

**ALTERNATIVAS DE ACONDICIONAMIENTO DEL GAS NATURAL DE CAMPO
ESCUELA COLORADO- CEC COMO GAS DE VENTA**

LIDA MARISOL JEREZ HERREÑO

YEISON ANDRÉS PEÑA LÓPEZ

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2012

**ALTERNATIVAS DE ACONDICIONAMIENTO DEL GAS NATURAL DE CAMPO
ESCUELA COLORADO- CEC COMO GAS DE VENTA**

LIDA MARISOL JEREZ HERREÑO

YEISON ANDRÉS PEÑA LÓPEZ

Trabajo de Grado para optar al título de Ingenieros de Petróleos

Director:

ING. HELENA MARGARITA RIBÓN

Co-Director:

M.Sc EMILIANO ARIZA LEÓN

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2012

DEDICATORIA

*A Dios por haberme permitido llegar a este momento de triunfo,
pues son muchas las bendiciones que me ha dado y que sin duda
alguna seguirán llegando en este camino que queda por recorrer.*

*A mis padres quienes han estado presentes siempre apoyándome y
recomendándome en sus oraciones, pues con la ayuda de ellos he
podido salir adelante y hoy dar fin a esta etapa que ha sido
maravillosa y exitosa.*

*A mis hermanos que me han brindado su apoyo, especialmente a mí
Bibi que siempre ha estado pendiente de mí.*

*A mi sobrina preciosa “Gaby” que con sus travesuras y dulzura ha
alegrado mi vida.*

*A mi familia quien siempre ha estado presente en mi camino
deseando lo mejor.*

*A mi novio, por acompañarme y compartir conmigo todo este
tiempo, por tenerme tanta paciencia y por apoyarme en aquellos
momentos de angustia.*

*A Yei que con tanto esfuerzo y paciencia pudimos lograr el objetivo
y compartir el tan anhelado “Gran Día”.*

*A todos mis amigos que me han dado la oportunidad de conocerlos y
de compartir momentos gratos que nunca se olvidarán.*

*Y finalmente gracias a todas aquellas personas que siempre se han
alegrado por mis éxitos.*

Lída Marisol Jerez Herreño

DEDICATORIA

Es muy difícil plasmar en un papel todos los sentimientos que me embargan en este momento. Hoy doy por terminada una etapa más de mi vida & quiero agradecer a la virgencita que me ha acompañado y me ha dado la paciencia, prudencia, sabiduría y tranquilidad para afrontar cada situación. Doy gracias a Dios por la vida y por permitirme estar hoy donde estoy.

*Dedico este triunfo a mis **PADRES** y a mi **HERMANITA** a quienes amo con toda el alma, finalmente este logro es de ustedes y para ustedes. Son la mejor fortaleza que Dios pudo poner en mi camino. Tengo un hogar realmente hermoso y me siento muy orgulloso por eso.*

A mi abuelito que desde el cielo estoy seguro ha estado cuidándome y siempre llevo en mi corazón. ¡Hoy lo logramos abuelito! Esto también es por ti!

*A mi tía Jackeline porque es una tía espectacular y siempre ha estado pendiente de mi hermanita y de mí.
A mi tía Lucero que siempre me recibe como a un hijo, a todas mis tías, a mis tíos, a mis primas, en especial a Laura a quién adoro, a mis primos, a mis abuelas, a mi abuelito Roque y por supuesto a Yoli.*

A Diego Alexander Vargas & Nórida Liseth Tolosa con quienes la vida me ha dado la oportunidad de compartir momentos inolvidables e inigualables, porque son mis amigos y ocupan un lugar muy importante en mi vida. Con peleas, con disgustos, con tristeza, con alegría, con mal genio, con todo son mis AMIGOS y nunca dejarán de serlo. A ustedes mil gracias también por permitirme hacer parte de su vida.

A mi amiga de infancia, Karen Buitrago, porque es sin lugar a dudas una excelente persona y a pesar de todo ha estado siempre atenta de lo que pase conmigo.

A mis amigos de colegio, en especial a Leonardo, Mónica, Lizeth, Yeisy & Chiqui a quienes recuerdo con cariño y siguen siendo parte de mi vida.

A Mari, Liseth, Pedro, Andrés y en especial a Mayis, Mario y Luisk con quienes compartí mi estadía en esta ciudad buscando lo que hoy también quiero dedicar a Uds. Sin lugar a dudas son una excelente compañía y no habrá otra casa en la que pudiera haber estado mejor, una que considerara como mi segundo hogar gracias a todos ustedes... ¡Los Quiero! De Verdad los quiero y los extrañaré el día que tenga que partir.

A mis amigos y compañeros de la Universidad. A Móni que es una persona maravillosa a quien adoro, a Brillith quien se ganó un lugar muy especial en mi corazón, a Mile por su ternura y cariño, a Lida porque fue con quien consolidamos este logro contando llanto, desespero, alegrías y disgustos, a Bivianita con quien compartimos excelentes momentos de alegría, a Lili por esas horas de excelente conversación, a Gerardo porque es un personaje en todo el sentido de la palabra y a quien le debo muchos momentos de risa, y a Felipe con quién también compartí excelentes momentos.

....Por el Amor, la Vida, la Salud, la Familia, La Amistad, la Tranquilidad, la Constancia, la Alegría, y el Éxito; esto es para ustedes...

Yeison Andrés Peña López

AGRADECIMIENTOS

Los autores expresan sus agradecimientos a:

A la **UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER**, nuestra alma mater, en la cual vivimos momentos que siempre recordaremos.

A la **UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER SEDE BARBOSA** donde dimos el primer paso para alcanzar este logro.

A la **ESCUELA DE INGENIERIA DE PETROLEOS** y a sus profesores por aquellos conocimientos brindados para nuestra formación personal y profesional.

A **Campo Escuela Colorado**, por aportar la información necesaria para el desarrollo y seguimiento del proyecto.

A la **Ing. Helena Margarita Ribón**, Ingeniero de Petróleos, directora del proyecto, por sus aportes, orientación, paciencia, apoyo incondicional y constante.

A **M. Sc, Emiliano Ariza León**, por su colaboración y por ayudarnos en la elección del proyecto.

Al **Ing. César Cadena**, Gerente Técnico y de Ingeniería de la empresa DYPROTEC LTDA, por colaborarnos con la parte de costos para el desarrollo de análisis financiero.

CONTENIDO

INTRODUCCIÓN	20
1. GAS NATURAL	21
1.1 DEFINICIÓN	21
1.2 CLASIFICACIÓN	21
1.2.1 Gas Rico o Húmedo.	21
1.2.2 Gas Pobre o Seco.	22
1.2.3 Gas Dulce.	22
1.2.4 Gas Ácido.	22
1.3 CONTENIDO DE LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL (GPM)	22
1.4 TRATAMIENTO Y ACONDICIONAMIENTO DEL GAS NATURAL	23
1.4.1 Endulzamiento.	23
1.4.2 Deshidratación	25
1.4.2.1 Métodos usados para prevenir la formación de hidratos	26
1.4.2.2 Métodos de Deshidratación para el Gas Natural.	32
1.4.2.2.1 Deshidratación por Absorción	32
1.4.2.2.1.1 Descripción del Proceso	33
1.4.2.2.1.2 Parámetros Claves en el proceso de Deshidratación	35
1.4.2.2.2 Deshidratación por Adsorción.	44
1.4.3 Poder Calorífico y Punto de Rocío de Hidrocarburo.	48
1.4.3.1 Refrigeración Mecánica	48
1.4.3.2 Separación a Baja Temperatura LTS o Joule Thomson	53
1.5 COMPRESIÓN GAS NATURAL	54
1.5.1 Tipos de Compresores.	56
1.5.1.1 Compresores de Desplazamiento Positivo.	57
1.5.1.1.1 Compresores Reciprocantes.	57
1.5.1.2 Compresores Dinámicos.	59
1.5.1.2.1 Compresores Centrífugos.	60

1.5.2 Especificaciones de un Compresor.	61
1.5.3 Procedimiento para la determinación correcta de caballos de fuerza y número de etapas.	64
1.5.4 Comparación Compresor centrífugo/ Reciprocante.	66
2. GENERALIDADES CAMPO ESCUELA COLORADO	68
2.1 PROPIEDADES DEL YACIMIENTO	68
2.2 PRODUCCIÓN DE CRUDO	69
2.3 PRODUCCIÓN DE GAS	70
2.4 ANÁLISIS CROMATOGRÁFICO GAS CAMPO ESCUELA COLORADO	71
3. SIMULACIÓN DE PROCESOS DE GAS PARA EL CAMPO COLORADO	74
3.1 SIMULADOR HYSYS	74
3.2 MÉTODO TERMODINÁMICO.	76
3.3 SIMULACIÓN ACONDICIONAMIENTO DE GAS CAMPO ESCUELA EN HYSYS	78
3.3.1 Escenario 1. Deshidratación TEG- Joule Thomson.	79
3.3.2 Escenario 2. Deshidratación TEG- Refrigeración Mecánica.	81
3.3.3 Escenario 3. Refrigeración Mecánica.	84
3.3.4 Escenario 4. Planta Joule Thomson (J-T).	87
4 ANÁLISIS FINANCIERO	92
4.1 INDICADORES DE RENTABILIDAD	93
4.1.1 Valor Presente Neto (VPN).	93
4.1.2 Tasa de Interés de Oportunidad (TIO).	93
4.1.3 Tasa Interna de Retorno (TIR).	93
4.1.4 Periodo de Recuperación de la Inversión. Payback Period.	94
4.2 COSTOS DE COMPRESIÓN	94
4.3 COSTOS UNIDAD DESHIDRATACIÓN	94

4.4 COSTOS REFRIGERACIÓN MECÁNICA.	94
4.5 COSTO PLANTA JOULE THOMSON.	95
4.6 COSTO SISTEMA INHIBICIÓN	95
4.7 ANÁLISIS FINANCIERO TRATAMIENTO GAS NATURAL CAMPO ESCUELA COLORADO-CEC.	95
CONCLUSIONES	103
RECOMENDACIONES	104
BIBLIOGRAFÍA	105
ANEXOS	108

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Carta Para el Cálculo del Contenido de Agua en un Gas Natural	36
Figura 2. Punto de rocío de agua en equilibrio en función de la temperatura de la torre contactora y concentración de TEG.....	37
Figura 3. Remoción de agua Vs. Tasa de circulación de TEG a varias concentraciones de TEG (N=1)	39
Figura 4. Remoción de agua Vs. Tasa de circulación de TEG a varias concentraciones de TEG (N=1,5)	39
Figura 5. Remoción de agua Vs. Tasa de circulación de TEG a varias concentraciones de TEG (N=2)	40
Figura 6. Remoción de agua Vs. Tasa de circulación de TEG a varias concentraciones de TEG (N=2,5).	40
Figura 7. Remoción de agua Vs. Tasa de circulación de TEG a varias concentraciones de TEG (N=3)	41
Figura 8. Remoción de agua Vs. Tasa de circulación de TEG a varias concentraciones de TEG (N=4)	41
Figura 9. Esquema de proceso de enfriamiento de gas natural mediante Refrigeración.....	50
Figura 10. Diagrama Flujo del Proceso y Diagrama P-H Propano.....	52
Figura 11. Esquema Planta J-T	54
Figura 12. Tren de Compresión	56
Figura 13. Clasificación Compresores.	57
Figura 14. Diagrama acción compresor reciprocante.	58
Figura 15. Acción de un Compresor Reciprocante.	59
Figura 16. Producción de Gas CEC.....	71
Figura 17. Diagrama de Flujo para Selección de un Modelo Termodinámico para sistemas hidrocarburos.....	77
Figura 18. Acondicionamiento de gas de CEC como gas de venta.	78

Figura 19. Esquema de Simulación Deshidratación - JT	80
Figura 20. Esquema de Simulación Deshidratación Gas CEC	85
Figura 21. Esquema de Simulación Refrigeración Mecánica gas CEC	86
Figura 22. Esquema de Simulación Joule Thomson. Configuración Sencilla	90
Figura 23. Esquema de Simulación Joule Thomson. Configuración Adicional.	91
Figura 24. Flujo de Caja Escenario 2.....	97
Figura 25. Payback time Escenario 2	98
Figura 26. Flujo de Caja Escenario 3.....	99
Figura 27. Payback time Escenario 3	99
Figura 28. Flujo de Caja Escenario 4.....	100
Figura 29. Payback time Escenario 4	101

LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Especificaciones de Calidad GN	24
Tabla 2. Valores de las Constantes K & C	43
Tabla 3. Tipos de Desecantes.	46
Tabla 4. Condiciones de Operación Típicas para Unidades de Deshidratación de Tamiz Molecular.....	47
Tabla 5. Rangos típicos de compresores utilizados en el procesamiento del gas. .	67
Tabla 6. Datos Básicos del Yacimiento.....	68
Tabla 7. Datos básicos de propiedades de las arenas	69
Tabla 8. Datos de Producción Crudo CEC- Diciembre 2011	69
Tabla 9. Parámetros Calidad CEC	69
Tabla 10. Datos de Producción de Gas	70
Tabla 11. Pronóstico de Producción Campo Escuela Colorado –CEC 2012	70
Tabla 12. Cromatografía Gas Natural Campo Escuela Colorado. Muestra tomada Scrubber salida a Tea.....	72
Tabla 13. Propiedades Físico Químicas Gas Natural CEC.....	73
Tabla 14. Resultados Hysys Deshidratación TEG-Joule Thomson.....	81
Tabla 15. Número Etapas de Compresión Gas CEC	81
Tabla 16. Resultados Deshidratación TEG Hysys. Q= 0,4131 MMSCFD	82
Tabla 17. Resultados Deshidratación TEG Hysys. Q= 4 MMSCFD	82
Tabla 18. Resultados Gas a la salida RM Hysys. Q= 0,4131 MMSCFD.....	83
Tabla 19. Resultados Gas a la salida RM Hysys. Q= 4 MMSCFD.....	83
Tabla 20. Resultados RM Hysys.....	84
Tabla 21. Resultados Hysys Joule Thomson Configuración Sencilla	88
Tabla 22. Resultados Hysys Joule Thomson configuración adicional.....	89
Tabla 23. Costos Planta Deshidratación TEG	94
Tabla 24. Costos Planta Refrigeración Mecánica	95
Tabla 25. Costo planta Joule Thomson	95

Tabla 26. Resultados Financieros Escenario 2.....	97
Tabla 27. Resultados Financieros Escenario 3.....	98
Tabla 28. Resultados Financieros Escenario 4.....	100
Tabla 29. Resultados Financieros.....	101
Tabla 30. Condiciones de venta gas de Campo Escuela Colorado	102

ANEXOS

ANEXO A. Diseño Compresión Gas CEC _____	109
ANEXO B. Resultados Simulación Planta de Deshidratación TEG Gas CEC __	115
ANEXO C. Resultados Simulación Refrigeración Mecánica Corriente Gas CEC Deshidratada _____	128
ANEXO D. Resultados Simulación Refrigeración Mecánica Corriente de Gas CEC Directa _____	141
ANEXO E. Resultados Simulación Joule Thomson Configuración Sencilla Corriente de Gas CEC Directa _____	151
ANEXO F. Cálculos Inhibición Hidratos. _____	161

RESUMEN

TITULO. ALTERNATIVAS DE ACONDICIONAMIENTO DEL GAS NATURAL DE CAMPO ESCUELA COLORADO-CEC COMO GAS DE VENTA*

AUTORES: Lida Marisol Jerez Herreño
Yeison Andrés Peña López**

PALABRAS CLAVES: Simulación, Gas Natural, Deshidratación, Refrigeración

DESCRIPCIÓN

Generalmente, el gas que se extrae del yacimiento está asociado con vapor de agua y otros componentes no hidrocarburos que deben ser removidos a fin de proteger el sistema de problemas operacionales. El contenido de agua es la impureza más común en el gas por lo que la deshidratación se considera un paso elemental. En este mismo sentido, es importante aclarar que el gas natural debe cumplir especificaciones como contenido de CO₂, H₂S, poder calorífico, entre otras, considerando su acondicionamiento según el Reglamento Único de Transporte de Gas Natural (RUT).

El gas asociado a la producción de Campo Escuela Colorado-CEC, no cuenta con un estudio que permita establecer con claridad los procesos a los que puede o no someterse para cumplir con las condiciones de venta y evaluar ésta como una alternativa para evitar su quema y posibles problemáticas ambientales.

En el presente estudio a partir de simulación con el software Hysys Process Modeling V 7.0, se establecieron alternativas que permitan tratar el gas de Campo Escuela Colorado- CEC atendiendo a los parámetros de calidad del gas natural establecidas en la regulación colombiana.

En primer lugar, este trabajo ofrece una base teórica acerca de los procesos más usados en la industria del gas relacionadas con el tratamiento del mismo tales como Deshidratación por absorción, Joule Thomson y refrigeración mecánica.

Se simularon los sistemas anteriormente mencionados bajo diferentes escenarios y finalmente, se presenta un análisis financiero para la opción a recomendar.

*Proyecto de Grado

** Facultad de Ciencias Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Directora: Helena Margarita Ribón Barrios. Codirector: Emiliano Ariza León.

ABSTRACT

TITLE: CONDITIONING ALTERNATIVES FROM CAMPO ESCUELA COLORADO-CEC
NATURAL GAS AS SALE GAS*

AUTHORS: Lida Marisol Jerez Herreño
Yeison Andrés Peña López**

KEY WORDS: Simulation, Natural gas, Dehydration, Refrigeration, Joule Thomson.

DESCRIPTION

Generally, gas extracted from the reservoir is associated with steam and other non-hydrocarbon components that must be removed in order to protect the system from operational problems. Water content is the most common impurity in gas so dehydration is considered an elementary step. Similarly, it is important to clear up that natural gas must fulfill specifications such as the CO₂, H₂S content, calorific value, among others, considering their fitting-out under the regulation for the Transportation of Natural Gas (RUT).

Gas associated with production in Campo Escuela Colorado-CEC does not count with a study that allows to establish clearly processes that can be implemented or not in order to carry out with sale conditions and evaluate this as an alternative to prevent its burning and potential environmental problems.

In the present study from the Hysys process modeling V 7.0 simulation, were established alternatives to treat CEC gas to meet natural gas quality parameters set in Colombian regulation.

First, this work provides a theoretical basis about processes used in gas industry related to its treatment such as absorption dehydration, Joule Thomson and mechanical refrigeration.

Were simulated the systems mentioned above, under different scenarios and finally, were presented a financial analysis for the recommended option.

*Degree Project

** Physicochemical Engineering Faculty. Petroleum Engineering School. Director: Helena Margarita Ribón Barrios. Codirector: Emiliano Ariza León.

INTRODUCCIÓN

El Gas Natural al ser una de las fuentes de energía más usadas y así mismo, una de las más limpias, comprende numerosas aplicaciones a nivel industrial, residencial, comercial, transporte y generación de energía eléctrica. Su ingeniería propone y estudia diversos procesos en la cadena de manejo del Gas Natural que ayudan a mejorar sus condiciones y permiten un uso adecuado bajo especificaciones determinadas.

Una vez se define la composición del Gas Natural y por supuesto, su calidad, es posible establecer los procesos adecuados en las etapas de Tratamiento, cuyos métodos comprenden deshidratación y endulzamiento principalmente. De esta manera, en este trabajo se evalúan y analizan varias alternativas a fin de seleccionar la mejor desde el punto de vista técnico y financiero para llevar el gas producido en Campo Escuela Colorado-CEC a condiciones de gas de venta. Actualmente no se cuenta con un estudio técnico bien estructurado que permita implementar un proyecto que brinde el mejor aprovechamiento de este recurso y pueda dar cumplimiento a las regulaciones ambientales actuales, de “quemados y emisiones de gas natural” asociado a la producción (Resolución 181495 del 2 de Septiembre de 2009 del Ministerio de Minas y energía).

Inicialmente se realiza una descripción de los procesos que permiten alcanzar las exigencias para la comercialización del gas natural a partir del Reglamento único de Transporte (RUT) estipulado por la comisión Reguladora de Energía y gas (CREG), según resolución 071 de 1999. Con la ayuda de una herramienta Software (HYSYS), se lleva a cabo la simulación de los procesos necesarios para el tratamiento del gas, a fin de tener un mayor soporte del análisis planteado, evaluando y comparando los resultados mediante diferentes ajustes y escenarios.

1. GAS NATURAL

1.1 DEFINICIÓN¹

El Gas Natural es una mezcla de hidrocarburos livianos que generalmente contiene en su composición gran cantidad de Metano y en proporciones menores hidrocarburos más pesados como etano, propano, iso butano, el normal butano y en pequeñas cantidades los siguientes componentes de la cadena de Hidrocarburos. En su estado Natural contiene impurezas tales como vapor de agua, dióxido de carbono (CO_2) y sulfuro de Hidrógeno (H_2S). Así mismo, puede presentar trazas de elementos y compuestos tales como Helio, Sulfuro de Carbonilo y Mercaptanos.

1.2 CLASIFICACIÓN

Según como se encuentra en el yacimiento, el gas Natural que se produce junto con el petróleo se denomina *gas asociado*. Para este tipo de gas es necesario un proceso previo de separación que permita su tratamiento. Por su parte, aquel gas que se produce de yacimientos gasíferos se llama *gas no asociado o libre*.

En lo que se refiere a su composición, el gas puede clasificarse como se describe a continuación.

1.2.1 Gas Rico o Húmedo. Este tipo de gas lleva consigo un porcentaje relativamente alto de hidrocarburos pesados o líquidos en estado gaseoso por lo que se alimenta a una planta de procesamiento de gas para la recuperación de los llamados líquidos del gas Natural (LGN) que incluyen etano, propano, butano, pentano e hidrocarburos más pesados. Estos Líquidos del GN son más valiosos como materia prima de la industria petroquímica que como gas producido y pueden ser recuperados, transportados por poliductos y vendidos por separado.

¹ DUQUE MEJÍA, Iván. Secado del Gas Natural, Tesis (Especialista en Ingeniería de Gas), UIS, Escuela de Ingeniería de Petróleos, 2000.

1.2.2 Gas Pobre o Seco. Gas Natural constituido por C_1 y pequeñas cantidades de C_2 , sin componentes licuables, es decir pobre en componentes pesados. Este tipo de gas no sufre ningún tratamiento.

Igualmente, a partir de la concentración de impurezas que contenga se clasifican:

1.2.3 Gas Dulce. No contiene Sulfuro de Hidrógeno ni dióxido de Carbono o existen en pequeñas cantidades que según normatividad puede ser usado sin necesidad de un proceso de purificación. En este caso, el Gas Natural contiene considerables cantidades de Vapor de Agua sobre todo cuando se trabaja a altas temperaturas y bajas presiones.

1.2.4 Gas Ácido. Se denomina así al gas natural con altas proporciones de Sulfuro de Hidrógeno y Dióxido de carbono, más de 0,25 gramos de H_2S por cada 100 pies cúbicos de gas ó 4 ppm y/o si tiene más de 2% molar de CO_2 .

1.3 CONTENIDO DE LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL (GPM)

Es un indicador de la riqueza del gas medida por el número de galones de líquido hidrocarburo que se pueden extraer por cada mil pies cúbicos del fluido en condiciones estándar (14,7 Psia y 60°F). Se expresa generalmente por el símbolo “GPM”.

Debido a que sólo el propano y compuestos más pesados son recuperados como líquidos en la práctica, el metano y el etano no se consideran al calcular el contenido de líquido del gas natural. Adicionalmente, se asume que se recuperan totalmente los componentes más pesados que el propano.

Considerando este aspecto, el gas es clasificado rico si el valor de licuables es 2.0 o más galones de líquidos por 1.000 PCE de gas². Cuando el Contenido de hidrocarburos licuables es menor de este valor, el gas se definirá como seco. Por esta razón, el gas de Campo Escuela Colorado se cataloga como gas rico. (Ver Tabla 8).

² LATORRE, Chacón. Tecnología del Gas Natural. Ingeniería e Investigación.____

1.4 TRATAMIENTO Y ACONDICIONAMIENTO DEL GAS NATURAL

Para que el gas natural sea comercializado debe ser sometido a una serie de procesos para llevarlo a condiciones de gas de Venta. Ver Tabla 9.

Dichas especificaciones describen propiedades físicas del gas de venta para ser transportado por tubería a alta presión y grandes distancias a la temperatura de la tierra, sin que forme líquidos causantes de corrosión, hidratos y baches de líquido dentro de los equipos.

A continuación se hará una descripción de los procesos implementados en la Industria del Gas para dar cumplimiento a dicho fin:

1.4.1 Endulzamiento. Cuando se hace referencia a técnicas de tratamiento del Gas Natural, se hace énfasis en dos temas específicos: Deshidratación y endulzamiento. Los dos, permiten cumplir con especificaciones ya establecidas y dejar el gas en óptimas condiciones para la venta.

Endulzar el gas, es un requerimiento que se debe cumplir siempre y cuando las características del gas lo ameriten. Según el RUT, los parámetros para gas de venta deben ser 4 ppm de H_2S y 2% Volumen de CO_2 como máxima cantidad permisible (Ver Tabla 1), Por lo tanto, si estos componentes están presentes en exceso harían del gas un “gas ácido” y por ende, debe ser sometido a un tratamiento de endulzamiento. Estos gases contaminantes, H_2S y CO_2 , causan efectos de corrosión y reducen el poder calorífico, además el H_2S puede ser letal en pequeñas cantidades.

Los componentes ácidos deben ser removidos de la corriente de gas natural por las siguientes razones:

- Seguridad
- Control de corrosión
- Especificaciones de calidad de los productos
- Impedir la formación de hidratos

- Disminuir costos de compresión
- Evitar el envenenamiento de los catalizadores y
- Satisfacer las exigencias ambientales para transporte y consumo.

Tabla 1. Especificaciones de Calidad GN

Máximo Poder Calorífico (Superior)	1150 BTU/Pie³
Mínimo Poder Calorífico)	950 BTU/Pie³
Máxima Cantidad de Líquidos	Libre de líquidos
Máxima Contenido Permisible de Vapor de Agua	6 lbs/MMPCS
Máxima Cantidad Permisible de H₂S	4 ppm
Máxima Cantidad permisible de CO₂	2% Vol.
Temperatura de entrega Máxima	120 °F
Temperatura de entrega Mínima	40 °F
Contenido de N₂	2%
Contenido máximo de polvos y material en suspensión	0,7 gr/1000 Pc
Contenido de O máximo en % Vol.	0,1%

Fuente. Comisión de Regulación de Energía y Gas. Reglamento Único de Transporte de Gas Natural – RUT. Resolución 1999-CREG071-99. Cuadro 7. Especificaciones de Calidad del Gas Natural.

