UNIVERSIDAD ESTATAL
PENÍNSULA DE SANTA ELENA

FACULTAD DE CIENCIAS DE LA INGENIERÍA

CARRERA DE INGENIERÍA EN PETRÓLEO

“EVALUACIÓN DE DESEMPEÑO DE PLANTAS DESHIDRATADORAS DEL GAS PROVENIENTE DE POZOS OFF-SHORE A CONDICIONES DE OPERACIÓN POR DEBAJO DE LAS DE DISEÑO”

PROYECTO DE INVESTIGACIÓN

Previo la obtención del título de**:**

INGENIERO EN PETRÓLEO

AUTORES:

ANIBAL ROBERTO RODRIGUEZ BORBOR.

JIMMY JAVIER FIGUEROA ORRALA.

2017

UNIVERSIDAD ESTATAL
PENÍNSULA DE SANTA ELENA

FACULTAD DE CIENCIAS DE LA INGENIERÍA

CARRERA DE INGENIERÍA EN PETRÓLEO

“EVALUACIÓN DE DESEMPEÑO DE PLANTAS DESHIDRATADORAS DEL GAS PROVENIENTE DE POZOS OFF-SHORE A CONDICIONES DE OPERACIÓN POR DEBAJO DE LAS DE DISEÑO”

PROYECTO DE INVESTIGACIÓN

Previo la obtención del título de**:**

INGENIERO EN PETRÓLEO

AUTORES:

ANIBAL ROBERTO RODRIGUEZ BORBOR.

JIMMY JAVIER FIGUEROA ORRALA.

2017

AGRADECIMIENTOS

A todos nuestros Profesores de Carrera

Gracias, por su tiempo y dedicación, por confiar en nosotros, por haber tomado la excelente decisión de hacerse participes del arte de enseñar, por dejar sus hogares para poco a poco formarnos como futura cabeza de nuestros propios hogares, gracias a todo ellos por creer en nosotros.

A la UPSE

Nuestro agradecimiento a la Institución de Educación Superior, por abrirnos las puertas y formarnos en ella, gracias a todas las personas que fueron participes de este proceso, ya sea de manera directa o indirecta, fueron ustedes los responsables de realizar su pequeño aporte, que el día de hoy se vería reflejado en la culminación de mi paso por la universidad.

A Nuestro Tutor de Tesis

Al Ingeniero Carlos Malavé por ser un apoyo fundamental en este proyecto, que supo guiar de manera eficiente las herramientas de estudio, y haber logrado con éxito la culminación del mismo obteniendo los mejores resultados.

DEDICATORIA

A mi Dios, por ser quien me bendice cada día

A mi mamá Francisca Leonor, por acompañarme desde el cielo

A mi papá, por darme su apoyo

A mi hermana Glenda, por ser la principal motivadora de mis sueños

A mis hermanos y familiares, por haberme brindado su apoyo

Jimmy Javier Figueroa Orrala

Dedico este trabajo principalmente a Dios, por haberme dado la vida y por permitirme haber llegado hasta este momento tan importante de mi formación profesional. A mi madre, que a pesar de no estar conmigo es ese ángel que me cuida desde el cielo y que siempre ha estado cuidándome y guiándome. A mi padre, que siempre lo he tenido presente en mi vida, y sé que está orgulloso de la persona en la cual me he convertido. A mis hermanas, por brindarme su apoyo incondicional en el transcurso de mi carrera universitaria, por compartir momentos de alegría, tristeza y demostrarme que a pesar de las circunstancias siempre podré contar con ellas.

Aníbal Roberto Rodríguez Borbor

TRIBUNAL DE GRADO

Ing. Alanair Alvarez Loor, Mgs
Decano de la Facultad
Ciencias de la Ingeniería

Ing. Carlos Portilla Lazo
Director de la Carrera
Ingeniería en Petróleo

Ing. Carlos Malavé Carrera, Msc
Docente Tutor

Ing. Raúl Morgner
Profesor de Área

Abg. Brenda Reyes Tomalá, Msg
Secretaria General

v

CERTIFICACIÓN DEL TUTOR

Como tutor de tesis **"EVALUACIÓN DE DESEMPEÑO DE PLANTAS DESHIDRATADORAS DEL GAS PROVENIENTE DE POZOS OFF-SHORE A CONDICIONES DE OPERACIÓN POR DEBAJO DE LAS DE DISEÑO"**, desarrollada por los estudiantes: ANÍBAL RODRÍGUEZ BORBOR y JIMMY JAVIER FIGUEROA ORRALA, egresados de la Carrera de Ingeniería en Petróleo, Facultad de Ciencias de la Ingeniería de la Universidad Estatal Península de Santa Elena, previo a la obtención del título de Ingeniero en Petróleo, me permito declarar que luego de haber dirigido, estudiado y revisado, la apruebo en su totalidad.

Atentamente,

Carlos A. Malavé Carrera
C.I: 0912370095
DOCENTE TUTOR

VI

CERTIFICADO DE ANTIPLAGIO

En calidad de tutor del Trabajo de Titulación denominado **"EVALUACIÓN DE DESEMPEÑO DE PLANTAS DESHIDRATADORAS DEL GAS PROVENIENTE DE POZOS OFF-SHORE A CONDICIONES DE OPERACIÓN POR DEBAJO DE LAS DE DISEÑO"**, elaborado por los estudiantes ANÍBAL RODRÍGUEZ BORBOR Y JIMMY JAVIER FIGUEROA ORRALA, egresados de la Carrera de Ingeniería en Petróleo, de la Facultad de Ciencias de la Ingeniería de la Universidad Estatal Península de Santa Elena, previo a la obtención del título Ingeniero en Petróleo, me permito declarar que una vez analizado en el sistema antiplagio URKUND, luego de haber cumplido los requerimientos exigidos de valoración, el presente proyecto ejecutado, se encuentra con 1% de la valoración permitida, por consiguiente se procede a emitir el presente informe.

Atentamente,

Carlos A. Malavé Carrera
C.I: 0912370095
DOCENTE TUTOR

VII

DECLARACIÓN EXPRESADA

Nosotros, **ANÍBAL ROBERTO RODRÍGUEZ BORBOR** con cédula de identidad 0928411008 y **JIMMY JAVIER FIGUEROA ORRALA** con cedula de identidad 0927660373, declaramos bajo juramento que el presente trabajo es de nuestra autoría, además, expresamos que el mismo no ha sido previamente, presentado para grado o calificación. Por medio de la presente declaración adjudicamos los derechos de autoría y propiedad intelectual pertinentes a este trabajo a la Universidad Estatal Península de Santa Elena, de acuerdo lo establecido por la ley de propiedad intelectual, por su reglamento y por la normativa institucional.

Aníbal Rodríguez B.
CI: 0928411008

Jimmy Javier Figueroa O.
C.I: 0927660373

VIII

INDICE GENERAL

ÍNDICE GENERAL……...IX

ÍNDICE DE TABLAS……...XII

ÍNDICE DE GRÁFICOS…….XIII

RESUMEN……..…1

ABSTRACT……...3

CAPITULO I – GENERALIDADES.

1.1 DESCRIPCIÓN DEL TEMA…….. 5
1.2 ANTECEDENTES ……. 5
1.3 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA…….. 6
1.4 OBJETIVOS:…….. 7
1.4.1 OBJETIVO GENERAL…….. 7
1.4.2 OBJETIVOS ESPECIFÌCOS…….. 7
1.5 JUSTIFICACIÓN. ……. 7
1.6 HIPÓTESIS DE TRABAJO ……. 8
1.7 VARIABLES…….. 8
1.8 METODOLOGÍA ……. 9
CAPÍTULO II – PROPIEDADES DEL GAS NATURAL. ……. 10
2.1 INTRODUCCIÓN…….. 10
2.1.1 DEFINICIÓN DE GAS NATURAL ……. 10
2.1.1.1 CLASIFICACIÓN Y COMPOSICIÓN DEL GAS NATURAL …….. 11
2.1.1.2 USO INDUSTRIAL Y DOMESTICO DEL GAS NATURAL…….. 11
2.1.1.3 PRODUCCIÓN DE GAS NATURAL EN ECUADOR. …….. 13
2.1.1.4 TRATAMIENTO DEL GAS NATURAL…….. 13
2.1.1.4.1 DEFINICIÓN…….. 13
2.1.1.4.2 TIPOS DE IMPUREZAS…….. 13
2.1.1.4.3 TRATAMIENTO Y ACONDICIONAMIENTO DEL GAS NATURAL 14

2.1.1.4.4 PRINCIPIOS Y MECANISMOS DE SEPARACIÓN..... 15

2.1.1.4.5 DIMENSIONAMIENTO DE SCRUBBER..... 15

2.1.1.4.5.1 ECUACIONES DE DISEÑO Y FILTROS 16

2.1.1.4.5.2 DIMENSIONAMIENTO DEL SCRUBBER PARA LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN ACTUALES EN PLANTA DE GAS 19

2.1.1.5 ASPECTOS GENERALES DE LA DESHIDRATACIÓN DE GAS..... 20

2.1.1.5.1 CÁLCULO DE HUMEDAD DEL GAS Y MÉTODOS DE CAMPO PARA SU MEDICIÓN. 21

2.1.1.5.2 CÁLCULO DE CAPACIDAD CALORÍFICA DEL GAS..... 22

2.1.1.5.3 CONTROL DE HIDRATOS..... 23

2.1.1.5.4 CÁLCULOS DE CANTIDAD DE INHIBIDOR REQUERIDO PARA EVITAR LA FORMACIÓN DE HIDRATOS LUEGO DE LA EXPANSIÓN DEL GAS POR EFECTO DE LAS VÁLVULAS DE CHOKE..... 24

2.1.1.5.5 ANÁLISIS CROMATOGRÁFICO DEL GAS DEL CAMPO..... 27

2.1.1.6 PARÁMETROS DE ENTREGA DE GAS HACIA TERMOELÉCTRICAS Y PLANTAS DE LICUEFACCIÓN..... 29

2.2 ESTADO DE OPERACIÓN DE LOS POZOS DE GAS NATURAL..... 29

2.2.1 PERFIL DE PRODUCCIÓN Y PRESIÓN DE POZOS DE CABEZALES SECOS..... 30

2.2.1.1 PROBLEMAS OPERATIVOS DE POZOS DE CABEZALES SECOS ... 33

2.2.1.2 CÁLCULO DE CAUDAL CRÍTICO DE POZOS DE CABEZALES SECOS..... 34

2.2.2 PERFIL DE PRODUCCIÓN Y PRESIÓN DE POZOS DE CABEZALES HÚMEDOS SUB SEA WELL..... 38

2.2.2.1 PROBLEMAS OPERATIVOS DE POZOS DE CABEZALES HUMEDOS 40

2.2.2.2 CÁLCULO DE CAUDAL CRÍTICO DE POZOS DE CABEZALES HÚMEDOS 41

2.3 PERFIL DE CAUDAL Y PRESIONES DEL SISTEMA DE GASODUCTO. 41

2.3.1 PROGRAMA DE MANTENIMIENTOS PERIODICO DEL GASODUCTO 42

2.3.2 PROGRAMA DE INYECCIÓN DE QUÍMICOS AL GASODUCTO ANÁLISIS DE RESULTADOS..... 44

2.3.3 PROBLEMAS OPERATIVOS GENERADOS EN EL GASODUCTO..... 45

3. DESHIDRATACIÓN CON GLICOLES..... 46

3.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO 46
3.2 TIPOS, PROPIEDADES Y CARACTERÍSTICAS DE GLICOLES 47
3.3 RECOMENDACIONES PRÁCTICAS PARA REALIZAR UNA OPERACIÓN DE PLANTA CON EFICIENCIA 49
3.4 CONDICIONES QUE AFECTAN AL GLICOL 49
3.5 ANÁLISIS DE LABORATORIO DE MUESTRAS DE GLICOL RICO Y POBRE. 50
4. CONDICIONES OPERATIVAS DEL TEG PREVIA LAS VARIACIONES DE PARÁMETROS FÍSICOS 52
4.1 ANÁLISIS DE PERFILES DE VARIABLES OPERATIVOS DEL TEG..... 52
4.1.1 HUMEDAD DEL GAS DE ENTRADA Y SALIDA DE LA TEG 53
4.1.2 CONSUMO DEL GLICOL 54
4.1.3 TASA DE CIRCULACIÓN DEL GLICOL 55
4.1.4 EFICIENCIA DE DESHIDRATACIÓN 56
4.2. PRUEBAS FUNCIONALES CON VARIACIÓN DE PARÁMETROS FÍSICOS 57
4.2.1 PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN DEL TEG BAJO NUEVAS CONDICIONES OPERATIVAS..... 58
5.1 RESULTADOS OBTENIDOS EN LA PLANTA DE GAS 63
5.2 RESULTADOS OBTENIDOS EN LOS POZOS OFF SHORE 66
5.3 MÉTODOS DE CÁLCULOS PARA DISEÑOS DE PLANTAS BAJO NUEVAS CONDICIONES DE OPERACIÓN. 67
CONCLUSIONES 83
RECOMENDACIONES 84

ANEXOS

TABLAS DE GRAFICOS

INDICE DE TABLAS

Tabla 1. Impurezas del gas natural……14
Tabla 2. Poder Calorífico……..23
Tabla 3. Estatus de los Pozos previo a la disminución de presión en el Sistema……....29
Tabla 4. Tabla de Resultados de los métodos aplicados……...…….....37
Tabla 5. Tabla de resultados caudal crítico para pozos cabezales húmedos…….....40
Tabla 6. Parámetros de corrosión……..……...…….43
Tabla 7. Condiciones que afectan al glicol……...…..…48
Tabla 8. Análisis de laboratorio de muestras de glicol rico y pobre…….....51
Tabla 9. Procedimiento de operación de TEG bajo nuevas condiciones operativas……..……60
Tabla 10. Descripción de tareas en el arranque del glycol reboiler bb……...61
Tabla 11. Descripción de tareas de operación del glicol reboiler bbc……...…....62
Tabla 12. Tasas máximas de flujos de gas recomendadas para scrubber…...…….....69
Tabla 13. Área transversal del Scrubber…….…...70
Tabla 14. Tasas máximas de flujos de gas recomendadas para scrubber…….....…..71
Tabla 15. Área transversal del Scrubber……71
Tabla 16. Contenido de agua en gas natural……..……72
Tabla 17. Contenido de agua en gas natural a una Temperatura de 16°F……...73
Tabla 18. Platos requeridos en la torre para la depreciación del punto de rocío…….....73
Tabla 19. Tamaños de separadores con glicol trifásicos……....75
Tabla 20. Factor empírico para el reboiler (BTU/gal de glicol circulado)…….…76
Tabla 21. Flujo de efectivo para cada año más la recuperación del capital de operación……..….81

INDICE DE GRAFICOS

Gráfico 1. Análisis de resultados en el diagrama caudal vs presión……...…30
Gráfico 2. Análisis de resultados en el diagrama caudal vs presión……...31
Gráfico 3. Análisis del incremento del caudal del pozo Well x15z……..……..32
Gráfico 4. Análisis de la declinación de presión de fondo y en la cabeza del pozo……....33
Gráfico 5. Método Standing-Kats……..……...36
Gráfico 6. Método Bizanti_Moonesan……..…36
Gráfico 7. Método Coleman…….….37
Gráfico 8. Método Turner…….37
Gráfico 9. Análisis de la caída brusca de presión en el pozo X11Y……...…39
Gráfico 10. Análisis de la disminución de producción por formación dehidratos…….40
Gráfico 11. Comportamiento del gasoducto con caídas de producción por cierre de válvulas…….……42
Gráfico 12. Estudio Schlumberger sistema de gasoducto…….....43
Gráfico 13. Estándar de calidad en líneas y facilidades…….....45
Gráfico 14. Diagrama de flujo de una planta de deshidratación con glicol (TEG)…….47
Gráfico 15. Presiones de los Sistemas…….……..52
Gráfico 16. Análisis del incremento del punto de rocío con respecto a la presión…….54
Grafico 17. Presión al ingreso de la torre vs humedad del fluido a la salida de la torre……..57
Gráfico 18. Presión vs caudal en las operaciones de la planta de gas…….....63
Gráfico 19. Análisis de la humedad del fluido con respecto a la presión……...…64
Gráfico 20. Aumento de la tasa de circulación de glicol con respecto a la humedad……...….64
Gráfico 21. Promedio diario de consumo de glicol……...…65
Gráfico 22. Análisis de la estabilidad de los pozos aplicando TEG……...…66
Gráfico 23. Visualización de un ligero incremento de producción en pozos de mayor presión……..….66
Gráfico 24. Velocidades de circulación de la bomba (emboladas/min) con respecto a la salida máxima de caudal (gal/hr)……...…..75

UNIVERSIDAD ESTATAL PENIINSULA DE SANTA

FACULTAD CIENCIAS DE LA INGENIERIA

CARRERA INGENIERIA EN PETRÓLEO

TEMA: "EVALUACIÓN DE DESEMPEÑO DE PLANTAS DESHIDRATADORAS DEL GAS PROVENIENTE DE POZOS OFF-SHORE A CONDICIONES DE OPERACIÓN POR DEBAJO DE LAS DE DISEÑO

Autores: Rodríguez Borbor Aníbal Roberto

Figueroa Orrala Jimmy Javier

RESUMEN

La producción de gas natural conlleva que junto a este se presenten también contaminantes que requieren ser removidos y tratados adecuadamente a fin de evitar daños en los equipos de planta deshidratadoras de gas y accidentes con los operadores, mejorar su eficiencia energética, y cumplir las especificaciones que se exijan de acuerdo a las necesidades del cliente. El uso del gas natural es muy variado y por ende existen plantas de todo tipo que realizan el tratamiento de este combustible para sus múltiples necesidades, este producto se ha convertido en elemento imprescindible para el convivir diario.

El presente proyecto de investigación de un campo off-shore de gas natural, se evaluará el funcionamiento, la eficiencia, y las posibles afectaciones que tendrán las plantas de deshidratación con trietilenglicol en una planta de deshidratación de gas natural, variando los parámetros críticos, realizando pruebas a diferentes rangos de presiones y caudales por debajo a las de diseño de la planta. El fin de este proyecto es mantener la calidad de gas en cuanto a humedad se refiere y satisfacer las necesidades del consumidor, además de conservar la vida útil del equipo y tener un perfil de producción óptimo.

Se realizó un análisis económico del proyecto, con el fin de determinar si es un proyecto rentable, mediante la aplicación de maniobras operativas que me permitan bajar la presión de los sistemas sin alterar la calidad del gas de venta. Además de incluir en el sistema pozos

que han tenido problemas de ahogamiento, esto es que no tienen la presión necesaria para poder llegar a la planta deshidratadora en tierra.

UNIVERSIDAD ESTATAL PENIINSULA DE SANTA
FACULTAD CIENCIAS DE LA INGENIERIA
CARRERA INGENIERIA EN PETRÓLEO

THEME: "EVALUATION OF PERFORMANCE OF PLANTS DESHIDRATADORAS OF THE GAS ORIGINATED FROM WELLS OFF-SHORE TO CONDITIONS OF OPERATION BELOW THOSE OF DESIGN

Authors: Rodríguez Borbor Aníbal Roberto
Figueroa Orrala Jimmy Javier

ABSTRACT

The natural gas production bears that along with this one there present before themselves also pollutants who need to be removed and treated appropriately in order to avoid damages in the teams of plant deshidratadoras of gas and accidents with the operators, to improve its energy efficiency, and to fulfill the specifications that are demanded in accordance with the needs of the client. The use of the natural gas is very varied and hence there exist plants of all kinds that realize the treatment of this fuel for its multiple needs, this product has turned into essential element for coexisting newspaper.

The present research project of a field off-shore of natural gas, there will be evaluated the functioning, the efficiency, and the possible affectations that will have the dehydration plants with trietilenglicol in a plant of dehydration of natural gas, changing the critical parameters, realizing tests to different status of pressures and wealths for below to those of design of the plant. The end of this project is to maintain the gas quality as for moisture it refers and to satisfy the needs of the consumer, in addition to preserving the useful life of the team and having an ideal production profile.

An economic analysis of the project was realized, in order to determine if it is a profitable project, by means of the application of operative maneuvers that allow me to lower the

pressure of the systems without altering the quality of the gas of sale. In addition to including in the system wells that have had problems of drowning, this is that they do not have the necessary pressure to be able to come to the plant deshidratadora in ground.

Tema:

“EVALUACIÓN DE DESEMPEÑO DE PLANTAS DESHIDRATADORAS DEL GAS PROVENIENTE DE POZOS OFF-SHORE A CONDICIONES DE OPERACIÓN POR DEBAJO DE LAS DE DISEÑO”

1.1 DESCRIPCIÓN DEL TEMA

A través de la ejecución del proyecto de investigación del gas proveniente de pozos costa fuera en campos determinados como ficticios, se evaluará el funcionamiento, la eficiencia, y las posibles afectaciones que tendrán las plantas de deshidratación con trietilenglicol en un complejo de deshidratación de gas natural, evaluando y variando sus parámetros críticos, esto es realizar pruebas a diferentes rangos de presiones y caudales por debajo de los parámetros de diseño del equipo.

El objetivo de este proyecto es mantener la calidad del gas en cuanto a humedad se refiere, además de conservar la vida útil del equipo y tener un perfil de producción óptimo mejorando las condiciones operativas de presión en el gasoducto lo que permitirá que los pozos con bajas presiones puedan integrarse al sistema de producción manteniendo la producción del campo por encima de los 50000 MPCD (MILES DE PIES CÚBICOS DIARIOS) de gas, sin afectar la calidad y la normal distribución de gas.

1.2 ANTECEDENTES

La producción de gas natural del campo está basada en el aporte de 6 pozos productores que a través del tiempo han sufrido problemas operativos como aporte de agua y arena, además debido a su declinación natural la **FTP (presión de cabeza del pozo)** ha llegado a situarse en valores cercanos a la presión del sistema de gasoducto de transferencia de producción desde el campo offshore hasta la planta de deshidratación en tierra, ocasionando que por

diferenciales de presión la producción de estos pozos no pueda ingresar en su totalidad al gasoducto, reduciendo de esta manera la producción del bloque.

El gas producido en la plataforma offshore (4 cabezales secos y 2 subseawell) es transportado por un gasoducto de 12 in OD, hasta la planta de deshidratación de gas PG con un diferencial promedio de 201 psi entre el Departing (salida) de plataforma Amistad y el Incoming (entrada) en planta de gas.

El gas de los pozos del campo ingresa a la planta deshidratadora con una humedad promedio de 30 @ 35 lbs/MSCFD de agua, y luego del proceso de deshidratación en las torres contactora sale con una reducción de la humedad en el orden de las 3 @ 5 lbs/MSCFD de agua, cumpliendo así con los estándares de entrega al cliente.

1.3 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

El actual escenario de operación presenta un perfil de presión que dificulta el flujo de 2 pozos, puesto que el FTP de estos se mantiene muy cercano a la presión del gasoducto, alterando además el perfil de producción, causado por el aumento de la presión en la columna hidrostática sobre los punzados ocasionando el colgamiento de agua en el interior del pozo por estar cercano a los valores de caudal crítico, originando el fenómeno de almacenamiento en el pozo causando que este no fluya.

La finalidad de operar las TEG a menor presión es causar un efecto positivo aguas arriba en los pozos de menor presión mejorando el flujo de gas, alargando la vida útil del activo sin necesidad de incluir un sistema de compresión que ayude en la producción de los pozos, y /o su intervención con un Jack-up para trabajos de reacondicionamiento o perforación, lo que aumentaría los costos de producción.

Las condiciones operativas de la planta de deshidratación TEG sometida a un régimen de trabajo con presiones y caudales por debajo de los parámetros de diseño y operación normales deberá cumplir la normativa existente con respecto al consumo de glicol, que su velocidad de erosión se mantenga por debajo de lo recomendado, y que la vida útil de los equipos no sea afectada , pudiendo cambiar la operación del bloque manteniendo y/o

aumentando la producción y el aporte de gas de los pozos extendiendo el tiempo de declinación de los mismos.

