustible y energía eléctrica, y por ende, la reducción de costos anuales; mejorando los factores de insumo, como resultado del cambio de las condiciones de operación, específicamente en la temperatura de transferencia de calor del EA-101 que en vez de calentar de 52 a 54°C se propuso calentar hasta los 80°C en los escenarios propuestos, para posteriormente enfriar de 60 a 52 °C en el EC-101A,B en vez de enfriar de 103 a 52°C propuestos inicialmente, reduciendo significativamente el consumo de energía.

Respecto al impacto ambiental, al disminuir significativamente la temperatura en los equipos de transferencia de calor y trabajar la torre estabilizadora a una presión menor de 5 Kg/cm² máx., como máximo a 3 Kg/cm² máx. y mínimo 1 Kg/cm² máx., se minimizan los consumos energéticos, como se mencionaron anteriormente, lo que contribuye a la disminución de gases contaminantes como son los tipo NO_x, SO_x y CO₂ que se envían a la atmósfera preservando el medio ambiente.

Una de las recomendaciones importantes es que se tenga el compromiso de operar la planta de estabilización de crudo con las mejores condiciones de operación, con la finalidad de mantener y/o aumentar los rendimientos de producción, y que se manifiesten en la disminución de los consumos energéticos y en la reducción de emisiones contaminantes a la atmósfera. Con estos cambios significativos, se contribuirá a cumplir con los compromisos establecidos por Pemex Exploración y Producción a nivel nacional e internacional, pero principalmente con el compromiso de cuidar el medio ambiente de acuerdo a las leyes y normas internacionales adquiridas por México en relación con el protocolo de Kioto de la convención marco sobre el cambio climático de las Naciones Unidas a la que pertenece.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Por lo tanto, el estudio que se llevó a cabo con la finalidad de minimizar los consumos energéticos y entregar dentro de especificaciones comerciales un crudo estabilizado, principalmente basados en las condiciones de operación de la torre estabilizadora y en los equipos de transferencia de calor de la planta de estabilización de crudo, lo cual proporcionará la oportunidad al Activo Integral Bellota – Jujo y en general a Pemex Exploración y Producción, de tener herramientas técnicas, económicas, energéticas y ambientales para una mejor toma de decisiones de llevar a cabo cambios en la planta de Estabilización de Crudo del Activo, así como, para las futuras plantas de estabilización de crudo que quisieran implementar a nivel PEP .

BIBLIOGRAFÍA

BIBLIOGRAFÍA

- 1 Aguilar G. Jorge Luis; Morelos F. Gabriela, XLIII Convención Nacional; Instituto Mexicano de Ingenieros Químicos; “Innovación y cambio en la industria Mexicana”, Villahermosa, Tabasco, Octubre, 2003, pág. 158.
- 2 Bhushan Gulyani Bharat, Jain Anuj, “Temperature cross-based criterion for multipass heat exchanger design”, Hydrocarbon Processing Magazine; vol. 80, No.7 Gulf Publishing Compañy; USA,2001, Pág. 47.
- 3 Hyprotech, “Simulador de Procesos Hysys, Versión 2.4.1, Pemex PEP 2008.
- 4 Kern Donald, “Procesos de transferencia de calor”, Ed. Cecsa, México,2000, pág. 165.
- 5 Moins George;; “Optimization of Crude stabilization units”, Oil and Gas Journal, Rueil Malmaison, France, 1980. pág. 91-94 y 163 -173.
- 6 Minkkinen A. Total – CFP, Word Oil, Paris, France, November 1981⁷.
- 7 Normas oficiales mexicanas.
<http://normateca.pep.pemex.com/gaasparing>.
- 8 Normas oficiales mexicanas. Norma Oficial Mexicana NOM-003-ECOL-1997, <http://normateca.pep.pemex.com/gaasparing>.
- 9 Oil & Gas Journal Latinoamerica, Pennwell; Houston, Tx; USA.
- 10 PEP, “Activo Integral Bellota – Jujo”, 2005.
www.sur.pep.pemex.com/jujo/
- 11 Perry, Robert H.; Green Don W.;”Manual del Ingeniero Químico”, McGraw-Hill Companies, Inc. 1999.
- 12 Rosen Ward, “Stabilizing Crude Oil and Condensate”, Petroleum Learning Programs Ltda, Houston, Texas, 1999, Pág. 71.
- 13 Gas Processors Suppliers Asociation, Vol. I & II; Tulsa, Oklahoma; USA; 1994.
- 14 Solomon, George; “Producción de hidrocarburos: deshidratación, desalado y estabilización”; Veracruz, Ver; México, 1999. Pag. 4-71