Z1.4.2 Deshidratación. La deshidratación del gas natural se define como el proceso de remover el vapor de agua que está asociado al mismo. El gas húmedo es considerado saturado a la presión y temperatura en cabeza de pozo. El vapor de agua es probablemente la impureza más común en un flujo de gas. La humedad del gas natural depende de su composición, presión y temperatura.

La presencia de agua líquida en las líneas de flujo de gas natural es una fuente potencial de problemas. En consecuencia, remover la mayor cantidad de agua se hace necesario por las siguientes razones³:

- Evitar la formación de hidratos
- Cumplir las Especificaciones como gas de venta, los requerimientos de punto de rocío estipulados en los contratos de venta de gas.
- Mitigar la corrosión, particularmente si además del gas contiene CO₂ y H₂S.
- Su presencia en el gas disminuye su poder calorífico.

El contenido de agua de una corriente de gas saturado, se puede determinar bien sea en forma manual o usando un programa de computador para simulación de procesos. El método manual que más frecuentemente se usa en la industria del Gas Natural es el uso de la carta de contenido de agua de Mcketta y Wehe, sin embargo esa carta publicada en 1958, con base en los datos experimentales disponibles por ese tiempo, está limitada a gases dulces y no debe ser usada para composiciones de gases agrios mayores de 5% mol (H₂S y/o CO₂). Tanto el H₂S como el CO₂, contienen más agua a saturación que el metano o mezclas de gas natural dulce, particularmente a presiones por encima de 700 psia a temperatura ambiente; por lo tanto, a presiones por encima de 700 psia, se debe hacer correcciones por H₂S y CO₂.

El problema más relevante que provoca **la presencia de agua** en las líneas de gas es la **formación de Hidratos** bajo condiciones de baja temperatura y alta

³DURÁN, Melvin A. Modelamiento y Simulación del Proceso de Deshidratación del Gas Natural con Trietilenglicol, Tesis (Magister en Ingeniería Química), UIS, Escuela de Ingeniería Química, 2002

presión. Para lograr un buen control de los hidratos es necesario definir el contenido de agua del gas y predecir las condiciones de formación. Su prevención puede darse por deshidratación, inhibición y control de las condiciones de operación, es decir, control de temperatura (Aislamiento térmico, calentamiento) y de presión (Operación del sistema a bajas presiones).

1.4.2.1 Métodos usados para prevenir la formación de hidratos⁴

Altas presiones, bajas temperaturas y presencia de agua líquida son condiciones que promueven la formación de hidratos. Estos pueden prevenirse usando los siguientes métodos:

A. Control Presión/temperatura: Aumentar la temperatura del sistema y/o disminuir la presión del sistema.

B. Inyección de químicos

C. Deshidratación: Remover el vapor de agua.

A. Control Presión/Temperatura

Los métodos recomendados para controlar la temperatura de una corriente de gas natural incluyen:

- **Choques:** En este método, un regulador de presión (choque) es instalado en el pozo. Esto causa que la mayoría de la caída de presión (Presión de fondo fluyendo – Presión en superficie) se presente donde la temperatura aún es alta. La temperatura en fondo de pozo debe ser lo suficientemente alta para prevenir la formación de hidratos a medida que la presión se reduce. En superficie, sólo se requiere una pequeña reducción de presión (casi nula), por lo tanto, se evita la formación de hidratos en superficie.

⁴ SANTOS SANTOS, Nicolás. Diseño y operación de Unidades de Tratamiento del Gas, Septiembre de 2011.

- **Calentadores indirectos:** Calentadores indirectos tanto en cabeza de pozo como en las líneas de flujo son comúnmente usados para calentar el gas natural y así mantener la temperatura por encima de la temperatura de formación de hidratos. El principal propósito del calentador en cabeza de pozo es calentar la corriente de gas en o cerca a cabeza de pozo, donde frecuentemente se presentan reducciones de presión (choques).

B. Inyección de químicos

La formación de hidratos puede prevenirse deshidratando tanto el gas como el líquido para eliminar la formación de agua condensada en fase líquida o sólida. Sin embargo, algunas veces este proceso puede no ser práctico o económico, por lo que se opta por inyectar químicos.

La aplicación de los inhibidores de hidratos debe ser considerada en los siguientes casos:

- Líneas de gas donde el problema de formación de hidratos sea de corta duración
- Líneas de gas que operen a pocos grados por debajo de la temperatura de formación de hidratos.
- Sistemas de acopio de gas que se encuentran en campos donde la presión se está depletando.
- Líneas de gas caracterizadas por la formación de hidratos en puntos localizados.

Hay dos clases de inhibidores de hidrato: Inhibidores termodinámicos e Inhibidores de baja dosis.

Inhibidores termodinámicos. Estos inhibidores funcionan de la misma manera que un anticongelante que se adiciona al agua líquida. Entonces, el principio

fundamental al usar inhibidores termodinámicos es disminuir la formación de hidratos mediante la reducción de su temperatura de formación.

Generalmente se inyecta glicol o metanol a la corriente de proceso, donde se mezclan con la fase acuosa condensada para disminuir la temperatura de formación de hidrato a una presión dada. Tanto el glicol como el metanol pueden ser recuperados con la fase acuosa para ser regenerados y reinyectados. Para procesos de inyección continua hasta $-40\text{ }^{\circ}\text{F}$, normalmente los glicoles ofrecen una ventaja económica comparada con la recuperación de metanol por destilación. Sin embargo, a temperaturas criogénicas por debajo de $-40\text{ }^{\circ}\text{F}$, el metanol se favorece por su baja viscosidad lo que facilita su separación del hidrocarburo por gravedad y porque la viscosidad del glicol se vuelve excesiva dificultando la separación efectiva. Es de anotar que normalmente el metanol se inyecta puro.

Inyección de Glicol. El glicol funciona en la misma forma que el metanol, sin embargo, el glicol tiene una presión de vapor menor y no se evapora tan rápidamente como el metanol. También es menos soluble en hidrocarburos líquidos. Esto, junto con el hecho de que el glicol puede ser recuperado y reutilizado, reduce los costos operacionales con respecto a la inyección de metanol.

Tres tipos de glicoles pueden ser usados: etilenglicol (EG), dietilenglicol (DEG), y trietilenglicol (TEG). Las siguientes aplicaciones específicas se recomiendan:

- ✓ Para líneas de transporte de gas natural, donde la inhibición de los hidratos es muy importante, EG es la mejor opción. Éste proporciona la mayor reducción en la temperatura de formación de hidrato, aunque esto sea a expensas de su recobro debido a su alta presión de vapor.
- ✓ Una vez más, el EG es usado para proteger equipos de manejo de componentes hidrocarburos debido a su baja solubilidad en mezclas hidrocarburos multicomponentes.

- ✓ Para situaciones donde las pérdidas por vaporización son significativas, DEG o TEG deben ser usados, debido a su baja presión de vapor.

Aplicación del agente inhibidor. Los glicoles usados para inhibir hidratos son el etilen (EG), dietilen (DEG) y trietilen (TEG) glicol, siendo el más popular el etilen glicol por su bajo costo, baja viscosidad y baja solubilidad en hidrocarburos líquidos. Para que la inhibición sea efectiva, el inhibidor debe estar presente en el punto exacto en el cual el gas húmedo es enfriado a su temperatura de hidrato. Por ejemplo, en plantas de refrigeración el glicol se inyecta en forma de rocío a la entrada del lado de los tubos del intercambiador gas – gas, y cuando el agua condensa, el inhibidor está presente para mezclarse con ella y prevenir la formación de hidratos. La inyección debe ser de forma tal que permita una buena distribución a través de cada tubo o placas, en intercambiadores de calor operando por debajo de la temperatura de hidrato del gas.

La mezcla inhibidor y agua condensada se separa del gas y del hidrocarburo líquido en un separador trifásico en el cual, la temperatura de separación es esencialmente igual al punto de rocío del agua en la corriente de gas. Soluciones glicol - agua e hidrocarburos líquidos, pueden formar una emulsión cuando se agitan o cuando se expanden de alta a baja presión como en una válvula de expansión JT.

Para conseguir una completa recuperación del glicol diluido para posterior regeneración y reinyección, debe hacerse un diseño cuidadoso del separador. El regenerador en un sistema de inyección de glicol debe operarse para producir una solución de glicol regenerado, cuyo punto de congelación esté por debajo de la mínima temperatura encontrada en el sistema. Una concentración típica está entre 75 y 80% en peso.

La mezcla inhibidor y agua condensada se separa del gas y del hidrocarburo líquido en un separador trifásico; en el cual, la temperatura de separación es esencialmente igual al punto de rocío del agua en la corriente de gas. Soluciones

glicol-agua e hidrocarburos líquidos, pueden formar una emulsión cuando se agitan o cuando se expanden de alta a baja presión como en las válvulas de expansión.

Dosificación del agente inhibidor. En la década de 1930 Hammerschmidt presentó una ecuación semi-empírica para predecir la disminución en el punto de hidratos de gases naturales típicos en contacto con soluciones acuosas de algunos agentes inhibidores tales como el metanol y los glicoles.

La ecuación de Hammerschmidt es:

$$X_R = \frac{d * PM_I}{K + d * PM_I}$$

Dónde:

d= Depresión o disminución en la temperatura de formación de hidratos en °F

K= Constante que depende del tipo de inhibidor

PM_I= Peso molecular del agente inhibidor

X_R= Fracción en peso del agente inhibidor en la solución acuosa

La ecuación anterior no debe utilizarse para concentraciones mayores a 20-25 % en peso para metanol y 60-70 % en peso para glicoles.

Balance de materia para determinar la tasa de flujo de inhibidor requerido en la fase agua:

$$m_I = \frac{X_R * m_{H_2O}}{X_L - X_R}$$

Dónde:

m_I= Flujo másico de inhibidor, lb/hr

m_{H₂O} = Flujo másico de agua, lb/hr

X_R, X_L = Fracción en peso de inhibidor rico y pobre en agua.

Para el glicol las pérdidas por evaporación son muy pequeñas y generalmente se ignoran.

El procedimiento para calcular la cantidad de inhibidor a inyectar es el siguiente:

1. Se determinan la temperatura de formación de hidratos del gas (algunas veces es conocido) a presión de entrada y la temperatura mínima en el sistema. Haciendo una diferencia entre estas dos temperaturas se calcula la disminución en la temperatura de formación de hidratos requerida.
2. La disminución encontrada se reemplaza en la ecuación de Hammerschmidt para hallar la concentración mínima de inhibidor en el sistema, esto es, la concentración a la salida del sistema.
3. Se determina la cantidad de agua que entra al sistema por cada MMPCS de gas de alimento a las condiciones de entrada, se establece el contenido de agua a la salida y se halla el valor del agua a remover en el sistema.

$$W_r = \frac{Q_g * (W_i - W_o)}{24}$$

4. Se plantean balances de masa para el agua y el inhibidor con el fin de determinar la tasa de inyección de inhibidor a una concentración de entrada preestablecida.

En general, los inhibidores de baja dosis son más costosos que los inhibidores termodinámicos, pero se han hecho muy populares debido a las bajas dosis requeridas. Además de la reducción en los costos operacionales, se espera que la implementación de los LHDI reduzcan los costos ambientales y de capital, los diferenciales de presión en la línea y las tasas de corrosión. El metanol es tóxico, y

tanto el metanol como el glicol deben ser removidos de la corriente de gas, es decir, se requiere un sistema de regeneración. Los LDHI, por otro lado, no necesitan ser removidos de la corriente final, por lo tanto, los costos de capital y de operación asociados con los sistemas de separación y reciclo, se eliminan.

1.4.2.2 Métodos de Deshidratación para el Gas Natural. A continuación se describen los métodos más comunes para la deshidratación del gas natural:

1.4.2.2.1 Deshidratación por Absorción. Hay diversos métodos de deshidratación uno de estos es por Absorción, que involucra un desecante líquido el cual logra remover el vapor de agua que contiene el Gas. En la deshidratación de volúmenes relativamente grandes de gas natural a alta presión, los sistemas de deshidratación con glicoles resultan más económicos, para una disminución en el punto de rocío alrededor de 50°F. Estos glicoles son los desecantes líquidos más comunes, normalmente los más usados en los procesos de deshidratación son:

- El Etilenglicol (EG), se usa en plantas que operan a bajas temperaturas, y algunas veces se hace referencia de él, como “inhibidor de hidratos”.
- El Dietilenglicol (DEG) tiene baja eficiencia en comparación con el TEG
- El Trietilenglicol (TEG) es el más comúnmente usado (en 95% de los deshidratadores), porque posee ventajas como: puede ser regenerado más fácilmente hasta una solución de 98-99.5%. Tienen una temperatura inicial teórica de descomposición de 404 °F, mientras que la temperatura del etilenglicol es solamente de 328 °F. Las pérdidas de vaporización son menores. Se requiere un equipo de regeneración más simple. Los costos operacionales son menores que con el etilenglicol. No es apto para procesos criogénicos.

Además deben cumplir con requisitos como:

- Alta afinidad con el agua (higroscópico)

- Bajo costo
- No corrosivo
- Estabilidad química con los componentes que va a deshidratar
- Estabilidad térmica
- Fácil regeneración
- Baja o moderada viscosidad
- Baja presión de vapor
- Baja solubilidad con los componentes de gas
- Baja tendencia de formar emulsiones y espuma

1.4.2.2.1.1 Descripción del Proceso⁵ La temperatura del gas húmedo debe ser entre 60-120°F. Cuando la temperatura de la absorbidora está por debajo de 60°F, el incremento en la viscosidad del TEG puede reducir la eficiencia en la transferencia de masa. Las altas Presiones favorecen la absorción, un rango común es 500-1000 Psig.

Una planta deshidratadora con TEG se explica en dos zonas: la zona de Deshidratación, favorecida por las altas presiones y bajas Temperaturas y la zona de regeneración en la que las bajas Presiones y altas Temperaturas logran mejores eficiencias.

La corriente de gas húmedo entra en primer término a un separador vertical de gas, scrubber de entrada, con el propósito de remover los líquidos y sedimentos acumulados en la corriente de gas que posteriormente será alimentada, por el fondo, a una torre contactora. Su flujo ascendente pone el gas en contracorriente al flujo de glicol y en este punto se establece la superficie de contacto entre el gas y la solución de alta concentración de TEG, la cual absorberá el vapor de agua de la corriente de gas en una transferencia de masa que al mismo tiempo incrementará su temperatura.

⁵SANTOS, Nicolás. Diseño y Operación de unidades de Tratamiento y procesamiento de gas. Septiembre 2011. Cap. 5.

El TEG rico sale por el fondo de la torre contactora y continua su paso hacia el sistema de regeneración. La corriente de glicol rico antes de pasar al separador flash pasa por la columna despojadora que se encuentra en el tope del rehervidor, con la finalidad de favorecer la vaporización de cualquier hidrocarburo arrastrado por el glicol.

El separador flash está normalmente equipado con un controlador de nivel de líquidos y una válvula de control, para descargar la corriente de glicol rico a la entrada de la columna despojadora del rehervidor. La corriente de glicol rico, caliente y filtrado entra por la parte inferior de la columna despojadora, la cual está empacada y aislada por cerámica, donde el vapor de agua generado en el rehervidor asciende y arrastra el vapor de agua contenido en el glicol diluido, que a su vez fluye hacia abajo, a través de la sección empacada del despojador. En el tope de la columna despojadora hay un condensador a condiciones atmosféricas que condensa cualquier vapor de glicol que pudiera haberse evaporado. El condensador de reflujo está también empacado con cerámica, para asegurar que el vapor que es venteado entre en contacto con las paredes frías del condensador, garantizando que las posibles trazas remanentes de vapor de glicol sean condensadas y no sean expulsadas con el vapor de agua. El glicol pobre regenerado fluye a través del intercambiador de calor glicol rico- glicol pobre y se recicla con bomba a la torre absorbidora. Entre tanto, el gas seco que sale por el tope de la torre absorbidora fluye por un intercambiador de calor glicol-gas en el cual el glicol pobre es enfriado antes de entrar nuevamente a la torre mientras que el gas pasa a la línea de entrega para ser vendido o usado como gas “lift” o inyectado.

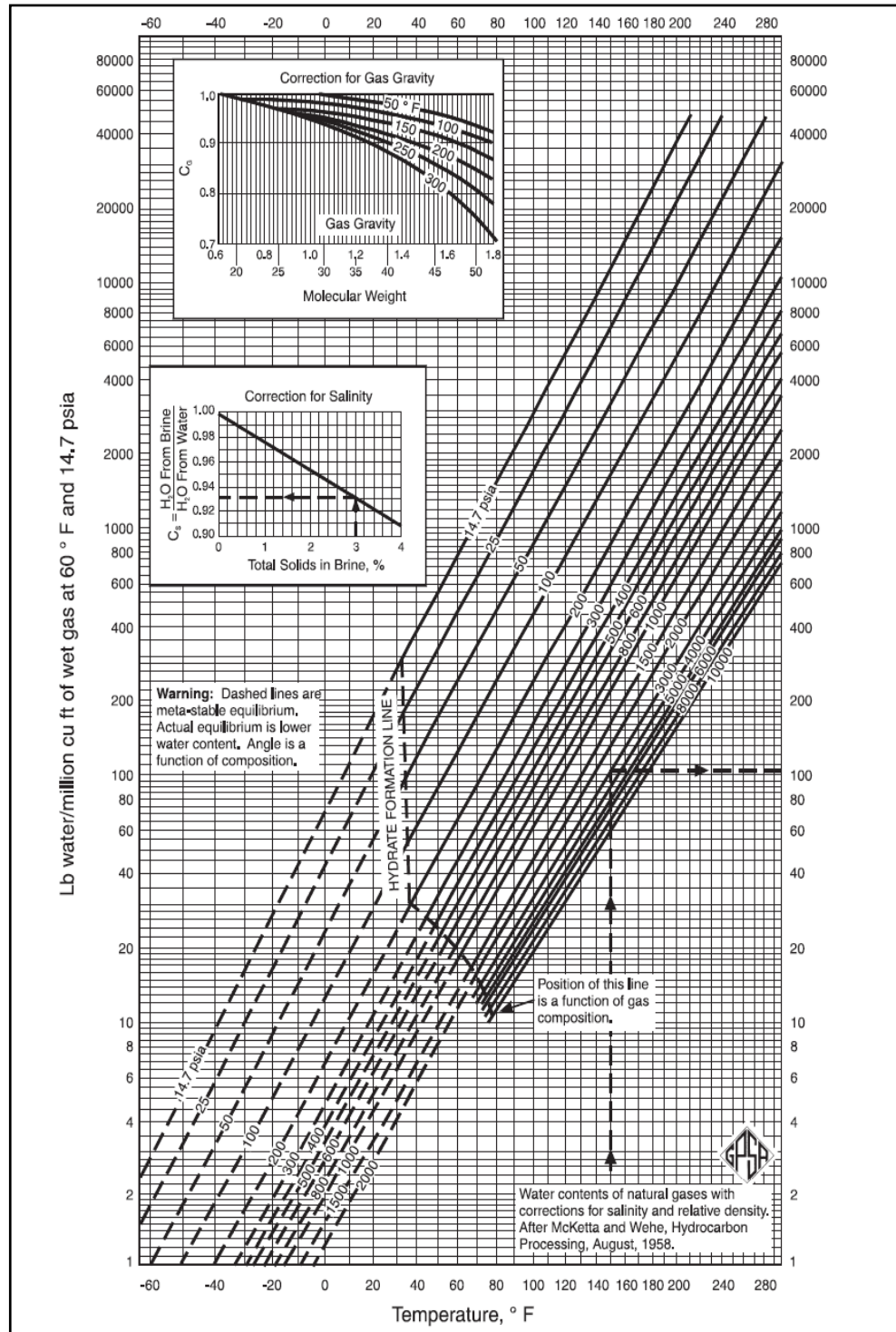
La deshidratación con glicol es la más usada para la mayoría de las aplicaciones donde se requiere la deshidratación del gas natural para cumplir con las especificaciones de transporte en las tuberías.

1.4.2.2.1.2 Parámetros Claves en el proceso de Deshidratación⁶. El contenido de agua en el gas depende de la presión, la temperatura y la composición. Puede ser calculado por el método manual de la carta de Mcketta y Wehe quienes desarrollaron una gráfica que calcula el contenido de agua en gases naturales dulces como puede verse en la figura 2.

- **Relación Glicol/ Agua.** El valor adecuado se encuentra en un rango de 2-6 gal TEG/lbH₂O. El nivel de operación en una unidad deshidratadora normalmente está alrededor de 3 gal TEG/lbH₂O.
- **Concentración de TEG Pobre o Seco.** Normalmente, este valor es 98 a 99.5%. La concentración del TEG pobre puede determinarse con base en la temperatura de la torre y la depresión del punto de rocío, por medio de la figura 3.
- **Torre contactora o absorbedora.** Coloca en contacto el gas natural con el glicol, para que éste remueva el vapor de agua asociado al gas. El gas pierde vapor de agua, volviéndose más seco a medida que asciende por la contactora, mientras que el glicol se satura más de agua a medida que desciende por cada bandeja.

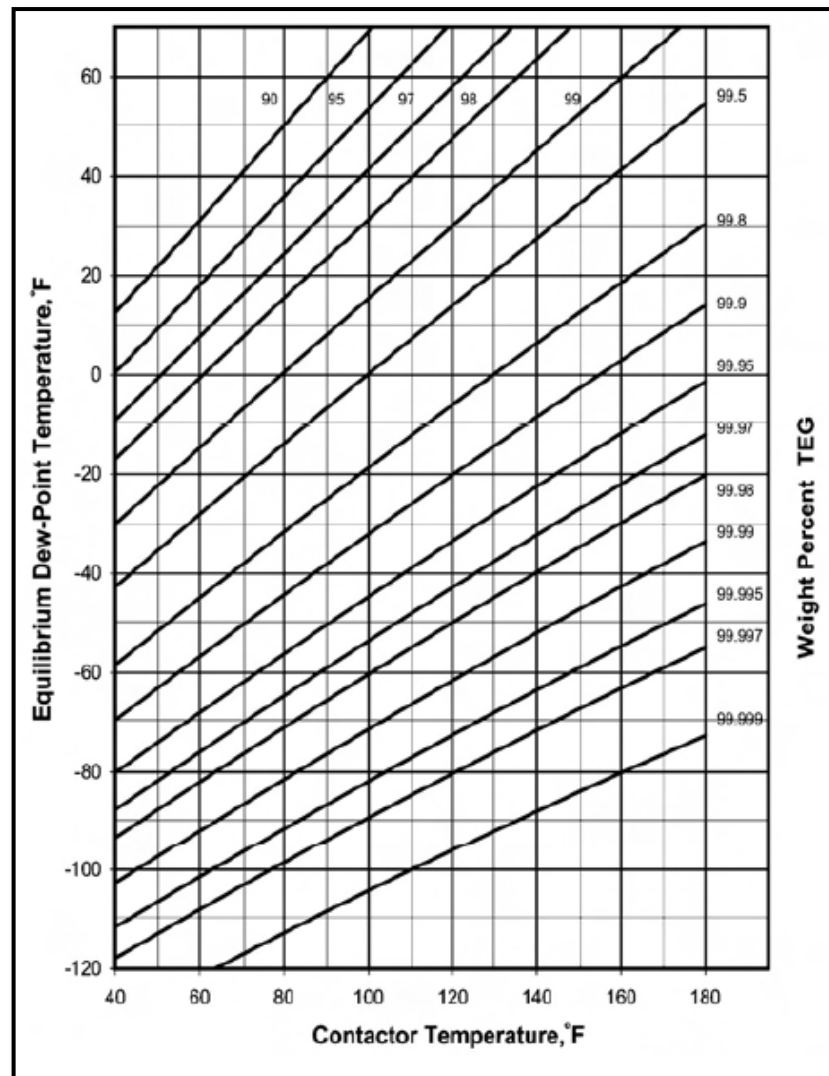
⁶SANTOS, Nicolás. Diseño y Operación de unidades de Tratamiento y procesamiento de gas. Septiembre 2011. Cap. 5.

Figura 1. Carta Para el Cálculo del Contenido de Agua en un Gas Natural



Fuente.GPSA Engineering Data Book.Modificada

Figura 2. Punto de rocío de agua en equilibrio en función de la temperatura de la torre contactora y concentración de TEG



Fuente. GPSA Engineering Data Book.

- **Tasa de circulación de agua.** El agua a remover en un sistema de TEG se calcula a partir de la tasa de gas, del contenido de agua del gas de entrada y del contenido de agua deseado del gas de salida. La tasa de remoción de agua, asumiendo que el gas de entrada está saturado con agua, se determina de la siguiente manera:

$$W_r = \frac{Q_g * (W_i - W_o)}{24}$$

Donde:

W_r = Tasa de agua removida, Lb/hr

W_i = Contenido de agua en el gas de entrada, Lb/MMPCS

W_o = Contenido de agua en el gas de salida, Lb/MMPCS

Q_g = Tasa de gas, MMPCS

- **Tasa de circulación de glicol (TEG).** Esta tasa de circulación es determinada con base en la cantidad de agua a ser removida y en la relación Glicol/Agua, que como regla del dedo gordo la industria acepta un valor de 3 gal TEG/Lb H₂O.