Se realizarán pruebas de campo y los análisis respectivos a fin de determinar la efectividad de la propuesta.

1.4 OBJETIVOS:

1.4.1 OBJETIVO GENERAL

Evaluar el desempeño de los Equipos de Deshidratación de Gas Natural, mediante la aplicación de TEG y técnicas operativas que permitan bajar la presión del sistema sin afectar la calidad del gas de venta.

1.4.2 OBJETIVOS ESPECIFÌCOS

1. Verificar el correcto funcionamiento del equipo sin alterar la calidad del gas o el consumo de glicol, realizando las verificaciones y cálculos de las tasas óptimas de circulación de trietilenglicol.
2. Mantener o aumentar la producción del campo, mejorando el perfil de producción.
3. Mejorar el caudal crítico de flujo de gas en los pozos problemáticos.
4. Realizar cálculos de velocidades de erosión, tasas óptimas de flujo de gas, eficiencia de deshidratación de las TEG, caudales críticos en pozos, y humedad del gas.

1.5 JUSTIFICACIÓN.

Este proyecto tiene la finalidad de evaluar el funcionamiento de las TEG sometidas a condiciones de trabajo por debajo de sus parámetros de diseño sin alterar su vida útil, ni la calidad del gas a la salida del equipo, contribuyendo a la producción del campo y a la extensión del tiempo de declinación de los pozos.

El objetivo es encontrar una alternativa económica viable respecto a la intervención de los pozos en las Plataformas off-shore mediante trabajos de reacondicionamientos o la perforación de nuevos pozos en el área del bloque indicado.

El test run que se ejecutará en los equipos de deshidratación permitirá mejorar el perfil de producción y el volumen de gas distribuido hacia los clientes, este proceso no disminuirá el grado de producción en los pozos.

1.6 HIPÓTESIS DE TRABAJO

La ejecución de técnicas operativas y la realización de cálculos afines al diseño y la operación de las TEG, permitirá predecir el comportamiento de los pozos, el mejoramiento del perfil de producción, obteniendo beneficios económicos de manera sencilla sin optar por el uso de Jack-up para intervención de pozos en plataformas Off-Shore.

1.7 VARIABLES

Variable independiente

1. Principios básicos de diseño y operación de TEG.
2. Manejo y operación de plantas de deshidratación de gas con trietilenglicol, pozos de gas natural y cálculo de variables críticas.

Variable dependiente

Métodos de Operación, diseño y confiabilidad de plantas TEG.

1.8 METODOLOGÍA

El proyecto se desarrollará implementando los procedimientos existentes de diseño, operación y mantenimiento de plantas deshidratadoras de gas que usan Trietilenglicol, siendo estas técnicas aceptadas dentro de las normativas correspondientes y que se ajustan a las condiciones particulares de cada campo de producción de gas.

Se desarrollarán las pruebas en campo registrando todos los parámetros de operación de los equipos, verificando tendencias, análisis de datos y cálculos que serán verificados a fin de determinar la línea base para el correcto funcionamiento de los equipos y de los pozos, permitiendo obtener resultados satisfactorios en el perfil de producción.

CAPÍTULO II – PROPIEDADES DEL GAS NATURAL.

2.1 INTRODUCCIÓN

El interés comercial del gas natural ha ido en aumento conforme pasan los años, aumentando la demanda y la creación de nuevas tecnologías que permitan su entero aprovechamiento en todas las fases de la industria, esto no solo se debe a las nuevas políticas que aplican las compañías y gobiernos en el mundo deseando obtener un combustible que resulte económico y de bajo impacto ambiental desarrollando así industrias que se convertirán en estratégicas y atractivas en todos los ámbitos.

El uso del gas natural es muy variado y por ende existen plantas de todo tipo que realizan el tratamiento y acondicionamiento de este combustible para sus múltiples necesidades, este producto se ha convertido en elemento imprescindible para el convivir diario, manteniendo su utilidad a diario en todos los hogares del país, además es de vital importancia en la mecánica, metalurgia, empresas, entre otros.

La producción de gas natural conlleva, que junto a este, se presenten también contaminantes que requieran ser removidos y tratados adecuadamente a fin de evitar accidentes con los operadores, alargar la vida útil de los equipos, mejorar su eficiencia energética, y cumplir con las especificaciones que se exijan de acuerdo a las necesidades del consumidor.

2.1.1 DEFINICIÓN DE GAS NATURAL

El gas natural está caracterizado por presentar homogeneidad, tener baja viscosidad y baja densidad. Formado por los miembros más volátiles de la serie parafínica de hidrocarburos, principalmente metano, con porcentajes bajos de etano, propano y butano, pudiendo contener cantidades muy bajas de compuestos más pesados, gases contaminantes como CO_2, H_2S, vapor de agua, He, los cuales deben ser removidos a fin de tener un gas limpio y reducir los problemas operativos en los equipos y cumplir con normas NTE INEN para satisfacción de los clientes.

Al gas natural se lo puede encontrar en el subsuelo, dentro de yacimientos de gas libre, o asociado en yacimientos de petróleo.

2.1.1.1 CLASIFICACIÓN Y COMPOSICIÓN DEL GAS NATURAL

Con el fin de evidenciar diferencias, permitiendo un mejor estudio al gas natural se lo clasifica de la manera siguiente:

Gas Dulce: gas que contiene bajas concentraciones de H_2S, menor a 4 ppm por cada pie cúbico de gas, y cantidades despreciables de CO_2.

Gas Agrio: gas que contiene más de 4 ppm de H_2S, por cada pie cúbico de gas, siendo altamente corrosivo.

Gas Rico (húmedo): gas del que se obtienen cantidades representativas de hidrocarburos líquidos (componentes más pesados del gas que se condensan), generalmente de este tipo de gas se recupera la gasolina natural.

Gas Pobre (seco): porcentaje elevado de metano, más del 90%.

2.1.1.2 USO INDUSTRIAL Y DOMESTICO DEL GAS NATURAL

El gas natural obtenido de los yacimientos off-shore de Ecuador son distribuidos entre la industria y el consumo doméstico, siendo aprovechado totalmente, evitando la quema en mecheros.

En la zona industrial este gas es distribuido para la generación eléctrica como combustible para las turbinas TM y 6FA, generando energía eléctrica al anillo interconectado en el orden de los 20000 MW, lo que se traduciría a una producción de 42.000 MMSCFD, correspondiente al 83,33% de la producción total

Además de generar energía eléctrica, un porcentaje de la producción de los pozos Off-shore, es distribuido a la Planta de licuefacción de gas natural GNL, la cual produce 200 TM de Gas natural licuado, el cual es usado para los hornos de las compañías que trabajan con cerámicas

en la zona del Austro Ecuatoriano, correspondiente al 15,87% de la producción de gas del bloque.

Consumo interno, se define como el gas usado para el normal desempeño de las facilidades de producción tanto de la plataforma off-shore, como de la planta deshidratadora, esto representa un consumo diario de 355 MSCFD, siendo el 0,72% de la producción.

Las viviendas de los sectores cercanos al área de influencia tienen redes de gas domiciliario, teniendo un consumo diario de 40.96 MSCFD, lo que representa el 0,08% de la producción diaria del bloque.

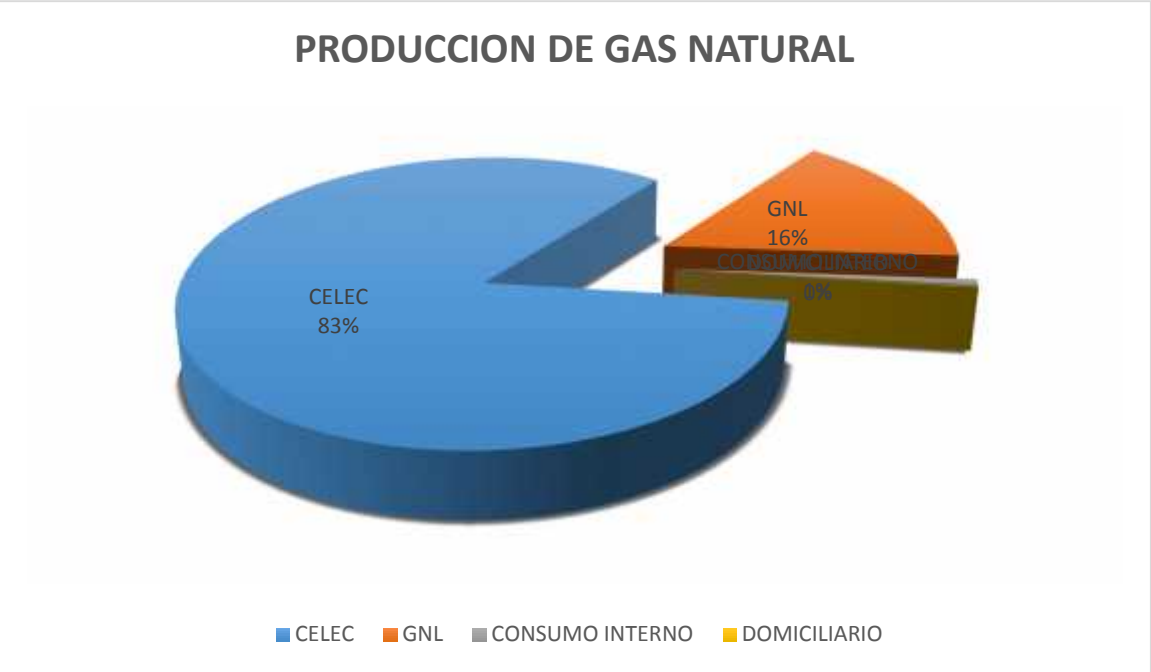


Figura 1. Distribución de consumo del gas natural producido en campos off-shore de Ecuador.
Fuente: Autores Figueroa - Rodríguez

2.1.1.3 PRODUCCIÓN DE GAS NATURAL EN ECUADOR.

Ecuador mantiene actualmente una producción de gas de aproximadamente 51000 MSCFD del campo Off- Shore y de los bloques del oriente a cargo de PetromazonasEP produce 91.191 MMSCFD, manteniendo una producción total de 142191 MMSCFD..

2.1.1.4 TRATAMIENTO DEL GAS NATURAL

2.1.1.4.1 DEFINICIÓN

El proceso al que es sometido el gas a fin de eliminar impurezas, reducir el porcentaje de gases agrios (H_2S-CO_2) y remoción de humedad, es llamado tratamiento, es decir se acondiciona el gas a fin de tener características adecuadas para su uso y/o venta.

El objetivo primordial de realizar la remoción de impurezas se basa en maximizar la seguridad de las instalaciones y del personal involucrado en la operación y mantenimiento de los equipos, de esta manera se podrá reducir las fallas de las unidades y la consecuente pérdida de producción, además de proteger al medio ambiente.

2.1.1.4.2 TIPOS DE IMPUREZAS

Las impurezas del gas pueden ser de tres tipos: sólidas, líquidas, y gaseosas, a continuación se presenta un resumen de los tipos de impurezas y de los problemas que causan:

IMPUREZAS	PROBLEMA
SÓLIDAS, arena, cemento, productos de corrosión, parafinas, asfaltenos.	Erosión, taponamiento de líneas, válvulas e instrumentación.
LÍQUIDAS, agua libre, aceite, condensados, aditivos.	Pérdida de eficiencia de procesos (transporte, compresión, absorción, y adsorción), inexactitud en medición, explosiones en quemadores.
GASEOSAS, vapor de agua, gases ácidos (CO_2, H_2S), inertes (N_2, O_2).	Interrupción del flujo de gas por formación de hidratos en válvulas e instrumentos, corrosión interna (picadura), polución ambiental.

TABLA 1. Impurezas del gas natural
FUENTE: Hernando Ramírez Plazas (CURSO DE INGENIERIA DE GAS NATURAL)

2.1.1.4.3 TRATAMIENTO Y ACONDICIONAMIENTO DEL GAS NATURAL

El Gas Natural debe de tratarse y acondicionarse para ajustarse a los estándares de calidad exigidos por el mercado para esto se realizan los siguientes procesos:

PROCESOS DE TRATAMIENTO Y ACONDICIONAMIENTO DEL GAS NATURAL

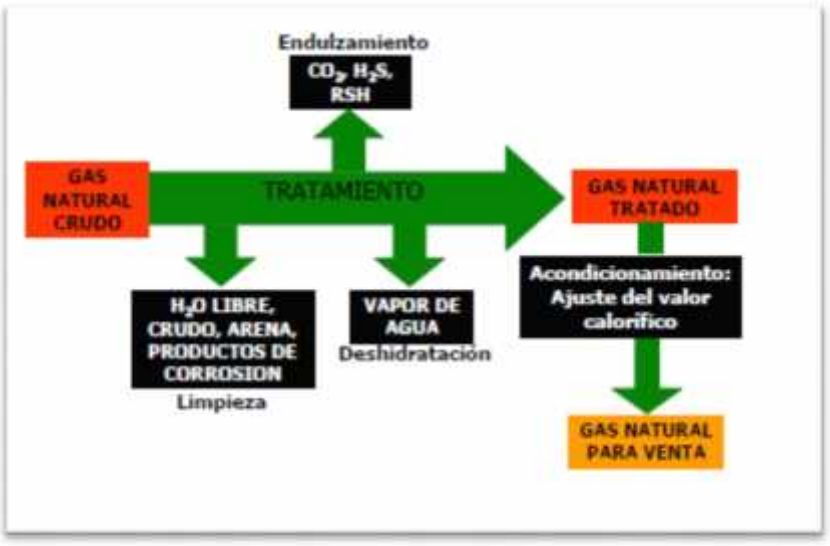


Figura 2. Impurezas del Gas Natural
Fuente: Hernando Ramírez Plazas, Ing. Químico, Especialista en Gas Natural y Seguridad Industrial, Coordinador Área de gas-Dpto. de Ingeniería de Petróleos-USCO

Los estándares exigidos generalmente por las Normas NTE INEN y por el mercado dependen de los factores siguientes: tamaño de los gasoductos, tipo de facilidades existentes, poder calorífico, ausencia de partículas sólidas, remoción de gases agrios, índice de Wobbe, etc.

2.1.1.4.4 PRINCIPIOS Y MECANISMOS DE SEPARACIÓN

1) SEPARACIÓN DE PARTICULAS SÓLIDAS[1]

Principio: Retención de partículas sólidas en un medio filtrante formando torta o Incrustamiento en los poros del medio filtrante.

Mecanismo: Uso de un medio filtrante apropiado.

Equipo: Filtro.

2) SEPARACIÓN DE PARTICULAS LIQUIDAS [1]

Principio: Coalescencia y asentamiento gravitacional (diferencia de densidades entre el Líquido y el gas).

Mecanismo: Cambios de dirección y de velocidad del gas.

Equipo: Extractor de niebla.

2.1.1.4.5 DIMENSIONAMIENTO DE SCRUBBER

DIMENSIONAMIENTO DE DEPURADORES El dimensionamiento de los depuradores (scrubbers) aplica los mismos principios utilizados en los separadores convencionales gas-líquido, pero con las siguientes condiciones:

a. La fase gaseosa es la dominante.

b. La fracción liquida (mL/mg): < 0.1 y

c. El tamaño de las partículas líquidas: < 10 micras.

[1] Fuente Hernando Ramírez Plazas, Curso de Ingeniería de Gas Natural, Guayaquil, 2014

DETERMINACION DEL DIÁMETRO (D) Aplica la ecuación de SOUDERS-BROWN utilizadas en separadores convencionales gas-líquido para calcular la velocidad permisible del gas (Vt).

2.1.1.4.5.1 ECUACIONES DE DISEÑO Y FILTROS[2]

DETERMINACIÓN DEL DIÁMETRO (D)

$$Vt = K \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_g} - 1}$$

Donde K es la velocidad específica y es función del tipo de líquido y de la presión de operación del separador. Existen diferentes métodos para calcular K: a) Método indirecto: Método GPSA. Primero se calcula K para el separador y luego se obtiene el valor de K para el depurador.

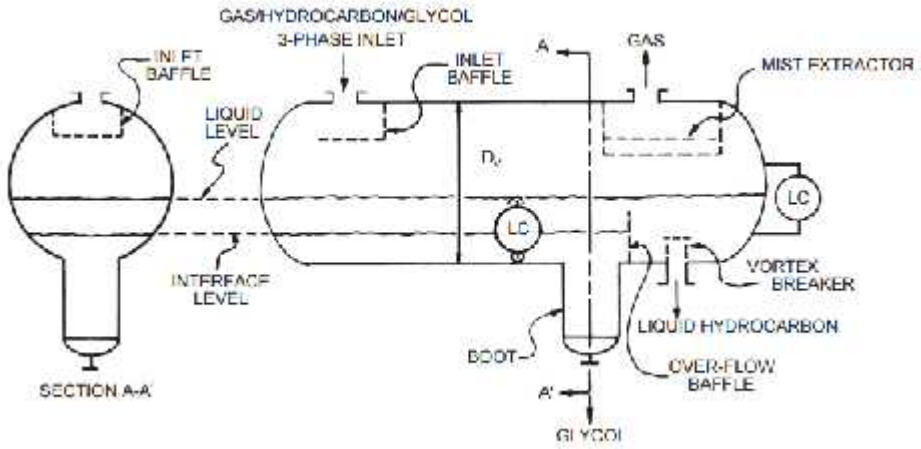
CÁLCULO DE K DEL SEPARADOR

$$Ksep = 0.35 - \frac{(Po - 100)}{10^4}$$

Donde Ksep viene dada en pie/seg y Po (presión de operación) en lpmc. Calculo de K del depurador

$$Kdep = 0.6 - 0.7\ Ksep$$

[2] Fuente Hernando Ramírez Plazas, Curso de Ingeniería de Gas Natural, Guayaquil, 2014



$$\text{Kdep} = 0.4493 Po^{-0.0734}$$

Cálculo de la sección transversal del depurador

$$Ag = \frac{Qg}{Vt}$$

Donde Ag viene dado en pie^2; Qg en pie^3/seg a condiciones de operación y Vt en pie/seg.

CÁLCULO DEL DIÁMETRO (D) DEL DEPURADOR

$$D\ pulg = \sqrt{\frac{4Ag}{\pi}} * 12$$

$$D\ pulg = 13.54 \sqrt{\frac{Qg}{Vt}}$$

1.2) DETERMINACIÓN DE LA LONGITUD (L)

a) Depuradores verticales

Si D ≤ 30” → 4 ≤ L/D ≤ 5
Si D > 30” → 2 ≤ L/D ≤ 3

b) Depuradores horizontales

L/D = 2.5

DIMENSIONAMIENTO DE FILTROS

2.1 DETERMINACION DEL DIÁMETRO (Df)

$$Vt = (1.1 - 1.3) \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_g} - 1}$$

Tomar 1.1 como valor de K para remover hidrocarburos líquidos y 1.3 para remover agua.

$$Df\ pulg = 13.54 \sqrt{\frac{Qg}{Vt}}$$

DETERMINACIÓN DE LA LONGITUD (Lf)

Los fabricantes de filtros suministran información sobre los elementos filtrantes (Ae, L_e, d_e).

$$L_f = 1.2Le$$

NOTA: La selección del elemento filtrante debe cumplir con la máxima velocidad permisible del gas (Vg) a la salida de los tubos que sirven de soporte a los filtros, para evitar la "ATOMIZACION" de la neblina.

$$Vg = \sqrt{\frac{1250}{\rho_g}}$$

Donde Vg viene dado en pie/seg y en lbm/pie^3. La solución se obtiene por ensayo y error. Para iniciar los cálculos, un diámetro (de) y una longitud (Le) razonables para el elemento filtrante se pueden obtener de las expresiones siguientes. g ρ

$$de = \frac{D_f}{5}$$

$$Le = 1 - 1.5D_f$$

DIMENSIONAMIENTO DE FILTROS-DEPURADORES: La información básica es suministrada por los fabricantes. En muchos casos, el tamaño del recipiente será determinado por la sección de filtración antes que por la sección de extracción de neblina. Una consideración de diseño comúnmente pasada por alto, es la velocidad del gas a la salida de los cartuchos filtrantes. No debe sobrepasar el valor máximo permisible.

$$L = L_f + L_{dep}$$

$$L_f = 1.2Le$$

$$L_{dep} = 2 - 2.5D$$

2.1.1.4.5.2 DIMENSIONAMIENTO DEL SCRUBBER PARA LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN ACTUALES EN PLANTA DE GAS

Las condiciones actuales de la Planta de gas obligan a realizar cálculos que indiquen las mejoras al sistema que ésta debe tener, y que se podría estar trabajando actualmente con un scrubber sobrediseñado, o muy por debajo de lo recomendado para las operaciones.

Los parámetros de diseño son:

Caudal =42 MMSCFD

Presión de operación= 533 psig

Gravedad especifica del gas= 0.558

Volumen de condensado=4 barriles

Gravedad especifica del condensado= 0,89

Viscosidad del gas= 0.0125 cp **GPSA FIG 23-23 ANEXO 2**

Temperatura de operación= 76°F

Diámetro de partícula a remover= 150 micrones

Peso molecular de Gas=18,93lbs /lbs-mol

Compresibilidad= 0,9955

Densidad del Gas $\rho g = \frac{P\ MW}{RTZ} = \frac{533 \quad 16.137}{10.739 \quad 535{,}67 \quad 0.924}$

$$\rho g = 1{,}61\ lb/ft3$$

Liquid density ρl = 0,89

2.1.1.5 ASPECTOS GENERALES DE LA DESHIDRATACIÓN DE GAS

En su gran mayoría el gas natural producido desde los yacimientos contiene agua, ya sea en estado líquido o en fase vapor, además de presentar hidrocarburos líquidos formados por los cambios de condiciones de presión y temperatura en superficie.

La deshidratación del gas natural es un proceso que se utiliza a fin de remover el vapor de agua contenido en la masa de gas, esto es con el objeto de cumplir con estándares exigidos por las Normas NTE INEN, los usuarios o para mejorar su eficiencia en procesos complementarios de acondicionamiento para diferentes usos en las industrias.

Los problemas asociados a la presencia de agua en las corrientes de gas se minimizan o evitan con la deshidratación, son los siguientes:

- Corrosión en ductos y equipos por la presencia de agua y gases ácidos (H_2S, CO_2).
- Taponamiento de tuberías y equipos por presencia de agua en estado libre, formación de fluidos tapón en las partes bajas de las tuberías.
- Formación de hidratos por bajas temperaturas del gas, condensando y congelamiento del agua.

Cabe indicar que existen numerosos métodos eficientes para la remoción del agua, sin embargo el adecuado diseño y selección de la tecnología a usar dependerá de las condiciones ambientales, económicas, y de las propiedades del gas que se manejará, en este caso se evaluará el sistema de deshidratación con TEG (Trietilenglicol).

Figura 3. Capacitación en "tratamiento del gas natural"
Fuente: Hernando Ramírez Plazas, Ing. Químico, Especialista en Gas Natural y Seguridad Industrial, Coordinador Área de gas-Dpto. de Ingeniería de Petróleos-USCO

2.1.1.5.1 CÁLCULO DE HUMEDAD DEL GAS Y MÉTODOS DE CAMPO PARA SU MEDICIÓN.

La humedad del gas natural es definida como el contenido de vapor de agua a condiciones de presión, temperatura y composición.

$$W=f(C,P,T)$$

Humedad de equilibrio o saturación es la máxima humedad que puede contener el gas, está dado por:

$$W = \frac{A(T)}{P} + B(T)$$

Por ejemplo un método rápido de cálculo de humedad del gas usando la figura 20-3 del GPSA (ANEXO 3), con los siguientes parámetros de gas de la planta sería:

A presión 533 psi y temperatura 76°F, cual sería el contenido de saturación de agua:

W= 64 lb/MMSCF

Otro método de verificación de la humedad es usando tubos detectores apropiado para realizar la prueba (Punto de Rocío), en función de la escala de medición de acuerdo al sitio que se tomará la muestra.