- 15 S. Manning, Francis; Thompson, Richard E.; et al; "Oilfield Processing Of Petroleum", Vol. Two: Crude Oil; editorial Pennwell Books; Tulsa, Oklahoma; USA; 1991. Pág. 163.
- 16 Medina Rodríguez Prócoro, "Estabilización de Crudo en el área marina de la Sonda de Campeche", México, Enero 1987.
- 17 Hernández Rojas Gerardo, "Comparación de Métodos de Estabilización de aceite crudo mediante Simulación Composicional", México Mayo 1995.
- 18 Hall Steven R., Word Oil, "Maximize revenue from gas condensate wells", 1988.
- 19 Starczewski J. Word Oil, "Proper Separator Design Can Improve Oil Yield" Marzo 1983.
- 20 Penick Dudley P. & Trasher William B., "Mobil's Design considerations for North Sea Oil/gas Separation Facilities", October 1977.
- 21 Pemex, "Optimización del Proceso de Estabilización de Crudo" Febrero 1992.
- 22 Sarma Hirem, "Liquid – ring vacuum compressors stabilize Oman crude", Oil and Gas Journal, Muscat Oman, April 1999.
- 23 Wagner Richard L. & Sjogren Sven, Alfa Laval Inc., "Optimizing Heat Exchanger Desing For Crude Oil Stabilization", February 1985.
- 24 Arnold Ken & Stewart Maurice, "Surface Production Operations", Volume 1: Design of Oil-Handling Systems and Facilities, Second Edition, Houston Texas, 1998.
- 25 Natco Group Inc, Electrostatic Technology, 2005 Edition.
- 26 Exterran Inc, Total Solutions for the Oil & Gas Industry, 2007.
- 27 Henderson J.K. Mitretek Systems, SPE 29740 "Test method for "Actual" True Vapor Pressure of Crude Oils", Society of Petroleum Engineers Inc., 1996.

BIBLIOGRAFIA

- 28 Misión de los miembros representativos de la Presión de Vapor de DynMcDemott, Oficinas Administrativas del Programa y Proyecto SPR, Laboratorios Sandia, Fluor Daniel Inc., Weatherly Laboratorios and Mitretek Systems.
- 29 Masterson W. L. et al Chemical Principles, W. B. Saunders Company (1969) pp 247.
- 30 McCain, W. D. Jr. The properties of Petroleum Fluids, 2nd ed. Pennwell Books (1990) pp 347-362.
- 31 Nelson W. L., Petroleum Refinery Engineering, McGraw Hill, pp 135-136.
- 32 Henderson J. K. Strategic Petroleum Reserve Gas and Geo "thermal Heat Effects on Crude Oil Vapor Pressure, The MITRE Corporation, MP 94W0000131R1 (nov 1995).
- 33 Mejía Sánchez Agustín Armando. Tesis para obtener el grado de Maestro en Ingeniería Petrolera. Modelo para seleccionar el Tratamiento y Optimizar el Transporte de Gas y Condensado. UNAM 1996.
- 34 Maddox R.N.& Erbar J.H, Oil and Gas Journal, "Estabilización de Crudo por destilación y recuperación de condensados", Oklahoma, USA, 1979.
- 35 Mukherjee R., Hydrocarbon Processing, "Evite problemas de operación en intercambiadores de calor enfriados por aire", Marzo 1997.
- 36 Sanderson B. M., Oil and Gas Journal, "Brent Field gas facilities under way", Shell Exploration and Production, London, 1976.
- 37 Petroleum Refinery Engineering, W. L. Nelson; McGraw Hill. Fourth Edition, pp135-136.
- 38 Indreus Dagfinn and Moen Kolbjorn, "A method and device for stabilizing a liquid phase", UK patent application GB 2 198 054 A, Norwegian, November 16th 1987.
- 39 Bradley Howard B., Petroleum Engineering Handbook, Society of Petroleum Engineers, Richardson, TX, USA.
- 40 Morris J.K. & Smith R.S., "Crude stabilizer can save money offshore", Oil and Gas Journal, Mayo 7, 1984.