La tasa mínima de circulación de glicol puede ser calculada a partir de:

Donde:

$$Q_{TEG \min} = GWR * W_r$$

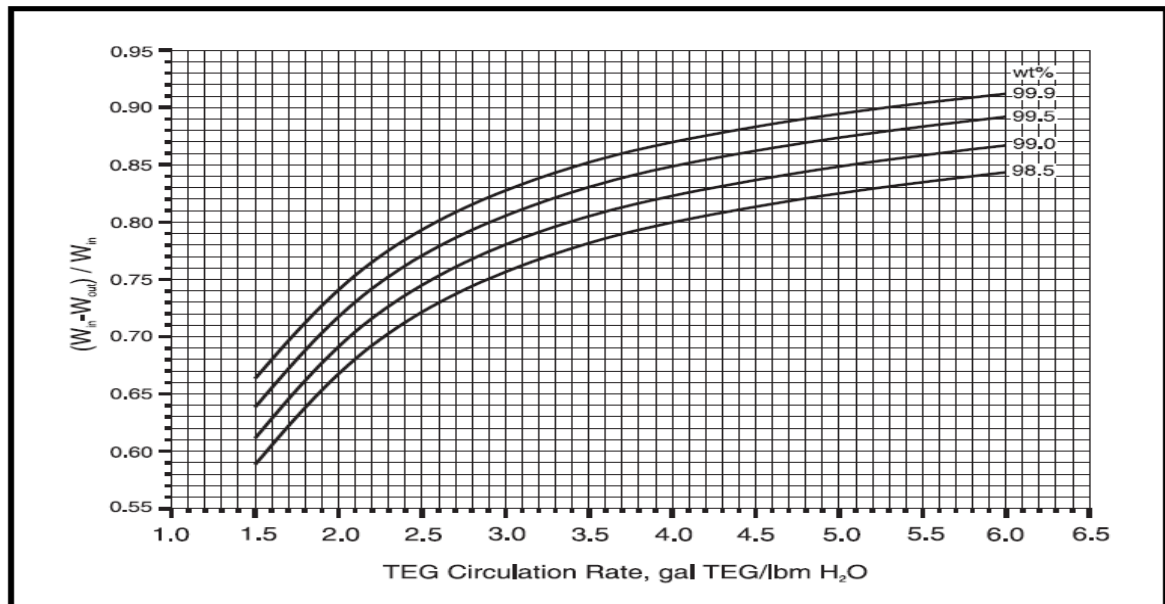
$Q_{TEG \min}$ = Tasa mínima de circulación de glicol, gal TEG/hr

GWR= Relación Glicol/Agua, gal TEG/lb agua removida

W_r = Tasa de agua removida, lb/hr

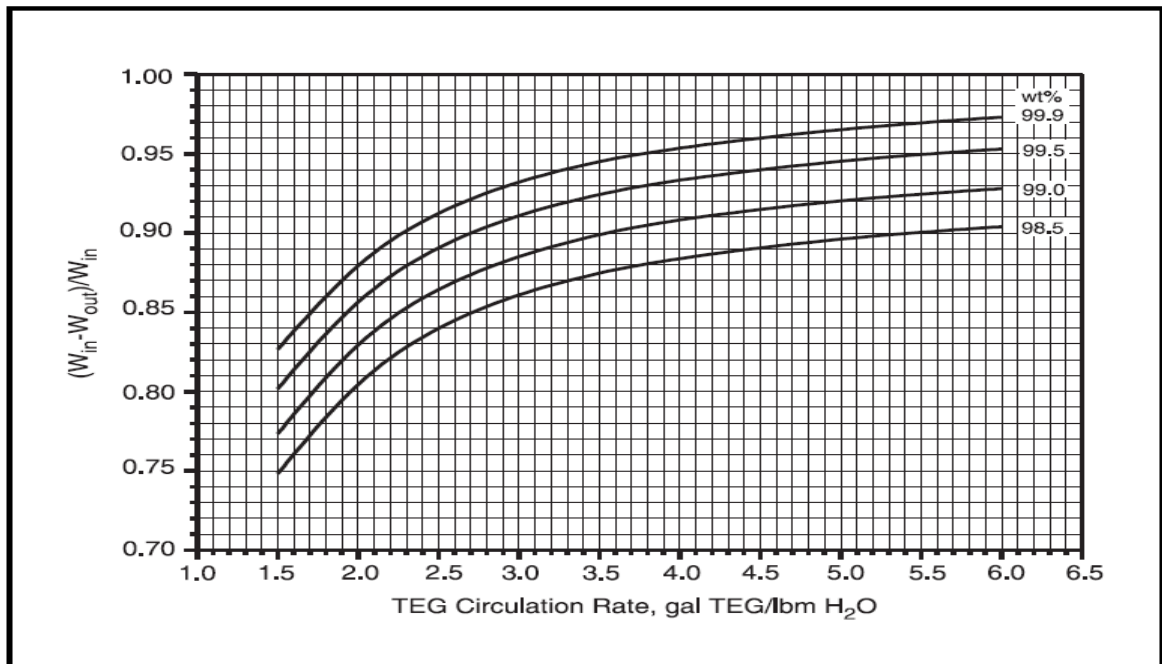
- **Número de etapas de absorción.** Obteniendo la concentración de TEG pobre, se puede determinar el número de platos, las figuras siguientes muestran la relación entre la tasa de circulación de TEG y el número de etapas de equilibrio. La conversión de etapas de equilibrio a platos reales se puede hacer si se asume una eficiencia de plato de 25% que en la mayoría de los casos de ingeniería proporciona resultados satisfactorios.

Figura 3. Remoción de agua Vs. Tasa de circulación de TEG a varias concentraciones de TEG (N=1)



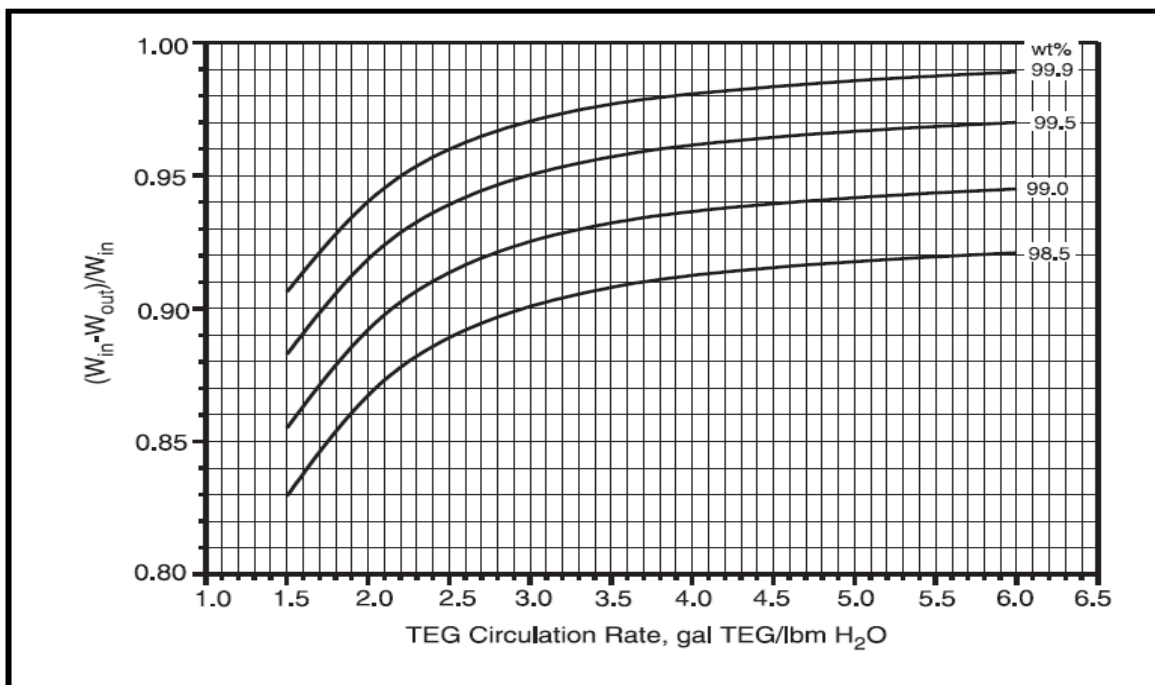
Fuente. GPSA Engineering Data Book.

Figura 4. Remoción de agua Vs. Tasa de circulación de TEG a varias concentraciones de TEG (N=1,5)



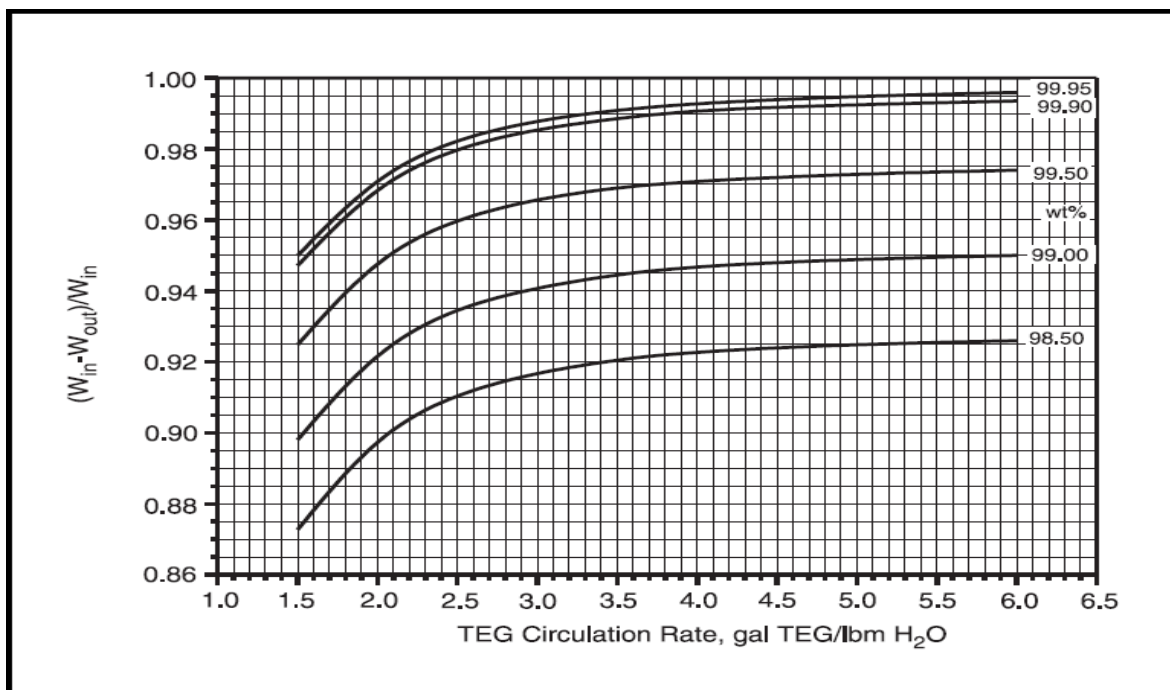
Fuente. GPSA Engineering Data Book. Modificada

Figura 5. Remoción de agua Vs. Tasa de circulación de TEG a varias concentraciones de TEG (N=2)



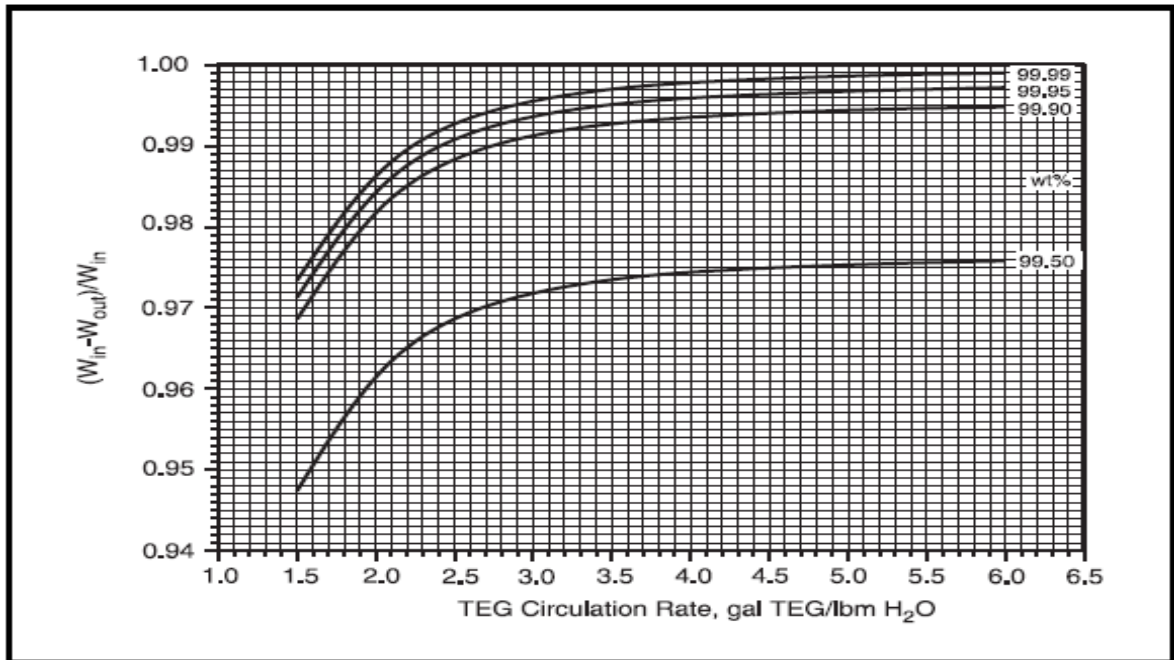
Fuente. GPSA Engineering Data Book. Modificada

Figura 6. Remoción de agua Vs. Tasa de circulación de TEG a varias concentraciones de TEG (N=2,5).



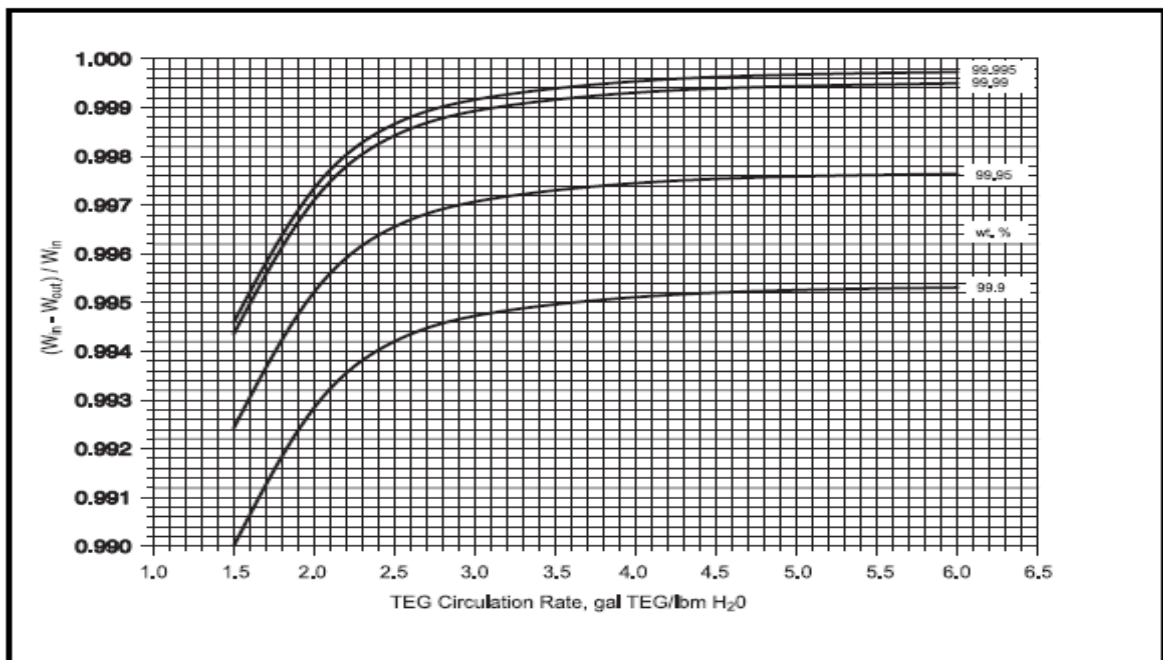
Fuente. GPSA Engineering Data Book. Modificada

Figura 7. Remoción de agua Vs. Tasa de circulación de TEG a varias concentraciones de TEG (N=3)



Fuente. GPSA Engineering Data Book.Modificada

Figura 8. Remoción de agua Vs. Tasa de circulación de TEG a varias concentraciones de TEG (N=4)



Fuente. GPSA Engineering Data Book.Modificada

La eficiencia de la torre en la remoción de agua se determina de la siguiente manera:

Donde

$$n = \frac{(W_i - W_o)}{W_i}$$

n= Eficiencia de remoción de agua
 W_i = Contenido de agua en el gas de entrada, Lb/MMPCS
 W_o = Contenido de agua en el gas de salida, Lb/MMPCS

Una vez se determinan las etapas de equilibrio teóricas, se procede a calcular el número de platos reales o la longitud del empaque.

Para torres tipo platos la eficiencia sería la siguiente:

Donde

$$n = \frac{N}{\epsilon_p}$$

n= Número de platos reales
 N = Número de etapas teóricas
 ϵ_p = Eficiencia de plato. Se recomienda un valor del 25%

- **Altura de la torre contactora.** Para contactoras tipo plato se recomienda un espaciamiento mínimo de 24 pulgadas (2 pies). Sin embargo, la altura total de la torre debe estar de acuerdo con el número de platos o con la altura de empaque requerida, más de 6-10 pies adicionales para permitir el retiro de vapor al líquido, distribución del gas de entrada por debajo del plato de fondo, espacio para coleccionar el glicol rico en el fondo y espacio para los dispositivos internos.

Donde

$$H = (n - 1) * 2' + 10$$

H= Altura de la torre, pies
 n = Número de platos

- **Diámetro de la absorbedora.** El diámetro de la absorbedora y el número de etapas de absorción se seleccionan con base en la etapa de glicol y en la gravedad específica del gas.

El diámetro de la contactora se fija con base en la velocidad del gas V o G.

$$V = K \left[\frac{(\rho_L - \rho_G)}{\rho_G} \right]^{0.5}$$

$$G = C [\rho_g * (\rho_L - \rho_g)]^{0.5}$$

Donde

V= Velocidad permisible del gas, pies/seg

G=Velocidad permisible del gas, (lb/h-pie²)

K-C=Constantes de dimensionamiento. Ver tabla 2.

ρ_g =Densidad del gas, lb/pie

ρ_l =Densidad del líquido, lb/pie³. Para sistemas de TEG, ρ_l = 69,9 lbm/pie³

Tabla 2. Valores de las Constantes K & C

	K FACTOR (ft/s)	C FACTOR (ft/h)
PLATOS DE BURBUJEO, ESPACIAMIENTO		
20"	0,14	504
24"	0,16	576
30"	0,17	612
EMPAQUE		
ESTRUCTURADO AL AZAR	0,3 a 0,4 *	1080 a 1440 *
ANILLOS PALL DE 1 PULGADA	0,13 – 0,18	468 – 648
ANILLOS PALL DE 2 PULGADA	0,19 – 0,26	684 - 936
*Depende de la densidad del empaque y del proveedor		

Fuente. GPSA Engineering Data Book.Modificad

Para el cálculo del diámetro de la contactora en una torre tipo platos se hace de la siguiente manera:

Donde

$$D = \left[\frac{(59,4 * Q * Z * T)}{P_V} \right]^{0.5}$$

D= Diámetro de la absorbedora, Pulgadas

Q=Tasa de flujo de gas, MMPCSD

Z=Factor de compresibilidad del gas

T=Temperatura en la absorbedora, R

P=Presión en la absorbedora, psia

V=Velocidad del gas, pies/seg

Normalmente la absorbedora de glicol tiene de 6 a 12 platos, los cuales proporcionan una adecuada área de contacto entre el gas y el glicol.

- **Rehervidor.** El rehervidor tiene que ser diseñado para suministrar el calor adecuado para evitar la temperatura del glicol rico al nivel requerido para su regeneración. La temperatura del TEG no debe ser superior a 400 °F para evitar su descomposición.

1.4.2.2.2 Deshidratación por Adsorción. La Deshidratación con desecantes sólidos en un proceso que trabaja bajo el principio de adsorción, una forma de adhesión entre las partículas del desecante sólido y el vapor de agua en el gas. El agua forma una película extremadamente delgada que se adhiere a la superficie del desecante por fuerzas de atracción, pero no ocurre reacción química.

La deshidratación con desecantes sólidos es mucho más eficiente que la deshidratación con glicol, con esta técnica se alcanza menos de 0.05 lbH₂O/MMPCS.

Generalmente la unidad es con desecante sólido son más costosas que las unidades con Glicol. Por lo tanto, su uso está limitado a aplicaciones de gases con alto contenido de H₂S, requerimientos de muy bajos valores de punto de rocío

como en procesos criogénicos (valores requeridos de puntos de rocío de -70 °F a -150° F y más bajos), y casos especiales como gases que contienen oxígeno. Es importante aclarar, que la deshidratación con desecantes o con lecho sólido constituye una alternativa cuando se desea remover el contenido de agua a una cantidad mínima para ingresar el gas a una planta criogénica o se desea remover agua y componentes ácidos simultáneamente.

La deshidratación con lecho sólido es una buena alternativa en aplicaciones como:

- Deshidratación para conseguir puntos de rocío de agua menor que -40°C a -50° C, tales como las requeridas en la corriente de entrada de las plantas de extracción de LGN utilizando expansores.
- Unidades de control de punto de rocío por hidrocarburos donde se requiere la extracción simultánea de agua e hidrocarburo para alcanzar ambas especificaciones de calidad. Esto se usa frecuentemente para controlar el punto de rocío por hidrocarburo en corrientes de alta presión de gas pobre.
- Deshidratación y remoción simultánea de H₂S del gas natural.
- Deshidratación de gases que contienen H₂S donde la solubilidad del H₂S en glicol puede causar problemas de emisión.
- Deshidratación y remoción de componentes sulfurados (H₂S, COS, CS₂, mercaptano) para las corrientes de LGN y GLP.

El uso de una deshidratación con desecantes sólidos como otra alternativa a la deshidratación con Glicol puede generar beneficios ambientales y económicos importantes, entre los cuales se incluyen la reducción de costos de capital, operación y mantenimiento; así mismo se consigue un contenido mínimo de componentes orgánicos volátiles (VOC) y mínimos contaminantes peligrosos como benceno, tolueno, etil-benceno y xileno, (BETEX).

Aunque la adsorción puede practicarse con muchos materiales sólidos, la gran mayoría de adsorbentes se derivan de la sílice, la alúmina o el carbón activado.

Los adsorbentes más comúnmente utilizados en la deshidratación de gas natural son:

- Gel de sílice
- Alúmina activada
- Tamices moleculares

Estos compuestos sólidos tienen formas esféricas como pepas ligeramente elípticas con diámetros de 4-6 mm y para tamices moleculares generalmente en forma de cilindros de 2-3 mm de diámetro y 6-8 mm de longitud. La temperatura máxima a la entrada y mínima de rocío se describen en la tabla 3 para cada uno de ellos.

En sistemas de gas natural los tamices moleculares son los más usados ya que exhiben un alto grado de adsorción de agua⁷.

Tabla 3.Tipos de Desecantes.

Desecante	Máx. Temperatura a la Entrada	Mín. Temperatura de rocío de Agua a la Salida.
Gel de Sílice	120 °F	-60 °F
Alúmina	125 °F	-90 °F
Tamiz Molecular	150 °F	-150 °F

Fuente. SANTOS, Nicolás. Diseño y Operación de Unidades de Tratamiento y procesamiento de Gas. Septiembre 2011. Pág. 98

Con todos los desecantes sólidos es esencial evitar el transporte de agua líquida para evitar degradación prematura del desecante y pérdidas en capacidad y eficiencia. Y en general, su selección para procesos de deshidratación es función

⁷RIBÓN, Helena, et al. Métodos de Deshidratación de Gas Natural. En: Revista Fuentes: El Reventón Energético, Jul-Dic , 2010, Vol. 8, No.2., p. 55-64.

de su capacidad de adsorción, selectividad, regeneración, propiedades mecánicas, entre otras.

Tabla 4. Condiciones de Operación Típicas para Unidades de Deshidratación de Tamiz Molecular.

Tasa de Flujo	10 a 1500 MMscfd
Velocidad Superficial	Aproximadamente de 30 a 35 ft/min
Caída de Presión	Aproximadamente de 5 psi y que no exceda 10 psi
Tiempo de Ciclo	4 a 24 Horas, 8 horas o un múltiplo de este.
<i>Temperaturas y Presiones</i>	
Adsorción	Temp. 50 a 115 °F Presiones: 1500 psig
Regeneración	Temperaturas 400 a 600 °F Presiones: Presiones de adsorción o menores

Fuente.KIDNAY, Arthur y PARRISH, William.Fundamentals of Natural Gas Processing.Estados Unidos de América: Taylor and Francis Group.2006. Pág153.

En cuanto al proceso, requiere dos o más torres adsorbedoras, operando en un ciclo en paralelo. Una está en operación de adsorción de agua del gas, mientras que la otra está en regeneración y enfriamiento. Típicamente un ciclo de adsorción está entre 8 y 10 horas, el de regeneración 5 horas y el de enfriamiento entre 3 y 5 horas.

1.4.3 Poder Calorífico y Punto de Rocío de Hidrocarburo.⁸El poder Calorífico de un gas es el calor liberado cuando se quema un pie cúbico estándar de gas. Se puede distinguir *Poder Calorífico Superior (PCS)* que indica el calor desprendido en la combustión completa de una unidad de volumen de gas considerando el agua producto de la reacción en estado líquido y el *Poder Calorífico Inferior (PCI)* ,análogo al anterior ,pero considerando el agua resultado de la combustión en estado de vapor. Esta Propiedad está directamente relacionada con el contenido de hidrocarburos pesados, su alto contenido afecta los límites establecidos.

El poder calorífico se expresa en BTU/Pie³y su valor oscila entre 950 y 1150 BTU/Pie³ a partir del Reglamento Único de Transporte. Ver Tabla 1.

El punto de rocío de hidrocarburos es un factor importante que limita el máximo nivel permitido de hidrocarburos pesados tales como propano, butano y pentano con el fin de evitar la formación de una fase líquida durante el transporte y asegurar la especificación para una entrega y combustión segura. Dado que el punto de rocío por hidrocarburo varía con la composición, la presión y la temperatura, la definición de punto de rocío por hidrocarburo incluye los parámetros Presión y Temperatura.

A partir de la Resolución 054 de 2007 de la Comisión de regulación de Energía y Gas, el punto de rocío de Hidrocarburo para cualquier Presión no deberá superar el valor de 45 °F (7,2 °C). Para alcanzar dichas especificaciones, es necesario tratar el gas para remover hidrocarburos pesados de la mezcla. Los principales procesos disponibles para dicho tratamiento se explican a continuación:

1.4.3.1 Refrigeración Mecánica.⁹En principio consiste en enfriar el gas natural hasta temperaturas que permiten la condensación del Propano y los hidrocarburos más pesados. En este proceso la corriente de gas natural es enfriada mediante un sistema externo de refrigeración. El gas es enfriado por un refrigerante que

⁸JARAMILLO, Alonso. En: Diseño y Operación de Unidades para Procesamiento de Gas y Aplicaciones de Simulación de Procesos.2002.