Figura 4. Tubo detector y Bomba gastec usadas para realizar el análisis de humedad del gas
Fuente: Procedimiento de medición de humedad del gas EpPetroEcuador

Otro método de analizar la humedad del gas es el analizador electrónico, que es un equipo analític que efectuan la determinación en línea del contenido de agua en la corriente de gas, estas estaciones analíticas son utilizadas por la operación de planta para el monitoreo de la concentración de agua en las corrientes de entrada y salida del gas de planta, en base a estos resultados se ejecutan ajustes en los parámetros del proceso de las plantas de deshidratación TEG. El principio de funcionamiento de estos equipos es mediante un haz de luz dirigido a la muestra recolectada en el equipo, la medicion de la humedad ocurre cuando las moléculas de la muestra de gas absorben la energía recibida del haz de luz, estableciendo la emisión de una longitud de onda, luego el equipo mide la absorción del haz por el sistema TDLA (espectometría de absorción de láser de diodo sintonizante).

2.1.1.5.2 CÁLCULO DE CAPACIDAD CALORÍFICA DEL GAS

El poder calorífico es la cantidad de calor generado al quemar un kilogramo, o un metro cúbico de combustible al oxidarse completamente.

Se definen 2 tipos de poder calorífico el Superior y el inferior.

Superior (PCS) es aquel que incluye el calor de condensación del vapor de agua de los gases de la combustión.

Inferior (PCI) no incluye el calor absorbido por el agua producida en la combustión, que en forma de vapor se lleva como calor de vaporización.

A continuación se realiza el cálculo de los PCS y PCI del gas de ingreso a la Planta tomando como referencia la cromatografía de gases del Anexo 4.

$$H = \sum_{i}^{n} = 1X_iH_i = X_1H_1 + X_2H_2 + X_3H_3 + X_n - 1H_n - 1 \ldots \ldots X_nH_n$$

X_i= fracción Molar de cada componente.

H_i= poder calorífico ideal C/comp a las condiciones de referencia.

PODER CALORICO

GAS ENTRADA PLANTA									
COMPONENTE	FRACCION MOLAR	PODER CALORICO SUPERIOR	PODER CALORICO INFERIOR	PODER CALORICO SUPERIOR	PODER CALORICO INFERIOR	PODER CALORICO SUPERIOR	PODER CALORICO INFERIOR	PODER CALORICO SUPERIOR	PODER CALORICO INFERIOR
	%	Btu/ft3	Btu/ft3	MJ/m3	MJ/m3	Btu/ft3	Btu/ft3	MJ/M3	MJ/M3
H20	0,0000								
H2S	0,0000								
N2	0,0014								
CO2	0,0005								
C1	0,9965	1010,00	895,35	35,82	35,20	1006,43	892,19	35,69	35,08
C2	0,0000	1769,60	1604,00	64,18	63,06	0,00	0,00	0,00	0,00
C3	0,0009	2516,00	2314,88	92,62	91,01	2,20	2,03	0,08	0,08
C4 - i	0,0003	3095,84	3041,97	121,72	119,60	0,92	0,90	0,04	0,04
C4 - n	0,0001	3115,41	3061,20	122,48	120,35	0,21	0,21	0,01	0,01
C5 - i	0,0000	3892,08	3824,36	153,02	150,36	0,12	0,12	0,00	0,00
C5 - n	0,0000	3934,10	3865,65	154,67	151,98	0,16	0,15	0,01	0,01
C6	0,0003	4863,64	4779,01	191,22	187,89	1,24	1,22	0,05	0,05
C7	0,0000	5868,90	5766,78	230,74	226,72	0,00	0,00	0,00	0,00
	1,000				**TOTAL**	**1.011,29**	**896,82**	**35,88**	**35,26**

RESULTADOS

PODER CALORÍFICO SUPERIOR DEL GAS	**PCS =**	1011,29	[Btu/ft3]
		35,88	[MJ/m3]
PODER CALORÍFICO INFERIOR DEL GAS	**PCI =**	896,82	[Btu/ft3]
		35,26	[MJ/m3]

VOLUMEN DE GAS	50000	MMSCFD
ENERGIA CALCULADA	50564,4685	MMBTU

Tabla 2. Poder Calorífico
Fuente: Empresa Petrolera

2.1.1.5.3 CONTROL DE HIDRATOS

Ciertos hidrocarburos tienen la particularidad de formar hidratos bajo adecuadas condiciones de presión y temperatura, estos hidratos (hielo en forma de cristales), ocasionan taponamiento de tuberías, válvulas, etc. Cuando son transportadas por el gas se corre el riego de que los hidratos rompan equipos, tuberías, válvulas causando perjuicios económicos a las compañías operadoras.

Los compuestos gaseosos como el C_1, C_2, C_3, i-C_4, CO_2 forman hidratos, sin embargo el nC_4, solo con dificultad forma hidratos, los hidrocarburos más pesados no forman hidratos.

En el Anexo 3 (correlación presión-temperatura MCKetta-Wehe) se puede identificar que los gases dulces solo formaran hidratos cuando contengan agua libre la cual debe enfriarse hasta llegar a temperatura de formación de hidratos, esto además dependen de la temperatura y composición del gas.

A fin de contrarrestar la formación de hidratos en la industria se usan inhibidores como ejemplo los glicoles y el metanol.

2.1.1.5.4 CÁLCULOS DE CANTIDAD DE INHIBIDOR REQUERIDO PARA EVITAR LA FORMACIÓN DE HIDRATOS LUEGO DE LA EXPANSIÓN DEL GAS POR EFECTO DE LAS VÁLVULAS DE CHOKE.

Para efecto de demostración, se desarrolla ejercicios que permitan calcular la dosificación adecuada de metanol para evitar la formación de hidratos, se detalla el siguiente desarrollo:

POZO UPSE-1212

Presión: 2000 psig

Temperatura: 100 °F

Caudal de Gas: 20000 MMSCFD

Temperatura de formación de Hidrato = 51°F

Temperatura de Salida = 60°F

Condensados= 5 barriles

ΔT = 9°F

K metanol = 2335

Mw metanol = 32 lbs/lbsMol

Base del cálculo 1000 MMSCFD.

1.-Cantidad de metanol disuelto en la parte acuosa:

Humedad a 2000 psig y 100°F = 40 lbs

Humedad a 800 psi y 60 °F = 20 lbs

Agua condensada ΔA= 20 lbs

2.-Calcular el % de inhibidor en la fase acuosa, W

$$\Delta t=(KW)/(100Mw*W)$$

K=constante del inhibidor

MW=peso molecular del inhibidor

ΔT=variación de temperaturas de formación de formación de hidratos

W=porcentaje de solución acuosa referencia.

9=(2335*W)/(100*32-32*W)

W=11%

$$FA = I + \Delta A \quad \text{ec...(1)}$$

I = lbs de inhibidor (Soluto)

ΔA = lbs de agua condensada (solvente)

FA = lbs de fase acuosa (solución acuosa de metanol)

%W = 11 % de metanol en fase acuosa

$$I = FA * \frac{\%W}{100} \qquad \text{ec…(2)}$$

%A = % de agua en la fase acuosa = 100 - %W ec…(3)

%A = 100 – 11 = 89 **%**

ΔA = FA * % A/100 = FA * 89%/100

Reemplazamos ec…(1) y ec…(3) en ec…(2) obtenemos la cantidad de metanol en la fase acuosa:

I = ΔA * % W/(100 - %W) =

I= 20 lbs*(11/100 – 11)= 2,47 lb de metanol

Ahora calculamos la cantidad de metanol vaporizado en la fase gaseosa a 800 psig y 60°F.

Tasa de vaporización del metanol = 2,2 @ 800 psig y 60°F de la tabla xxC

Lb metanol/MMscf / % metanol en fase acuosa = 2,2.

Lb de metanol en la fase gaseosa 2,2*11=22lb.

Luego se calcula la cantidad de metanol soluble en los condensados de gas:

Un barril de hidrocarburos pesa generalmente 300lb; y la cantidad de metanol soluble en hidrocarburo líquido es:

0,005*300lb/bbl*5bbl= 7,5 lb

Total de Metanol requerido.

Fase Acuosa=2,47 lb

Fase Vapor=22 lb

HCs Líquidos=7,5 lb

Total=31,97 lb

De los 31,97 lbs de metanol solo 2,47 se disuelve en el agua condensada y produce inhibición.

Exprese la cantidad de metanol requerida en galones:

- **Calcular la densidad del metanol**

ρ metanol = γ * ρ agua = 0.8 * 8.33 lb/gl=6.664 lb/gl ≈ **6.66 lb/gl**

- **Volumen de metanol requerido:**

V = m/ ρ = 31,97 lb/ 6.66 lb/gl = **4,8 gl**

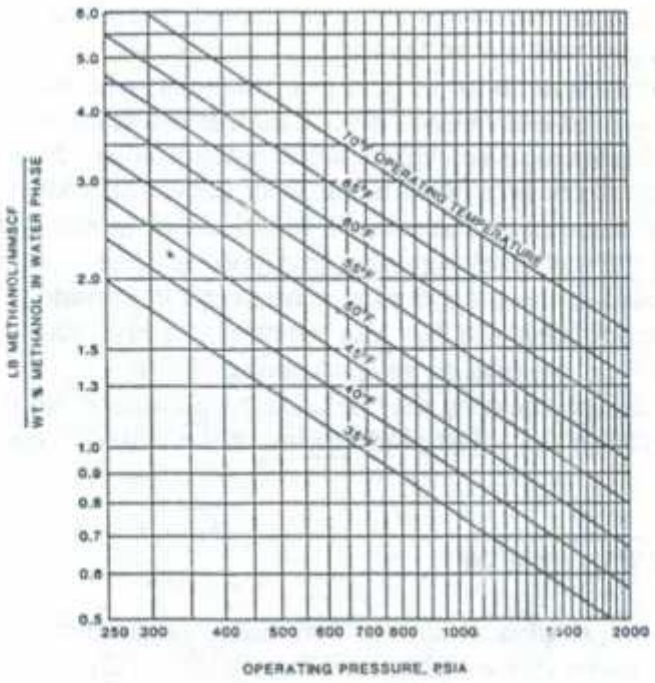


Figura 5. Razón del vapor de metanol para una composición líquida vs la presión a varias temperaturas

Fuente: Gas Processors Association-Gas Processors Suppliers Association - GPSA Engineering Data Book

2.1.1.5.5 ANÁLISIS CROMATOGRÁFICO DEL GAS DEL CAMPO

El análisis cromatógrafo del gas de campo abarca los análisis físico-químicos de la mezcla de gases, el gas de ingreso a la planta es evaluado en los siguientes cálculos:

TEMPERATURA Y PRESION PSEUDOCRÍTICA DEL GAS NATURAL (MÉTODO KAY, W.B)

GAS PLANTA							
COMPONENTE	FRACCION MOLAR	MASA MOLAR	TEMP. CRITICA	PRESION CRITICA	MASA DEL GAS	TSCM	PSCM
	%	lbs/(lb-mol)	ºR	PSI	lbs/(lb-mol)	ºR	PSI
H2S	0,0000	34,076	672,70	1306,0	0,000	0,00	0,00
N2	0,0000	28,013	227,60	493,0	0,000	0,00	0,00
CO2	0,0014	44,010	547,90	1071,0	0,064	0,79	1,55
C1	0,0005	16,043	343,37	667,8	0,008	0,18	0,35
C2	0,9965	30,070	550,09	707,8	29,964	548,15	705,30
C3	0,0000	44,097	666,10	616,3	0,000	0,00	0,00
C4 - i	0,0009	58,124	734,98	529,1	0,051	0,64	0,46
C4 - n	0,0003	58,124	765,65	550,7	0,017	0,23	0,16
C5 - i	0,0001	72,151	829,10	490,4	0,005	0,06	0,03
C5 - n	0,0000	72,151	845,70	488,6	0,002	0,03	0,02
C6	0,0000	86,178	913,70	436,9	0,003	0,04	0,02
C7	0,0003	142,000	1144,23	370,3	0,036	0,29	0,09
				TOTAL	30,151	550,40	707,98
	1,00000						

RESULTADOS

MASA MOLAR DE LA MEZCLA DE GAS	**M mezcla =**	30,151	lbs/(lb-mol)
TEMPERATURA PSEUDOCRÍTICA DEL GAS	**TSCM =**	550,40	[ºR]
PRESIÓN PSEUDOCRÍTICA DEL GAS	**PSCM =**	707,98	[PSI]

DATOS

TEMPERATURA MEDIDA	**T =**	535,67	[ºR]
PRESION ABSOLUTA MEDIDA	**P =**	547,7	[PSIA]
CAUDAL MEDIDO	**Q =**	24.000	[CFD]
TEMPERATURA PSEUDOCRITICA	**TSCM =**	550,40	[ºR]
PRESIÓN PSEUDOCRITICA	**PSCM =**	707,98	[PSI]

CORRECIÓN POR CONTENIDO DE H2S & CO2

FACTOR CORRECCIÓN TSCM	**ε =**	0,33	[ºR]
TEMP. PSEUDOCRITICA CORREGIDA	**T'SCM =**	550,07	[ºR]
PRESIÓN PSEUDOCRITICA CORREGIDA	**P'SCM =**	707,56	[PSI]

CÁLCULOS

TEMPERATURA PSEUDOREDUCIDA	**Tsr =**	0,9738	[Adim]
PRESIÓN PSEUDOREDUCIDAS	**Psr =**	0,7741	[Adim]
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD MEZCLA	**Z =**	**0,725**	**[Adim]**
FACTOR VOLUMÉTRICO DEL GAS	**Bg =**	**0,020**	**[Adim]**

En el anexo 4 se muestran los resultados de la cromatografía de gases del gas de ingreso a la Planta.

2.1.1.6 PARÁMETROS DE ENTREGA DE GAS HACIA TERMOELÉCTRICAS Y PLANTAS DE LICUEFACCIÓN

Los clientes a quienes se les entrega el gas natural producido en los campos Off shore, requieren parámetros y características específicas para sus procesos, en la siguiente tabla se detallan los parámetros del gas distribuido a cada cliente.

	PARAMETROS		
CLIENTE	**PRESION**	**TEMPERATURA**	**HUMEDAD**
Generación eléctrica	410 PSI	110 °F	1 @6 LBS/MMSCFD
Licuefacción	1000 @ 500 PSI	56°F	HASTA 50 LBS/MMSCD
Gas domiciliario	200 PSI	110 °F	1 @ 6 LBS/MMSCFD

2.2 ESTADO DE OPERACIÓN DE LOS POZOS DE GAS NATURAL

La Plataforma de Producción Off Shore dispone de 6 pozos operativos y en producción y 3 pozos cerrados provisionalmente en espera de trabajos de reacondicionamiento.

Los pozos productores mantienen el perfil de producción por encima de los 47 MPCD manteniendo una tendencia con una clara declinación, los pozos X8Z y X6Z están cercanos a la presión de los separadores 928 PSI originándole problemas de carga de líquido, afectando el aporte de producción y produciendo el colgamiento de agua.

Identificación del Pozo.	**Presión Fluyente**	**Choke**	**Producción MPCD**
X6Z	972	35/64	5304
X8Z	965,3	33/64	3685
X11Z	1466	54/64	5002,3
X12Z	2657	30,75/64	19300,3
X15Z	3389	18,25/64	7921
X16Z	1574	28/64	8081

Tabla 3. Estatus de los Pozos previo a la disminución de presión en el Sistema.
Fuente: Empresa Petrolera

2.2.1 PERFIL DE PRODUCCIÓN Y PRESIÓN DE POZOS DE CABEZALES SECOS.

Los pozos con cabezales secos tienen esta definición por tener el wellheads en superficie, específicamente en el Well Bay de la plataforma off-shore.

Dentro de este grupo de pozos están **X6Z, X8Z, X15Z, X16Z** el perfil de producción vs presión, y el análisis de cada gráfico se presenta a continuación, se detalla el Q y P de un mes tipo previo a las pruebas de disminución de presión en el sistema y la evaluación de las TEG.

WELL X6Z

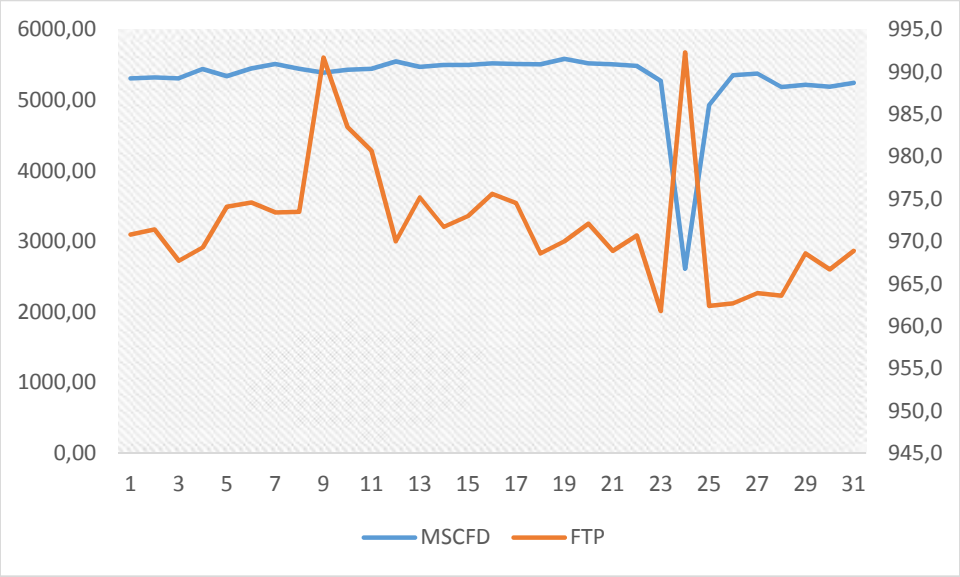


Gráfico 1. Análisis de resultados en el diagrama caudal vs presión
Fuente: Autores Figueroa - Rodríguez

El análisis de los parámetros detallados en la gráfica Q vs P, indica el comportamiento de fluctuación de ambos parámetros se puede apreciar que al tener un incremento en la presión de cabeza, se ve afectado el aporte de caudal de gas tendiendo este a disminuir, mantiene un perfil de presión similar a la presión del sistema de gasoducto, pozo en constante monitoreo de condiciones debido a posible problema de ahogamiento por acumulación de líquido en el

pozo, no existe presencia de finos, declinación del pozo mensual aproximadamente de 63,780 MPCM.

WELL X8Z

Gráfico 2. Análisis de resultados en el diagrama caudal vs presión
Fuente: Autores Figueroa - Rodríguez

El comportamiento de este pozo es igual al del pozo X6Z, la disminución de caudal es proporcional al incremento de la presión de cabeza, manteniendo un comportamiento de presiones similares a la del sistema de gasoducto, pozo en constante monitoreo a fin de mantener estables las condiciones de flujo y evitar ahogamiento, presencia de precipitados sulfuros por corrosión de tubería de producción, declinación mensual aproximada de 118.93 MPCM.

WELL X15Z

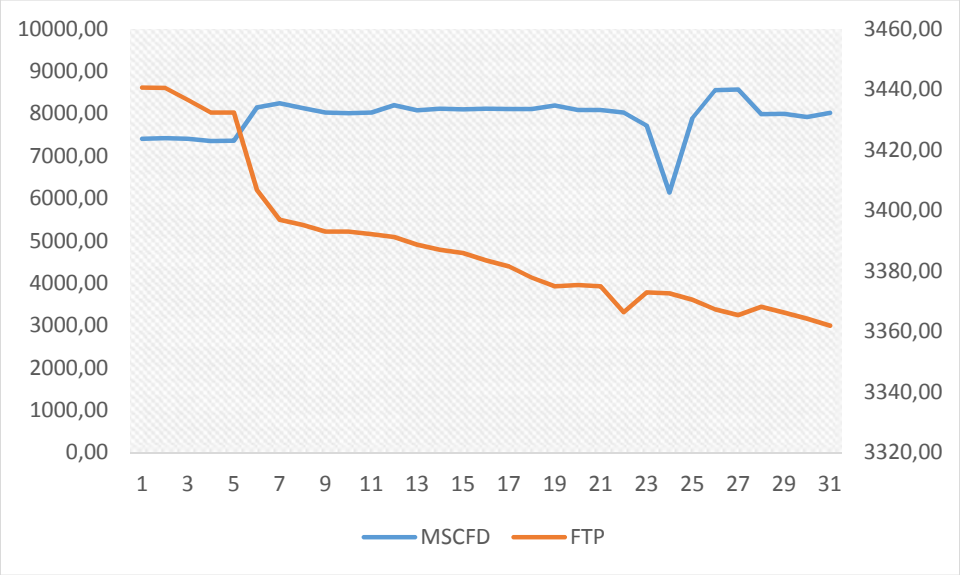


Gráfico 3. Análisis del incremento del caudal del pozo Well x15z
Fuente: Autores Figueroa - Rodríguez

Como se evidencia en la gráfica Q vs P el incremento de caudal afecta a la presión del pozo disminuyéndola, este efecto se da por la apertura de los chokes del pozo a fin de incrementar el aporte de gas con el fin de mejorar el perfil de producción del campo, no existe evidencia de aporte de arena, sin embargo muestra evidencia de trazas de arcilla.

WELL X16Z

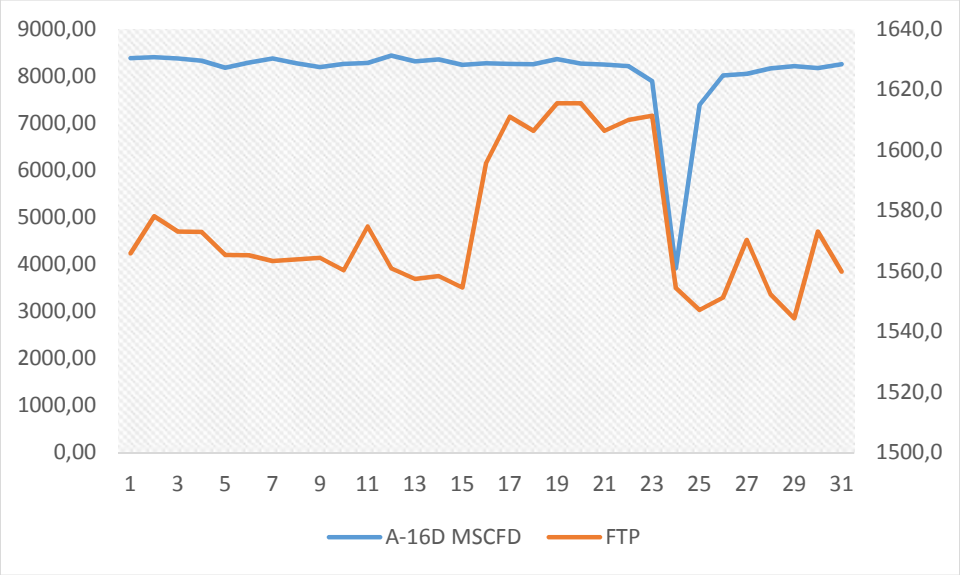


Gráfico 4. Análisis de la declinación de presión de fondo y en la cabeza del pozo
Fuente: Autores Figueroa - Rodríguez

El pozo presenta declinación pronunciada en cabeza y a la vez la presión en fondo; el pozo presenta indicios de cross flow, por el comportamiento aleatorio de presión.

Se reduce presencia de arena, se recomienda continuar con monitoreo de la misma. Se recomienda realizar eco meter al pozo a fin de determinar el nivel estático de líquido.