- 41 Nolasco M. Jesus y Garaicochea P. Francisco., “Criterios para seleccionar las condiciones de separación de aceite y gas”, Congreso Nacional de la AIPM.
- 42 Moins George, “Stabilization process comparison helps selection”, Oil and Gas Journal, Rueil Malmaison, France, January 28 1980.
- 43 Gerencia de Sistemas de Produccion de SCTET, PEP, “ Sistema ultrasónico para estabilización de Crudo”, enero 1999.
- 44 Ávila Santa Cruz José Iván, “Estabilización de Crudo por ultrasonido”, UAM, México.
- 45 Peña Chaparro José Luis, “Optimización de las Instalaciones para la estabilización del crudo ligero en una central de proceso y distribución”, UNAM, México, 1998.
- 46 Galán Yañez Mario, “Propuesta para el diseño de un sistema de estabilización de crudo en las instalaciones de producción primaria de la Región Sur (Considerando una columna de platos)”, Instituto Tecnológico de Celaya, Departamento de ingeniería Química, México, 2022.
- 47 ASTM D-323-99a, “Stándar Test Method for Vapor Pressure of Petroleum Products (Reid Method)”, ASTM, Pennsylvania, 1999.
- 48 Kokal S. and Meeranpillai, Al – Otaibi F.M. & Al-Madani E., “Measurement and Simulation of Low Vapor Pressure of NGL and Stabilized Crude”, Society of Petroleum Engineers Inc, SPE 93388, March 2005.
- 49 Activo de Producción Samaria – Sitio Grande, Pemex Exploración y Producción Región Sur, “Construcción del Sistema de Estabilización (Torres Boots) en Bateria Cactus I Activo de Producción de Producción Samaria – Sitio Grande”, México.
- 50 Burris Donald R., “How to design an efficient crude desalting system”, Word Oil, Houston, Texas, USA , June 1978.
- 51 Noik C., Trapy J. and Mouret A., “Design of a Crude Oil Dehydration Unit”, Society of Petroleum Engineers Inc, San Antonio Texas, USA, October 2002.

BIBLIOGRAFIA

- 52 Fanaritis John P. and Bevevino James W., “ How to select the optimum shell and tube heat exchanger”, Struthers Wells Corp., July 5, 1976.
- 53 Lord Richard C., Minton Paul E. and Slusser Robert P., “Design of heat exchangers”, Union Carbide Corp., Chemical Engineering, January 26, 1970.
- 54 Rivero R., Monroy L., Pulido R., & Tsatsaronis G., “Energy – Efficient, Cost – Effective and Environmentally – Sustainable Systems and Processes”, Instituto Mexicano del Petroleo, México, 2004.
- 55 Ganapathy V., “Supercalentadores: Diseño y funcionamiento”, Hydrocarbon Processing, Pág. 41 -45, julio 2001.
- 56 Haslego C., “Condensación compacta: Nueva tecnología para mejorar la aproximación tradicional”, Hydrocarbon Processing, Alfa Laval Richmond, Virginia, Julio 2001. Pag. 55 – 60.
- 57 Chen E., “Optimización del diseño del Reboiler”, Hydrocarbon Processing, Foster Wheeler, Houston, Texas, USA, Julio 2001. Pág. 61 – 67.
- 58 Barletta T. & Nigg J., “Diagnóstico de inundaciones para una columna eficiente”, Hydrocarbon Processing, Pág. 71 -75.
- 59 Haslego Christopher, “Designing Plate and Frame Heat Exchangers” Alfa Laval, CEP, September 2002. Pág. 32 -37.
- 60 Activo Integral Samaria – Luna, “ Optimización baterías Iride y Samaria II, reducción de vapores: recuperación de Metano”, Pemex Exploración y Producción, Abril 2006.