⁹Gas Processors Suppliers Association.Engineering Data Book.Tulsa, Oklahoma. 12 Edición, 2004, Sección 14.

generalmente es propano. Su presión se reduce a través de una válvula, resultando en una caída de temperatura. El propano frío se usa para enfriar una corriente de gas al vaporizarse el propano líquido. Finalmente, el propano gaseoso va a la succión de un compresor en el cuál se incrementa la presión y se repite el ciclo. El circuito de refrigeración con propano es un proceso cerrado en el cual las pérdidas de propano deben ser mínimas, por lo cual es muy importante conocer la cantidad correcta de propano requerida para enfriar la corriente del proceso.

En el sistema de refrigeración, el gas frío sale del chiller y entra al separador de baja temperatura, en el cual todo el líquido condensado se separa del gas. La temperatura a la cual debe ser enfriado el gas depende del nivel requerido para alcanzar las especificaciones de los puntos de rocío. Este será el requerimiento mínimo de enfriamiento. El enfriador es una unidad de tubo y carcasa tipo “Kettle”, en el cual el gas pasa por los tubos y le transmite la energía al líquido refrigerante que rodea los tubos. El refrigerante se vaporiza y deja el enfriador esencialmente como vapor saturado. Si hay agua presente, la formación de hidratos es prevenida por la inyección de un inhibidor de hidratos, como el etanol.

En dicho proceso como mínimo se encuentran dos circuitos totalmente definidos:

- Circuito de gas natural, al cual se le remueve agua y líquidos para acondicionarlo a gas de venta.
- Circuito del refrigerante propano, el cual al evaporarse en el casco del chiller enfría el gas natural que pasa por los tubos.

Como opción, se encuentra el circuito de Glicol en los casos que incluyan inyección de inhibidor de hidratos y está conformado por la unidad de regeneración donde se retira el agua al glicol por evaporación (Ver Figura 9).

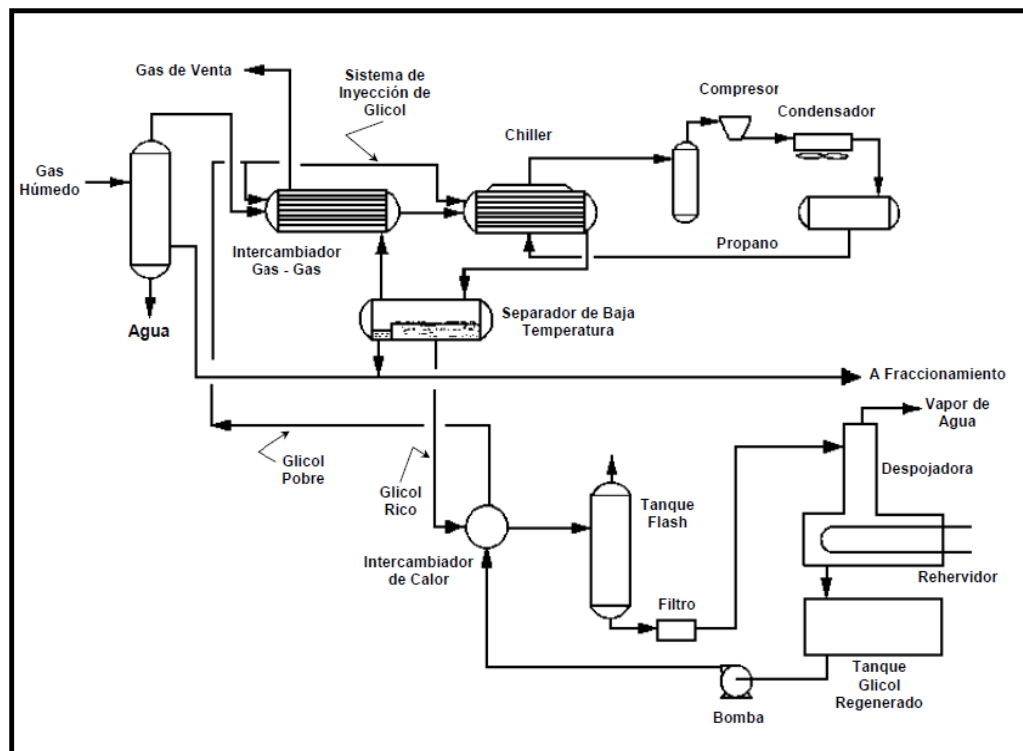
Para el circuito de propano se encuentran las siguientes etapas en el ciclo simple de refrigeración (Ver Figura 10):

A. Expansión.

- B. Evaporación.
- C. Compresión.
- D. Condensación.

A. Etapa de Expansión. El punto de Inicio del ciclo de refrigeración es la disponibilidad del refrigerante líquido. El punto A en la Figura 11 representa un líquido en su punto de burbuja a la presión de saturación P_A y entalpía h_{LA} . En la Etapa de expansión la presión y la temperatura se reducen al pasar a través de la válvula de control en la cual cae la presión al valor de P_B , el cual lo determina la temperatura deseada del refrigerante T_B .

Figura 9.Esquema de proceso de enfriamiento de gas natural mediante Refrigeración.



Fuente. JARAMILLO, Alonso. Diseño y Operación de Unidades para Procesamiento de Gas y Aplicaciones de Simulación de Procesos.2002.

En el punto B la entalpía del líquido saturado es h_{LB} y la entalpía correspondiente para vapor saturado es h_{VB} . Como la Expansión entre A y B ocurre a través de una válvula de expansión y no hay intercambio de energía, el proceso se considera isoentálpico, por lo que la entalpía a la salida y a la entrada de la válvula es la misma h_{LA} . Como el punto B está dentro de la envolvente, vapor saturado y líquido coexisten.

B. Etapa de Evaporación. El vapor formado en el proceso de expansión (A-B) no suministra ninguna refrigeración al proceso. El calor es absorbido del proceso por la evaporación de la parte líquida del refrigerante. Como se muestra en la Figura 11 esto es a Temperatura y Presión constante.

Físicamente la evaporación ocurre en un intercambiador de calor denominado evaporador o chiller. El líquido frío X suministra la refrigeración y su efecto refrigerante está definido como $X (h_{VB} - h_{LB})$

La capacidad de refrigeración o “duty” referido a la cantidad total de calor absorbido en el chiller por el proceso, generalmente se expresa como toneladas de refrigeración o Btu/ Unidad de tiempo.

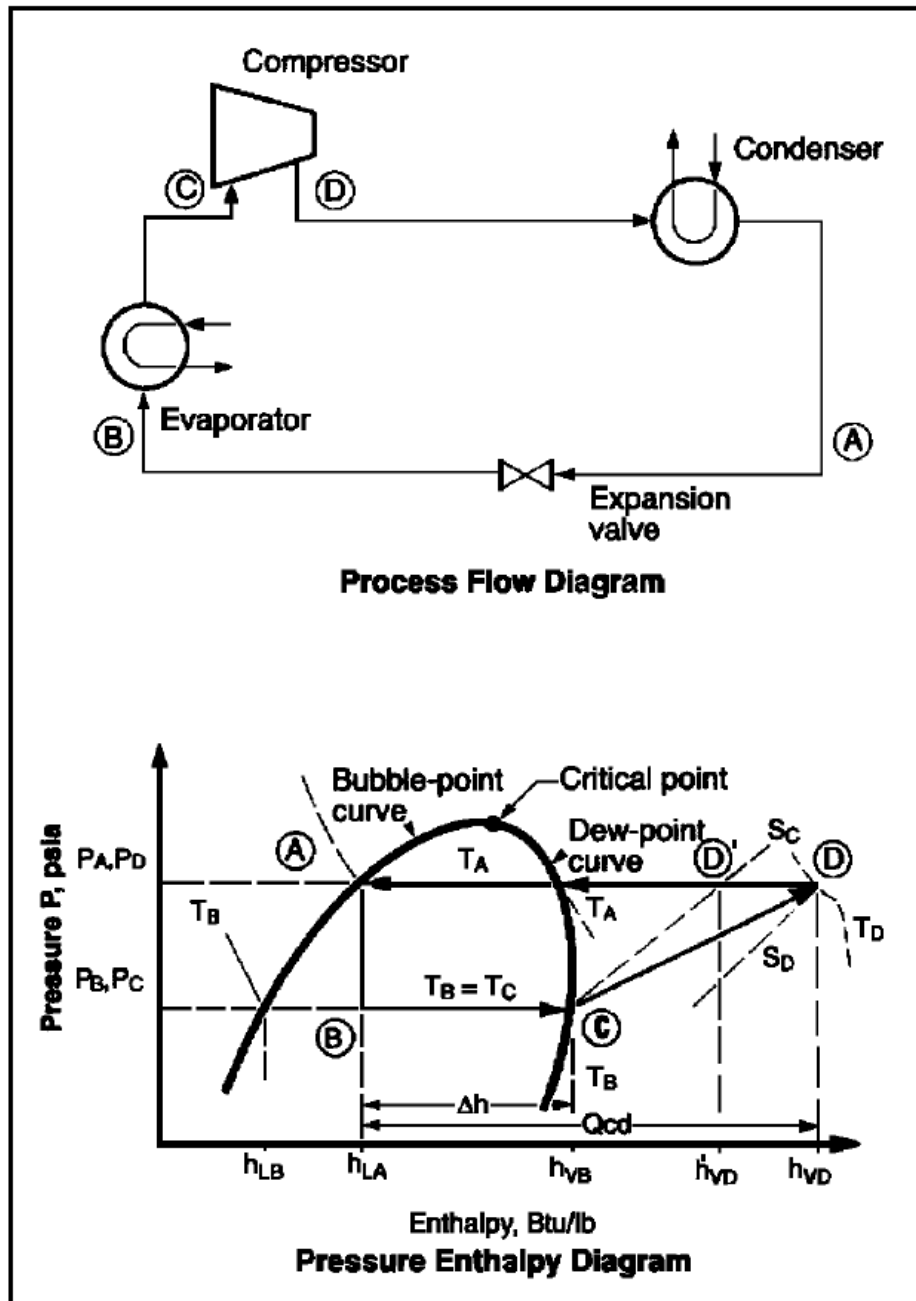
C. Etapa de Compresión. Los vapores de refrigerante salen del chiller a la presión de saturación P_c y la correspondiente temperatura T_c con una entalpía h_{VB} . La entropía en este punto C es S_c . Los vapores se comprimen isoentrópicamente a la presión P_A a través de la línea C-D’.

D. Etapa de Condensación. El refrigerante sobrecalentado que sale del compresor a P_A y T_D (Punto D en la Figura 10), se enfría a la temperatura de punto de rocío T_A a condición muy cercana de presión constante y se condensa a temperatura constante.

Durante el proceso de sobrecalentamiento y condensación, todo el calor y trabajo adicionados al refrigerante durante los procesos de evaporación y compresión,

deben ser removidos de forma tal que se complete el ciclo llegando al punto inicio A, en el diagrama P-H que se muestra en la Figura 10.

Figura 10. Diagrama Flujo del Proceso y Diagrama P-H Propano



Fuente. Gas Processors Suppliers Association.Engineering Data Book.Sección 14. Tulsa, Oklahoma. 2004

La presión de condensación del refrigerante es una función del medio de enfriamiento disponible: aire, agua de enfriamiento y otro refrigerante.

1.4.3.2 Separación a Baja Temperatura LTS o Joule Thomson. Cuando un fluido fluye a través de un orificio, una válvula parcialmente cerrada o una obstrucción porosa, sin ningún cambio apreciable en la energía cinética, el resultado principal del proceso es una caída de presión en el fluido, lo cual origina a su vez una reducción en la temperatura del mismo. De este modo, en una planta JT se reduce la presión de la corriente que enfría el gas por efecto Joule Thomson. Este enfriamiento origina la condensación de agua y de hidrocarburo líquido pesado con la consecuente disminución de la temperatura del punto de rocío por hidrocarburo. El proceso permite la remoción de hidrocarburos y agua en una misma unidad. Su configuración más sencilla se puede apreciar en la figura 11.

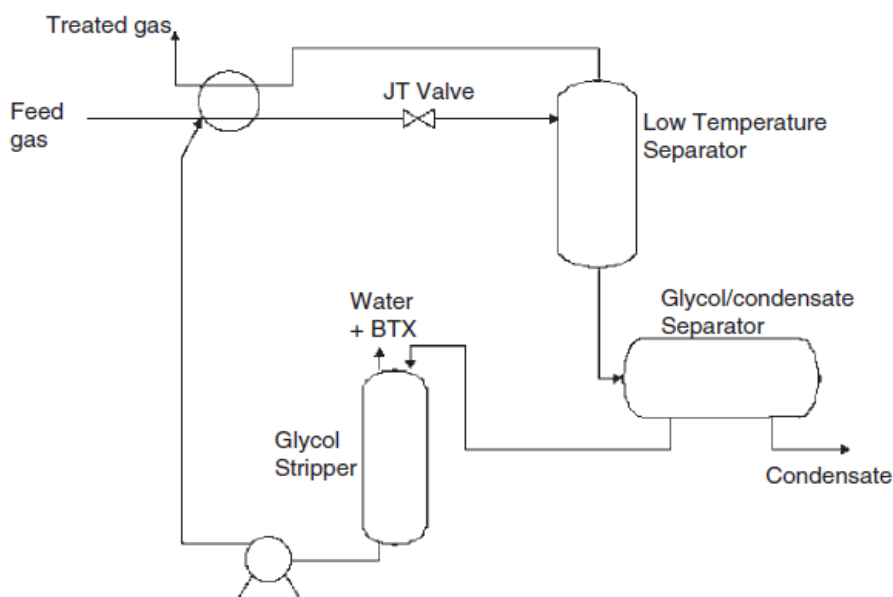
Es un proceso sencillo, económico y es muy común que se encuentre montada en patines. Se indica su uso para mezcla de gases con bajo contenido de contaminantes, especialmente CO_2 y H_2S ¹⁰. El gas que se ha enfriado en el proceso Joule Thomson puede usarse para enfriar otra corriente del proceso a fin de obtener una fuente de energía gratis y optimizar el proceso. La desventaja en una planta JT recae en los requerimientos altos de presión para evitar caídas por debajo de la presión especificada en el transporte y por lo tanto, un proceso de Compresión.

Es oportuno precisar que si el gas llega a bajas presiones, menores a 725 Psi, la refrigeración mecánica puede usarse. Si la riqueza del gas es relativamente baja, entre 2,5 y 3 Galones /1.000 PC de gas, un proceso Joule Thomson resulta eficiente. Además, para corrientes de gas moderadamente ricas, GPM >3, refrigeración mecánica puede ser considerada para obtener alto recobro de

¹⁰JARAMILLO, Alonso. Diseño y Operación de Unidades para Procesamiento de Gas y Aplicaciones de Simulación de Procesos.2002

etano¹¹. Sin embargo, el proceso de refrigeración mecánica se puede utilizar para el control de punto de rocío de Hidrocarburo cuando no se da prioridad a la recuperación de líquidos¹².

Figura 11.Esquema Planta J-T



Fuente. MOKHATAB, Saeid. POE, William A, SPEIGHT, James. Handbook of Natural Gas Transmission and Processing.2006.

1.5 COMPRESIÓN GAS NATURAL

La compresión se refiere al aumento de energía que se logra en un fluido gaseoso por medio de un trabajo que se efectúa sobre él, los fluidos que más comúnmente se comprimen son: el aire, gas natural, componentes separados del gas natural y gases comerciales con propósitos industriales.

¹¹ MOKHATAB, Saeid. POE, William A, SPEIGHT, James. Handbook of Natural Gas Transmission and Processing. 2006. Pág. 372-373.

¹² Gas Processors Suppliers Association. Engineering Data Book. Tulsa, Oklahoma. 12 Edición, 2004, Sección 16. Pág 425.

Por lo general previo a la utilización de un gas es necesario someterlo a un proceso de compresión, con lo cual se incrementa el nivel energético del gas. El aumento de energía se logra mediante el trabajo que se ejerce sobre el fluido en el compresor. El aumento de energía se manifiesta por incrementos de presión y en la mayoría de los casos por aumentos de la temperatura.

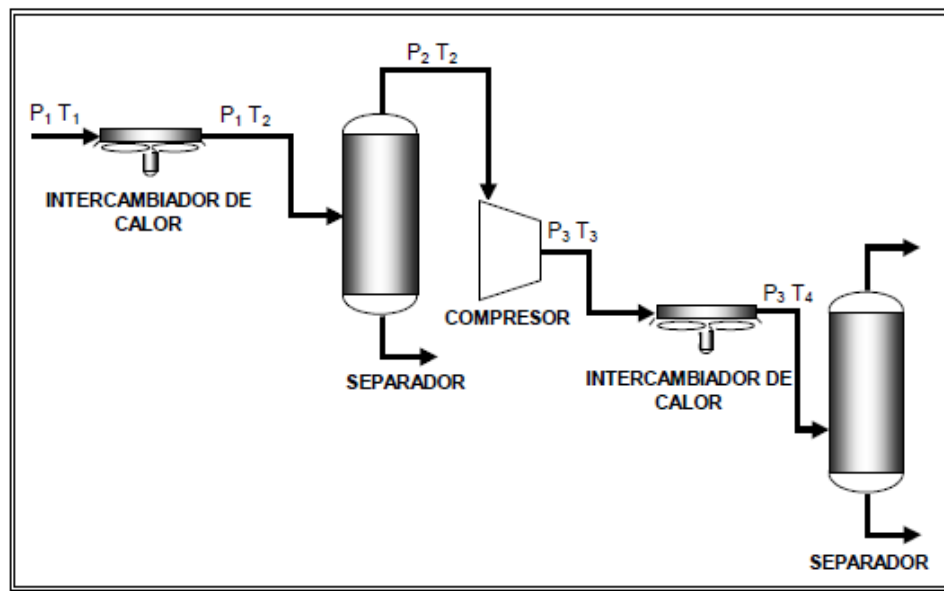
La compresión del gas se realiza en diferentes situaciones tales como:

- Captación del gas natural a baja presión para aspirarlo de las redes conectadas a los cabezales de los pozos.
- En el transporte con el objetivo de conducir el gas producido a través de Gasoductos o redes de bombeo.
- En el almacenaje, cuando el mismo se efectúa a alta presión y no se cuenta con presión disponible de alguna otra etapa.
- Cuando se requiere comprimir el gas en casos especiales tales como en plantas de tratamiento; plantas de reinyección de gas natural, almacenaje subterráneo, procesos de refrigeración, consumo industrial no petroquímico o doméstico en forma de materia prima y/o combustible, etc.

El proceso de compresión del gas natural se puede representar a través de un proceso termodinámico; en donde el gas con una presión P_1 , se comprime y posteriormente se descarga a los niveles de presión P_2 superiores requeridos. Este proceso puede darse en una o varias etapas. En la figura 12 se presenta un diagrama simplificado de un sistema de compresión.

1.5.1 Tipos de Compresores.¹³ Un compresor es una máquina térmica generadora, donde el flujo de un fluido compresible intercambia trabajo técnico con el exterior. Estos aparatos se utilizan para comprimir gases, el principal objetivo del proceso de compresión es aumentar la presión, disminuyendo con ello el volumen específico. En los distintos usos industriales son de gran utilidad, y se utilizan de diversos tipos (Ver figura 13), según las necesidades.

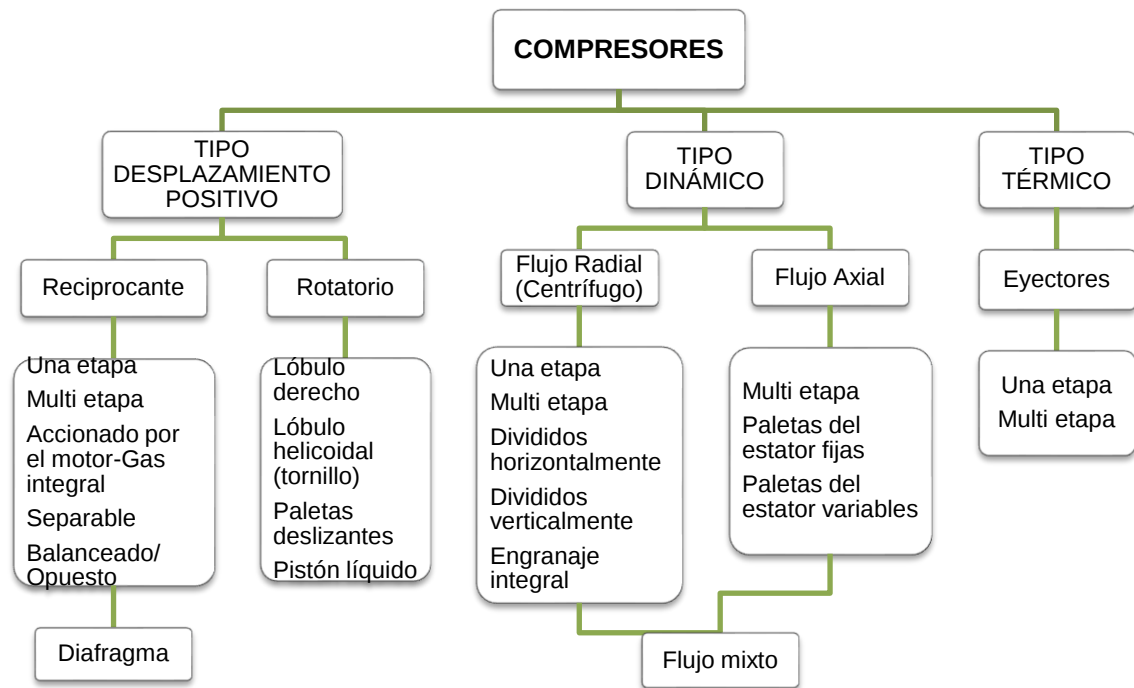
Figura 12. Tren de Compresión



Fuente. Curso Gasotecnia, Universidad del Oriente, Venezuela, Unidad 9.

¹³GPSA Engineering Data Book, Gas Processors Suppliers Association, Tulsa, Oklahoma, 2004, Capítulo 13

Figura 13. Clasificación Compresores.



Fuente. GPSA Engineering Data Book.Modificada

1.5.1.1 Compresores de Desplazamiento Positivo. Los de desplazamiento positivo son compresores con dispositivos mecánicos (pistones en Cilindros o rotores en carcasa) en los que los volúmenes de gas son confinados en un espacio cerrado y comprimidos por el movimiento de un elemento mecánico, se clasifican en dos categorías básicas: movimiento reciprocante y rotatorios.

1.5.1.1.1 Compresores Reciprocantes. Los compresores reciprocantes son equipos de potencia que funcionan con un desplazamiento mecánico de un pistón dentro de un cilindro. El principio físico de los compresores reciprocantes es disminuir el volumen de un gas para aumentar su presión. Para lograr disminuir este volumen es necesario impartirle potencia al sistema para poder lograr dicha operación.

Los compresores reciprocantes deben ser suministrados con gas limpio ya que no pueden manejar satisfactoriamente partículas de líquidos y sólidos que pueden ser arrastrados por el gas. Las partículas de líquidos y sólidos tienden a destruir la lubricación del cilindro y causa desgaste excesivo. Los líquidos no son compresibles y su presencia podría romper el cilindro del compresor o causar otros daños importantes.

Funcionamiento Compresor Reciprocante¹⁴

En 1 esta en presión de succión. Inicia Stroke de succión, de 1-2 el pistón se mueve permitiendo la entrada del gas, en 2 empieza el Stroke de descarga, de 2-3 se comprime el gas hasta la presión de descarga, en 3 se abre la válvula de descarga, de 3-4 el gas es descargado del cilindro, en 4 el pistón termina el Stroke de descarga se cierra la válvula de descarga, De 4-1 el gas que queda dentro del cilindro se expande hasta la presión de succión. Las figuras 14 y 15 representan el comportamiento ya descrito.

Posibles Problemas en un Compresor Reciprocante

- Una alta temperatura de descarga sería un gran problema tanto para los equipos de compresión, ya que podría dañar empaques o válvulas, como para la disposición y venta del gas, ya que como debemos recordar la temperatura máxima de transporte por gasoductos es de 120°F.

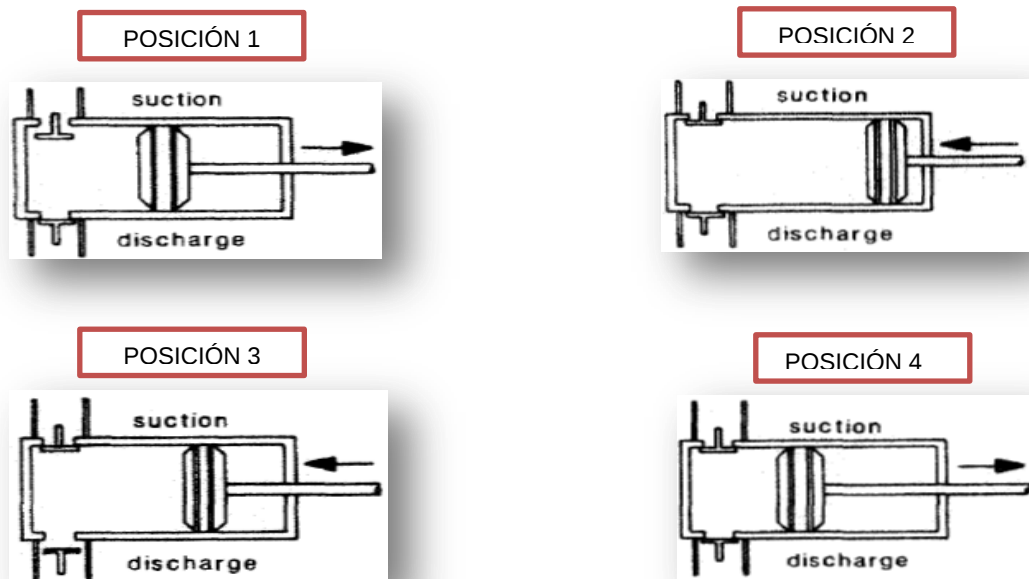
Figura14. Diagrama acción compresor reciprocante.



¹⁴ARNOLD,K.,STEWAR ,M., Desi **Fuente.** ARNOLD, K.,STEWAR ,M. Modificada 2, 2da Edición, Gulf Publishing, Houston, Texas, 1999; Capítulo 10

- Estallo de válvula de alivio se puede presentar por una sobrepresión del sistema lo que se representaría en un gran problema operacional causando el cierre del compresor para el arreglo de este problema.
- El ruido en el cilindro se refiere a la vibración excesiva en el cilindro que nos puede causar un colapso total del sistema ya que podría alcanzar frecuencias de vibración que podrían destruir todo el equipo.
- Excesivo desgaste de los empaques de sello del cilindro lo que nos representaría unas fugas bastante altas reduciendo la eficiencia de compresión.