2.2.1.1 PROBLEMAS OPERATIVOS DE POZOS DE CABEZALES SECOS

Los problemas operativos más frecuentes en los pozos de cabezales secos que afectan la productividad de estos y la vida útil de los equipos son presencia de arena que se asocia a formaciones con poca o baja cementación de la formaciones caracterizándose por tener granos de arenas sueltos o separados especialmente se conoce como formaciones no consolidadas. El arenamiento ocurre especialmente cuando la presión del pozo es más baja que la presión del yacimiento se aplican fuerzas de arrastres a la formación como consecuencia de la producción de fluidos, en superficie se evidencia la presencia de arena

con más frecuencia y en mayores cantidades, llegando a erosionar tuberías y equipos, hasta ocasionar el taponamiento del pozo.

Otro de los problemas es la carga de la columna de líquido, esto ocurre en pozos maduros o en pozos con irrupciones tempranas de agua, es común tener problemas con tapones de líquidos que limitan la producción de gas de los pozos llegando incluso a matarlo, por esto es necesario predecir los problemas operativos a fin de contrarrestar con las tecnologías actuales los problemas de pérdidas de producción en esos campos, alargando la vida útil del yacimiento.

2.2.1.2 CÁLCULO DE CAUDAL CRÍTICO DE POZOS DE CABEZALES SECOS

La velocidad y tasa crítica del gas (Vgc y Qgc), el factor de entrampamiento de líquido (Holdup) y el volumen de líquido, son parámetros que están muy relacionados con la acumulación de líquidos y, por ende, influyen a que este fenómeno ocurra. Con la definición y estudio de estos parámetros a través de una metodología se puede conocer de una forma más precisa en cuales pozos se está presentando la acumulación de líquidos o cuales tienden a ello.

Durante esta proceso se procedió al cálculo de la velocidad y tasa crítica para cada pozo, utilizando la correlación de Turner para tasa crítica y la correlación de Colleman y Cols para la velocidad crítica ya que ésta es utilizada para presiones de cabezal menores o igual a 500 lpc y era la velocidad crítica.

$$Vgc = 1{,}593\sigma^{1/4}\frac{(\rho l - \rho g)^{1/4}}{\rho g^{1/5}}$$

Conversión de la temperatura de superficie de °F a °R

Tsup=95+460

- Tasa Crítica

$$Qgc = \frac{3{,}06\ PcabVgcA}{TZ}$$

Q_{gc} = tasa de gas crítica, MMPCGD

P y T = presión y temperatura promedia del pozo, lpca y °R

A = área interna de la tubería, pie2

Z_g = factor de compresibilidad del gas a P y T

Después de haber calculado la V_{gc} y Q_{gc} se compararon con la velocidad y tasa de gas de los pozos ya que estas últimas deberán ser mayores a las críticas para que no ocurra deslizamiento de los líquidos y por ende acumulación de los mismos.

Para efecto de los cálculos de los pozos estudiados se presentan las tablas con los resultados obtenidos de la hoja de cálculo que se utilizó a fin de obtener los resultados de manera didáctica.

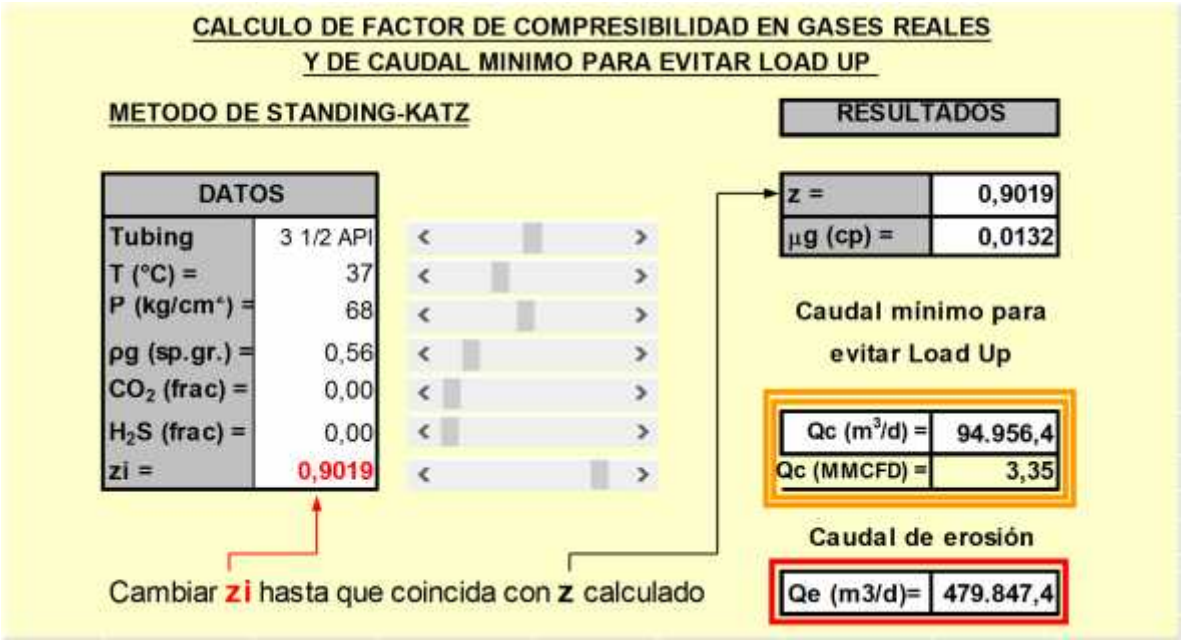


Gráfico 5. Método Standing-Kats
Fuente: Empresa Petrolera

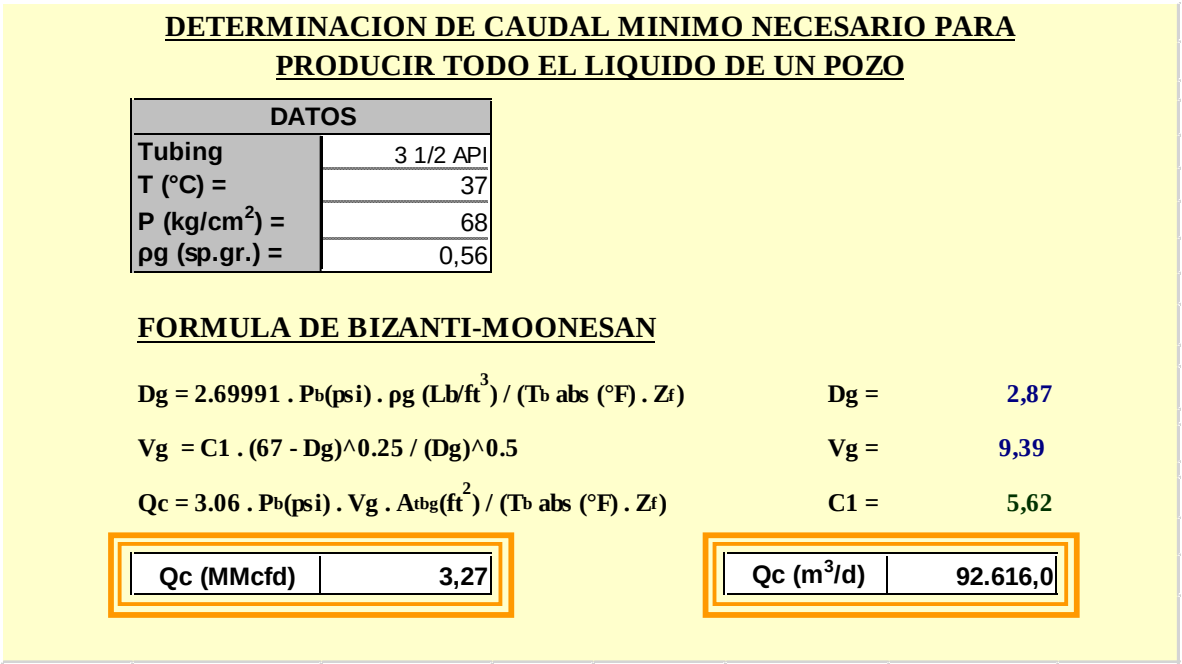


Gráfico 6. Método Bizanti_Moonesan
Fuente: Empresa Petrolera

DETERMINACION DE CAUDAL MINIMO NECESARIO PARA PRODUCIR TODO EL LIQUIDO DE UN POZO

DATOS	
Tubing	3 1/2 API
T_b (°C) =	37
P_b (kg/cm^2) =	68
ρg (Lb/ft^3) =	0,56
Z factor	0,9019

FORMULA DE COLEMAN

$Dg = 2.69991 \cdot P_b(psi) \cdot \rho g\ (Lb/ft^3) / (T_b\ abs\ (°F) \cdot Z_f)$ Dg= 2,9

$Vg = C1 \cdot (67 - Dg)^{0.25} / (Dg)^{0.5}$ Vg= 7,37

$Qc = 3.067 \cdot P_b(psi) \cdot Vg \cdot A_{tbg}(ft^2) / (T_b\ abs\ (°F) \cdot Z_f)$ C1= 4,43

Qc (MMcfd)	2,17

Qc (m^3/d)	61.447,6

Gráfico 7. Método Coleman
Fuente: Empresa Petrolera

DETERMINACION DE CAUDAL MINIMO NECESARIO PARA PRODUCIR TODO EL LIQUIDO DE UN POZO

DATOS	
Tubing	3 1/2 API
T (°C) =	37
P (kg/cm^2) =	68
ρg (sp.gr.) =	0,56
Z factor	0,9019

FORMULA DE TURNER C1= 4,43

$Dg = 2.69991 \cdot P_b(psi) \cdot \rho g\ (Lb/ft^3) / (T_b\ abs\ (°F) \cdot Z_f)$ Dg= 2,90

$Vg = C1 \cdot (67 - Dg)^{0.25} / (Dg)^{0.5}$ Vg= 7,37

$Qc = 0.0742 \cdot P_b(psi) \cdot D_{tbg}(pulg^2) \cdot (67\text{-}0.0031 \cdot P_b(psi))^{0.25} / (T_b\ abs\ (°F) \cdot Z_f \cdot (0.0031 \cdot P_b(psi))^{0.5})$

Qc (MMcfd)	2,09

Qc (m^3/d)	59.182,2

Gráfico 8. Método Turner
Fuente: Empresa Petrolera

POZO	PRESION	CAUDAL	TEMPERATURA		PRESION		STANDING-KATZ	BIZANTI-MOONESAN	COLEMAN	TURNER
			°F	°C	PSI	KG/cm2				
X6Z	971	5304	99	37	971	68	3353	3271	2170	2090
X8Z	965	3685	88	31	965	68	3437	3313	2200	2150
X15Z	3389	7921	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
X16Z	1574	8081	105	41	1561	110	4823	4413	2790	2720

Tabla 4. Tabla de Resultados de los métodos aplicados
Fuente: Empresa Petrolera

Como se puede apreciar en la tabla de resultados se muestran los diferentes caudales críticos usando varios métodos empíricos desarrollados por diferentes autores, ajustándose a las condiciones del campo y siendo el más aceptado el método de Turner, en conclusión el pozo X8Z es el que está más cercano al valor de caudal critico esto quiere decir que de mantener una declinación de aproximadamente 118.93 MMSCF por mes, el pozo dejaría de producir por efecto de incremento en la columna de agua en aproximadamente 14 meses de mantenerse las mismas condiciones operativas, sin tener cierres de pozo por paradas no programas es decir en un ambiente ideal.

La tasa de caudal crítico debe ser ajustada dependiendo de los parámetros de flujo que tenga el sistema en el momento del estudio.

2.2.2 PERFIL DE PRODUCCIÓN Y PRESIÓN DE POZOS DE CABEZALES HÚMEDOS SUB SEA WELL.

La denominación de cabezales húmedos o sub-sea-well se les dá a los pozos cuyo árbol de navidad se encuentra sumergido en el lecho marino, siendo controlado la apertura y cierre de válvulas e inyección de químicos desde superficie a través de sistemas de anulares, el beneficio de tener este tipo de pozos radica en que se ahorra significativamente los costos por instalación de nuevas plataformas, sin embargo los costos de workover y de inyección de químicos para evitar formaciones de hidratos son más elevados que los pozos de cabezales secos, debido a las variaciones de temperaturas.

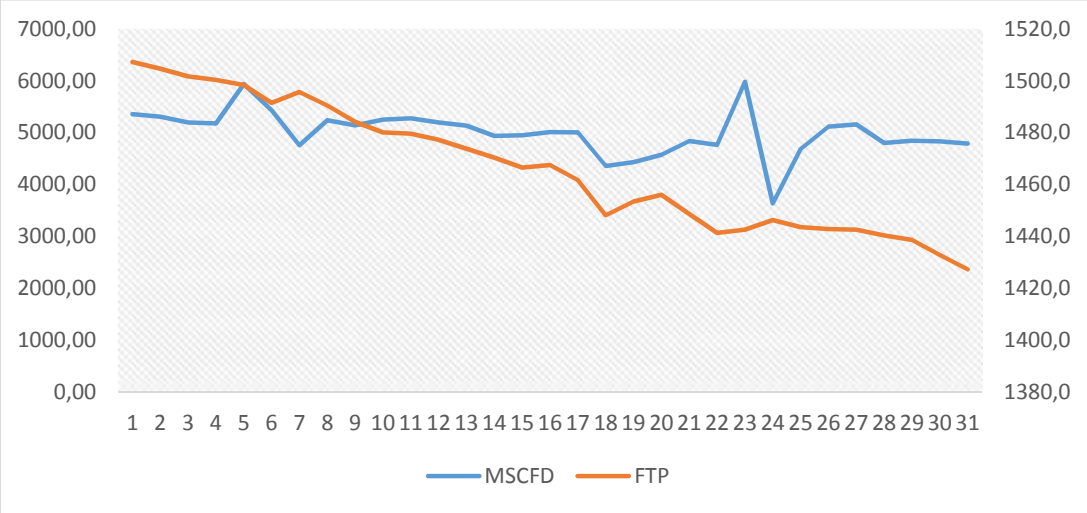


Gráfico 9. Análisis de la caída brusca de presión en el pozo X11Y
Fuente: Empresa Petrolera

La criticidad del pozo X11Y se aprecia en la caída brusca de la presión de cabeza y en los baches de producción de gas que representan indicios de problemas de colgamiento de agua, el aporte de arena es constante y en tasas elevadas lo que podía dañar equipos y líneas, además de formar un tapón difícil de remover en el pozo, el cual está en constante monitoreo de sus variables, debiéndose ejecutar una despresurización controlada a fin de crear un diferencial adecuado que permita remover el agua no producida y los finos.

La declinación del pozo se da en aproximadamente 37 MMSCFD.

X12Y

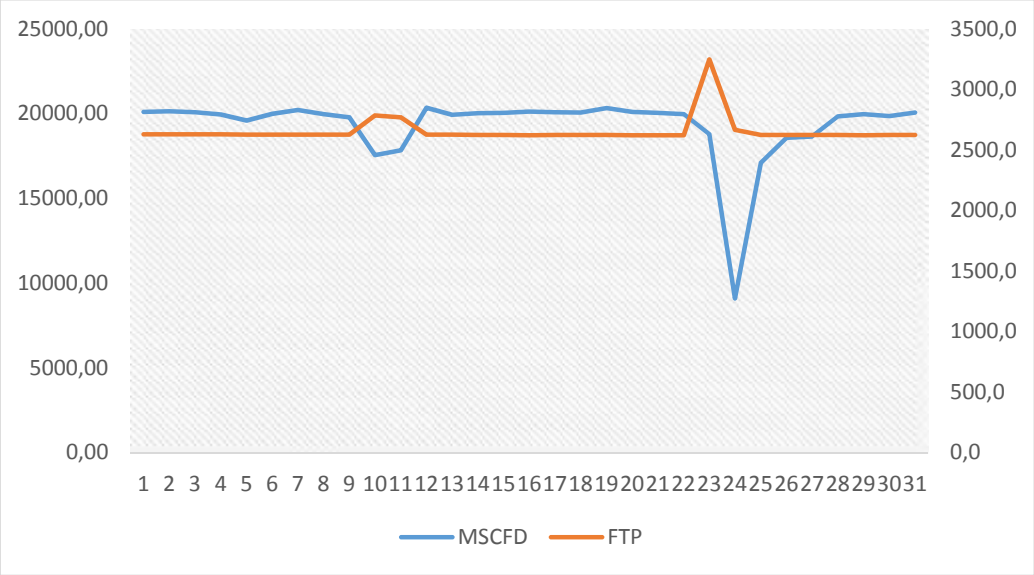


Gráfico 10. Análisis de la disminución de producción por formación de hidratos
Fuente: Empresa Petrolera

Las variaciones que se dan en el pozo en el perfil de producción y presión se debe a la formación de hidratos y cierre parcial del pozo, la normalización del flujo se da luego de hacer la inyección de metanol tanto en well head como en el incoming de la sección 2 de flujo FA2.

2.2.2.1 PROBLEMAS OPERATIVOS DE POZOS DE CABEZALES HUMEDOS

Además de presentarse los problemas que se dan en los pozos de cabezales secos, se deben incluir problemas de formación de hidratos, porque causan reducción de los diámetros en tuberías de flujo, taponamientos parciales y totales de las líneas de flujo, y perdida de producción, a fin de evitar o contrarrestar los problemas de formación de hidratos se inyecta glicol o metanol para el control de temperatura del gas alejándolo de la curva de formación de hidratos.

A los pozos submarinos se les debe de proveer de un equipo que les permita incrementos de temperatura por medio del intercambio de calor entre el baño de agua caliente y el gas frío, esto es con el objeto de evitar la formación de hidratos luego de realizar la reducción de presión en las válvulas de choke que sirven para controlar las tasas de producción, a este equipo se le denomina Line heater.

2.2.2.2 CÁLCULO DE CAUDAL CRÍTICO DE POZOS DE CABEZALES HÚMEDOS

El cálculo de caudal critico solo aplica al pozo X11Z ya que este cumple las condiciones de flujo de agua y gas respectivos para analizar los caudales críticos, el pozo X12Z tiene una presión suficientemente elevada que permite arrastrar a superficie el agua que aporta la formación.

POZO	PRESION	CAUDAL	TEMPERATURA		PRESION		STANDING-KATZ	BIZANTI-MOONESAN	COLEMAN	TURNER
			°F	°C	PSI	KG/cm2				
X11Z	1466	5002	71	22	1466	103	4980	4490	2820	2890
X12Z	2657	19300	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A

Tabla 5. Tabla de resultados caudal crítico para pozos cabezales húmedos.
Fuente: Empresa Petrolera

2.3 PERFIL DE CAUDAL Y PRESIONES DEL SISTEMA DE GASODUCTO

El perfil de presión que se presenta en el Gráfico 11 representa el comportamiento del sistema de gasoducto, no se tienen variaciones mayores ya que la entrega se la realiza de manera lineal a fin de evitar problemas en los pozos de baja presión, porque resultarán afectados si el sistema se presuriza.

Los picos bajos de caudal se deben a salidas programadas de los consumidores que debido a mantenimientos correctivos disminuyen el consumo por ende la producción debe ser reducida en los pozos ejecutando el cierre de chokes.

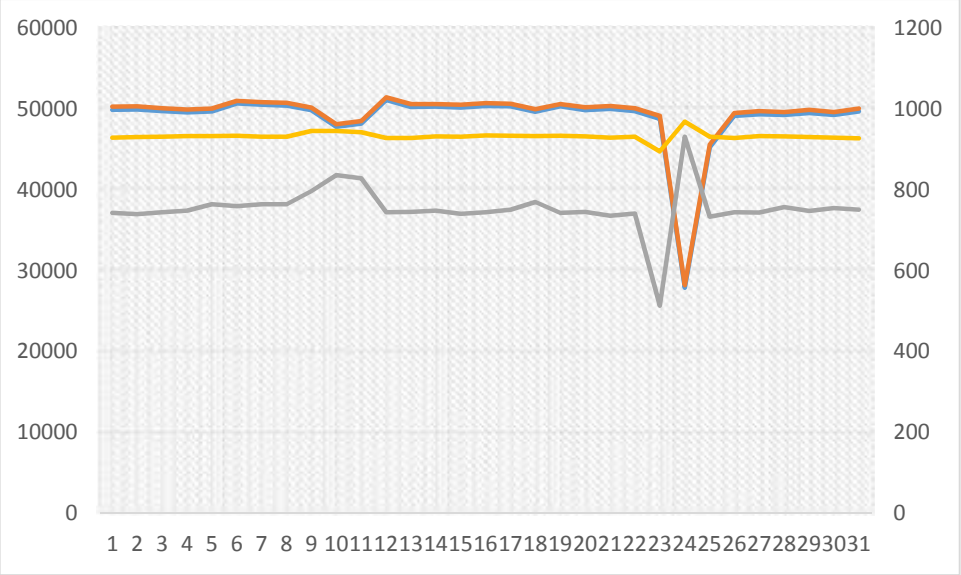


Gráfico 11. Comportamiento del gasoducto con caídas de producción por cierre de válvulas
Fuente: Empresa Petrolera

2.3.1 PROGRAMA DE MANTENIMIENTOS PERIODICO DEL GASODUCTO

Dependiendo de las condiciones del gas, producción de arenas, análisis de fluidos, proliferación de bacterias sulforeductoras, etc, se planifica la corrida de un raspador de características tales que permitan realizar una limpieza adecuada de los tapones hidráulicos formados en las partes bajas del gasoducto y que facilite la aplicación de una película de químicos como biocidas e inhibidores de corrosión.

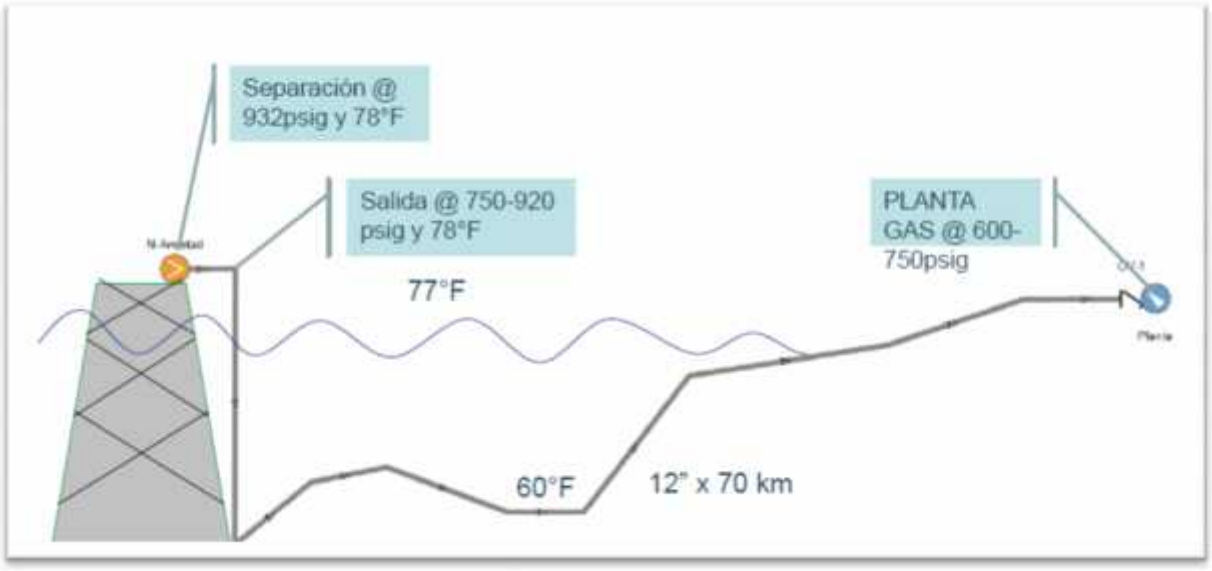


Gráfico 12. Estudio Schlumberger sistema de gasoducto.
Fuente: Empresa Petrolera

Generalmente planifican las corridas del raspador con una frecuencia mensual, se recomienda la corrida de un PIG inteligente cada año para determinar el estado interno del ducto y ejecutando un estudio de integridad.

Figura 6. Modelos de pig o raspadores usados en la industria.
Fuente: Schlumberger

2.3.2 PROGRAMA DE INYECCIÓN DE QUÍMICOS AL GASODUCTO ANÁLISIS DE RESULTADOS.

Debido a la proliferación de bacterias sulforeductoras en el gasoducto se incrementa el % de hierro en las muestras de agua tomadas en planta, lo que evidencia la degradación del metal del gasoducto.

Uno de los parámetros para monitorear la corrosión en un sistema dado, es el contenido de hierro en el agua, porque su existencia indica que hay problemas de corrosión.

FECHA	PROMEDIO ppm Hierro*	Valor máximo, ppm hierro
JUNIO	182	225
JULIO	123	160
AGOSTO	216	350
SEPTIEMBRE	295	547
OCTUBRE	125	146
NOVIEMBRE	239	619
DICIEMBRE	110	230
ENERO	76	90
FEBRERO	26	74

Tabla 6. Parámetros de corrosión
Fuente: Empresa de servicio

La presencia de hierro disuelto o en suspensión (total) en los fluidos de un sistema puede ser un indicio de corrosión.

Dicho incremento se considera que es producto de los procesos de corrosión que ocurren al interior del tubo (gasoducto).

Esta pérdida de hierro representa un desgaste de 46 gramos por cada barril de agua de formación que llega a la planta de gas (referencia mes de septiembre) Como se puede observar desde el mes de Enero hasta la presente fecha se ha logrado bajar el contenido de hierros, producto de los bacheos de químicos durante la corrida del pig y la inyección permanente del inhibidor desde plataforma (6 galones por día).

Gráfico 13. Estándar de calidad en líneas y facilidades
Fuente: Autores Rodríguez - Figueroa

El conteo de hierros es un factor importante para la determinación de la eficiencia de protección dada por el inhibidor en lo que corresponde a corrosión general, es necesario aclarar que en ningún momento este valor da indicios de corrosión localizada o pitting. Una disminución en el contenido de hierros después de iniciado un tratamiento puede indicar rápidamente efectividad del programa de tratamiento

2.3.3 PROBLEMAS OPERATIVOS GENERADOS EN EL GASODUCTO

Los problemas operativos en los gasoductos pueden ocurrir cuando no se controla el arrastre de agua o ésta no es eliminada adecuadamente en los separadores, los slug de agua dentro del gasoducto se depositan en las partes más bajas produciendo un tapón hidráulico que acrecienta el diferencial de presión entre el punto de producción y el de entrega.Además fomenta el cultivo de bacterias que se alimentan del hierro presente en la tubería causando una reducción de diámetros que puede afectar seriamente al sistema.

CAPÍTULO III. METODOLOGÍA

3. DESHIDRATACIÓN CON GLICOLES

Uno de los métodos más comunes de deshidratación en la Industria es a través del uso de Glicoles, el cual consiste en el choque de dos flujos en contra-corriente entre el gas natural (alta presión) y un fluido higroscópico (glicol),produciéndose un proceso de absorción, siendo este un método muy satisfactorio de deshidratación.

Como el sistema de circulación de Glicol cumple un circuito cerrado, éste puede ser usado nuevamente luego de la regeneración, el cual consiste en el calentamiento del glicol con el objeto de evaporar el agua removida.

3.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

La solución pobre de TEG entra por la cima de la columna y absorbe el agua del gas húmedo. El gas seco sale por el tope del absorbedor mientras que la solución rica de TEG (rica en agua), sale por el fondo y es regenerada en la sección de tratamiento del glicol.

Después del proceso de absorción, la solución del glicol es enviada a un separador trifásico en donde los hidrocarburos líquidos arrastrados y el gas disuelto son separados, seguidos de una etapa de filtrado para retirar partículas sólidas.

El solvente es regenerado por destilación en una columna que generalmente se rellena con empaques, y es enfriado en el tope por un serpentín a través del cual circula la solución de glicol.

El reflujo generado por los vapores que se condensan ayuda a reducir las pérdidas del glicol.

La deshidratación del gas natural demanda una alta pureza del solvente reciclado, el mismo que se puede lograr bajando la presión y aumentando la temperatura en la etapa de la regeneración.

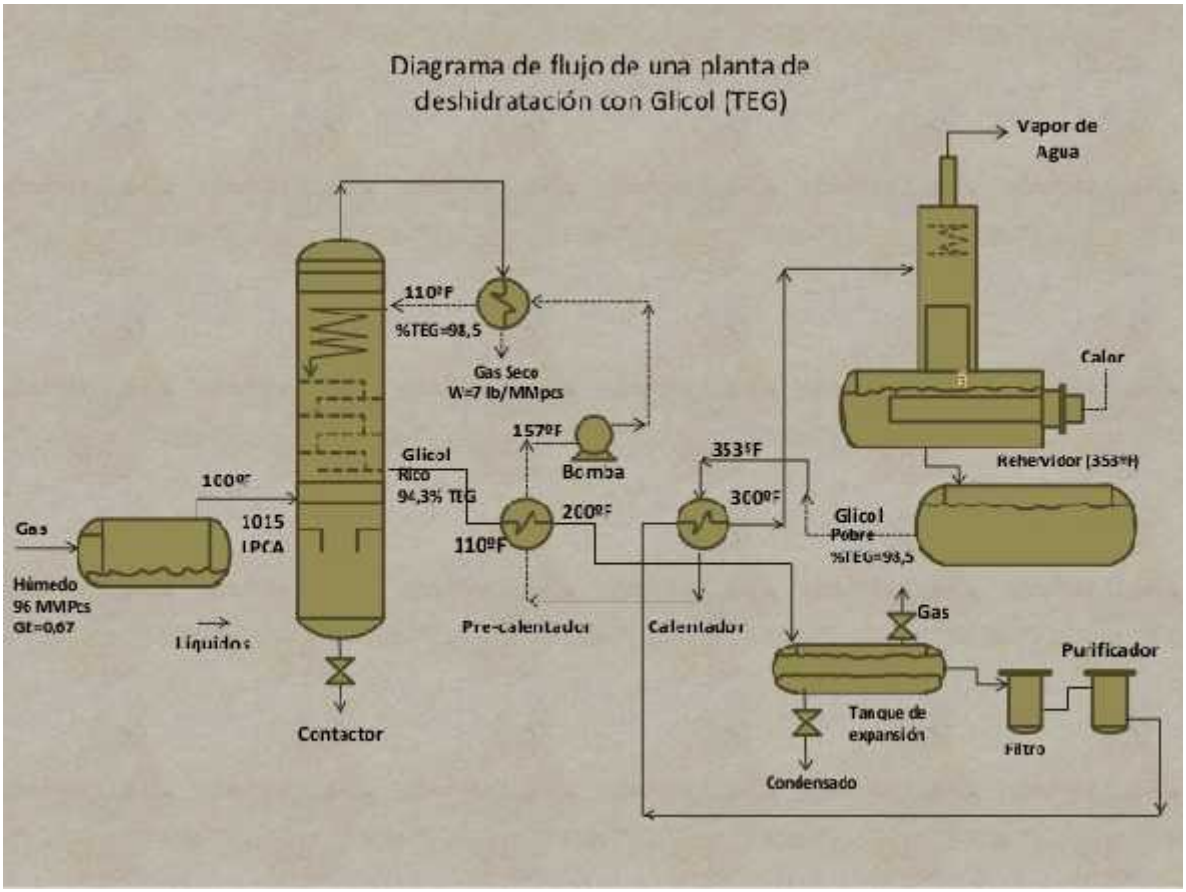


Gráfico 14. Diagrama de flujo de una planta de deshidratación con glicol (TEG)
Fuente: Empresa Petrolera

3.2 TIPOS, PROPIEDADES Y CARACTERÍSTICAS DE GLICOLES

Por la capacidad higroscópica se usan glicoles en los procesos de deshidratación del gas natural. El glicol es un producto químico orgánico, de la familia de los alcoholes, en contacto con el ambiente absorbe la humedad del aire, el proceso es muy estable y económicamente rentable cuando se tiene un proceso productivo eficiente con un control adecuado de todas las variables operativas.

Existen tres compuestos de glicoles muy utilizados:

- El etilenglicol
- Dietilenglicol

- El trietilenglicol

La temperatura máxima a la que se puede someter el etilenglicol y el dietilenglicol, es de 165°C (328°F) y para el trietilenglicol este valor es de 205°C (404°F), estas temperaturas no deben ser sobrepasadas ya que de ocurrir el glicol se degradaría perdiendo sus propiedades.

PROPIEDADES	ETILENGLICOL	DIETILENGLICOL	TRIETILENGLICOL	TETRAETILENGLICOL
PESO MOLECULAR	62.1	106.1	150.2	194.2
PUNTO DE EBULLICION °C	197.3	244.8	285.5	314.0
PRESION DE VAPOR (mmHg @ 25°C	<0.12	<0.01	<0.01	<0.01
DENSIDAD @ 25°C	1.110	1.113	1.119	1.120
LIBRAS POR GALON @ 25°C	9.26	9.29	9.34	9.34
PUNTO DE CONGELAMENTO °F	8	17	19	22
POUR POINT °F	-	-65	-73	-42
VISCOCIDAD ABSOLUTA (cp @ 25°C)	16.5	28.2	37.3	39.9
TENSION SUPERFICIAL (dinas/cm @ 25°C)	47	44	45	45
INDICE DE REFRACTIVIDAD @ 25°C	1.43	1.446	1.454	1.457
CALOR ESPECIFICO (BTU/lb/°F @ 25°C)	0.58	0.55	0.53	0.52
PUNTO DE FLASH °F	240	280	320	365
PUNTO DE FUEGO °F	245	290	330	375

Tabla 7. Condiciones que afectan al glicol
Fuente: Empresa Petrolera

3.3 RECOMENDACIONES PRÁCTICAS PARA REALIZAR UNA OPERACIÓN DE PLANTA CON EFICIENCIA

El desempeño eficiente de las plantas de deshidratación depende de un diseño adecuado y de parámetros de operación óptimos, controlando las variables de proceso mediante técnicas operativas adecuadas; dentro de las recomendaciones prácticas se encuentran las siguientes:

1. Comprobar el contenido de agua en el gas tratado que sale del absorbedor y ajustar el caudal de glicol o la cantidad de calor en el regenerador.
2. Verificar el nivel de cada recipiente y restituir el controlador de nivel, cuando sea necesario.
3. Observar la caída de presión a través de los filtros y reemplazar los elementos o limpiarlos.
4. Medir la temperatura del glicol pobre que sale del intercambiador para comprobar que esté a 10°F (5,6°C) por encima de la temperatura de entrada del gas al absorbedor. Ajustar el flujo de glicol a través del enfriador de aire.
5. Verificar la presión en el tanque de venteo y en el regenerador, para ver si están en el nivel apropiado. Ajustar los controladores de presión para mantenerla en el punto recomendado por los fabricantes de la Planta.
6. Garantizar las tasas de flujo correctas hacia el absorbedor.
7. Verificar el pH del glicol.
8. Evitar la formación de espumas.
9. Ajustar las presiones del sistema para obtener una velocidad de gas adecuada que evite pérdidas de glicol por arrastre.

3.4 CONDICIONES QUE AFECTAN AL GLICOL

Controlar siempre el deterioro del glicol, para evitar problemas con la calidad del gas e incurrir en costos innecesarios por la reposición o cambio del glicol ($9 /gal).

Los factores que afectan la calidad del glicol son los siguientes:

1. Permitir que lo ensucien los contaminantes que llegan del gasoducto.
2. El contacto con el oxígeno, ya que forma ácidos corrosivos.
3. El H_2S baja el pH y pone negro el glicol. Algunas veces el metal actúa como catalizador y convierte el H_2S y el oxígeno en azufre elemental, un compuesto muy corrosivo.
4. Recircular el glicol que queda en sumideros y drenajes sin antes purificarlos, esto generalmente ocurre cuando se para la planta y no se drenan los filtros.
5. Agregar antiespumante en exceso.
6. Usar inhibidores de corrosión no compatibles.
7. Exponer el glicol al contacto con el aire.
8. Como recomendación se debe usar un colchón de gas inerte en el tanque de abastecimiento con una presión de 1 a 2 pulgadas de agua para no afectar la calidad del producto.

3.5 ANÁLISIS DE LABORATORIO DE MUESTRAS DE GLICOL RICO Y POBRE.

Los análisis del glicol circulante (pobre y rico) en una planta de deshidratación de gas pueden indicar problemas activos en el proceso,tales como corrosividad de la solución, presencia de sales y productos de corrosión, contaminación por hidrocarburos y sólidos, degradación del glicol y formación de espuma

A continuación se muestran los principales análisis y normas usadas en la evaluación de cada parámetro:

Parámetro	Método	Unidad	Resultado	Niveles Recomendado	Resultado	Niveles Recomendados
TEG - wt	ASTM E-202	%	97	99	91	94 -96
Color	ASTM D1500	n°	<3,5	--	<3,5	--
Agua - wt	ASTM E-203	%	0,65	1	1,95	4 – 6
Hidrocarburo – wt	EPA 8015B	%	0,50	< 1	0,65	< 1
Chloride	SM/4500-C1-B/Méto Interno	mg/L	250,00	< 600	200,00	< 600
Sólidos Suspendidos	EPA 160,3/ 5M 2540 B	mg/L	6,5	< 100	5,8	< 100
pH	MMB-02/5M 4500+B Ph Value, 21ª,Edición, 2005	pH	7,78	6,5 – 8,0	7,74	6,5 – 8,5
Iron	EPA 7000B	mg/L	15,50	< 50	28,60	< 50
Sec to break	ASTM D 1881-97	seconds	2,00	--	5,50	--
Foam	ASTM D 1881-97	%	1,00	--	1,00	--

Tabla 8. Análisis de laboratorio de muestras de glicol rico y pobre
Fuente: Empresa Petrolera

CAPÍTULO IV

4. CONDICIONES OPERATIVAS DEL TEG PREVIA LAS VARIACIONES DE PARÁMETROS FÍSICOS

Los parámetros importantes descritos anteriormente son evaluados en este capítulo, las variaciones de presión, temperatura y caudal causaran su efecto directamente en la calidad del gas, pérdidas de glicol y en la extensión de la vida útil de los equipos y sub-sistemas.

4.1 ANÁLISIS DE PERFILES DE VARIABLES OPERATIVOS DEL TEG

Las presiones, temperaturas y caudales de ingreso y salida de gas son fundamentales para detectar en primera instancia los problemas operativos que se pudieran estar generando corriente arriba, dentro del equipo y corriente abajo del sistema de deshidratación de gas.

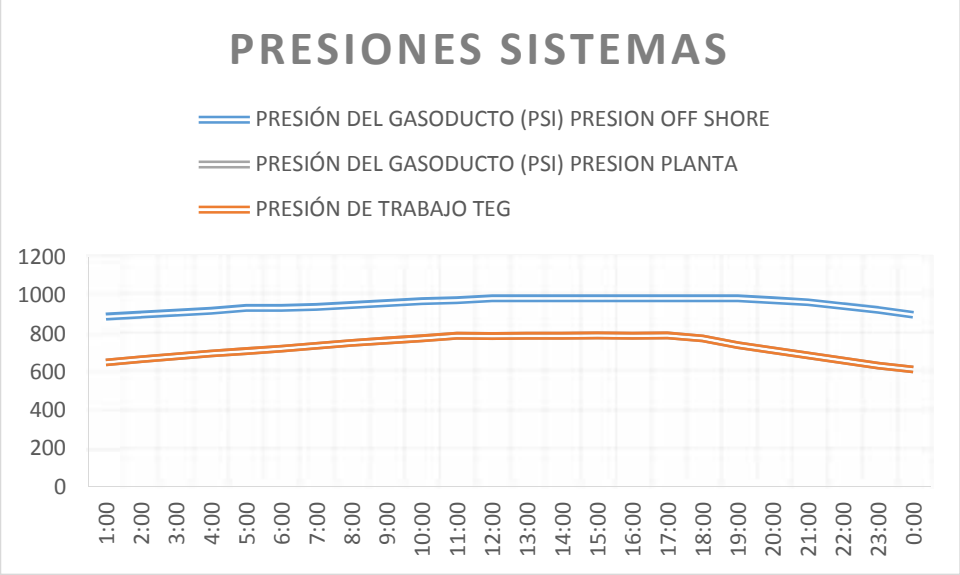


Gráfico 15. Presiones de los Sistemas
Fuente: Empresa petrolera

En la gráfica 15 que representa las presiones tanto del gasoducto como las presiones de trabajo de la TEG, es evidente que se tienen tres períodos, tales como: presurización, estabilización y despresurización, este comportamiento afecta el estado de los pozos de baja

presión, porque al tener presiones similares a la del sistema los pozos presentan problemas de ahogamiento, que desencadenarían pérdidas de producción y mermar pozos por acumulación de líquidos que no pueden ser evacuados debido a las condiciones de presión en los cabezales de los indicados pozos.

4.1.1 HUMEDAD DEL GAS DE ENTRADA Y SALIDA DE LA TEG

En el momento en el que el glicol absorbe el agua, disminuye la temperatura de rocío del gas natural (glicol rico). Dicha reducción es influenciada por la tasa de flujo del glicol, temperatura de contacto en la torre, eficiencia de contacto del glicol/gas, y concentración del glicol pobre.

La reducción del punto de rocío se ve afectada por la tasa de flujo del glicol, la temperatura de contacto en el tope de la unidad, la eficiencia del contacto glicol/gas y concentración del glicol pobre. En forma gráfica se puede establecer comparaciones entre la efectividad del DEG y TEG, trabajando a temperaturas y concentraciones de los glicoles, en relación con la disminución del punto de rocío. Por ejemplo cuando se deshidrata un gas natural a una temperatura de 100°F utilizando TEG a una concentración de 95% P/P, se puede reducir el punto de rocío de la mezcla hasta 46°F, mientras que cuando se utiliza DEG a la misma temperatura y concentración la reducción puede ocurrir hasta una temperatura de 54°F pero, la situación cambia de manera progresiva a medida que aumenta la concentración de glicoles. Si se utiliza TEG al 99% P/P el punto de rocío se reduce en 90 °F, mientras que si se utiliza DEG la reducción ocurre hasta 84°F. Si el gas que se va a deshidratar no tiene contaminantes ácidos, se puede obtener una reducción del punto de rocío hasta de 65°F.

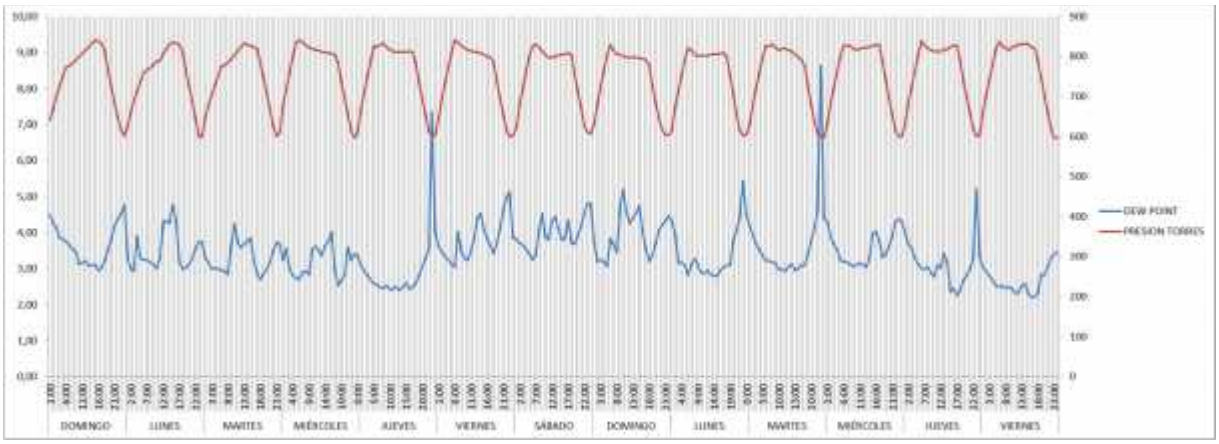


Gráfico 16. Análisis del incremento del punto de rocío con respecto a la presión
Fuente: Empresa petrolera

En la gráfica 16 DP vs Presión se evidencia que al tener una presión en las torres contactoras menor a los valores normales de operación el Dew Point del gas de ingreso se incrementa.

Cabe indicar que en los análisis realizados en plantas en donde se puede variar la temperatura del gas se llegó a la conclusión de que el efecto de la temperatura sobre la humedad del gas natural es aproximadamente siete veces mayor que el de la presión.

4.1.2 CONSUMO DEL GLICOL

Hay que tener muy en cuenta la cantidad de consumo del glicol, porque un incremento en el consumo diario repercute directamente en los costos operativos puesto que el costo aproximado del galón de glicol es de 9 dólares, sin considerar los problemas de logística, paradas de equipos y las pérdidas de producción.

Las mermas por evaporación en la unidad de deshidratación son aceptables en alrededor de 0,1 gln/MMSCF, según las normativas vigentes.

Por lo tanto, el valor aceptable de pérdida del glicol diario en los equipos diseñados para 50 MMSCFD sería de 5 gln/día, un valor mayor reflejaría problemas en el desempeño del equipo.

Otro parámetro que se debe tener en cuenta es la presión de entrada del gas a la columna y su comportamiento. También se deberá tener en cuenta las variaciones de flujo del glicol, muchas veces varía sin guardar relación con los principales parámetros que afectan el contenido de agua a remover, tales como: presión, temperatura y caudal.

Los problemas operacionales que causan pérdidas del glicol se definen de la manera siguiente:

- Arrastre
  En el gas deshidratado.
  En el condensado formado.
- Vaporización
  En el gas deshidratado.
  En el gas de venteo.
- Degradación
  Térmica: craqueo del glicol
  Química: contaminación del glicol con impurezas de gas (CO2 y H2S).
- Fugas
  En válvulas
  En bombas

4.1.3 TASA DE CIRCULACIÓN DEL GLICOL

Normalmente el ajuste de flujo del glicol se hace en función del contenido de humedad del gas que sale del contactor, constituyendo una acción personalizada que debe ser tomada en cuenta por el operador y que puede en ocasiones ser omitida. Para este punto es muy importante efectuar el seguimiento del contenido de agua (lbs) por el volumen de gas deshidratado.

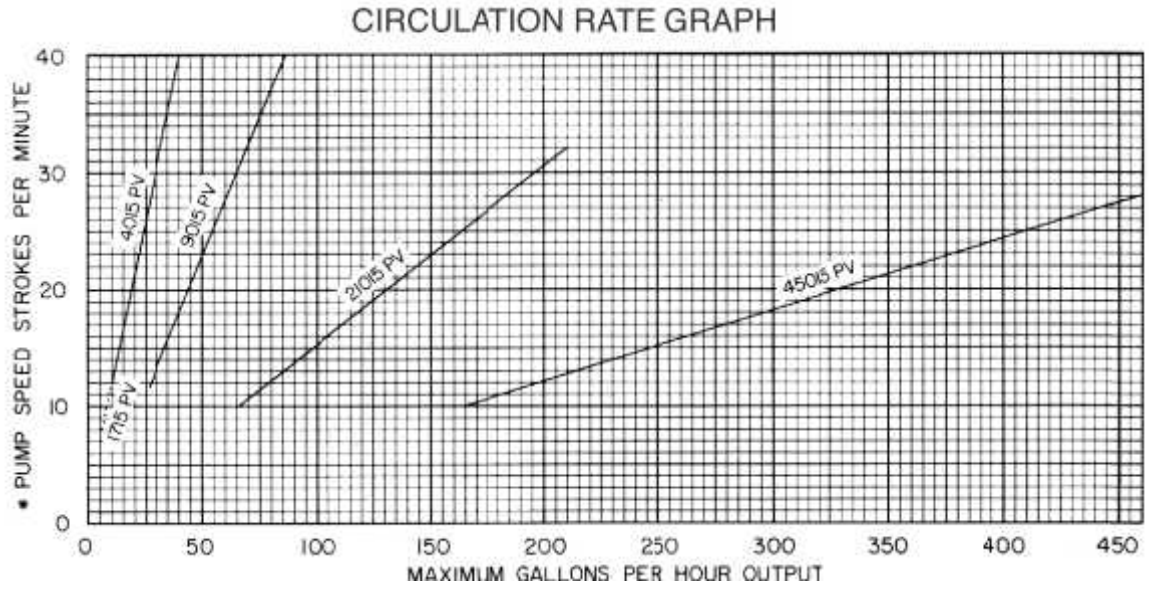
Por ejemplo, para un caudal de gas de 50 MMSCFD con una humedad de 35 lbs/MMSCF, para obtener una humedad de gas en la salida de la torre de 3Lbs/MMSCF, ¿cuánto deberá ser la circulación del glicol?