Figura 15. Acción de un Compresor Reciprocante.



Fuente. ARNOLD,K.,STEWAR ,M. Modificada

1.5.1.2 Compresores Dinámicos. Los compresores dinámicos, son máquinas en las que el gas es comprimido por la acción de paletas rotatorias o impulsores que imparten velocidad y presión al fluido, incluye flujo radial (centrífugos), flujo

axial, y máquinas de flujo combinados. Este tipo de compresores, de flujo continuo rotatorio, en los cuales el elemento rotatorio (impulsor) acelera el gas cuando pasa a través del elemento, convirtiendo la carga de velocidad en presión estática, parcialmente en el elemento rotatorio y parcialmente en difusores o paletas estacionarias.

1.5.1.2.1 Compresores Centrífugos.¹⁵ Son compresores en los cuales se transfiere energía por medios dinámicos de un medio rodante a un fluido que pasa de forma continua.

Estos compresores se basan en el principio de impartir velocidad a una corriente de gas y luego convertir esta energía de velocidad en energía de presión. Los compresores centrífugos son por lo general impulsados por motores eléctricos, vapor o de turbinas de gas (con o sin aumento de la velocidad en los engranajes), o Turboexpansores.

Una limitante de las máquinas centrífugas es su baja eficiencia. Esto significa que necesita más Caballos de fuerza (BHP) para comprimir la misma velocidad de flujo que se requeriría para un compresor reciprocante. Las características más sobresalientes de este tipo de compresores e mencionan a continuación:

Desventajas Compresores Centrífugos

- Baja presión de descarga
- Sobrecarga compresor
- Baja presión de aceite de lubricación
- Desalineación del eje
- Alta temperatura de aceite en los cojinetes
- Excesiva vibración
- Agua en aceite lubricante

¹⁵ARNOLD,K.,STEWAR ,M., Design of Oil Handling Systems and Facilities, Surface Productions Operations Volumen 2, 2da Edición, Gulf Publishing, Houston, Texas, 1999; Capítulo 10

Ventajas

- Reducción de espacio / peso requisitos debido a la eliminación de la necesidad para un sistema de rodamientos lubricado de aceite
- Reducción de costos a largo plazo para el mantenimiento y las reparaciones
- Reducción de las pérdidas relacionadas con el rodamiento (cerca de cero fricción)
- Mayor fiabilidad y disponibilidad
- Mejora la supervisión de la máquina / diagnósticas capacidades
- Las velocidades más altas posibles.

Limitaciones

- Mayor complejidad
- En general, físicamente más grande que convencional.
- Funciona con energía eléctrica

1.5.2 Especificaciones de un Compresor.¹⁶En la especificación de un compresor es necesario elegir el tipo, el número de etapas de compresión, y la potencia requerida. Con el fin de hacer esto, el volumen de gas, la presión de succión y de descarga, la temperatura de succión, y la gravedad específica de gas deben ser conocidas. El cálculo detallado de la potencia y el número de etapas depende de la elección del tipo de compresor. Una primera aproximación del número de etapas puede ser hecha suponiendo una relación máxima de compresión por etapa de 3,0 a 4,0, de tal manera que:¹⁷

$$R = \left(\frac{P_d}{P_s} \right)^{1/n} < 3 \text{ a } 4$$

¹⁶ARNOLD,K.,STEWAR ,M., Design of Oil Handling Systems and Facilities, Surface Productions Operations Volumen 2, 2da Edición, Gulf Publishing, Houston, Texas, 1999; Capítulo 10

¹⁷ARNOLD,K.,STEWAR ,M., Design of Oil Handling Systems and Facilities, Surface Productions Operations Volumen 2, 2da Edición, Gulf Publishing, Houston, Texas, 1999; Capítulo 10. Pág 271.

Donde:

R = relación por etapa

n = número de etapas

Pd = presión de descarga, psia

Ps = presión de succión, psia

Para fijar el número de etapas, en la práctica se hace uso de las siguientes normas, como una primera aproximación:¹⁸

Para $R < 5$ Una sola etapa.

Para $R \geq 5$ Dos etapas.

Para $R \geq 25$ Tres etapas.

Donde:

$R = P_d / P_s$ = La relación entre la presión de salida y de la entrada.

Una primera aproximación para caballos de fuerza se puede hacer de la siguiente ecuación:

$$BHP = 22RnFQ_g$$

Donde:

BHP = caballos de fuerza

R = relación por etapa

¹⁸HERRERA, Bladimir J. SALAZAR Laura C. Estudio de los Problemas Asociados con el Proceso de separación Flash en las Plantas Típicas de Compresión de Gas Natural. Tesis de Pregrado , Universidad del oriente, Escuela de Ingeniería y Ciencias Aplicadas, Barcelona 2008.

n = número de etapas

F = Factor para la caída de la presión entre etapas

1,00 para una sola etapa de compresión

1,08 para la compresión de dos etapas

1,10 para la compresión de tres etapas

Q_g = caudal, MMscfd

Esta ecuación es útil para obtener una estimación rápida y razonable para la potencia del compresor. Ha sido desarrollada para grandes compresores de baja velocidad (300 a 450 rpm), manipulación de gases de gravedad específica de 0,65 y que tiene relaciones de compresión superior a 2,5.

También proporcionará una estimación aproximada de la potencia para relaciones de compresión más bajas y/o gases con una gravedad específica mayor. Para permitir esta tendencia utilizar una multiplicación de 20 en vez de 22 para los gases con una gravedad específica en el intervalo de 0,8 a 1, del mismo modo utilizar un factor en el rango de 16 a 18 para relaciones de compresión de 1,5 y 2.¹⁹

Una vez que la potencia requerida y el número de etapas se estiman, se puede hacer elección del tipo de compresor. Se debe tener en cuenta las ventajas y desventajas que presenta cada tipo de compresor. Además el costo del combustible, la disponibilidad de repuestos y personal familiarizado con la operación y mantenimiento, esto también podría influir en la selección para una instalación específica.

¹⁹ GPSA Engineering Data Book, Gas Processors Suppliers Association, Tulsa, Oklahoma, 2004, Capítulo 13. Pág 13-6.

1.5.3 Procedimiento para la determinación correcta de caballos de fuerza y número de etapas. Hay razones económicas y operativas para considerar una etapa adicional de compresión. La adición de una etapa de compresión requiere un scrubber adicional, un cilindro adicional, y las tuberías y controles son más complejos.

La temperatura de descarga para cualquier etapa de compresión se puede calcular a partir de:

$$T_d = T_s \left(\frac{P_d}{P_s} \right)^{\frac{k-1}{k} \cdot \frac{1}{n}}$$

Donde:

Td = Temperatura de descarga, ° R

Ts = Temperatura de succión, ° R

Pd = Presión de descarga, psia

Ps = Presión de succión, psia

k = Relación de calor específico del gas, Cp / Cv

n = eficiencia politrópica

= 1,0 para reciprocantes

= 0,8 para centrífugos.

Es deseable limitar la temperatura de descarga por debajo de 250° F a 275° F para garantizar la vida adecuada del compresor y para evitar la degradación del aceite lubricante. A temperaturas superiores a 300° F, la degradación del aceite lubricante es probable, y si el oxígeno está presente la ignición es posible. Bajo ninguna circunstancia la temperatura de descarga podrá exceder de 350 ° F.²⁰

²⁰ARNOLD,K.,STEWAR ,M., Design of Oil Handling Systems and Facilities, Surface Productions Operations Volumen 2, 2da Edición, Gulf Publishing, Houston, Texas, 1999; Capítulo 10. Pág 274.

La temperatura de descarga se puede bajar por el enfriamiento del gas de succión y reduciendo el valor de P_d / P_s , es decir, añadiendo más etapas de compresión.

Los caballos de fuerza por etapa se puede determinar con un cálculo más detallado a partir de:

$$BHP = 0,0857(Z_{AV}) \left(\frac{Q_g T_s}{E} \right) \left(\frac{Kn}{K-1} \right) \left[\left(\frac{P_d}{P_s} \right)^{\frac{K-1}{Kn}} - 1 \right]$$

Donde

BHP = Caballos de fuerza

Q_g = volumen de gas, MMscfd

T_s = temperatura de succión, ° R

Z_s = factor de compresibilidad de succión

Z_D = factor de compresibilidad de descarga

$Z_{av} = (Z_s + Z_D) / 2$

E = Eficiencia

Unidades reciprocantes de alta-velocidad– use 0,82

Unidades reciprocantes de baja-velocidad - use 0,85

Unidades centrífugas - use 0,72

n = eficiencia politrópica

= 1,0 para reciprocantes,

= 0,8 para centrífugos.

k = Relación de calor específico del gas, C_p / C_v

P_s = presión de succión, psia

P_d = presión de descarga, psia

La potencia total para el compresor es la suma de la potencia requerida para cada etapa teniendo en cuenta las pérdidas de presión entre etapas. Se supone que hay una pérdida de 3% de la presión en ir a través del refrigerador, scrubbers,

tuberías, etc., entre la descarga actual del cilindro y la succión actual del siguiente cilindro. Por ejemplo, si la presión de descarga de la primera etapa es de 100 psia, la pérdida de presión se supone que es 3 psia y la presión de succión de la siguiente etapa es de 97 psia. Es decir, la presión de succión de la segunda etapa no es igual a la presión de descarga de la primera etapa.

1.5.4 Comparación Compresor centrífugo/ Reciprocante. En relación al tipo de compresor se señalan a continuación los pro y contra de estos equipos. Así mismo, en la Tabla 5 se resumen algunos rangos típicos usados en el procesamiento del gas.

Ventajas de un compresor Reciprocante sobre Centrífugo

- Alta eficiencia y bajo costo energético.
- Capacidad de manejar pequeños volúmenes de gas.
- Mayor flexibilidad en capacidad y rangos de presión.
- Ofrece mayores presiones de descarga.
- Menos sensibilidad a los cambios en la composición del gas y su densidad

Ventajas de un Compresor Centrífugo sobre Reciprocante

- Bajos costos de instalación
- Bajos costos de mantenimiento.
- Buena continuidad de servicio.
- Menor atención operativa.
- Mayor capacidad de volumen de gas.
- Adaptabilidad a motores de alta velocidad.

- Mejor compactación y menos peso.

Tabla 5. Rangos típicos de compresores utilizados en el procesamiento del gas.

		PRESIÓN MÁXIMA Psig		
	Velocidad del flujo de entrada* acfm (m3/h)	Entrada	Descarga	Eficiencia Icentrónica, %
Reciprocantes				
Solo una etapa	1-300 (2-500)	Sin limite	<3,000	75-85
Multitasa	1-7,000 (2-12,000)	Sin limite	<60,000	
Centrífugos				
Solo una etapa	50-3,000 (80-5,000)	Sin limite	1,500	70-75
Multitasa	500-200,000 (800-350,000)	Sin limite	10,000	

*Compresor: volúmenes de gas se basan en volúmenes de gas reales a temperatura y presión de succión

Fuente. KIDNAY, A.J., PARRISH, W.R., Fundamentals of Natural Gas Processing, Taylor & Francis Group. 2006. Capítulo 4. Modificada.

2. GENERALIDADES CAMPO ESCUELA COLORADO²¹

El Campo Colorado, con una superficie de 60 km², se encuentra localizado en la cuenca del valle Medio de Magdalena (VMM). Ubicado en el corregimiento de Yarima, Municipio de San Vicente de Chucurí en el departamento de Santander, al sureste del municipio de Barrancabermeja y al sur del Campo La Cira- Infantas, área de la antigua concesión de Mares. El Campo fue descubierto en 1923.

En 2006, inicia el proyecto Campo Escuela Colorado bajo la firma del convenio interadministrativo de Colaboración Empresarial con fines científicos y Tecnológicos, entre la UIS y ECOPETROL S.A.

Las acumulaciones son de aceite negro con gravedad de 36 a 42 °API y el mecanismo de producción primaria es empuje por gas en solución.

2.1 PROPIEDADES DEL YACIMIENTO

Las tablas 6 y 7 señalan características propias del yacimiento tales como OOIP, número de pozos perforados, arenas y sus respectivas Propiedades.

Tabla 6.Datos Básicos del Yacimiento

Parámetro	Unidad
Espaciamiento/pozo	20-30 Acres
Pozos perforados	75
Petróleo Original estimado, OOIP	121 MMBls
Reservas primarias producidas	8,59 MMBls
Factor de recobro	7,10%

Fuente. Campo Colorado. Cuarto informe de yacimientos campo Colorado. Ing. Karen L. Pachano, Diciembre de 2007. Modificado

²¹CALDERON, Luis Fernando. NAVARRETE I, Pablo C, Plan de Mantenimiento de Campo Colorado, Tesis de Pregrado, UIS, Escuela de Ingeniería Mecánica, 2007.

Tabla 7. Datos básicos de propiedades de las arenas

Parámetro	Arena B	Arena C	Arena D	Arena E
Temp. Yacimiento (°F)	114	174	186	186
API @ 60°F	41,2	39,7	40,1	40,1
Profundidad promedio (ft)	1800	3500	4700	5600
Presión de burbuja, Pb (psia)	648	2078	2958	2958
Viscosidad @ Pb (cP)	1,64	0,462	0,441	0,441
Bo @ Pb (RB/STB)	1,091	1,401	1,373	1,373
Porosidad (%)	15,7	14,5	13	13
Swi (%)	40	40	50	50
OOIP (MMBls)	20,062	37,336	0,507	1,157
Rsb (scf/Bls)	140	648	667	667
Espesor Prom. de arena (ft)	50	57	25	25
Área (acres)	634	1083	---	---

Fuente. Modificado de ECOPETROL S.A. Informe Campo Colorado. Calculo de Reservas. Ing. Jorge Camacho. Junio de 1978.

2.2 PRODUCCIÓN DE CRUDO

A continuación, en las tablas 8 y 9 se presentan datos promedio de producción y calidad del crudo producido en el Campo Colorado.

Tabla 8. Datos de Producción Crudo CEC- Diciembre 2011

Días	Producción	Promedio	Acumulada
Mes	Total Mes	mes	Año (BLS)
	(BLS)	(BOPD)	
31	10.022	323	139.736

Fuente. Informe Mensual de Actividades- Diciembre 2011 CEC. Ing. Carlos Julio Monsalve.2011

Tabla 9. Parámetros Calidad CEC

PARÁMETROS DE CALIDAD ACUMULADOS AÑO 2011			
VOLUMEN NETO	°API	%BSW	CANTIDAD DE SAL
BOMBEADO (BLS)			[Lbs/MBls]
140.030,4	40,38	0,27	17,42

Fuente. Informe Mensual de Actividades- Diciembre 2011 CEC. Ing. Carlos Julio Monsalve.2011

2.3 PRODUCCIÓN DE GAS

En las tablas 10 y 11 se observan respectivamente datos claves relacionados con la producción de gas de Campo Escuela Colorado y una proyección de producción del mismo que permite contemplar los 4 MMSCFD. La producción comprendida entre julio de 2011 y julio de 2012 se muestra en la figura 16.

Tabla 10. Datos de Producción de Gas

PRODUCCION DE GAS			GAS MEDIDO AGO 2011-MAY 2012	
DIAS MES	KPCD	MPCM	KPCD	MPCM
31	348,7	10,8	345	108,3

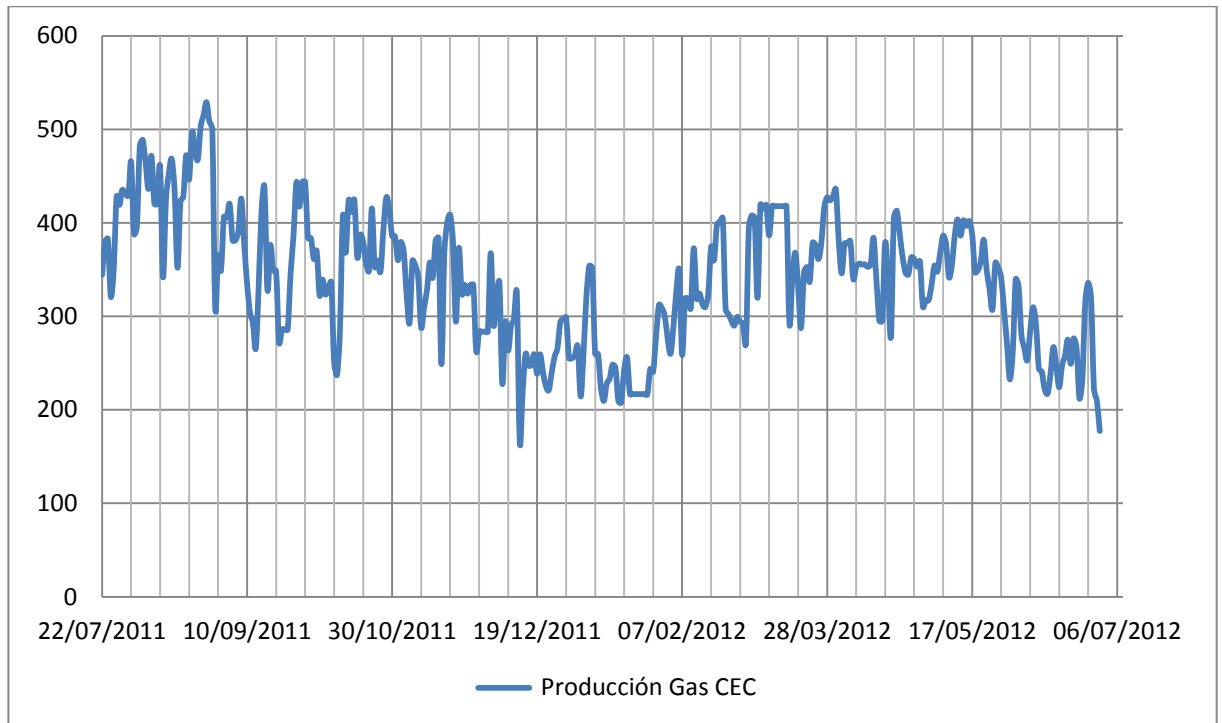
Fuente.Informe Mensual de Actividades- Mayo 2012 CEC. Ing. Carlos Julio Monsalve.2012

Tabla 11. Pronóstico de Producción Campo Escuela Colorado –CEC 2012

2012	OIL	GAS	WATER
	BOPD	KPCD	BWPD
Ene 2012	382,97	500,60	97,13
Feb 2012	439,88	678,17	114,32
Mar 2012	476,64	795,19	127,06
Abr 2012	501,54	876,60	137,06
May 2012	625,22	1.254,24	175,17
Jun 2012	752,83	1.643,63	216,03
Jul 2012	813,67	1.832,62	239,16
Ago 2012	922,45	2.165,37	277,78
Sep 2012	1.073,41	2.624,62	330,82
Oct 2012	1.174,80	2.935,05	370,53
Nov 2012	1.310,91	3.349,60	422,94
Dic 2012	1.543,21	4.052,66	509,35

Fuente. Campo Escuela Colorado –CEC. Enero- Diciembre 2012.

Figura 16. Producción de Gas CEC



Fuente.Informe Producción Campo Escuela Colorado

2.4 ANÁLISIS CROMATOGRÁFICO GAS CAMPO ESCUELA COLORADO

La composición del gas de Campo Escuela Colorado se detalla en la Tabla 12 con una cromatografía extendida hecha a partir de un análisis de una muestra de gas del mismo.

Tabla 12. Cromatografía Gas Natural Campo Escuela Colorado. Muestra tomada Scrubber salida a Tea

Cromatografía Gas CEC			IsoOctano	0,0264	%Mol
Oxígeno	1,1343	%Mol	n-Heptano	0,1141	%Mol
Nitrógeno	3,2016	%Mol	Metilciclohexano	0,1194	%Mol
Dióxido de Carbono	0,1809	%Mol	1,2,3-Trimetilciclopentano	0,0055	%Mol
Metano	71,3043	%Mol	Etilciclopentano +2,5 Dimetil	0,0124	%Mol
Etano	9,2495	%Mol	1t,2c, 3-Trimetilciclopentano	0,0066	%Mol
Propano	5,422	%Mol	Tolueno	0,0486	%Mol
i-Butano	1,54	%Mol	2-Metilheptano	0,0281	%Mol
n-Butano	2,8778	%Mol	1t,etil3 metilciclopentano	0,0444	%Mol
Neo-Pentano	0,0445	%Mol	1t,2-Dimetilciclopentano	0,0076	%Mol
i-Pentano	1,0006	%Mol	n-octano	0,0301	%Mol
n-Pentano	1,007	%Mol	t-1,3- Dimetilciclohexano	0,0121	%Mol
2,2- Dimetilbutano	0,0252	%Mol	1c, 4-Dimetilciclohexano	0,0081	%Mol
ciclopentano+ 2,3	0,091	%Mol	Parafinas C9	0,0154	%Mol
Dimetilbutano			2,3 Dimetilheptano	0,0019	%Mol
Isohexano	0,3154	%Mol	o-Xileno	0,0071	%Mol
3-Metilpentano	0,1636	%Mol	Etilciclohexano	0,0082	%Mol
n-Hexano	0,3643	%Mol	1,1,3- Trimetilciclohexano	0,0091	%Mol
2,2 Dimetilpentano	0,0079	%Mol	Etilbenceno	0,0065	%Mol
Metilciclopentano	0,1262	%Mol	m,p-Xileno	0,0281	%Mol
Isoheptano	0,0633	%Mol	3- Metiloctano	0,0052	%Mol
Benceno	0,0591	%Mol	n-Nonano	0,0158	%Mol
3,3-Dimetilpentano	0,006	%Mol	Mesitileno	0,0201	%Mol
Ciclo hexano	0,0973	%Mol	Decanos	0,0063	%Mol
2,3- Dimetilpentano	0,0208	%Mol	Undecanos	0,0031	%Mol
3-Metilhexano	0,0712	%Mol	Dodecano	0,0009	%Mol
1t,3-Dimetilcyclopentano	0,0174	%Mol	Tridecano+	0,0005	%Mol
3-Etilpentano	0,0173	%Mol			

Fuente.Informe Análisis de Muestra de Gas Natural CEC. Realizada en Lab. ICP. Marzo 2 de 2012.

Tabla 13. Propiedades Físico Químicas Gas Natural CEC.

PROPIEDADES FISICOQUÍMICAS A 60 °F Y 14,65 PSIA		
IGHV Poder Calorífico Superior Vol. Ideal	BTU/PC	1369,59
RGHV Poder Calorífico Superior Vol. Real	BTU/PC	1376,36
INHV Poder Calorífico Neto Vol. Ideal	BTU/PC	1246,36
RNHV Poder Calorífico Neto Vol. Real	BTU/PC	1252,51
Densidad Ideal	lbm/pie3	0,0891
Densidad Real	lbm/pie4	0,0896
Gravedad Específica [14.73 psia] Ideal		0,8402
GPM Volumen Estimado de Líquidos	Prm	
100% de licuefacción del Propano	Gal/1000PC	4,748
Factor de Compresibilidad		0,9951
Peso Molecular		33,935
Índice de Wobbe		1494,1609

Fuente.Informe Análisis de Muestra de Gas Natural CEC. Realizada en Lab. ICP. Marzo 2 de 2012

3 SIMULACIÓN DE PROCESOS DE GAS PARA EL CAMPO COLORADO

La Simulación de procesos durante los últimos años se ha convertido en una herramienta fundamental para el diseño, evaluación y optimización de los diferentes procesos encontrados en la industria del gas y petróleo. Es una técnica que permite predecir en forma rápida y confiable el comportamiento de un proceso, a partir de una representación matemática y realista del mismo. La simulación sirve de apoyo en el diseño de nuevas unidades y procesos, así como también en el análisis de sensibilidades de parámetros claves de los mismos tales como calidad del gas, condiciones de operación, flujos de alimento, especificaciones de producto, entre otros.

La existencia en el mercado de gran variedad de paquetes de cómputo destinados a la simulación de procesos con cada vez mayor capacidad para simular cualquier proceso por más complejo que resulte y con interfaz más sencilla, permite al profesional incorporar estas herramientas de cálculo a su trabajo cotidiano, mejorando su productividad y tiempo de respuesta. Es oportuno precisar que los paquetes de simulación no son sistemas expertos. Los ingenieros de Procesos deben especificar las operaciones unitarias a ser ejecutadas, las conexiones entre las diferentes operaciones unitarias, las condiciones de operación, y son los responsables de un óptimo diseño. Los programas de computadores tan sólo ejecutan balances de masa y energía en la misma forma como si fueran realizadas a mano²².

3.1 SIMULADOR HYSYS

El programa HYSYS es un simulador desarrollado por la Empresa HYPROTECH LTD que permite modelar procesos, diseñar, supervisar funcionamiento, optimizar

²²JARAMILLO, Alonso. Simulación de Procesos Usando Hysys: Aplicaciones en Gas Natural y Producción de crudo. Noviembre 2002 .Pág. 1

y planificar para negocios de producción de crudo, industrias de procesamiento del gas natural y refinación del petróleo.

Hysys ha sido excepcionalmente creado en relación con la arquitectura del programa, el diseño de la interface, capacidades de ingeniería y operación interactiva. La estructura operacional del programa tiene una secuencia de botones o menús que permiten la introducción y especificación de datos, selección de equipos y operaciones necesarias para llevar a cabo la simulación.

Los diferentes componentes del programa Hysys permiten una aproximación al modelamiento de procesos en estado estacionario. A un nivel básico, es posible seleccionar en forma sencilla métodos de cálculo de propiedades y operaciones, que le permiten al usuario modelar en forma confiable un amplio rango de procesos. Sin embargo, más importante aún, es la forma como el programa permite maximizar el tiempo de simulación empleado en la elaboración de un modelo, incrementando el entendimiento del proceso. La clave de esta última característica se basa en el enfoque de grados de libertad. El programa efectúa las operaciones necesarias tan pronto como los paquetes de propiedades y las operaciones unitarias tienen la información requerida. Cualquier resultado, incluyendo información parcial, cuando un cálculo completo no puede ser realizado, se propaga bidireccionalmente a través de todo el diagrama de flujo. Lo que esto quiere decir, es que usando la información disponible, se puede iniciar la simulación en cualquier punto del diagrama de flujo²³.

En Hysys se usan gran variedad de métodos para mostrar la información vinculada a la simulación (“PFD”, “Workbook”, “Databook” y los “Graphical Performance Profiles”).