CALCULO DE LA TASA ÓPTIMA DE CIRCULACIÓN DE TRIETILENGLICOL

F (MMCFD)	I (lb/MMCFD)	O (lb/MMCFD)	G (galTEG/lbH2O)
50	35	3	3

L(opt) = Tasa de circulación óptima 230 (gal/hr)

F = Tasa de flujo de gas (MMcf/d)
I = Contenido de agua de entrada (lb/MMcf)
O = Contenido de agua de salida (lb/MMcf) (la regla general es 4)
G = Proporción de glicol por agua (gal de TEG/lb de agua) (la regla general es 3)
L(mín) = Tasa mínima de circulación de trietilenglicol (gal/hr) 200
W = Tasa de eliminación de agua (lb/hr) 66,67



ad

4.1.4 EFICIENCIA DE DESHIDRATACIÓN

La eficiencia de deshidratación es el porcentaje de agua removida en la corriente de gas, se calcula de la manera siguiente:

$$EFICIENCIA = \frac{DEW\ POINT\ INGRESO\ TORRE - DEW\ POINT\ SALIDA\ TORRE}{DEW\ POINT\ INGRESO\ TORRE} X\ 100$$

Por ejemplo un equipo de deshidratación va a tratar un gas de entrada con una humedad de 35 lbs/MMSCF, luego de pasar por el proceso de deshidratación el gas sale con una humedad de 4 lbs/MMSCFD, calcule la eficiencia de deshidratación.

Eficiencia=(35-4/35)* 100= 88,5 %

4.2. PRUEBAS FUNCIONALES CON VARIACIÓN DE PARÁMETROS FÍSICOS

Previa a las pruebas funcionales se deberán registrar los setting de todos los equipos y sistemas de la planta, almacenar una configuración de respaldo del Sistema SCADA colocar los bypass respectivos en todos los sistemas que se vean afectados por esta prueba.

Verificar el correcto funcionamiento de los sistemas analíticos de la Planta, entre ellos el analizador de humedad, hace pruebas a las muestra de corrientes de gases de salida y entrada a la torre contactora verificando la concentración de agua, este monitoreo continuo es utilizado para efectuar los ajustes necesarios del proceso aguas arriba necesarios para que el gas de venta cumpla con las especificaciones requeridas.

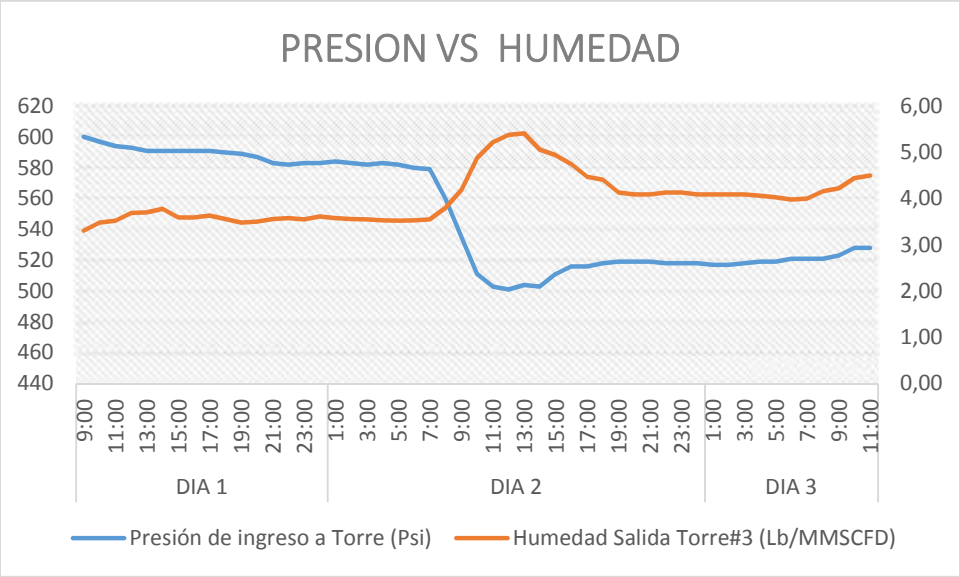


Gráfico 17. Presión al ingreso de la torre vs humedad del fluido a la salida de la torre
Fuente: Empresa petrolera

El grafico 17 de presión de la Torre vs Humedad se evidencia claramente que a medida en que la presión de la torre disminuye, el incremento de humedad del gas de salida es más notorio en el día 2 en el periodo de 09H00 hasta las 15H00, en que se llega a la menor presión de la prueba, el ajuste de la tasa de circulación del glicol se realiza conforme lo explicado en los capítulos anteriores, sin embargo el incremento de la humedad del gas de salida se mantiene aún dentro de los parámetros normales, ya que no sobrepasan las 6 lbs/MMSCFD de agua.

4.2.1 PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN DEL TEG BAJO NUEVAS CONDICIONES OPERATIVAS

Para el desarrollo de este ítem se toma como referencia los procedimientos de operaciones en plantas deshidratadoras con glicol que no se encuentran automatizadas.

No.	DESCRIPCIÓN DE LAS TAREAS
1.	Colocar en posición “bypass” el indicador de la TEG en el panel de control principal para evitar que se active la alarma y colocar tarjeta de seguridad.
2.	Colocar en posición “bypass” en el panel del Glycol Reboiler los siguientes indicadores: - PSHL MBD (Glycol Separator) - BSL EAW (Natural Draft Burner) - PSL-1 (PBA-00/10) - PSL-2 (PBA-00/10) - PSL MBF (Glycol Reboiler / Fuel Pot) Para evitar que se activen las alarmas. Colocar tarjetas de seguridad.
3.	Colocar en modo “OFF” en el panel del quemador EAW para que se extinga la llama y colocar tarjeta de seguridad.

4.	Cerrar la válvula (V2) para bloquear el flujo del gas en la entrada del quemador y colocar tarjeta de seguridad.
5.	Cerrar la válvula (V1) para bloquear el flujo del gas en la entrada de llama piloto y colocar tarjeta de seguridad.
6.	Presionar el Pull to Reset en el panel del Glycol Reboiler BBC, en el siguiente orden: - Glycol Separator - Glycol Reboiler/Surge - Glycol Pumps - Glycol Reboiler / Fuel Pot Para cerrar las SDV-20, SDV-21, SDV-01 y SDV-01 y colocar tarjetas de seguridad.
7.	Cerrar la válvula (V3) para bloquear el flujo del gas en la entrada principal del equipo y colocar tarjeta de seguridad.
No.	**DESCRIPCIÓN DE LAS TAREAS**
8.	Cerrar la válvula principal de succión (V4) y la válvula principal de descarga (V5) de las bombas de glicol y colocar tarjeta de seguridad.
9.	Cerrar la válvula (V6) que se encuentra aguas abajo de la LCV-02 y colocar tarjeta de seguridad. **Nota:** En este momento el equipo está totalmente aislado y despresurizado.

Tabla 9. Procedimiento de operación de TEG bajo nuevas condiciones operativas
Fuente: Empresa petrolera

ARRANQUE DEL GLYCOL REBOILER BB

No.	**DESCRIPCIÓN DE LAS TAREAS**
1.	Revisar las condiciones de los equipos asociados aguas arriba y aguas abajo del Glycol Reboiler BBC: - El Fuel Gas Scrubber debe estar en servicio, para alimentación de gas al quemador.
2.	Abrir la válvula (V3) para permitir el suministro de gas en la entrada principal al equipo y retirar tarjeta de seguridad.

3.	Halar el Pull to Reset (Glycol Reboiler / Fuel Pot) para abrir las SDV-20 y SDV-21 en el panel del equipo y retirar tarjeta de seguridad.
4.	Colocar en modo “ON” el quemador EAW-20 para originar la llama, observar la mirilla para verificar que está encendida la llama piloto. **Nota:** En caso de no encender la llama piloto, se procede a apagar y encender el quemador en el panel, hasta que se dé el encendido.
5.	Abrir la válvula (V1) para permitir el suministro de gas en la entrada de llama piloto y retirar tarjeta de seguridad.

No.	DESCRIPCIÓN DE LAS TAREAS
6.	Abrir lentamente la válvula (V2) para permitir el suministro de gas en la entrada del quemador y retirar tarjeta de seguridad.
7.	Halar el Pull to Reset (Glycol Pumps) para abrir la SDV-01 en el panel del equipo y retirar tarjeta de seguridad.
8.	Abrir la válvula (V6) que se encuentra aguas abajo de la LCV-02 y retirar tarjeta de seguridad.
9.	Abrir lentamente la válvula principal de succión (V4) y la válvula principal de descarga (V5) de las bombas de glicol para comenzar la recirculación del fluido en el sistema y retirar tarjeta de seguridad.
10.	Halar el Pull to Reset (Glycol Separator) en el panel del equipo para abrir la SDV-01 y retirar tarjeta de seguridad.
11.	Halar el Pull to Reset (Glycol Reboiler Surge) en el panel del equipo, para controlar los niveles en el reboiler y retirar tarjeta de seguridad.
12.	Colocar en posición “in service” en el panel del Glycol Reboiler BBC los siguientes indicadores: - PSHL MBD (Glycol Separator) - BSL EAW (Natural Draft Burner) - PSL-1 (PBA-00/10) - PSL-2 (PBA-00/10) - PSL MBF (Glycol Reboiler / Fuel Pot).

	Para habilitar las alarmas. Retirar tarjetas de seguridad.
13.	Colocar en posición “in service” el indicador GDP en el panel de control principal y retirar tarjeta de seguridad.

Tabla 10. Descripción de tareas en el arranque del glycol reboiler bb
Fuente: Empresa petrolera

OPERACIÓN DEL GLYCOL REBOILER BBC

No.	DESCRIPCIÓN DE LAS TAREAS
1.	Monitorear que la temperatura del equipo se encuentre entre los rangos: 350°F a 395°F, observando el indicador de temperatura TI-01. **Nota:** En caso de presentarse alguna variación se debe revisar principalmente el estado de los quemadores y el suministro de gas con el objeto de ubicar la causa de la desviación.

Tabla 11. Descripción de tareas de operación del glicol reboiler bbc
Fuente: Empresa petrolera

CAPITULO V – RESULTADOS OBTENIDOS.

5.1 RESULTADOS OBTENIDOS EN LA PLANTA DE GAS

En este capítulo se evaluarán las variables obtenidas luego de realizar las pruebas de eficiencia, sometiendo el equipo a condiciones extremas, muy por debajo de los parámetros de diseño y operación normal.

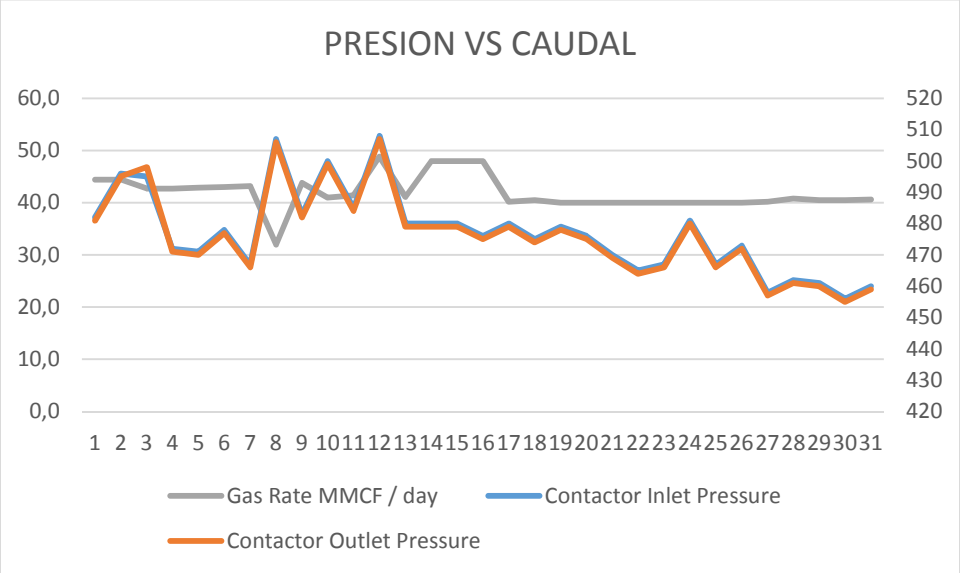


Gráfico 18. Presión vs caudal en las operaciones de la planta de gas
Fuente: Empresa petrolera

Se hacen pruebas multitasas y a presiones variables con el fin de evaluar el sistema y determinar los valores mínimos de operación recomendables, donde no se tenga afectación en los equipos ni en la calidad de venta del gas. La presión de ingreso a las torres se encuentra alrededor de 470 psi, teniendo un valor similar en la presión de salida, lo cual indica que la variación de presión ΔP es despreciable, como se muestra en la gráfica adjunta.

Las pruebas se realizan a un caudal promedio de 40 MMSCFD

La humedad del gas aumentará a presiones bajas es por eso que en el gráfico 19 se evidencian valores de humedad por encima de los 40 lbsH_2O/MMSCFD.

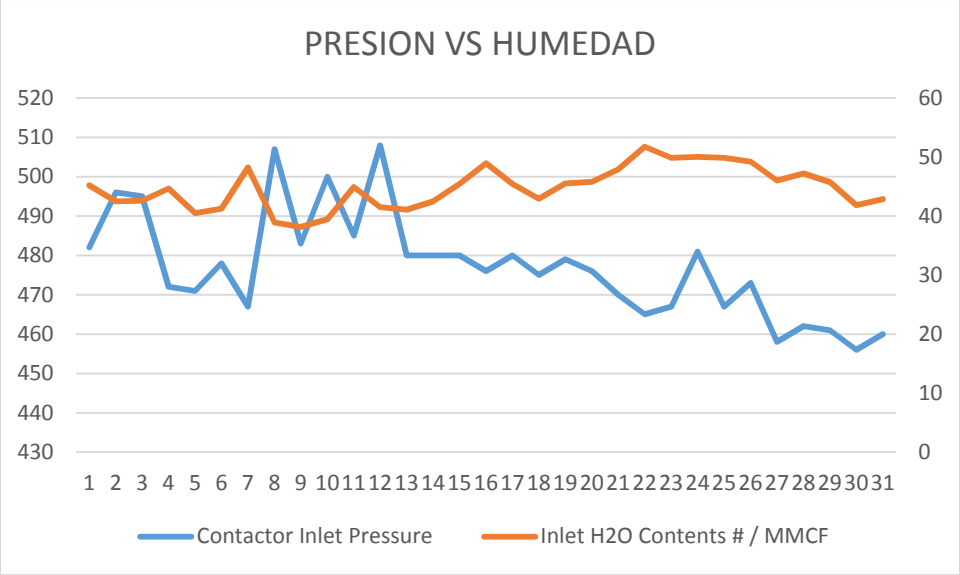


Gráfico 19. Análisis de la humedad del fluido con respecto a la presión
Fuente: Empresa petrolera

Estos rangos de humedad y presión deben ser compensados de alguna forma realizando técnicas operativas acordes a los escenarios presentados, para lo cual se aumenta la tasa de circulación del glicol, generando mayor cantidad de stroken en las bombas, sin embargo al tener presiones bajas en el sistema las bombas no tienen una eficiencia adecuada por tratarse de bombas autosustentables que usan la presión del sistema para generar ciclos.

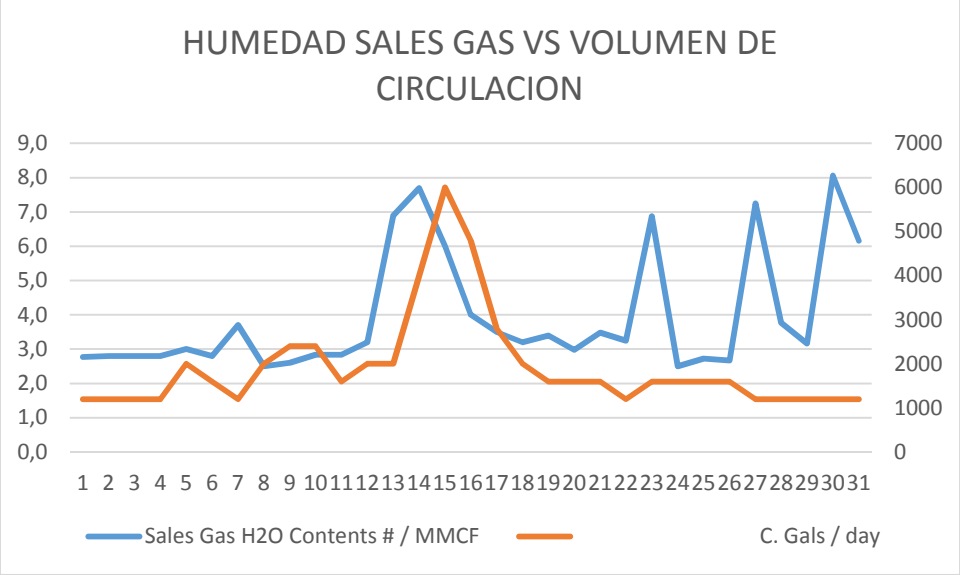


Gráfico 20. Aumento de la tasa de circulación de glicol con respecto a la humedad
Fuente: Empresa petrolera

Tal como lo demuestra la gráfica 20 para efectos de control de la humedad del gas de venta se incrementa la tasa de circulación del glicol, lo cual permite el control de los valores de humedad, sin embargo no es una técnica eficiente puesto que los valores de humedad del gas llegan a sobrepasar los 7 lbs/MMSCFD, las bombas se apagan por la baja presión y la generación de vapores BTEX se incrementa.

El consumo del glicol por efectos del arrastre por la velocidad del gas se detalla a continuación:

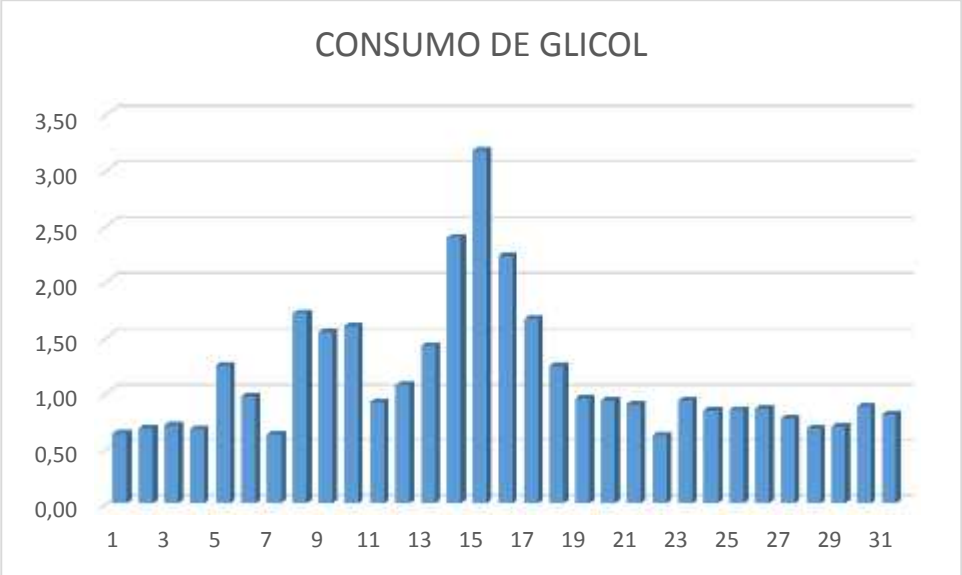


Gráfico 21. Promedio diario de consumo de glicol
Fuente: Empresa petrolera

El promedio de consumo del glicol es de 1,4 galones diarios, la norma que rige indica que el consumo de una planta deshidratadora de glicol no debe superar a 1gal/d, esta tendencia incrementaría los costos operativos, volviendo la operación riesgosa para los equipos y poco rentable.

5.2 RESULTADOS OBTENIDOS EN LOS POZOS OFF SHORE

La prueba no resulta satisfactoria a nivel de deshidratación del gas, sin embargo se demuestra que los pozos presentan extensión en la vida productiva ya que la declinación ha mejorado, como se muestra en la gráfica siguiente:

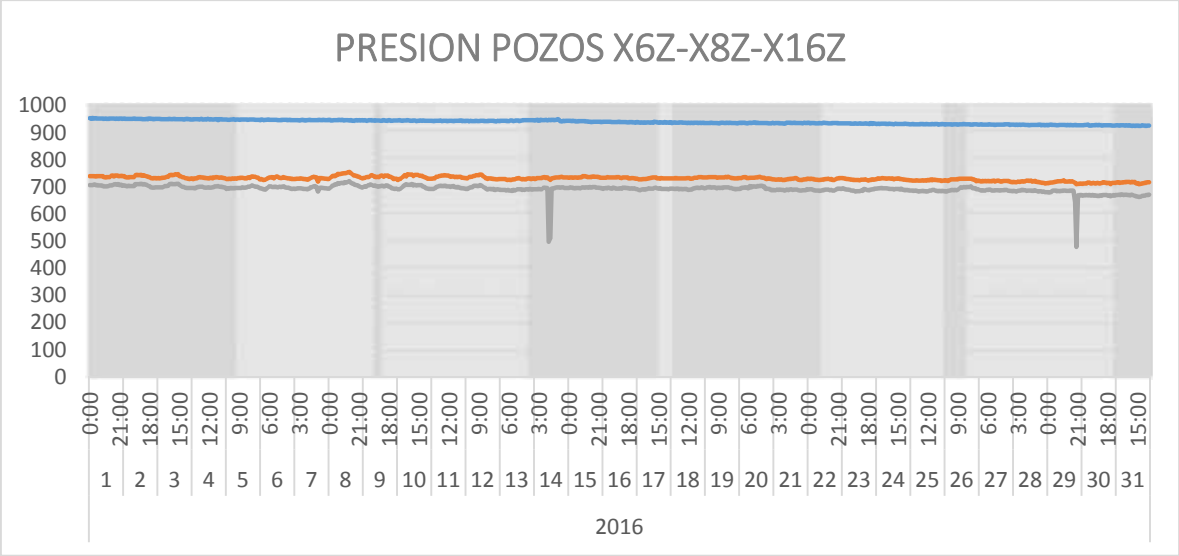


Gráfico 22. Análisis de la estabilidad de los pozos aplicando TEG
Fuente: Empresa petrolera

Como se aprecia en la gráfica 22 los pozos de baja presión han suavizado la curva de declinación en el último mes, posterior a las pruebas realizadas en las TEG de la planta, mejorando notablemente el comportamiento de los mismos, llegando incluso a estabilizarse.