²³JARAMILLO, Alonso. Simulación de Procesos Usando Hysys: Aplicaciones en Gas Natural y Producción de crudo. Noviembre 2002.

3.2 MÉTODO TERMODINÁMICO.

Las ecuaciones de estado relacionan la densidad, temperatura, presión y composición del fluido en estudio. Son aplicables a componentes puros y mezclas de multicomponentes, en fase gaseosa, líquida y/o sólida; además predicen con buena precisión cambios de entalpía, entropía, fugacidades y equilibrio entre fases para sistemas de agua-hidrocarburos. Las partes esenciales de un simulador de procesos son sus modelos matemáticos, y estos se fundamentan en las ecuaciones de estado. En cuanto a los modelos termodinámicos suministrados por Hysys, tenemos:

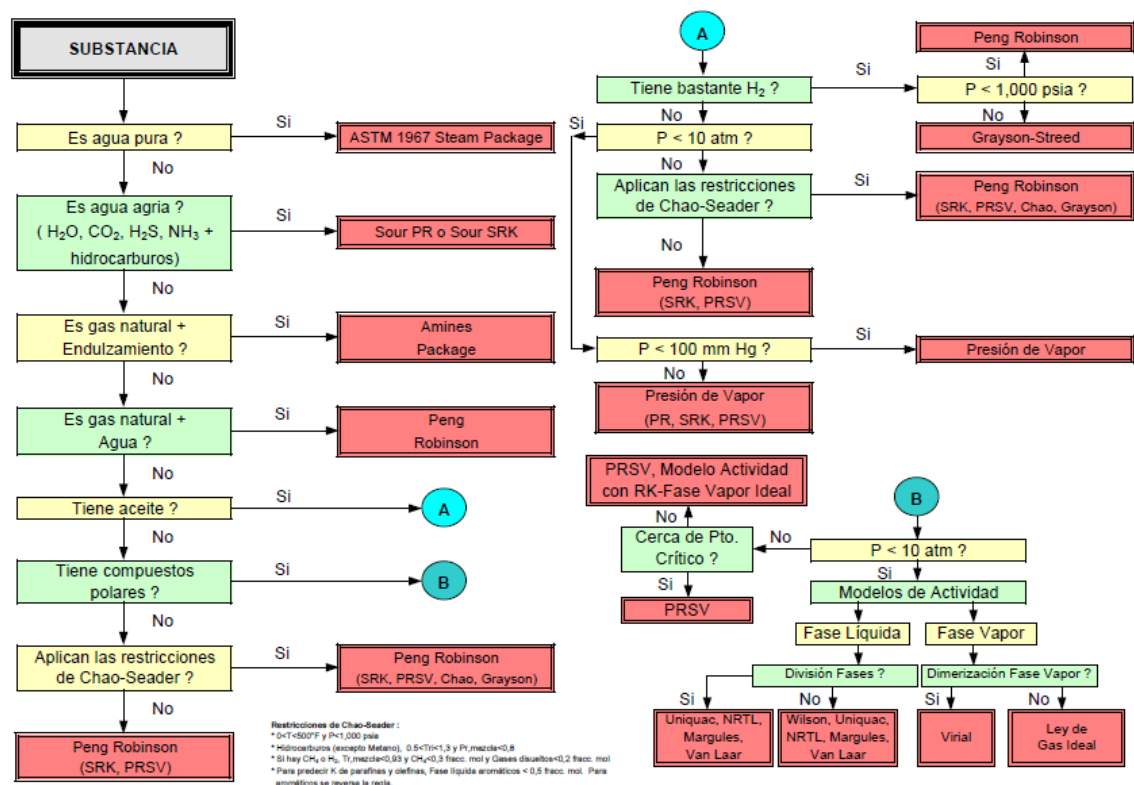
- a) GS: Grayson Street.
- b) LK: Lee Kesler.
- c) SRP: Soave Redlich Kwong.
- d) PR: Peng Robinson.
- e) BWRST: Benedict – Webb Rubin – Starling Twu.
- f) LKP: Lee – Kesler – Plocher.
- g) BK10/CP: Braun K10 con curt – Pitzar.

Entre los más utilizados en la industria petrolera se encuentran Soave Redlich Kwong y Peng Robinson. Para aplicaciones de gas, crudo y petroquímica se recomienda el uso de la ecuación Peng- Robinson. Esta ecuación consume menos tiempo de cómputo y puede ser aplicable en un amplio rango de condiciones. Además resuelve cualquier sistema simple, de dos o tres fases con un alto grado de eficiencia.

La ecuación de estado Peng- Robinson (PR) es una modificación de la ecuación de estado Soave- Redlich- Kwong (SRK) y fue publicada por Peng y Robinson en 1976. La ecuación da excelentes resultados de 0 a 5000 Psi y en un extenso rango de temperatura, desde -60 °F hasta 1.200 °F.

A continuación se presenta una guía para la selección del Modelo termodinámico apropiado a partir de las características del gas de alimento al proceso. Ver Figura 17.

Figura 17. Diagrama de Flujo para Selección de un Modelo Termodinámico para sistemas hidrocarburos.

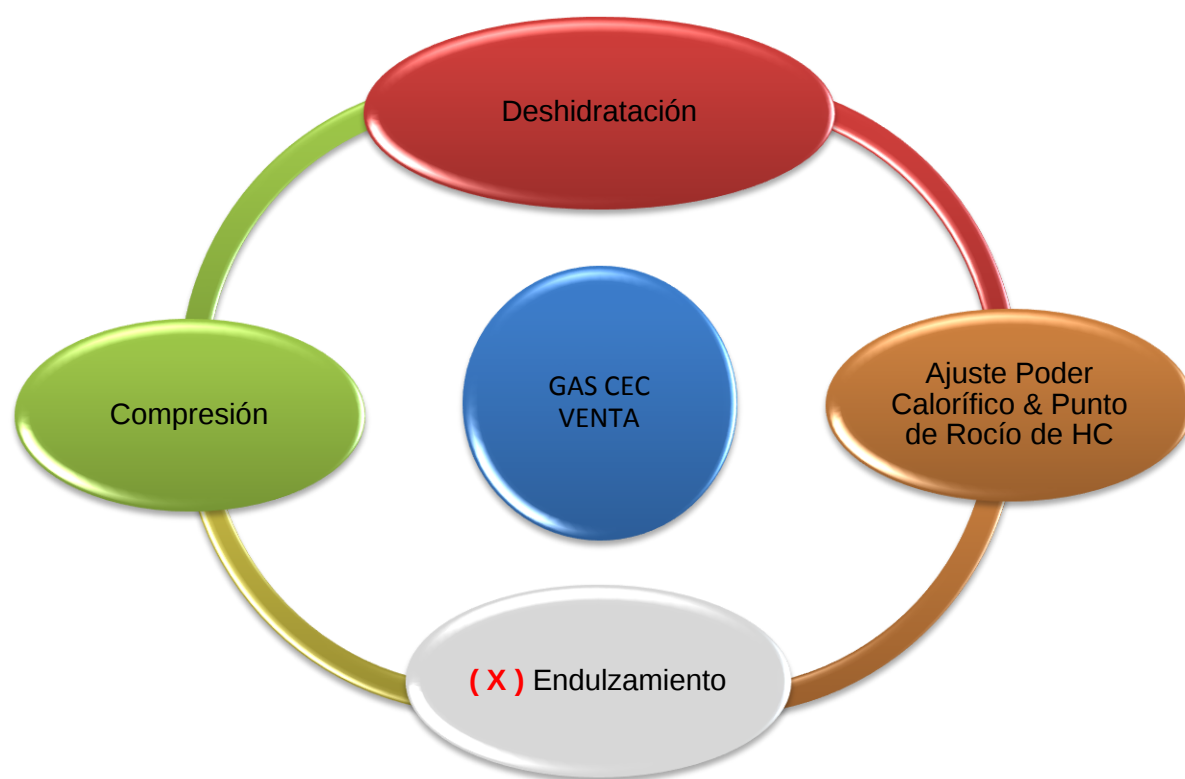


Fuente. JARAMILLO, Alonso. Simulación de Procesos Usando Hysys: Aplicaciones en Gas Natural y Producción de crudo. Noviembre 2002

3.3 SIMULACIÓN ACONDICIONAMIENTO DE GAS CAMPO ESCUELA EN HYSYS

Partiendo del análisis cromatográfico hecho al gas de CEC (Ver Tabla 1), se puede observar que los componentes ácidos presentes no exceden las especificaciones de calidad que debe cumplir el gas de venta, pues este informe arroja un dato de 0,1832% de CO₂, y no se registra composición de H₂S, por tanto, el gas es dulce y no requiere tratamiento al respecto.

Figura 18. Acondicionamiento de gas de CEC como gas de venta.



Por el contenido de agua (836 Lbs H₂O/MMSCF) a las condiciones actuales del gas de Campo Escuela Colorado (90 °F y 35,7 Psia), se plantea un sistema deshidratación convencional con TEG en primera instancia (escenarios 1 y 2). Así mismo, un tercer y cuarto escenario con refrigeración mecánica y Joule Thomson para revisar desde el punto de vista técnico la respuesta de cada uno de los sistemas propuestos.

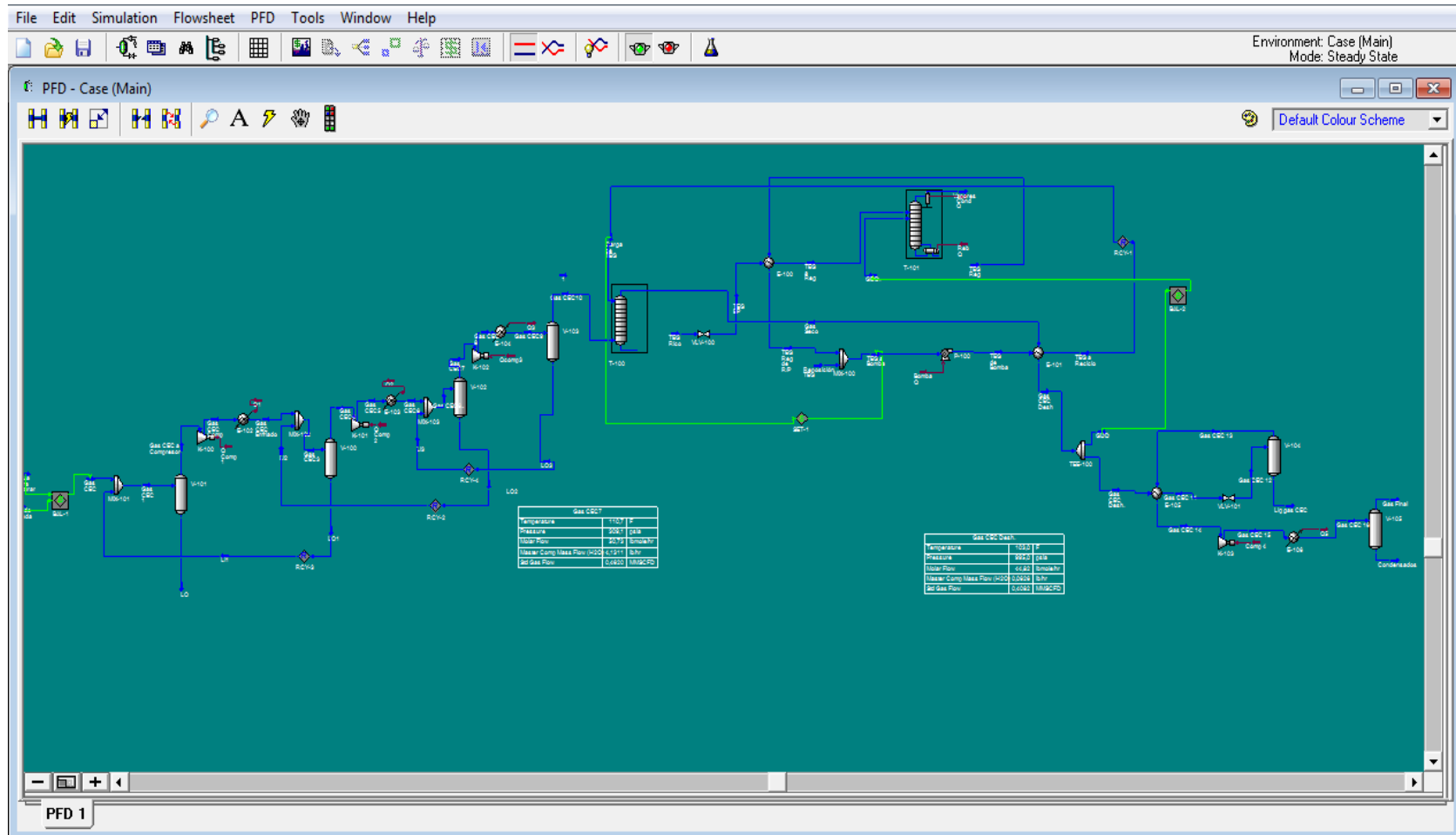
La figura 18 muestra los procesos necesarios o no para acondicionar el gas de campo escuela bajo las especificaciones de calidad establecidas en el RUT.

3.3.1 Escenario 1. Deshidratación TEG- Joule Thomson. En este caso se decide verificar los resultados al ingresar a una planta JT la corriente del gas de CEC previamente deshidratado en una planta operada a 1000 Psia considerando que se reducen las etapas de compresión a su salida y que el rango de presión de operación de una planta JT se referencia alrededor o por encima de este valor. Así mismo, el previo despojo de agua puede favorecer la operación del sistema.

Para comenzar el proceso de deshidratación se comprime en tres etapas el gas de CEC hasta una presión de 1000 Psia y se dirige a la deshidratadora con TEG en la que a partir de los parámetros claves del proceso de deshidratación estudiados en el capítulo anterior se procede a calcular el número de etapas para la torre absorberdora estimando un número de platos reales igual a 8. Se hace uso de una relación de glicol/agua de 3 galTEG/lbH₂O y se plantea el diseño total para un obtener un gas con un contenido de agua de 6lbsH₂O/MMSCF. Ver Anexo B.

Al final del proceso explicado, el gas de CEC alcanza las condiciones sintetizadas en la Tabla 14. Los valores indican que se logra el objetivo en relación al contenido máximo de vapor de agua y no existen problemas de formación de hidratos para ninguno de los casos en que se proporcionaron caídas de presión en la válvula JT del orden de 25, 35 y 45% de la presión de la corriente de entrada. Por ejemplo, las temperaturas de formación de hidratos arrojadas por el esquema de simulación no superaron los 20,35°F y la temperatura de operación más baja fue de 69,37°F. Por otra parte, la verificación de poder calorífico y punto de rocío por hidrocarburo revela que el gas natural está por fuera de las especificaciones establecidas en el reglamento, aun cuando se considere la temperatura más baja después de la válvula. Por tanto, el Escenario 1 no es una alternativa viable técnicamente para el acondicionamiento del gas de CEC.

Figura 19. Esquema de Simulación Deshidratación - JT



Fuente. Autores

Tabla 14. Resultados Hysys Deshidratación TEG-Joule Thomson

CASO Para un caudal de 4 MMPCD		Wc final (Lbs/MMPS)	PCS (Btu/ft ³)	PCI (Btu/ft ³)	Punto de rocío por HC (°F)
100 °F & 1000 Psia	ΔP 25%	3,717	1267,86	1151,17	81,36
	ΔP 35%	3,72	1261,12	1145,18	75,45
	ΔP 45%	3,73	1256,64	1140,7	68,88

Fuente. Los Autores

3.3.2 Escenario 2. Deshidratación TEG- Refrigeración Mecánica. Este escenario está comprendido de un sistema de compresión, deshidratación con TEG, una refrigeración mecánica y finalmente una compresión de una etapa.

La compresión inicial, como se ha explicado con anterioridad, se hace con el fin de llevar el gas a condiciones de operación de la contactora. Debido a que la presión del gas de CEC en superficie es tan baja, 35,7 Psia, implementar este trabajo de compresión es un paso obligatorio para cualquier proceso que implique el manejo de este gas.

En principio, se trabajaron presiones de 600 Psia, 800 Psia, y 1000 Psia, cada una con temperaturas de 100 °F y 110 °F. Para dichos casos, la revisión en el diseño de compresión arroja un número de etapas señaladas a continuación:

Tabla 15. Número Etapas de Compresión Gas CEC

CASO	Numero de etapas de compresión
100 °F & 600 Psia	Dos etapas
100 °F & 800 Psia	Dos etapas
100 °F & 1000 Psia	Tres etapas
110 °F & 600 Psia	Dos etapas
110 °F & 800 Psia	Dos etapas
110 °F & 1000 Psia	Tres etapas

Fuente. Autores

Una vez el gas se ha comprimido se implementa el proceso de deshidratación llevando a cabo los respectivos cálculos de contenido de agua a la entrada de la contactora bajo las condiciones de P y T, de igual forma el flujo de Trietilenglicol

necesario para el proceso. Una vez llevada a cabo la simulación, se revisan las condiciones del gas deshidratado a partir de parámetros como contenido de agua, poder calorífico y punto de rocío por Hidrocarburo en cada uno de los caudales manejados. (Ver Anexo B).

Tabla 16. Resultados Deshidratación TEG Hysys. Q= 0,4131 MMSCFD

CASO Para un caudal de 0,4131 MMPCD	Wc* al final de Desh. (Lbs/MMPCS)	PC* (Btu/Pie Cúbico), Superior	PC (Btu/Pie Cúbico), Inferior	Punto de rocío por Hidrocarburo (°F)
100 °F & 600 Psia	5,62	1306,75	1187,82	99,8
100 °F & 800 Psia	4,37	1303,76	1184,83	99,96
100 °F & 1000 Psia	3,67	1306,0	1186,32	100,1
110 °F & 600 Psia	7,75	1320,22	1199,79	109,8
110 °F & 800 Psia	5,99	1317,22	1197,54	110
110 °F & 1000 Psia	5,01	1317,97	1198,29	110,1

Fuente. Autores

Tabla 17. Resultados Deshidratación TEG Hysys. Q= 4 MMSCFD

CASO Para un caudal de 4 MMPCD	Wc al final de Desh. (Lbs/MMPCS)	PC Superior (Btu/ft ³)	PC Inferior (Btu/ft ³),	Punto de rocío por Hidrocarburo (°F)
100 °F & 600 Psia	5,62	1311,24	1192,31	99,82
100 °F & 800 Psia	4,38	1304,51	1185,58	99,96
100 °F & 1000 Psia	3,68	1305,26	1186,32	99,16
110 °F & 600 Psia	7,74	1323,96	1203,53	109,8
110 °F & 800 Psia	6	1317,22	1197,54	110
110 °F & 1000 Psia	5,01	1317,97	1198,29	110,1

Fuente. Autores

*Wc= Contenido de Agua, PC= Poder Calorífico.

Analizando los datos señalados en las tablas 16 y 17, se plantea implementar una planta que disminuya el poder calorífico del gas y el punto de rocío de hidrocarburo con el fin de dejar el gas en las condiciones exigidas por el RUT. A partir de la revisión bibliográfica, numeral 2.4.3.2, se escoge una planta de refrigeración mecánica que arroja los resultados presentados en las tablas 18 y 19; para mayor detalle Ver Anexo C.

Tabla 18. Resultados Gas a la salida RM Hysys. Q= 0,4131 MMSCFD

CASO Para un caudal de 0,4131 MMPCD	Temp. salida del chiller (°F)	TFH (°F)	Wc final (Lbs/MMPCS)	PC Superior (Btu/ft ³)	PC Inferior (Btu/ft ³)	Punto de rocío por HC (°F)
100 °F & 600 Psia	23,81	24,43	5,67	1149,67	1041,21	14,55
100 °F & 800 Psia	28,02	24,11	4,39	1147,43	1039,72	16,23
100 °F & 1000 Psia	28,78	23,59	3,65	1147,43	1039,72	19,65
110 °F & 600 Psia	25,06	29,90	7,41	1148,18	1039,72	15,16
110 °F & 800 Psia	31,02	29,52	5,96	1148,92	1040,46	19,19
110 °F & 1000 Psia	32,22	28,98	4,94	1149,67	1041,21	23,18

Fuente. Autores

Tabla 19. Resultados Gas a la salida RM Hysys. Q= 4 MMSCFD

CASO Para un caudal de 4 MMPCD	Temp. Gas enfriado (°F)	TFH (°F)	Wc final (Lbs/MMPS)	PC Superior (Btu/ft ³)	PC Inferior (Btu/ft ³)	Punto de rocío por HC (°F)
100 °F & 600 Psia	24,29	24,46	5,68	1149,67	1041,21	15,13
100 °F & 800 Psia	29,02	24,15	4,41	1147,67	1041,21	17,48
100 °F & 1000 Psia	29,25	23,64	3,66	1148,92	1040,46	20,17
110 °F & 600 Psia	26,59	27,7	7,59	1149,67	1041,21	17,05
110 °F & 800 Psia	31,21	30,04	5,98	1149,67	1041,21	19,43
110 °F & 1000 Psia	31,94	29	4,94	1149,67	1041,21	23,19

Fuente. Autores

A las condiciones de salida de la planta de refrigeración mecánica. Ver Tabla 18 y 19, el gas presenta problemas de formación de hidratos en algunos de los casos.

Si se observan los resultados del caso de 100°F y 1000 Psia, el gas una vez sale del proceso de refrigeración mecánica cumple con las condiciones esperadas, es decir, no es necesario el uso de inhibidores de hidratos. Además, en el proceso de deshidratación, este es el caso donde se logra sin ningún método adicional un contenido de agua considerablemente bueno en relación a los demás.

De los anteriores planteamientos se puede deducir que el gas de Campo Escuela Colorado también puede acondicionarse con un sistema que comprende: una compresión de tres etapas que logre llevar el gas de 35,7 Psia a 1000 Psia,

seguido de una planta deshidratadora de gas con TEG que opere a 100 °F y 1000 Psia, una planta de Refrigeración Mecánica, y finalmente una compresión de una etapa que pueda entregar el gas a 1200 Psia.

3.3.3 Escenario 3. Refrigeración Mecánica. Se propone un sistema en el que se dispone la corriente de gas directamente a refrigeración mecánica. También es necesario tener un proceso de compresión para establecer las condiciones adecuadas del gas de CEC dirigido a la planta (Ver Anexo A). De esta manera, se realiza la simulación en Hysys Process Modeling V. 7.0 y posterior sensibilidad en valores de presión y temperatura del gas. Se fijaron dichas condiciones en 400, 600, 800 y 100 Psia a 100 y 100°F para cada una. En la figura 21 se observa la configuración propuesta. Sin embargo, el sistema presenta problemas de formación de hidratos (Ver anexo D) haciéndose necesario inyección de glicol para mitigar el problema. Los cálculos para más detalle se presentan en el anexo F.

Las condiciones finales de contenido de agua, poder calorífico y punto de rocío por hidrocarburo contempladas en el Reglamento Único de Transporte de Gas Natural fueron alcanzadas bajo todas las condiciones operacionales por lo que resulta en otra alternativa viable desde el punto de vista técnico.

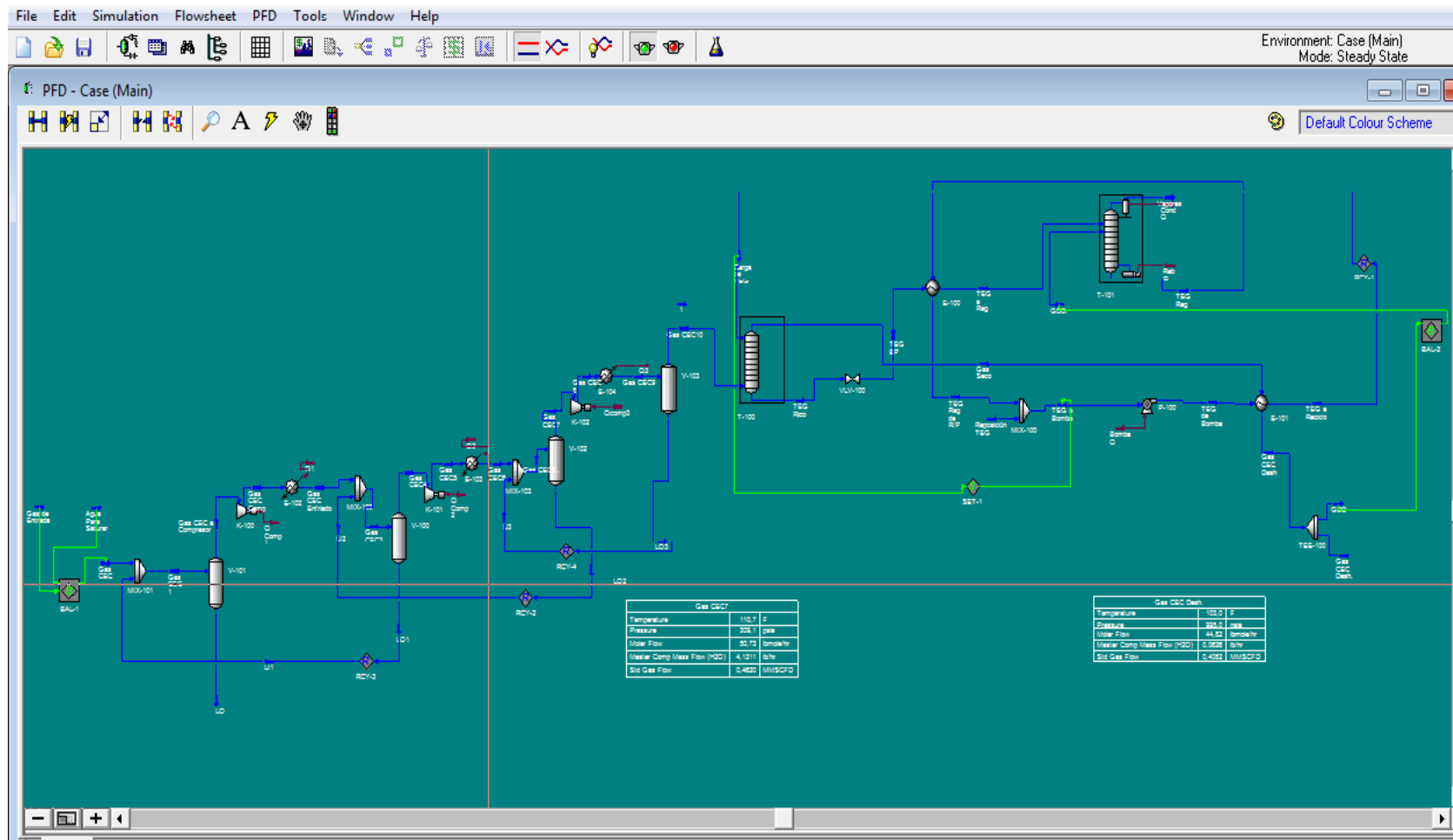
En la tabla 20 se resumen las condiciones de calidad del gas de Campo Escuela Colorado a la salida del sistema de gas propuesto considerando la inyección de Etilenglicol como inhibidor.