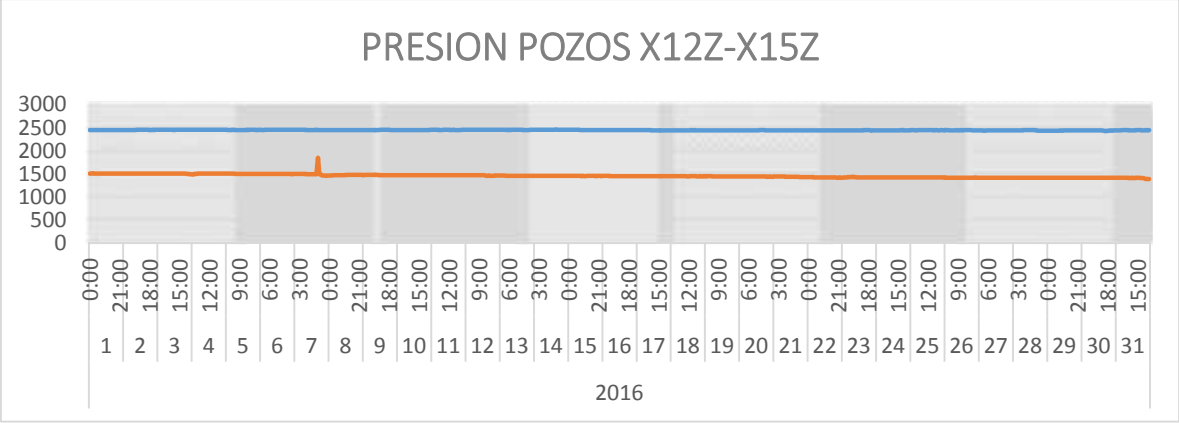


Gráfico 23. Visualización de un ligero incremento de producción en pozos de mayor presión
Fuente: Empresa petrolera

La grafica 23 muestra que los pozos de mayor presión se muestran inalterables a estas nuevas condiciones, físicamente se notó un ligero incremento en la producción de cada pozo sin considerar la apertura de los estranguladores.

5.3 MÉTODOS DE CÁLCULOS PARA DISEÑOS DE PLANTAS BAJO NUEVAS CONDICIONES DE OPERACIÓN.

En el capítulo siguiente se explicará la metodología de cálculo de los sub sistemas principales que conforman una Planta de Deshidratación con Glicol bajo las nuevas condiciones de operación, sin embargo cabe indicar que el parámetro donde existe mayor variación es la presión y evidentemente en la humedad del gas de entrada a la torre.

- Condiciones de diseño:

	Unidades	Min	Normal	Máximo
Flujo	MMSCFD	10	36	40
Temperatura	°F	75	90	110
Presión	Psig	600	900	1100
Contenido agua i	lb/MMSCFD	15	22	30
Contenido agua f	lb/MMSCFD	-	-	4
Recircula Gly	Gal TEG/lbagua	-	3,1	-

Gas Flow rate	MMSCFD	40
Specif density	sg	0,7
Pressure Operating	psig	900
Max Working Pressure of contactor	psig	1440
Gas Inlet Temperature	°F	110
Outlet Gas Water Content Requierement,	lb/MMSCFD	4
Glicol recirculation rate,	gal TEG/lb agua	3,1
Lean Glicol, Concentration	%	99
Reboiler Temperature	°F	340
Lean Glicol, for Heat Exchanger	°F	240
Actual density of the liquid, D_L	lb/ft3	48
Actual density of the vapor, Dv	lb/ft3	0,04
K, empirial factor (0,12 to 0,35)		0,35

❖ **Calculo del área seccional**

$$v = k\sqrt{\frac{Dl - Dv}{Dv}}$$

$$v = 0{,}35\sqrt{\frac{48 - 0{,}04}{0{,}04}} = 12{,}12 ft/s$$

Ec. Souders-Brown

$$As = Gs/Ga$$

Dl densidad del líquido

Dv densidad del vapor

K constante empírica 0,35 se considera para corrientes de gas con líquido.

As área seccional, ft2

Gs flujo de gas MMSCFD

Ga flujo de gas MMSCF/D-sq.ft

- **Determinación de Ga (flujo de gas MMSCF/D-sq.ft)**

TABLE D.1
SCRUBBER RECOMMENDED MAXIMUM GAS FLOW RATES
(MMSCF/D-SQ. FT.)

		OPERATING PRESSURE, PSIG								
SP. GR.	TEMP °F	400	500	600	700	800	900	1000	1100	1200
0.6	60	5.12	5.72	6.28	6.79	7.28	7.73	8.16	8.57	8.96
	70	5.04	5.63	6.18	6.68	7.15	7.60	8.01	8.41	8.79
	80	4.97	5.55	6.08	6.57	7.03	7.47	7.88	8.26	8.63
	90	4.90	5.47	5.99	6.47	6.92	7.34	7.74	8.12	8.48
	100	4.83	5.39	5.90	6.37	6.81	7.23	7.62	7.99	8.34
	110	4.76	5.31	5.82	6.28	6.71	7.12	7.50	7.86	8.20
	120	4.70	5.24	5.73	6.19	6.61	7.01	7.38	7.74	8.07
0.7	60	4.79	5.37	5.90	6.41	6.88	7.33	7.76	8.17	8.56
	70	4.71	5.28	5.80	6.29	6.75	7.19	7.60	7.99	8.37
	80	4.64	5.19	5.70	6.18	6.63	7.05	7.45	7.83	8.19
	90	4.57	5.11	5.61	6.08	6.51	6.92	7.31	7.68	8.03
	100	4.50	5.04	5.52	5.98	6.40	6.80	7.18	7.54	7.88
	110	4.44	4.96	5.44	5.88	6.30	6.69	7.05	7.40	7.73
	120	4.38	4.89	5.36	5.79	6.20	6.58	6.94	7.28	7.60

Tabla 12. Tasas máximas de flujos de gas recomendadas para scrubber
Fuente: Empresa petrolera

Ga= 6,69

❖ **Dimensionamiento Scrubber**

$As = \frac{Gs}{Ga}$

Gs= 40 MMSCFD

$As = \frac{40MMSCFD}{6.69}$

As=5,98

DIAMETRO= 34 in

L/D=3-4

LONGITUD=12 ft

TABLE D.3
VESSEL CROSS SECTIONAL AREA
(SQUARE FEET)

OUTSIDE DIA. INCHES	WORKING PRESSURE, PSIG 720	1000	1200	1440
6⅝	0.20	0.20	0.20	0.20
8⅝	0.36	0.35	0.33	0.32
10¾	0.56	0.52	0.52	0.50
12¾	0.79	0.75	0.71	0.71
14	0.94	0.90	0.85	0.85
16	1.23	1.18	1.12	1.06
18	1.58	1.48	1.42	1.34
20	1.93	1.84	1.75	1.66
24	2.79	2.65	2.54	2.40
30	4.51	4.35	4.24	4.12
36	6.49	6.26	6.12	5.98
42	8.84	8.56	8.35	8.14
48	11.54	11.17	10.92	10.62
54	14.61	14.12	13.84	13.43
60	18.03	17.49	17.08	16.57

Tabla 13. Área transversal del Scrubber
Fuente: Empresa petrolera

❖ **Dimensionamiento TORRE CONTACTORA**

Calculo del área seccional

$$v = k\sqrt{\frac{Dl - Dv}{Dv}}$$

$$v = 0{,}16\sqrt{\frac{48 - 0{,}04}{0{,}04}} = 5{,}54 ft/s$$

Ec. Souders-Brown

$As = Gs/Ga$

Dl densidad del líquido TEG

Dv densidad del vapor

K constante empírica 0,16 para espacios entre platos de 24”.

As área seccional, ft2

Gs flujo de gas MMSCFD

Ga flujo de gas MMSCF/D-sq.ft

- **Determinación de Ga (flujo de gas MMSCF/D-sq.ft)**

TABLE D.2
CONTACTOR RECOMMENDED MAXIMUM GAS FLOW RATES
(MMSCF/D-SQ. FT.)

SP. GR.	TEMP °F	OPERATING PRESSURE, PSIG 400	500	600	700	800	900	1000	1100	1200
0.6	60	2.95	3.30	3.63	3.94	4.22	4.49	4.75	5.00	5.24
	70	2.91	3.26	3.58	3.88	4.16	4.42	4.68	4.92	5.15
	80	2.87	3.22	3.53	3.82	4.10	4.36	4.60	4.84	5.06
	90	2.84	3.17	3.48	3.77	4.04	4.29	4.53	4.76	4.98
	100	2.80	3.13	3.43	3.71	3.98	4.23	4.46	4.69	4.90
	110	2.77	3.09	3.39	3.66	3.92	4.16	4.40	4.62	4.83
	120	2.73	3.05	3.34	3.61	3.87	4.11	4.33	4.55	4.75
0.7	60	2.76	3.10	3.42	3.72	4.01	4.28	4.54	4.79	5.04
	70	2.72	3.06	3.37	3.66	3.93	4.20	4.45	4.70	4.93
	80	2.69	3.01	3.32	3.60	3.87	4.13	4.37	4.61	4.83
	90	2.65	2.97	3.27	3.54	3.81	4.06	4.29	4.52	4.74
	100	2.61	2.93	3.22	3.49	3.75	3.99	4.22	4.44	4.65
	110	2.58	2.89	3.17	3.44	3.69	3.93	4.15	4.37	4.57
	120	2.55	2.85	3.13	3.39	3.63	3.87	4.09	4.29	4.50
0.8	60	2.62	2.96	3.28	3.58	3.88	4.17	4.46	4.73	4.99
	70	2.58	2.91	3.22	3.51	3.80	4.08	4.34	4.60	4.85

Tabla 14. Tasas máximas de flujos de gas recomendadas para scrubber
Fuente: Empresa petrolera

- **Dimensionamiento Torre Contactora**

$$As = \frac{Gs}{Ga}$$

Gs= 40 MMSCFD

$$As = \frac{40 MMSCFD}{3{,}39}$$

As=11,80

DIAMETRO= 48 in

TABLE D.3
VESSEL CROSS SECTIONAL AREA
(SQUARE FEET)

OUTSIDE DIA. INCHES	WORKING PRESSURE, PSIG 720	1000	1200	1440
6⅝	0.20	0.20	0.20	0.20
8⅝	0.36	0.35	0.33	0.32
10¾	0.56	0.52	0.52	0.50
12¾	0.79	0.75	0.71	0.71
14	0.94	0.90	0.85	0.85
16	1.23	1.18	1.12	1.06
18	1.58	1.48	1.42	1.34
20	1.93	1.84	1.75	1.66
24	2.79	2.65	2.54	2.40
30	4.51	4.35	4.24	4.12
36	6.49	6.26	6.12	5.98
42	8.84	8.56	8.35	8.14
48	11.54	11.17	10.92	10.62
54	14.61	14.12	13.84	13.43
60	18.03	17.49	17.03	16.57

Tabla 15. Área transversal del Scrubber
Fuente: Empresa petrolera

❖ Volumen de la Torre Contactora

Punto de rocío gas entrada, DP (IN)	°F
Punto de rocío gas salida, DP (OUT)	°F
Depresión punto de rocío, DPDEP	°F
Número de platos	#
Longitud,	ft
Diámetro,	ft3

❖ Volumen de la Torre Contactora

Punto de rocío gas de entrada, DP (IN)

TABLE D.4
WATER CONTENT OF NATURAL GAS
(POUNDS OF WATER PER MMSCF)

TEMP °F	OPERATING PRESSURE, PSIG									TEMP °F	OPERATING PRESSURE, PSIG								
	400	500	600	700	800	900	1000	1100	1200		400	500	600	700	800	900	1000	1100	1200
55	29.6	24.8	21.6	19.3	17.5	16.2	15.1	14.2	13.4	108	156.0	129.3	111.2	98.2	88.4	80.7	74.6	69.5	65.3
56	30.6	25.7	22.4	20.0	18.1	16.7	15.6	14.7	13.9	109	160.5	133.0	114.4	101.0	90.9	83.0	76.7	71.5	67.1
57	31.7	26.6	23.1	20.6	18.8	17.3	16.1	15.1	14.3	110	165.1	136.7	117.6	103.8	93.4	85.3	78.8	73.4	69.0
58	32.8	27.5	23.9	21.3	19.4	17.9	16.7	15.7	14.8	111	169.8	140.6	120.9	106.7	96.0	87.7	81.0	75.4	70.8
59	34.0	28.5	24.7	22.1	20.1	18.5	17.2	16.2	15.3	112	174.6	144.6	124.3	109.7	98.7	90.1	83.2	77.5	72.8
60	35.1	29.4	25.6	22.8	20.7	19.1	17.8	16.7	15.8	113	179.5	148.6	127.8	112.7	101.4	92.6	85.4	79.6	74.7
61	36.4	30.4	26.5	23.6	21.4	19.7	18.4	17.2	16.3	114	184.6	152.8	131.3	115.9	104.2	95.1	87.8	81.8	76.8
62	37.6	31.5	27.3	24.4	22.1	20.4	19.0	17.8	16.8	115	189.8	157.0	135.0	119.1	107.1	97.7	90.2	84.0	78.8
63	38.9	32.5	28.3	25.2	22.9	21.0	19.6	18.4	17.4	116	195.1	161.4	138.7	122.3	110.0	100.3	92.6	86.2	80.9
64	40.2	33.6	29.2	26.0	23.6	21.7	20.2	19.0	18.0	117	200.5	165.9	142.5	125.7	113.0	103.1	95.1	88.6	83.1
65	41.6	34.8	30.2	26.9	24.4	22.5	20.9	19.6	18.5	118	206.0	170.4	146.4	129.1	116.0	105.8	97.6	90.9	85.3
66	43.0	36.0	31.2	27.8	25.2	23.2	21.6	20.2	19.1	119	211.7	175.1	150.4	132.6	119.2	108.7	100.3	93.3	87.6
67	44.4	37.2	32.2	28.7	26.0	23.9	22.3	20.9	19.7	120	217.6	179.9	154.5	136.2	122.4	111.6	102.9	95.8	89.9

Tabla 16. Contenido de agua en gas natural
Fuente: Empresa petrolera

- **Volumen de la Torre Contactora**

  Punto de rocío gas de salida, DP (OUT)

TABLE D.4
WATER CONTENT OF NATURAL GAS
(POUNDS OF WATER PER MMSCF)

TEMP °F	OPERATING PRESSURE, PSIG 400	500	600	700	800	900	1000	1100	1200	TEMP °F	OPERATING PRESSURE, PSIG 400	500	600	700	800	900	1000	1100	1200
15	6.6	5.6	4.9	4.5	4.1	3.8	3.6	3.4	3.3	68	45.9	38.4	33.3	29.6	26.9	24.7	23.0	21.6	20.4
16	6.8	5.8	5.1	4.7	4.3	4.0	3.8	3.6	3.4	69	47.5	39.7	34.4	30.6	27.7	25.5	23.7	22.2	21.0
17	7.1	6.1	5.4	4.8	4.5	4.2	3.9	3.7	3.5	70	49.1	41.0	35.5	31.6	28.6	26.3	24.5	22.9	21.7
18	7.4	6.3	5.6	5.0	4.6	4.3	4.1	3.9	3.7	71	50.7	42.3	36.7	32.6	29.6	27.2	25.2	23.7	22.4
19	7.7	6.6	5.8	5.2	4.8	4.5	4.2	4.0	3.8	72	52.4	43.7	37.9	33.7	30.5	28.0	26.0	24.4	23.1
20	8.0	6.8	6.0	5.4	5.0	4.7	4.4	4.2	4.0	73	54.1	45.1	39.1	34.8	31.5	28.9	26.9	25.2	23.8
21	8.4	7.1	6.3	5.7	5.2	4.8	4.5	4.3	4.1	74	55.9	46.6	40.4	35.9	32.5	29.8	27.7	26.0	24.5
22	8.7	7.4	6.5	5.9	5.4	5.0	4.7	4.5	4.3	75	57.7	48.1	41.7	37.0	33.5	30.8	28.6	26.8	25.3
23	9.1	7.7	6.8	6.1	5.6	5.2	4.9	4.6	4.4	76	59.6	49.7	43.0	38.2	34.6	31.8	29.5	27.6	26.1
24	9.4	8.0	7.0	6.3	5.8	5.4	5.1	4.8	4.6	77	61.5	51.3	44.4	39.4	35.7	32.7	30.4	28.5	26.9
25	9.8	8.3	7.3	6.6	6.0	5.6	5.3	5.0	4.8	78	63.5	52.9	45.8	40.7	36.8	33.8	31.3	29.3	27.7

Tabla 17. Contenido de agua en gas natural a una Temperatura de 16°F
Fuente: Empresa petrolera

- **Depresión Punto Rocío, DPDEP**

$$DPDEP = DP\ IN - DP\ OUT$$

$$DPDEP = 85{,}9 - 16$$

$$DPDEP = 69{,}3\ °F$$

- **Volumen de la Torre Contactora**
- **Número de Platos**

TABLE D.5
ACTUAL TRAYS OR FEET OF PACKING
REQUIRED FOR DEW POINT DEPRESSION

RATIO TEG/WATER L_{TW} (gal./lb.)	DEW POINT DEPRESSION °F	OPERATING PRESSURE, PSIG 400	500	600	700	800	900	1000	1100	1200
2	55	4	4	4	4	4	4	4	4	4
	60	5	5	5	5	5	5	5	5	5
	65	5	5	5	5	5	5	6	6	6
	70	6	6	6	6	6	6	6	6	6
	75	6	7	7	7	7	7	7	7	7
	80	8	8	8	8	8	9	9	9	9
	85	9								
3	55	3	3	3	4	4	4	4	4	4
	60	4	4	4	4	4	4	4	4	4
	65	5	5	5	5	5	5	5	5	5
	70	5	5	5	5	5	5	5	5	5
	75	6	6	6	6	6	6	6	6	6
	80	6	6	7	7	7	7	7	7	7
	85	8	8	8	9	9	9	9	9	9
4	55	3	3	3	3	3	3	3	3	3

Tabla 18. Platos requeridos en la torre para la depreciación del punto de rocío
Fuente: Empresa petrolera

Número de Platos

Platos = 5

Distancia Platos= 24 in = 2 ft

Longitud de la Columna = 5*2 + 3 = 13 ft*1,3 = 20 ft

Punto de rocío gas entrada, DP (IN)	°F	85,3
Punto de rocío gas salida, DP (OUT)	°F	16
Depresión punto de rocío, DPDEP	°F	69,3
Número de platos	#	5
Longitud,	ft	20
Diámetro,	in	48
Volumen Contactora,	ft3	251

❖ **Tasa de Recirculación del Glicol**

$Wr=\frac{85,3-4}{24}*40$

Wr= 135,5 lb water/h

L=Lw*Wr

L=3,1*135,5 lb water / h

L=420,05 gal/ h

Water content of the inlet gas, Win	lb water/MMSCFD		85,3
Water content of the outlet gas, W_{OUT}	lb water/MMSCFD		4
Gas Flow rate, Gs	MMSCFD		40
Water removed, Wr	lb water/h		135,5
Glicol /water ratio, Lw	gal of glicol/lb water removed		3,1
Water removed, Wr	lb water/h		135,5
Glicol circulation rate, L	gal/h	MAX 450	420,05

❖ **Tasa de Recirculación de Glicol**

Gráfico 24. Velocidades de circulación de la bomba (emboladas/min) con respecto a la salida máxima de caudal (gal/hr)
Fuente: Empresa petrolera

Tiempo de retención = 30 min = 0,5 hora

Vol flash= 420,05 gal / h * 0,5 h

Vol flash= 210,03 gal

DIAMETRO= 36 “

Longitud = 6´- 0 “

TABLE D.7
TYPICAL HORIZONTAL THREE PHASE GLYCOL FLASH SEPARATOR SIZES

Diameter	Length	Settling Volume, gallons ½ Dia.	⅔Dia
24″	x 3′ – 6″	39.3	56.0
24″	x 5′ – 0″	56.2	79.9
30″	x 5′ – 0″	90.1	128.3
36″	x 5′ – 0″	132.6	188.9
36″	x 7′ – 6″	196.9	279.9

NOTE: The settling volume is based on the vertical spill over baffle being 6″ from the outlet end head seam.

Tabla 19. Tamaños de separadores con glicol trifásicos
Fuente: Empresa petrolera

Qc= 1180 BTU / gal

L= 420,05 gal/hora

Qr= Qc*L

Qr= 1180BTU/gal*420,05gal/h

Qr=495659 BTU/h

55 sq.ft superficie de área mínima

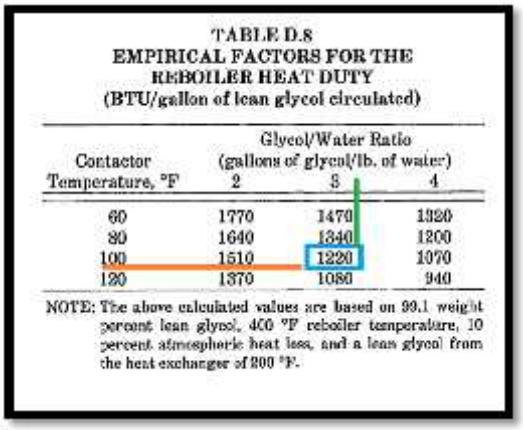


TABLE D.8
EMPIRICAL FACTORS FOR THE
REBOILER HEAT DUTY
(BTU/gallon of lean glycol circulated)

Contactor Temperature, °F	Glycol/Water Ratio (gallons of glycol/lb. of water) 2	3	4
60	1770	1470	1320
80	1640	1340	1200
100	1510	1220	1070
120	1370	1080	940

NOTE: The above calculated values are based on 99.1 weight percent lean glycol, 400 °F reboiler temperature, 10 percent atmospheric heat loss, and a lean glycol from the heat exchanger of 200 °F.

Tabla 20. Factor empírico para el reboiler (BTU/gal de glicol circulado)
Fuente: Empresa petrolera

CAPITULO VI–ANALISIS ECONOMICO

A través del análisis económico se evaluará la estructura y evolución de los resultados del proyecto (ingreso – gastos) y la rentabilidad de los capitales y recursos utilizados.

MÉTODOS DE EVALUACIÓN DE PROYECTOS.

El planeamiento eficaz para determinar el momento adecuado para la inversión y adquisiciones de activos es fundamental para administrar las finanzas en todo ámbito.

La adecuada valoración y selección de oportunidades de inversión donde se analizan los distintos flujos de caja y el valor del dinero en el tiempo son los más aplicados a nivel mundial, ya que se presentan diferentes momentos de ingreso de capital de manera homogénea.

De ahí que el método de evaluación del proyecto será el método Financiero (dinámico) donde se utilizará los métodos como VAN, TIR.

Análisis Económico

El análisis económico para el estudio se fundamenta en los valores que se obtienen de la operación normal y el nuevo escenario de producción de los pozos y del sistema de deshidratación, fundamentalmente el ingreso de caja calculado en función de la energía total del gas, valor que está ligado directamente al poder calorífico del gas de venta.

En el estudio económico se incluyen los gastos generados por los análisis del glicol, consumos totales, mantenimientos, análisis en general y problemas relacionados con la reducción de la vida útil de los equipos, egresos, cuadros de inversiones, flujos de caja y demás factores.

INGRESOS POR GAS DE VENTA

Se debe mencionar que los campos que producen gas generan recursos económicos por la venta de energía que puede suministrar el volumen de gas despachado, esto quiere decir que

un mayor poder calorífico significara un valor mayor de ingresos económicos, para el gas producido en el campo estudiado, se tiene un FACTOR DE CONVERSION de 1017 MMBTU/MMPCD en promedio, de acuerdo al último decreto ejecutivo del Ecuador se fija una tarifa de 2,75 USD/MMBTU.