Tabla 20. Resultados RM Hysys

CASO Para un caudal de 4 MMPCD	Temp. Gas salida Chiller (°F)	TFH (°F)	Wc final (Lbs/MMPS)	PCS (Btu/ft ³)	PCI Inferior (Btu/ft ³)	Punto de rocío por HC (°F)
100 °F & 400 Psia	14,36	5,08	4,9	1149,67	1080,86	13,26
100 °F & 600 Psia	24,28	14,32	4,87	1148,92	1041,216	15,30
100 °F & 800 Psia	29,01	13,44	4,614	1179,60	1069,64	17,43

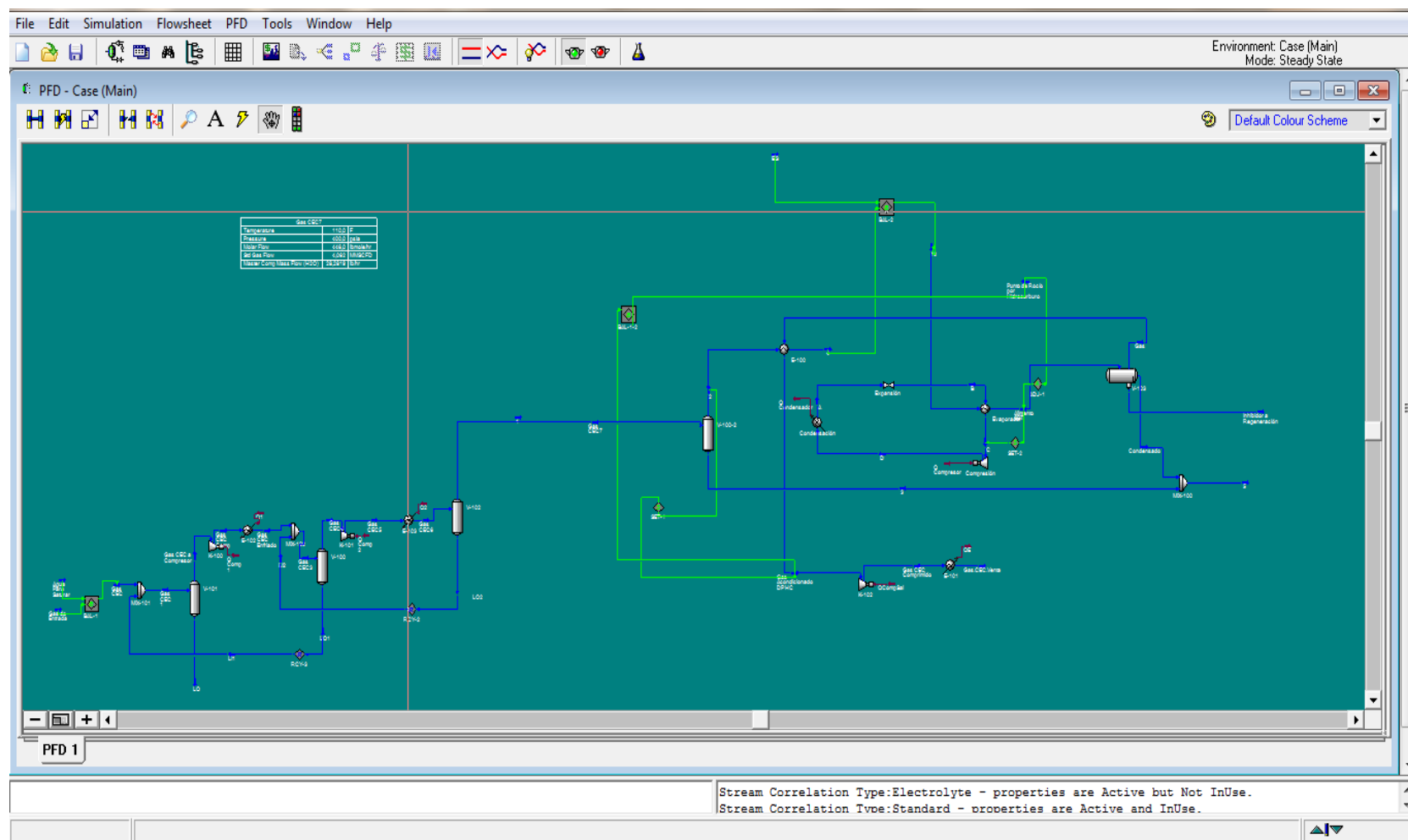
Fuente. Los Autores

Figura 20. Esquema de Simulación Deshidratación Gas CEC



Fuente. Autores

Figura 21. Esquema de Simulación Refrigeración Mecánica gas CEC



Fuente. Autores

3.3.4 Escenario 4. Planta Joule Thomson (J-T). Una vez revisados los parámetros mínimos de operación de las plantas J-T cuyas presiones se encuentran alrededor de 1000 Psia y en vista de las condiciones actuales de presión del gas de Campo Escuela Colorado, se requiere en principio un proceso de compresión para llevar la corriente de gas a la entrada de la planta. Allí, por expansión isoentálpica a través de la válvula Joule Thomson, la presión se reduce con una consecuente disminución de temperatura que generará la condensación de agua e hidrocarburos. En la Figura 22 se presenta el esquema de simulación llevado a cabo en Hysys. En primer lugar un tren de compresión y por último la configuración JT.

Para este esquema de simulación del gas de CEC se tuvieron en cuenta caudales de 0,4131 MMSCFD y 4 MMSCFD, correspondientes al actual y al valor entregado en las proyecciones de Campo Escuela Colorado para el año 2012 (si se logran las metas de producción) respectivamente. Se tomaron valores de presión de entrada de 1000, 1200 y 1400 Psia. El proceso de compresión requirió de 3 etapas para todos los casos según revisión de diseño realizada en el capítulo 2. Ver Anexo A. Así mismo, se establecieron temperaturas de entrada del gas en 100 y 110°F para ver su efecto sobre el proceso.

Se ajustó la caída de presión de la válvula con valores de 25, 35 y 45% a fin de mejorar el proceso y aunque se logró una disminución del contenido de agua, punto de rocío y poder calorífico, para ninguno de los casos se consiguió cumplir con los valores contemplados en el RUT. Es necesario aclarar que para cumplir con los requerimientos de transporte, el gas se somete nuevamente a un proceso de compresión cuyo valor de presión se fija en 1200 Psia.

Tabla 21.Resultados Hysys Joule Thomson Configuración Sencilla

CASO Para un caudal de 4 MMPCD		Wc final (Lbs/MMPS)	PCS (Btu/ft ³)	PCI (Btu/ft ³)	Punto de rocío por HC (°F)
100 °F & 1000 Psia	ΔP 25%	37,60	1257,38 8	1141,45	77,49
	ΔP 35%	34,79	1250,65 7	1135,46 4	71,64
	ΔP 45%	32,05	1246,16 8	1130,97 6	65,1
100 °F & 1200 Psia	ΔP 25%	32,18	1247,66 4	1132,47 2	76,92
	ΔP 35%	29,25	1237,94	1123,50	70,75
	ΔP 45%	26,41	1229,71	1116,01	63,84
100 °F & 1400 Psia	ΔP 25%	28,48	1240,93 2	1126,49	76,44
	ΔP 35%	25,44	1226,72	1113,02	69,94
	ΔP 45%	22,54	1214,75 2	1102,55 2	62,7
110 °F & 1000 Psia	ΔP 25%	40,22	1253,65	1138,64 8	79,6
	ΔP 35%	34,96	1243,17	1128,73	71,80
	ΔP 45%	32,28	1239,43	1124,99	65,32
110 °F & 1200 Psia	ΔP 25%	32,28	1240,18	1125,74	77,03
	ΔP 35%	29,38	1230,46	1116,76	70,87
	ΔP 45%	26,57	1223,73	1110,03	64,03
110 °F & 1400 Psia	ΔP 25%	28,57	1234,2	1120,50 4	76,57
	ΔP 35%	25,57	1220,73	1107,04	70,10
	ΔP 45%	22,69	1209,51	1097,31	62,92

Fuente. Los Autores

Para una configuración sencilla, ver figura 22, Hysys Process Modeling V7.0 evidencia que la corriente de gas al final de las corridas establecidas con los caudales especificados no cumple con los requisitos mínimos para su venta y por lo tanto el proceso no es una alternativa viable. Se consigue un contenido de

agua mínimo de 22 lbsH₂O/MMSCF que soportan lo descrito anteriormente. Tales resultados se presentan en la tabla 21.

Sin embargo, se propone una configuración adicional Joule Thomson un poco más robusta en la cual se hace necesario un sistema de inhibición. Los cálculos para el mismo se encuentran en el anexo F. La configuración correspondiente se presenta en la figura 23 y los resultados se pueden apreciar en la tabla 22 a partir de la cual se determina que con una caída de presión del 45% se alcanzan las especificaciones para la venta del gas de CEC a una presión de 1000 Psia y 100°F.

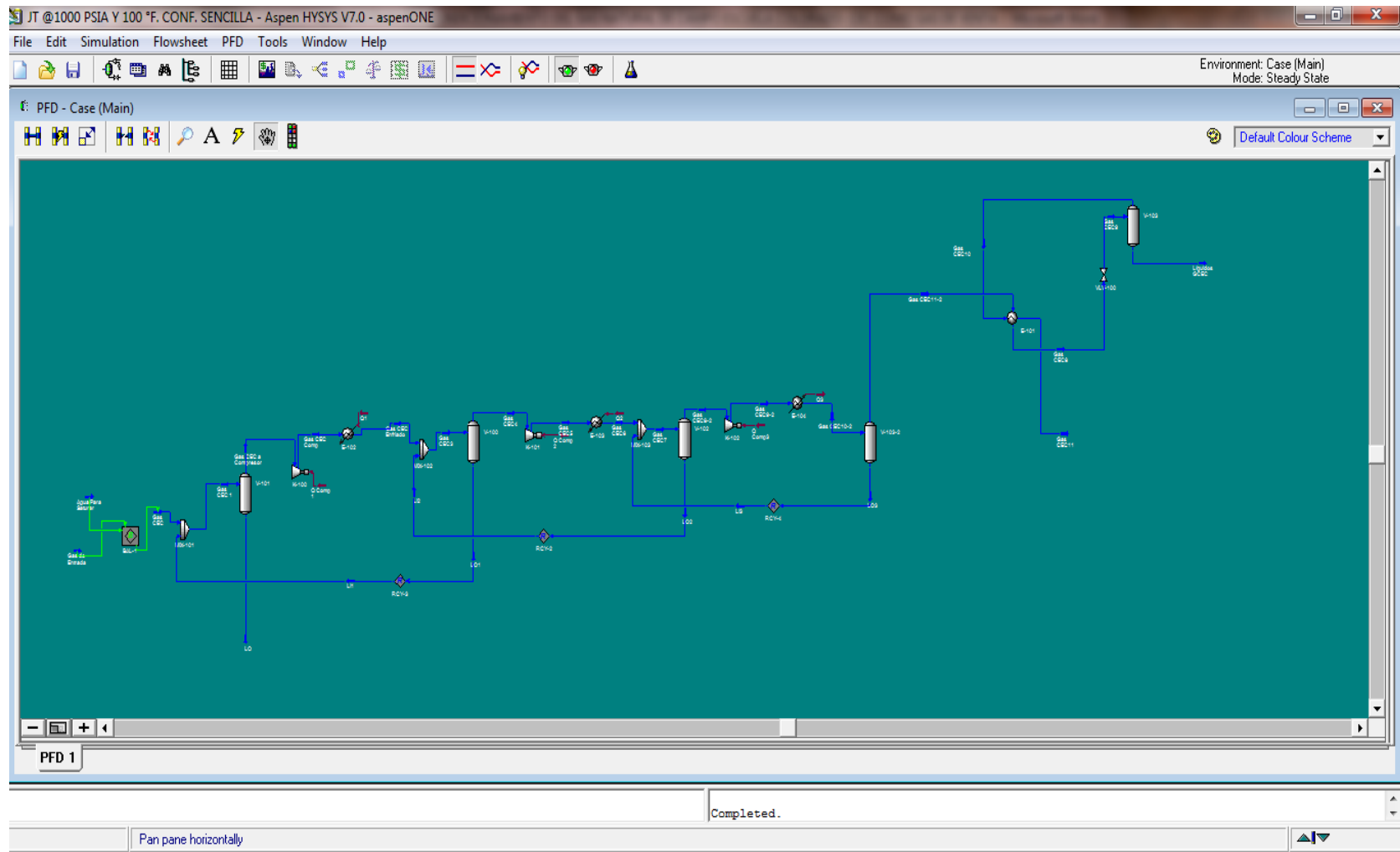
Tabla 22. Resultados Hysys Joule Thomson configuración adicional

CASO Para un caudal de 4 MMPCD		Wc final (Lbs/MMPS)	PCS (Btu/ft ³)	PCI (Btu/ft ³)	Punto de rocío por HC (°F)
100 °F & 1000 Psia	ΔP 25%	5,34	1158,65	1049,44	32,18
	ΔP 35%	4,71	1152,66	1043,46	26,08
	<u>ΔP 45%</u>	<u>4,13</u>	<u>1148,18</u>	<u>1039,72</u>	<u>19,32</u>

Fuente. Los autores

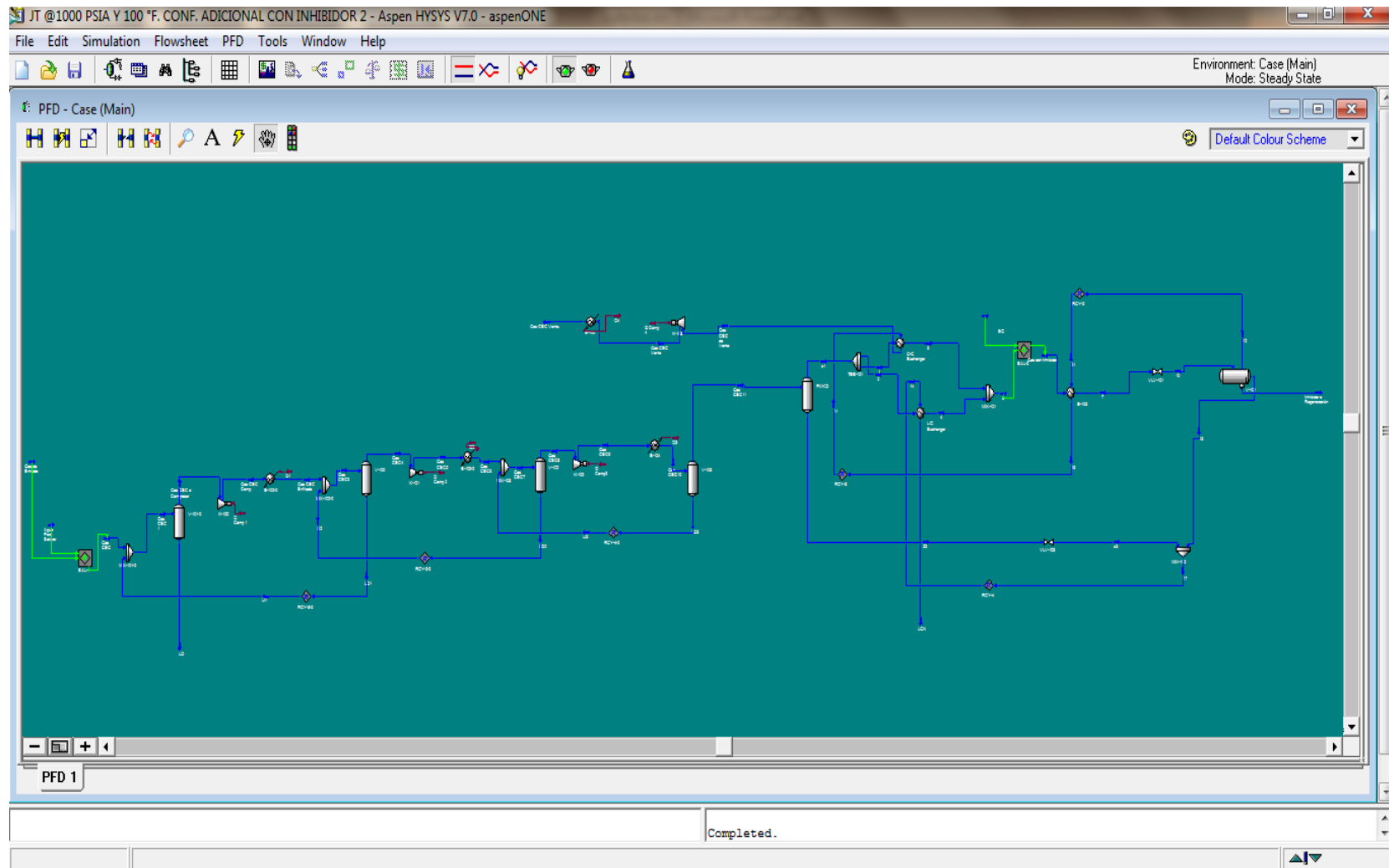
En resumen, se tienen tres escenarios que desde el punto de vista técnico logran ajustar las condiciones del gas de CEC que permiten su venta. Para hacer la selección de la mejor alternativa es necesario entonces una evaluación financiera que se presenta en el capítulo siguiente.

Figura 22. Esquema de Simulación Joule Thomson. Configuración Sencilla



Fuente. Autores

Figura 23. Esquema de Simulación Joule Thomson. Configuración Adicional.



Fuente. Autores

4 ANÁLISIS FINANCIERO²⁴

Con el fin de evaluar la factibilidad financiera de los escenarios técnicamente viables, se realiza un análisis por medio del estudio de algunos indicadores que son utilizados para demostrar los beneficios de la aplicación del estudio.

El estudio económico que se desarrolló tiene en cuenta el comportamiento del dinero en el tiempo a partir de la valoración de la Tasa interna de Retorno (TIR) y Valor Presente Neto (VPN).

- **Flujo de Caja.** Es la acumulación neta de activos líquidos en un periodo y por lo tanto, constituye un indicador importante de la liquidez de una empresa. El estudio de los flujos de caja en una empresa puede ser utilizado para determinar:
 - Problemas de liquidez. El ser rentable no significa necesariamente poseer liquidez. Una compañía puede tener problemas de efectivo, aun siendo rentable. Por lo tanto, permite anticipar los saldos en dinero.
 - Para analizar la viabilidad de proyectos de inversión, los flujos de fondos son la base de cálculo del Valor Presente Neto y de la Tasa Interna de Retorno.
 - Para medir la rentabilidad o crecimiento de un negocio cuando se entienda que las normas contables no representan adecuadamente la realidad económica.

Hay que tener en cuenta dos conceptos muy importantes al momento de realizar un flujo de caja, los ingresos y los egresos.

²⁴ INFANTE Villarreal, Arturo, Evaluación Financiera de Proyectos de Inversión, Editorial Norma. 1988.

- **Ingresos.** Hace referencia a las cantidades que recibe una empresa por la venta de sus productos o servicios, en este caso
- **Egresos.** Consiste en desembolsos o salidas de dinero que una empresa debe pagar por un servicio.

4.1 INDICADORES DE RENTABILIDAD

4.1.1 Valor Presente Neto (VPN). Es un procedimiento que permite calcular el valor presente de un determinado número de flujos de caja futuros, originados por una inversión. Es el equivalente en pesos actuales de todos los ingresos y egresos, presentes y futuros, que constituyen el proyecto. Esta regla dice que todo proyecto de inversión deberá llevarse a cabo cuando el VPN es positivo ($VPN > 0$). En caso contrario, la inversión produciría ganancias por debajo de la rentabilidad exigida, la inversión no sería cubierta según el tiempo de estudio de la proyección. Y en caso de que el $VPN=0$, la inversión no produciría ni ganancias ni pérdidas.

4.1.2 Tasa de Interés de Oportunidad (TIO). La tasa interna de oportunidad o tasa de interés de oportunidad o tasa mínima de descuento, es la tasa de interés mínima a la que el gestor o el inversor, está dispuesto a ganar al invertir en un proyecto.

4.1.3 Tasa Interna de Retorno (TIR). La tasa interna de retorno (TIR) representa la rentabilidad de los fondos que permanecen en el negocio.

Para un negocio de inversión la TIR es la tasa de interés que genera el capital que permanece invertido (no se ha recuperado) en él. En otros términos, es la tasa de interés con la cual el Valor Presente Neto es igual a cero. En particular, el VPN igual a cero evidencia que los dineros invertidos en el proyecto ganan un interés idéntico a la tasa de descuento utilizada en los cálculos.

Un negocio de inversión es financieramente factible si la rentabilidad que ofrece la TIR es mayor que la rentabilidad que se obtuviese alternativamente y es no factible en caso contrario.

4.1.4 Periodo de Recuperación de la Inversión. Payback Period. Este criterio de decisión dice que la inversión en un proyecto deberá ser recuperada al cabo de T periodos (años, meses, días). El valor que se fije para T es arbitrario y depende exclusivamente de las características de cada proyecto y de cada inversor en particular.

4.2 COSTOS DE COMPRESIÓN²⁵

Con respecto a los precios del mercado del proceso de compresión se obtiene un valor de referencia de USD \$1500 por HP.

$$\text{Costo} = \text{USD\$1500}/hp$$

4.3 COSTOS UNIDAD DESHIDRATACIÓN²⁶

Para plantas de procesamiento de gas natural puede considerarse en el análisis de costos de la planta deshidratadora con TEG un valor de referencia, según consulta en el mercado, y de acuerdo a las especificaciones y parámetros operacionales mencionados al comienzo del capítulo un valor alrededor de los USD\$800,000 (Ver tabla 23). Sin embargo, esta inversión no incluye el costo de los elementos consumibles como el caso del Trietilenglicol. Por esto, se considera un valor de este producto de USD\$120 por Galón.

Tabla 23. Costos Planta Deshidratación TEG

Planta Deshidratación con TEG	
Qgas (MMSCFD)	4
Inversión Inicial Planta (USD)	800000

Fuente. Los autores

4.4 COSTOS REFRIGERACIÓN MECÁNICA²⁷.

Un skid de refrigeración mecánica con propano en el mercado se encuentra en el orden de los USD\$750.000 como se muestra en la tabla 24. Al igual que en el caso anterior, es importante considerar el consumo del refrigerante como costo

²⁵ www.dyprotec.com

²⁶ www.dyprotec.com

²⁷ www.dyprotec.com

adicional en el sistema. Un galón de propano cuesta alrededor de USD\$2,4. Su mantenimiento considera necesario el cambio del mismo cada año.

Tabla 24.Costos Planta Refrigeración Mecánica

Planta Refrigeración Mecánica	
Inversión Planta (USD)	750000

Fuente. Los autores

4.5COSTO PLANTA JOULE THOMSON²⁸.

La inversión correspondiente de una planta JT se presenta en la tabla 25.

Tabla 25. Costo planta Joule Thomson

Planta Joule Thomson	
Inversión (USD)	500000

Fuente. Los autores

4.6COSTO SISTEMA INHIBICIÓN²⁹

La inversión relacionada con el sistema de inhibición corresponde a USD\$250.000 tal como se muestra en la tabla 26. El inhibidor (Etilenglicol) tiene un costo de USD\$121/gal. Se estima que por pérdidas cada mes es necesario incluir al sistema alrededor de 3 galones de EG.

Sistema inhibición	
Inversión (USD)	250000

Fuente. Los autores

4.7 ANÁLISIS FINANCIERO TRATAMIENTO GAS NATURAL CAMPO ESCUELA COLORADO-CEC.

Para el análisis de flujo de caja se realizaron los siguientes supuestos:

- I. Producción constante a lo largo de la ejecución del proyecto.

²⁸ www.dyprotech.com

²⁹ www.dyprotech.com

- II. No varían los precios del gas ni de los líquidos del gas natural. 3 USD/MMBTU³⁰ & 0,5 USD/Gal.
- III. Para los mantenimientos se fijaron porcentajes de 6, 10 y 15 % del valor de los equipos por un periodo de 5 años a partir de la fecha en que decida ponerse en marcha el proyecto y por supuesto la producción de gas respalde el mismo. Al término de este periodo un mantenimiento mayor considerando el 40% del valor de los equipos y un mantenimiento adicional del 3%³¹.
- IV. La ejecución del proyecto incluyendo disponibilidad de energía eléctrica y precio de demás servicios (agua, teléfono, radio, etc), papelería, consultorías, labores administrativos, costo de insumos, transporte de los equipos al sitio desde la fábrica, instalación de los equipos: trabajos civiles, mecánicos, eléctricos, y locación tiene un costo estimado de USD\$4000000, USD\$6000000 y USD\$9000000³² para JT, RM, y deshidratación TEG- RM respectivamente bajo criterios establecidos por empresas prestadoras de servicios del sector de gas natural.

³⁰ www.bloomberg.com/energy

³¹ PEREZ PLATA, Henry Mauricio. HERNÁNDEZ TAMAYO, Watson Marcelo. Optimización de los procesos de Fraccionamiento en la Planta de Gas de el Centro a partir del uso de la Herramienta Hysys, Monografía para optar el Título de especialista en ingeniería de Gas, UIS, 2010.

³² www.dyprotech.com

Tabla 26. Resultados Financieros Escenario 2.