La producción diaria promedio del campo está en alrededor de los 50.2 MMPCD, en donde los ingresos por la venta serian:

$$CAPACIDAD\,CALORIFICA = 51\,MMPCD \cdot \frac{1017 BTU}{MMPCD} = 51867\,MMBTU$$

$$INGRESO\,POR\,VENTA\,DE\,GAS = 51867\,MMBTU \cdot \frac{2,75 USD}{MMBTU} = 142634.25\,USD/DIA$$

Realizando una comparación con el petróleo se tiene en barriles equivalentes:

$$51\,MPCD = 8531,79\,BPEPD$$

$$INGRESOS\,POR\,BEPD = 8531,79\,BPEPD \cdot 44 \frac{USD}{BLS} = 375398,76\,USD$$

Estos ingresos de $ 375398,76 dólares representan los ingresos diarios que tendría el bloque si la producción fuera crudo.

COSTOS DE PRODUCCION.

El costo de producción es representado por un factor que indica el valor en dólares, que implica la inversión que se realiza para producir 1 MMBTU por día, el cual está valorado en 1,25 USD/ MMBTU.

INVERSIÓN DEL PROYECTO.

Se define como inversión del proyecto a los gastos generados por los consumos necesarios para la operación a condiciones por debajo de las de diseño del equipo de deshidratación, incluyendo el reemplazo de todos los equipos del skit de las TEG, ya que si mantenemos esta operación con presiones muy bajas al tener velocidades de erosión altas, la vida útil del equipo se verá drásticamente afectada, teniendo que ser reemplazado en el lapso de unos 3 años, aproximadamente.

CUADRO DE INVERSIONES					
COSTOS SISTEMA DE DESHIDRATACION – NUEVO					
DESCRIPCION			**COSTOS**	**CON IVA**	
PLANTA DE DESHIDRATACION DE GAS CAPACIDAD 40 MMSCFD, SKIT			$ 1.551.108,00	$ 1.737.240,96	
INGENIERIA CONCEPTUAL Y BASICA			$ 272.643,00	$ 305.360,16	
INGENIERIA DE DETALLE			$ 418.928,00	$ 469.199,36	
ANALIZADOR DE HUMEDAD			$ 101.584,00	$ 113.774,08	
TOTAL			$ 2.344.263,00	$ 2.625.574,56	
COMSUMIBLES DEL SISTEMA DE DESHIDRATACION					
CONSUMIBLE	**UNIDAD**	**VALOR UNITARIO**	**CONSUMO ANUAL**	**SUB-TOTAL**	**CON IVA**
GLICOL	DRM	$ 500,00	20	$ 10.000,00	$ 11.200,00
ANALISIS GLICOL	UNIDAD	$ 8,00	600	$ 4.800,00	$ 5.376,00
FILTROS CARBON	UNIDAD	$ 12,00	300	$ 3.600,00	$ 4.032,00
FILTROS SOCK	UNIDAD	$ 20,00	200	$ 4.000,00	$ 4.480,00
CHARCOAL	UNIDAD	$ 2.100,00	60	$ 126.000,00	$ 141.120,00
ESTUDIO DE INTEGRIDAD	UNIDAD	$ 4.000,00	2	$ 8.000,00	$ 8.960,00
			TOTAL	$ 156.400,00	$ 175.168,00
TOTAL DE INVERSION FIJA		$ 2.800.742,56			

La inversión adicional a realizar o los costos operativos son de $ 2.800.742,56, dólares esto significa que se incurrirá en gastos para mantener un perfil de producción adecuado, es poco rentable el tener 3 años de vida útil de los equipos de deshidratación, cuando normalmente la depreciación de estas inversiones se las cumple en el lapso de 10 años, aproximadamente.

DETALLES DE LOS INGRESOS ANUALES

El detalle del ingreso anual se hace mediante una proyección de la producción multiplicada para una tasa fija del valor de MMBTU, para el primer año.

MES	VOLUMEN	ENERGÍA	INGRESOS MENSUAL	COSTOS DE PRODUCCION	INGRESOS NETOS
ENERO	$ 1.681.759,31	$ 1.712.338,16	$ 4.708.929,94	$ 2.140.422,70	$ 2.568.507,24
FEBRERO	$ 1.244.896,73	$ 1.266.966,45	$ 3.484.157,74	$ 1.583.708,06	$ 1.900.449,68
MARZO	$ 1.475.257,76	$ 1.501.484,39	$ 4.129.082,07	$ 1.876.855,49	$ 2.252.226,59
ABRIL	$ 1.234.379,84	$ 1.255.177,66	$ 3.451.738,57	$ 1.568.972,08	$ 1.882.766,49
MAYO	$ 1.616.844,52	$ 1.646.052,91	$ 4.526.645,50	$ 2.057.566,14	$ 2.469.079,37
JUNIO	$ 1.563.648,32	$ 1.591.130,76	$ 4.375.609,59	$ 1.988.913,45	$ 2.386.696,14
JULIO	$ 1.595.077,32	$ 1.622.775,87	$ 4.462.633,64	$ 2.028.469,84	$ 2.434.163,81
AGOSTO	$ 1.576.369,02	$ 1.603.726,54	$ 4.410.247,99	$ 2.004.658,18	$ 2.405.589,81
SEPTIEMBRE	$ 1.454.548,26	$ 1.479.560,84	$ 4.068.792,31	$ 1.849.451,05	$ 2.219.341,26
OCTUBRE	$ 1.517.345,85	$ 1.543.528,21	$ 4.244.702,58	$ 1.929.410,26	$ 2.315.292,32
NOVIEMBRE	$ 1.408.196,94	$ 1.432.549,28	$ 3.939.510,52	$ 1.790.686,60	$ 2.148.823,92
DICIEMBRE	$ 1.060.348,03	$ 1.079.369,49	$ 2.968.266,10	$ 1.349.211,86	$ 1.619.054,24
TOTAL			**$ 48.770.316,54**	**$ 22.168.325,70**	**$ 26.601.990,84**

COSTOS OPERACIÓN OFF SHORE		
TARIFA POR MMBTU	USD	$ 2,75
COSTOS OPERATIVOS OFF SHORE	USD/ MMBTUD	$ 1,25
CAPACIDAD CALORIFICA	MMBTU	51867
INGRESO POR VENTA DE GAS	USD	$ 142.634,25
COSTOS DE PRODUCCION	USD	$ 64.833,75
INGRESOS NETOS	**TOTAL DIA**	$ 77.800,50

FLUJO DE CAJA

INGRESO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	TOTAL
VENTA GAS	$ 48.770.316,54	$ 47.307.206,99	$ 45.887.990,72	$ 44.511.350,93	$ 43.176.010,32	$ 41.880.729,92	$ 40.624.307,93	$ 39.405.578,58	$ 38.223.411,10	$ 37.076.708,64	$ 426.863.611,69
EGRESOS											
GLICOL	$ 11.200,00	$ 12.320,00	$ 13.552,00	$ 14.907,20	$ 16.397,92	$ 18.037,71	$ 19.841,48	$ 21.825,63	$ 24.008,19	$ 26.409,01	$ 178.499,16
ANALISIS GLICOL	$ 5.376,00	$ 5.913,60	$ 6.504,96	$ 7.155,46	$ 7.871,00	$ 8.658,10	$ 9.523,91	$ 10.476,30	$ 11.523,93	$ 12.676,33	$ 85.679,59
FILTROS CARBON	$ 4.032,00	$ 4.435,20	$ 4.878,72	$ 5.366,59	$ 5.903,25	$ 6.493,58	$ 7.142,93	$ 7.857,23	$ 8.642,95	$ 9.507,25	$ 64.259,70
FILTROS SOCK	$ 4.480,00	$ 4.928,00	$ 5.420,80	$ 5.962,88	$ 6.559,17	$ 7.215,08	$ 7.936,59	$ 8.730,25	$ 9.603,28	$ 10.563,61	$ 71.399,66
CHARCOAL	$ 141.120,00	$ 155.232,00	$ 170.755,20	$ 187.830,72	$ 206.613,79	$ 227.275,17	$ 250.002,69	$ 275.002,96	$ 302.503,25	$ 332.753,58	$ 2.249.089,36
ESTUDIO DE INTEGRIDAD	$ 8.960,00	$ 50.000,00	$ 55.000,00	$ 56.000,00	$ 57.000,00	$ 58.000,00	$ 59.000,00	$ 60.000,00	$ 61.000,00	$ 62.000,00	$ 526.960,00
PLANTA DE DESHIDRATACION	$ 173.724,10	$ 173.724,10	$ 173.724,10	$ 173.724,10	$ 173.724,10	$ 173.724,10	$ 173.724,10	$ 173.724,10	$ 173.724,10	$ 173.724,10	$ 1.737.240,96
ING. CONCEPTUAL Y BASICA	$ 3.053,60	$ 3.053,60	$ 3.053,60	$ 3.053,60	$ 3.053,60	$ 3.053,60	$ 3.053,60	$ 3.053,60	$ 3.053,60	$ 3.053,60	$ 30.536,02
INGENIERIA DE DETALLE	$ 46.919,94	$ 46.919,94	$ 46.919,94	$ 46.919,94	$ 46.919,94	$ 46.919,94	$ 46.919,94	$ 46.919,94	$ 46.919,94	$ 46.919,94	$ 469.199,36
ANALIZADOR DE HUMEDAD	$ 11.377,41	$ 11.377,41	$ 11.377,41	$ 11.377,41	$ 11.377,41	$ 11.377,41	$ 11.377,41	$ 11.377,41	$ 11.377,41	$ 11.377,41	$ 113.774,08
COSTO DE PRODUCCION	$ 22.691.812,50	$ 22.699.592,55	$ 22.699.592,55	$ 22.699.592,55	$ 22.699.592,55	$ 22.699.592,55	$ 22.699.592,55	$ 22.699.592,55	$ 22.699.592,55	$ 22.699.592,55	$ 226.988.145,45
TOTAL	$ 23.102.055,54	$ 23.167.496,39	$ 23.190.779,27	$ 23.211.890,44	$ 23.235.012,72	$ 23.260.347,24	$ 23.288.115,20	$ 23.318.559,96	$ 23.351.949,20	$ 23.388.577,36	$ 232.514.783,33
RENTABILIDAD	**25.668.261,00**	**24.139.710,60**	**22.697.211,45**	**21.299.460,49**	**19.940.997,60**	**18.620.382,69**	**17.336.192,72**	**16.087.018,62**	**14.871.461,90**	**13.688.131,28**	**$ 194.348.828,35**

Tabla 21. Flujo de efectivo para cada año más la recuperación del capital de operación.
Fuente: Autores Rodríguez - Figueroa

V.A.N. – T.I.R.

EL VAN representa el valor actualizado de los cobros y pagos generados por el proyecto, por otra parte el TIR (Tasa Interna de Retorno): indica la tasa de rendimiento de la inversión, equivalente a la tasa de descuento que proporciona VAN=0

Para el análisis de inversiones que requerirá el proyecto estudiado tenemos.

Análisis de inversiones

PROYECTOS		Proy 1
DESEMBOLSO		$ (232.514.783,33)
FLUJOS NETOS DE CAJA PREVISTOS	PER1	$ 25.668.261,00
	PER2	$ 24.139.710,60
	PER3	$ 22.697.211,45
	PER4	$ 21.299.460,49
	PER5	$ 19.940.997,60
	PER6	$ 18.620.382,69
	PER7	$ 17.336.192,72
	PER8	$ 16.087.018,62
	PER9	$ 14.871.461,90
	PER10	$ 13.688.131,28
	PER11	
	PER12	
	PER13	
	PER14	
	PER15	
	PER16	

V.A.N.		**-97.302.985**
% descuento	5,00%	
% inflación	3,00%	
	8,15%	
T.I.R.		**-3,47%**

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

CONCLUSIONES

- La operación del sistema de deshidratación no puede operar por debajo de los 460 psi, debido a que las bombas del sistema dejan de operar adecuadamente, disminuyendo los stroker, y reduciendo la tasa de circulación del glicol, ocasionando que la calidad del gas decaiga saliendo de especificación y superando las 7 lbsH_2O/MMSCFD.
- El traslado y consecuente pérdida del glicol por arrastre debido a la velocidad de erosión del gas se incrementa alcanzando valores superiores a los recomendados.
- La degradación del glicol es posible para compensar los parámetros del sistema de deshidratación del glicol, el cual es sometido a mayores temperaturas en el reboiler.
- La generación de vapores BTEX se incrementa en la Planta de TEG, de no tener un sistema de condensación, los vapores son enviados a la atmósfera causando contaminación que afecta al ambiente, a los equipos y al personal, debido a que son gases aromáticos altamente corrosivos y cancerígenos.
- La vida útil de los pozos se incrementa debido a los nuevos perfiles de presión, sin embargo la erosión en los equipos aumenta.
- Los pozos no presentaron problemas de arrastre de arena desde la formación, por lo que los cambios de presión no afectaron al yacimiento.
- El incremento de aporte de agua de los pozos con problemas de carga de líquidos es una variable que indica que la relación de flujo fue mejorada, disminuyendo la acumulación de líquido en el interior del pozo, debido al arrastre y al cambio del caudal crítico.
- Con el estudio del análisis económico se puede deducir que es un proyecto medianamente rentable, porque con la degradación de los equipos existe la probabilidad de hacer una reinversión al lapso de 3 años aproximadamente lo que no sería rentable para ninguna empresa.

RECOMENDACIONES

- Evaluar la existencia de corrosión interna en los equipos. Comprobar anualmente el estado de los internos de las torres, bandejas, chimeneas.
- Realizar rutinas de mantenimientos de las torres aplicando las Normas API-510 y 579 API RP.
- Controlar que la temperatura del gas de entrada con respecto al glicol pobre debe estar entre 10 - 15°F. Si esta diferencia es negativa el fluido (glicol) se torna más viscoso, reduciendo la eficiencia de los platos e incrementando la caída de presión, por consiguiente existen pérdidas de glicol por arrastre. En cambio sí excede el diferencial recomendado incrementa el vapor de agua y por consiguiente ocurre arrastre del glicol. La temperatura del glicol entrando a la torre absorbedora debe ser 10° sobre la temperatura del gas de entrada para evitar condensaciones de hidrocarburos.
- Ejecutar semestralmente análisis de calidad en el laboratorio al glicol rico, pobre y nuevo, para descartar problemas de degradación.
- Aplicar las TEG (trietilenglicol) en plantas deshidratadoras de gas natural, variando los parámetros de operación mediante técnicas operativas, siendo una alternativa de producción eficiente para la empresa y satisfaciendo las necesidades de los consumidores, sin perjudicar la calidad del gas de venta como producto final

BIBLIOGRAFIA

1. ALEXIS LEONARDO BOUZA VINCERO, Venezolano, Ing.Químico (1993), Msc. Ing Química (2000) – Deshidratación Gas Natural con glicoles (2009)
2. MARCIAS MARTINES, Ing Petróleo(1961), Msc. Petroleum, Oklahoma University (1966) – Deshidratación de gas natural (1996)
3. ENGINEERING DATA BOOK. Gas Processors Suppliers Association GPSA 12 Th. Documento PDF en inglés 2004
4. SERTECPET (2010) – Curso de tratamiento de gas
5. CAMPBELL. J. (1984) Gas conditioning and Processing. Campbell Petroleum series. 12155 crossroads BLVD. Norman, Oklahoma 7307
6. HERNANDO RAMÍREZ PLAZAS, Ing. Químico, Especialista en Gas Natural y Seguridad Industrial, Coordinador Área de gas-Dpto. de Ingeniería de Petróleos-USCO
7. Prof. Jorge Barrientos (####), Manual de manejo y tratamiento de gas
8. GULF Publishing Company. Natural Gas Basic. Documento PDF en inglés 2009
9. GUO Boyun-GHALAMBOR Ali. Natural Gas Engineering Handbook. Documento PDF en inglés 2005
10. STEWART, M., & ARNOLD, K. (2008). Gas-Liquid and Liquid-Liquid Separators. Burlington: Elsevier Inc.
11. NATURAL GAS DEHYDRATION TEG-DEHYDRATION. Optimización de la circulación del glicol e instalación de depósitos separadores de líquidos en los deshidratadores. Documento PDF en español 2001.
12. ROJAS, G. 1998. Ingeniería de Yacimientos de Gas Condensado. 2da Edición. PDVSA Puerto la Cruz. Venezuela, pp. 24-34; 257-258; 315-333

ANEXOS

ANEXO N.- 1

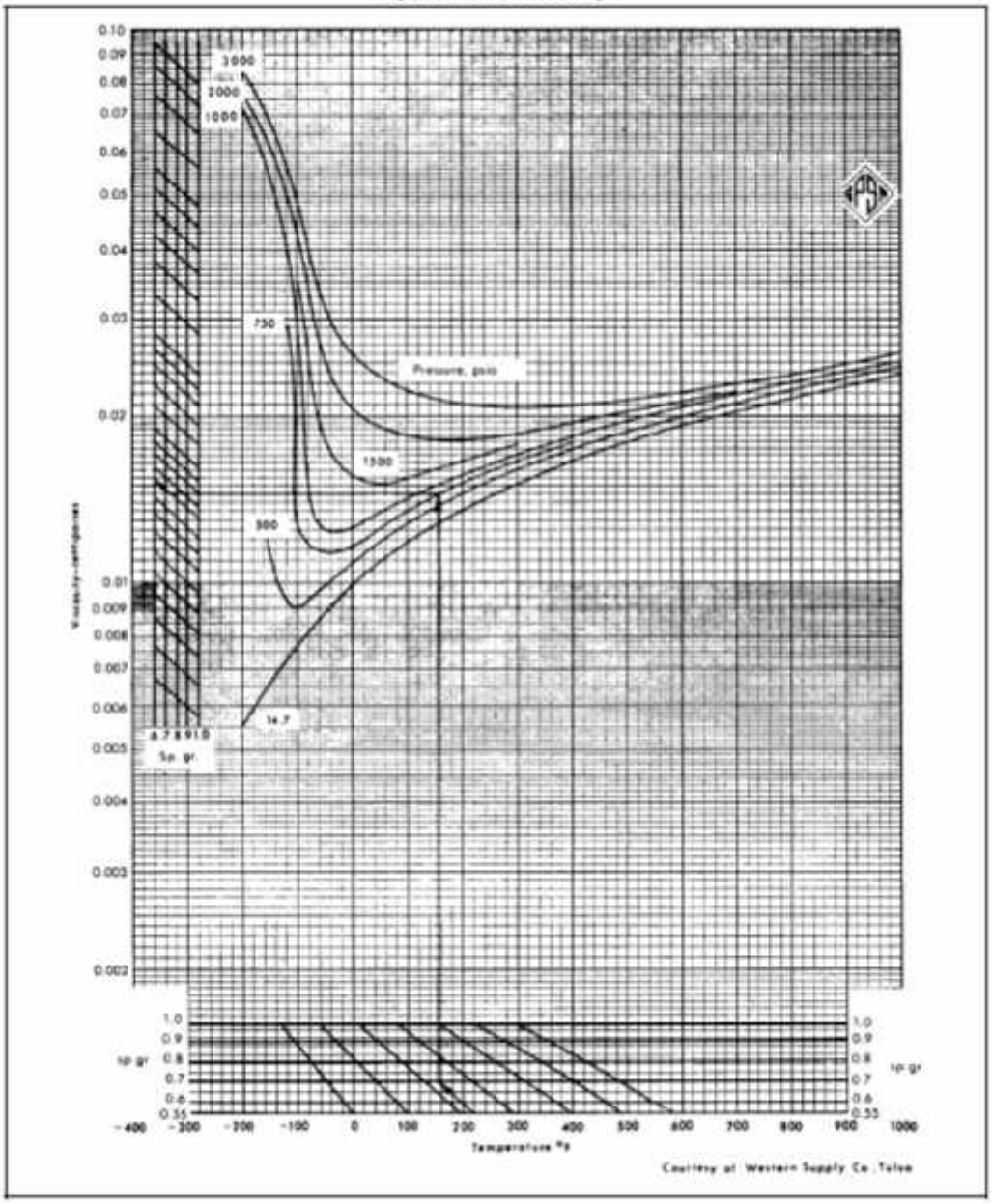
PERFIL DE PRODUCCION DE GAS DE PETROAMAZONAS EP Y DEL CAMPO AMISTAD OFF-SHORE.

RESUMEN DE PRODUCCIÓN DIARIA																	
ACTIVO	OP. ESTE				OP. OESTE				OP. NORTE				OP. SUR				TOTAL PAM	OFFSHORE
	ITT	EY	AP	TOTAL	LA	OY	PA	TOTAL	CU	LI	SH	TOTAL	AU	IN	SA	TOTAL		AM
GAS	539	7.836	1.420	9.795,0	3.182	1.462	10.112	14.756	2.948	12.366	29.238	44.552	6.890	6.755	8.403	22.048	**91.151**	50.457

ANEXO 2

FIG. 23-23

Hydrocarbon Gas Viscosity



23-31

ANEXO 3

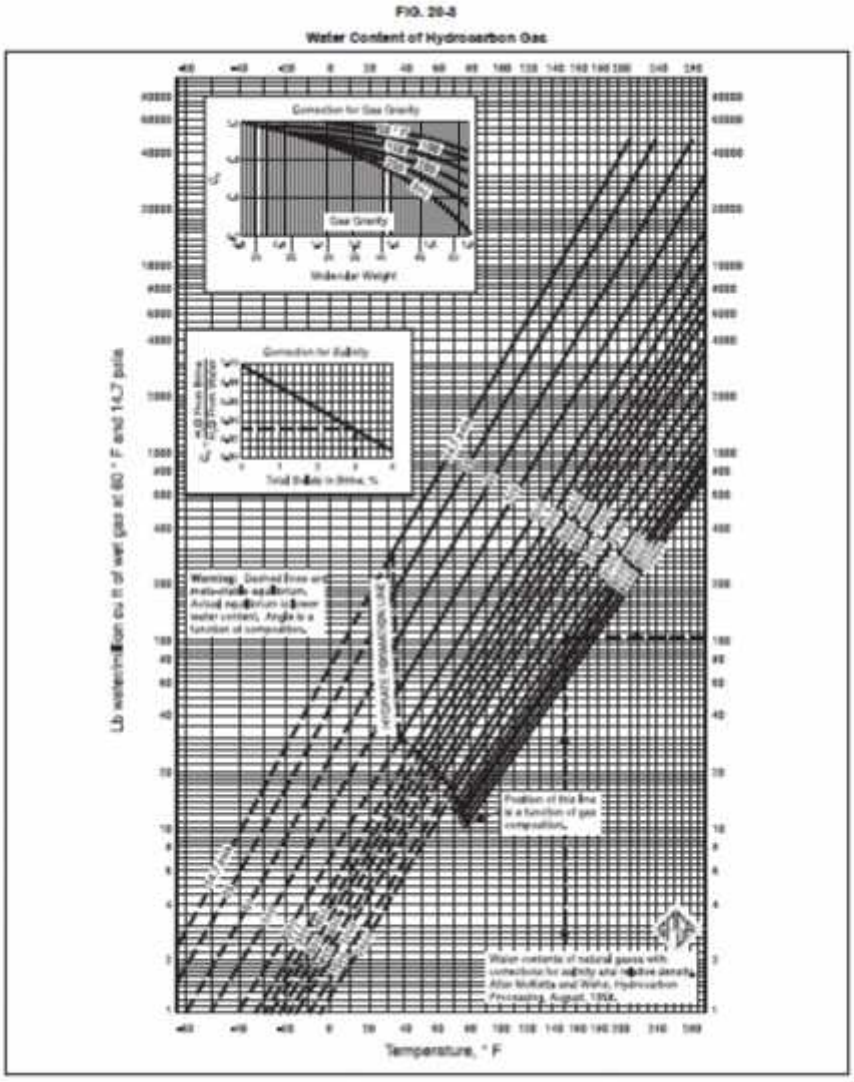


FIG. 20-8
Water Content of Hydrocarbon Gas
Correction for Gas Gravity
Gas Gravity
Correction for Salinity
Total Solids in Brine, %
Lb water/million cu ft of wet gas at 60 ° F and 14.7 psia
Temperature, ° F