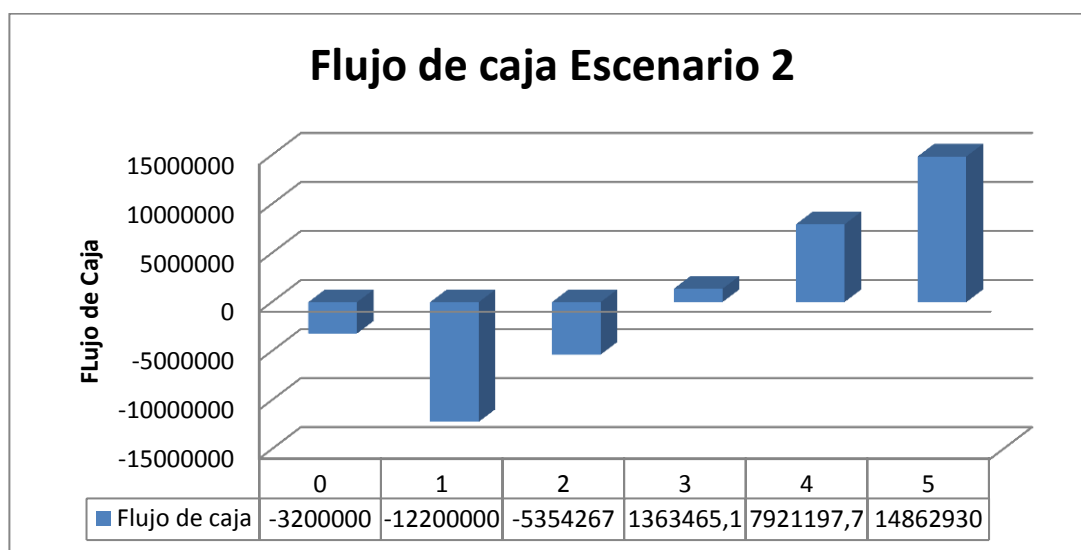
Periodo (años)	0	1	2	3	4	5
Precio Gas (USD/MMBTU)	3	3	3	3	3	4
GLP Precio Refinería Barrancabermeja (USD \$/Gal)	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5
TIO	12%					

Inversión (USD \$)						
Unidad Compresión	1650000	0	0	0	0	0
Planta Deshidratación TEG	800000	0	0	0	0	0
Planta Refrigeración Mecánica	750000	0	0	0	0	0
TOTAL	3200000	0	0	0	0	0
Costos Ejecución proyecto		9000000	0	0	0	0
Mantenimiento Anual			-192000	-320000	-480000	-96000
						-1280000

Ingresos	0	0	7037733	7037733	7037733	7037732,57
Flujo de Caja	-3200000	9000000	6845733	6717733	6557733	6941732,57
VPN	7109694,24					
TIR	36%					

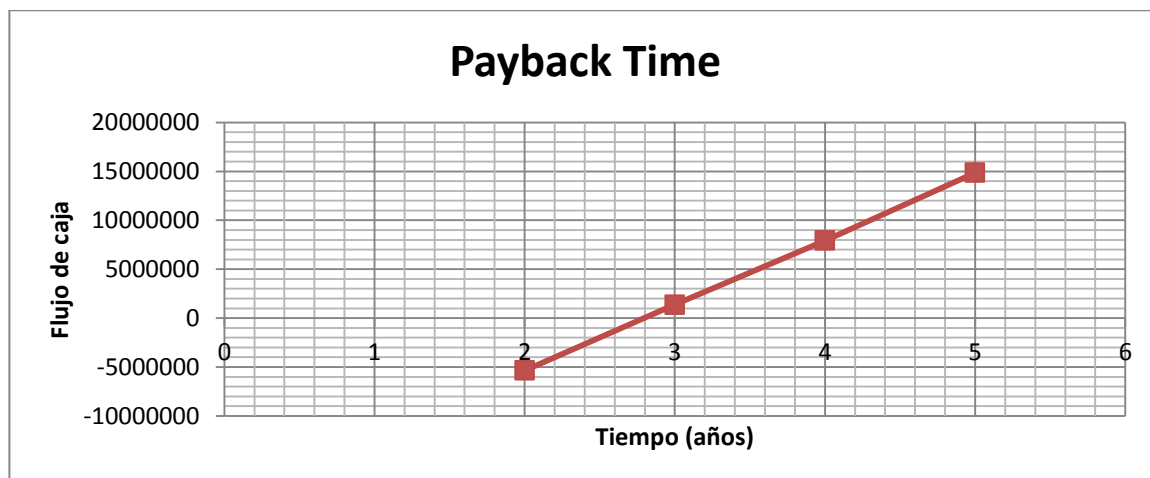
Fuente. Los autores

Figura 24. Flujo de Caja Escenario 2



Fuente. Los autores

Figura 25. Payback time Escenario 2



Fuente. Los autores

Tabla 27. Resultados Financieros Escenario 3.

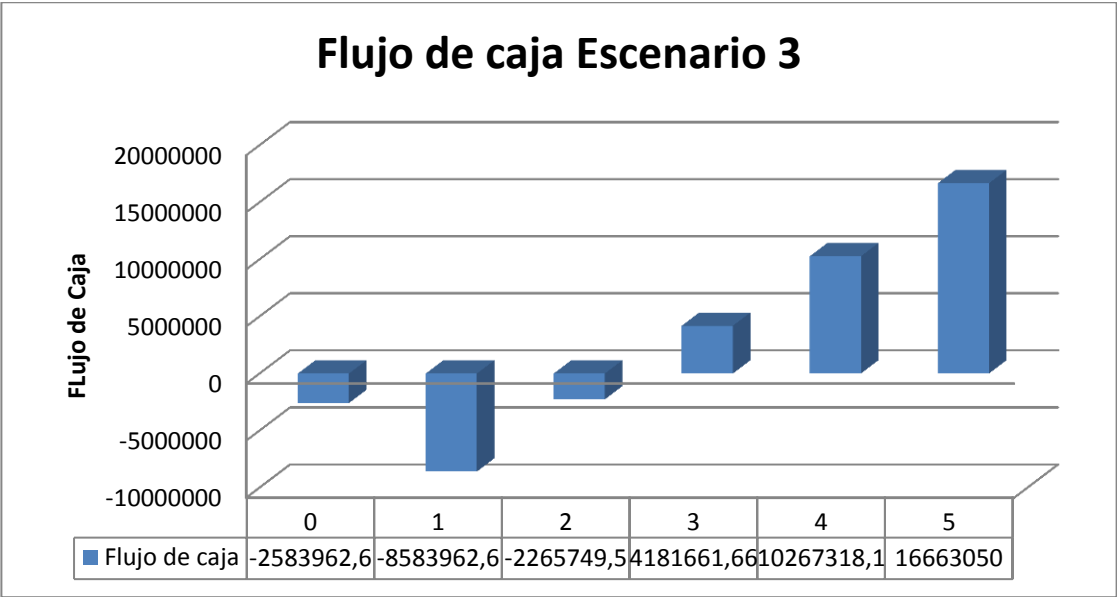
Periodo (años)	0	1	2	3	4	5
Precio Gas (USD/MMBTU)	3	3	3	3	3	4
GLP Precio Refinería Barrancabermeja (USD \$/Gal)	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5
TIO	12%					

Inversión (USD \$)						
Unidad Compresión	1510470	0	0	0	0	0
Sistema Inhibición	256238,831	0	0	0	0	0
Planta Refrigeración Mecánica	817253,76	0	0	0	0	0
TOTAL	2583962,59	0	0	0	0	0
Costos Ejecución proyecto		6000000	0	0	0	0
Mantenimiento Anual			-226660,0	-97461,9	-459216,6	-149141,1
						-1105207,3

Ingresos	0	0	6544873,068	6544873,1	6544873,068	6544873,1
	-	-				
Flujo de Caja	2583962,59	6000000,00	6318213,1	6447411,2	6085656,429	6395731,9
VPN	9181530					
TIR	51,68%					

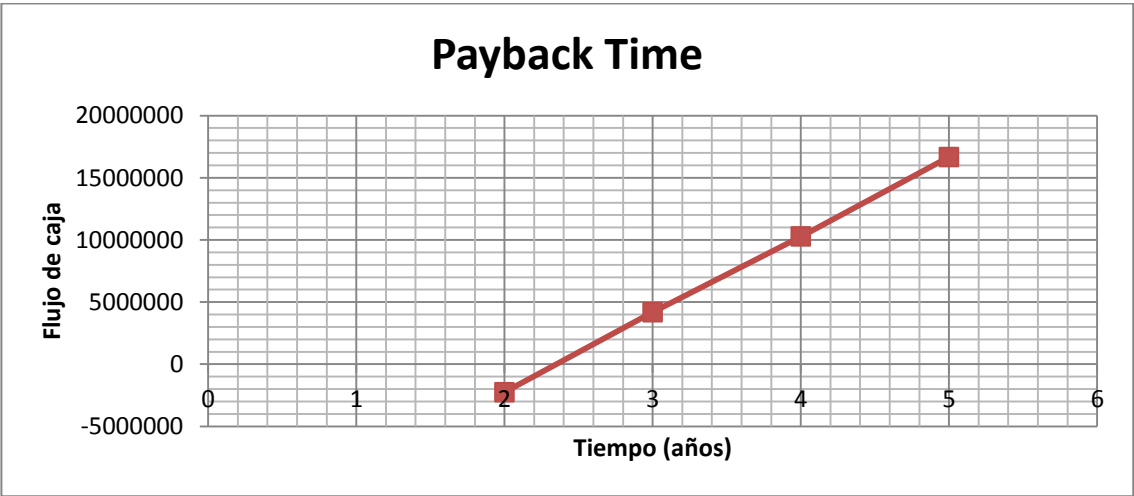
Fuente. Los autores

Figura 26. Flujo de Caja Escenario 3



Fuente. Los autores

Figura 27. Payback time Escenario 3



Fuente. Los autores

Tabla 28. Resultados Financieros Escenario 4.

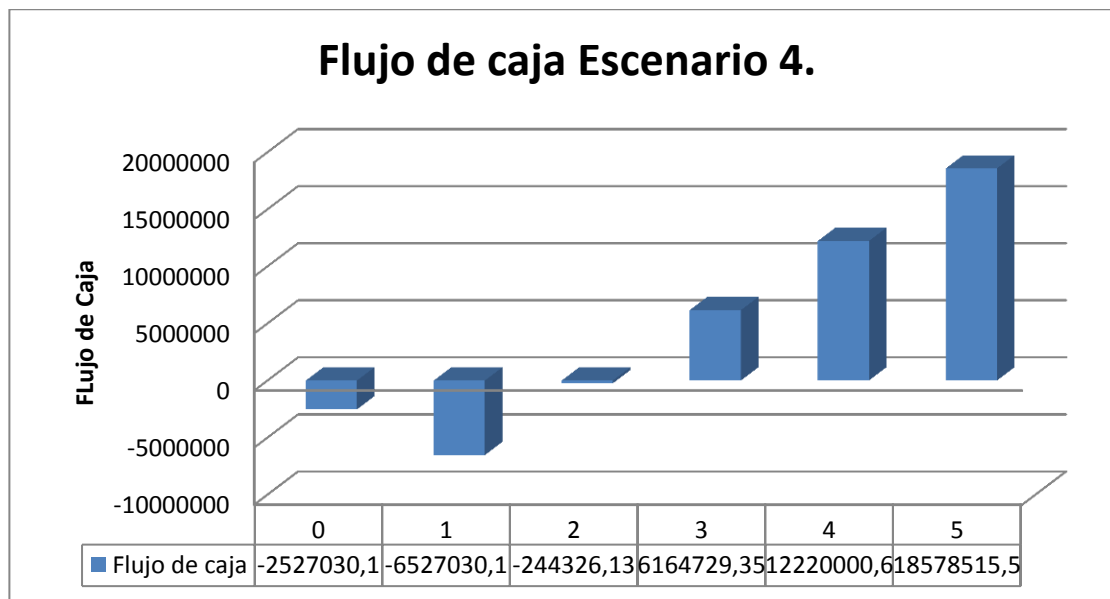
Periodo (años)	0	1	2	3	4	5
Precio Gas (USD/MMBTU)	3	3	3	3	3	4
GLP Precio Refinería Barrancabermeja (USD \$/Gal)	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5
TIO	12%					

Inversión (USD \$)						
Unidad Compresión	1771260	0	0	0	0	0
Sistema Inhibición	255770,108	0	0	0	0	0
Planta Joule Thompson	500000	0	0	0	0	0
TOTAL	2527030,11	0	0	0	0	0
Costos Ejecución proyecto		4000000	0	0	0	0
Mantenimiento Anual			-155990,3	29638,8	-383423,0	-80179,4
						-
						1015180,5

Ingresos	0	0	6438694,3	6438694	6438694,27	6438694,3
Flujo de Caja	-2527030,11	4000000,00	6282704,0	6409055	6055271,27	6358514,9
VPN	10928140					
TIR	67%					

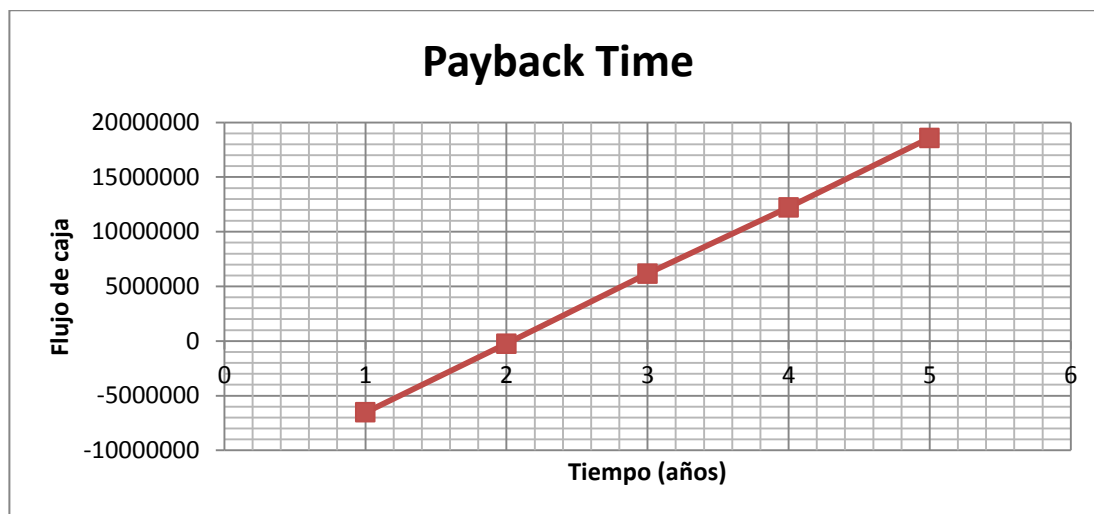
Fuente. Los autores

Figura 28. Flujo de Caja Escenario 4.



Fuente. Los autores

Figura 29. Payback time Escenario 4



Fuente. Los autores

Los indicadores de rentabilidad para los escenarios 2,3 y 4 se resumen en la tabla 29, siendo el escenario 4 el mejor en relación a los dos restantes.

Tabla 29. Resultados Financieros

Resultados Financieros	VPN	TIR	Payback Time(años)
Escenario 2 (TEG-RM)	7109694	36%	2,8
Escenario 3 (RM)	9536487	51,68%	2,2
Escenario 4 (JT)	10928140	66,64%	2

Fuente. Los autores

De esta manera, el sistema adicional Joule Thomson con inhibición de hidratos es técnica y financieramente la mejor alternativa para el acondicionamiento del gas de Campo Escuela Colorado como gas de venta. Sus especificaciones de calidad se presentan en la tabla 30.

Tabla 30. Condiciones de venta gas de Campo Escuela Colorado

Qg= 4 MMPCD	Wc final (Lbs/MMPS)	PCS (Btu/ft ³)	PCI (Btu/ft ³)	Punto de rocío por HC (°F)
Sistema Joule Thomson con Inhibición (100°F y 1000 Psia)	4,10	1148,18	1039,72	19,32

Fuente. Los autores

CONCLUSIONES

- Para el Gas de Campo Escuela Colorado-CEC no es necesario un proceso de endulzamiento puesto que el contenido de H_2S y CO_2 se encuentran por debajo de los límites establecidos. Sin embargo, en relación al contenido de agua, punto de rocío por hidrocarburo y poder calorífico es necesario deshidratar y refrigerar el gas debido a que se encuentra por fuera de las especificaciones de calidad establecidas por el RUT.
- La producción actual del CEC no es suficiente para soportar los costos que implica la instalación y operación del sistema de gas propuesto. Los resultados del presente trabajo se soportan en una proyección de 4MMSCFD; de no alcanzarla, el proyecto no sería viable financieramente.
- En cualquier sistema de tratamiento que se decida instalar en el campo, se requiere implementar un tren de compresión que permita alcanzar las condiciones de operación de los mismos.
- El gas de CEC se puede acondicionar técnicamente según la norma de calidad vigente en la legislación colombiana con un sistema Joule Thomson, de refrigeración mecánica o un sistema que comprende: una planta deshidratación con TEG seguido de una planta Refrigeración Mecánica.
- De los escenarios evaluados se selecciona el sistema Joule Thomson ya que a un periodo de 5 años muestra una respuesta favorable para la recuperación del capital invertido en 2 años, un Valor Presente Neto de USD \$ 10.928.140 y una TIR de 66,64% para un volumen de gas de 4 MMSCFD.

RECOMENDACIONES

- Si no se cumplen los pronósticos de producción se recomienda evaluar una propuesta cuyo eje principal sea la generación de energía para consumo interno del campo.
- En vista de la composición del gas de CEC y llevada a cabo la simulación y análisis respectivo para el tratamiento resulta conveniente un proyecto dirigido específicamente al recobro de líquidos, pues aun cuando no es la finalidad en el presente trabajo, el volumen que se pueden recuperar en caso de alcanzar las proyecciones suministradas por parte de Campo Escuela generan expectativas que económicamente pueden convertirse en una alternativa a considerar.

BIBLIOGRAFÍA

ARNOLD, Ken. STEWART, Maurice. Surface Production Operations, Volumen 2, Design of Gas-Handling Systems and Facilities. Second Edition. 1999.

CALDERON, Luis Fernando. NAVARRETE I, Pablo C, Plan de Mantenimiento de Campo Colorado, Tesis de Pregrado, UIS, Escuela de Ingeniería Mecánica, 2007.

CALLE M, Marco A. Procesamiento de Gas Natural. En: Fraccionamiento de los Líquidos del Gas Natural.< es.scribd.com/doc/19969277/Fraccionamiento-del-Gas-Natural>. [En Línea]

CAMBELL, John, “Gas Conditioning and Processing”, Séptima Edición, Volumen 2, 1992.

Comisión Reguladora de Energía y Gas, Resolución 054 de 2007, Ministerio de Minas y Energía, República de Colombia.

Comisión Reguladora de Energía y Gas, Resolución 071 de 1999, Ministerio de Minas y Energía, República de Colombia.

DUQUE M, Iván. Secado del Gas Natural, Tesis (Especialista en Ingeniería de Gas), UIS, Escuela de Ingeniería de Petróleos, 2000.

DURÁN R,Melvin Arnoldo. Modelamiento y Simulación del Proceso de Deshidratación del Gas Natural con Trietilenglicol, Tesis (Magister en Ingeniería Química), UIS, Escuela de Ingeniería Química, 2002.

ECHEVERRÍA INFANTE, Oscar Darío. ESTEVEZ DURAN, Leonardo. Evaluación de Alternativas de Tratamiento de Gas Natural, Tesis de Pregrado, UIS, Escuela de Ingeniería Química, 1999.

Gas Processors Suppliers Association.Engineering Data Book.Volumen I & II.Sections 20 and 21.Tulsa, Oklahoma. 2004.

HERRERA, Bladimir J. SALAZAR Laura C. Estudio de los Problemas Asociados con el Proceso de separación Flash en las Plantas Típicas de Compresión de Gas Natural. Tesis de Pregrado , Universidad del oriente, Escuela de Ingeniería y Ciencias Aplicadas, Barcelona 2008.

INFANTE Villarreal, Arturo, Evaluación Financiera de Proyectos de Inversión, Editorial Norma. 1988.

JARAMILLO, Alonso. Diseño y Operación de Unidades para Procesamiento de Gas y Aplicaciones de Simulación de Procesos.2002.

KIDNAY, Arthur J. PARRISH, William R. Fundamentals of Natural Gas Processing, 2006.

LATORRE, Chacón. Tecnología del Gas Natural. Ingeniería e Investigación.____

MARTINES P, David F. Utilización de Hysys para Simular la Precipitación de Hidratos a Condiciones de Laboratorio, Tesis de Pregrado UIS, Escuela de Ingeniería de Petróleos, 1999.

MOKHATAB, Saeid. POE, William A, SPEIGHT, James. Handbook of Natural Gas Transmission and Processing.2006.

PEREZ PLATA, Henry Mauricio. HERNÁNDEZ TAMAYO, Watson Marcelo. Optimización de los procesos de Fraccionamiento en la Planta de Gas del Centro a partir del uso de la Herramienta Hysys, Monografía para optar el Título de especialista en ingeniería de Gas, UIS, 2010.

SANCHEZ R, Miguel J. Diseño Conceptual de un planta de control del punto de rocío en la estación WX-2, Ubicada en el oriente del País. Monografía presentada para obtener el título de Ingeniero de Petróleo. Barcelona.

SANTOS SANTOS, Nicolás. Diseño y operación de Unidades de Tratamiento del Gas, Septiembre de 2011.

TÉLLEZ C, Edgar Fernando. VILLAMIL C, Hernán Darío, Estudio de Factibilidad Técnica del Proceso de Endulzamiento del Gas Natural Ácido Producido en Algunos Campos Colombianos, Tesis de Pregrado, UIS, Escuela de Ingeniería de Petróleos, 2002.

WHITE, Jhon A. CASE, Kenneth E. PRATT, David B. AGEE, Marvin H. Ingeniería Económica. Editorial Limusa. Segunda Edición. 2001.

ANEXOS

ANEXO A.

Diseño Compresión Gas CEC

Tabla 1A. Compresión Gas CEC @600 Psia

Compresión @ 600 Psia		
P Succión	35,7	<u>Psia</u>
Temp. Succión	90	<u>°F</u>
Qg	4,181	<u>MMSCFD</u>
Qg Compresión @14,4 Psia	4,51434095	<u>MMSCFD</u>
Relación de Compresión	16,8067227	
Número de Etapas	2	
Rel. De Compresión por Etapa	4,09960031	
F	1,08	
BHP Brake Horse Power	799,502121	<u>HP</u>
k (Cp/Cv)	1,21	
Presión de Descarga Primera Etapa	146,355731	<u>Psia</u>
Temp. De Descarga Primera Etapa	702,596947	<u>°K</u>
	242,596947	<u>°F</u>
Relación de Segunda Etapa	4,27998211	<u>Psia</u>
Temp. De Descarga segunda Etapa	746,478138	<u>°K</u>
	286,478138	<u>°F</u>

Tabla 2A.Compresión Gas CEC @800 Psia

Compresión @ 800 Psia		
P Succión	35,7	<u>Psia</u>
Temp. Succión	90	<u>°F</u>
Qg	4,181	<u>MMSCFD</u>
Qg Compresión @14,4 Psia	4,51434095	<u>MMSCFD</u>
Relación de Compresión	22,4089636	
Número de Etapas	2	
Rel. De Compresión por Etapa	4,73381068	
F	1,08	
BHP Brake Horse Power	923,185529	<u>HP</u>
k (Cp/Cv)	1,21	
Presión de Descarga Primera Etapa	168,997041	<u>Psia</u>
Temp. De Descarga Primera Etapa	720,357446	<u>°K</u>
	260,357446	<u>°F</u>
Relación de Compresión Final	4,90862514	<u>Psia</u>
Temp. De Descarga segunda Etapa	751,265612	<u>°K</u>
	291,265612	<u>°F</u>

Tabla 3A. Compresión Gas CEC @1000 Psia

Compresión @ 1000 Psia		
P Succión	35,7	Psia
Temp. Succión	90	°F
Qg	4,181	MMSCFD
Qg Compresión @14,4 Psia	4,51434095	MMSCFD
Relación de Compresión	28,0112045	
Número de Etapas	3	
Rel. De Compresión por Etapa	3,03699396	
F	1,1	
BHP Brake Horse Power	904,861728	HP
k (Cp/Cv)	1,21	
Presión de Descarga Primera Etapa	108,420684	Psia
Temp. De Descarga Primera Etapa	666,949003	°K
	206,949003	°F
Relación de Compresión Segunda Etapa	3,03699396	Psia
Temp. De Descarga segunda Etapa	679,075348	°K
	219,075348	°F
Presión de Descarga Segunda Etapa	314,087993	Psia
Relación de Descarga Tercera Etapa	3,25150126	
Temp. De Descarga Tercera Etapa	711,708354	°K
	251,708354	°F

Tabla 4A. Compresión Gas CEC @1200 Psia

Compresión @ 1200 Psia		
P Succión	35,7	Psia
Temp. Succión	90	°F
Qg	4,181	MMSCFD
Qg Compresión @14,4 Psia	4,51434095	MMSCFD
Relación de Compresión	33,6134454	
Número de Etapas	3	
Rel. De Compresión por Etapa	3,22728765	
F	1,1	
BHP Brake Horse Power	961,559069	HP
k (Cp/Cv)	1,21	
Presión de Descarga Primera Etapa	115,214169	Psia
Temp. De Descarga Primera Etapa	674,020896	°K
	214,020896	°F
Relación de Compresión Segunda Etapa	3,22728765	Psia
Temp. De Descarga segunda Etapa	686,275821	°K
	226,275821	°F
Presión de Descarga Segunda Etapa	355,692828	Psia
Relación de Descarga Tercera Etapa	2,86575578	
Temp. De Descarga Tercera Etapa	696,279411	°K
	236,279411	°F

Tabla 5A. Compresión Gas CEC @1400 Psia

Compresión @ 1400 Psia		
P Succión	35,7	Psia
Temp. Succión	90	°F
Qg	4,181	<u>MMSCFD</u>
Qg Compresión @14,4 Psia	4,51434095	<u>MMSCFD</u>
Relación de Compresión	39,2156863	
Número de Etapas	3	
Rel. De Compresión por Etapa	3,39745156	
F	1,1	
BHP Brake Horse Power	1012,25881	<u>HP</u>
k (Cp/Cv)	1,21	
Presión de Descarga Primera Etapa	121,289021	<u>Psia</u>
Temp. De Descarga Primera Etapa	680,058566	<u>°K</u>
	220,058566	<u>°F</u>
Relación de Compresión Segunda Etapa	3,39745156	<u>Psia</u>
Temp. De Descarga segunda Etapa	692,423267	<u>°K</u>
	232,423267	<u>°F</u>
Presión de Descarga Segunda Etapa	395,086314	<u>Psia</u>
Relación de Descarga Tercera Etapa	2,57635288	
Temp. De Descarga Tercera Etapa	683,533022	<u>°K</u>
	223,533022	<u>°F</u>

ANEXO B. Resultados Simulación Planta de Deshidratación TEG Gas CEC

Tabla 1B. Deshidratación TEG @100°F y 600 Psia. Q=0,4131 MMSCFD

@ 100 °F y 600 Psia (0,4131MMSCFD)		
Wc	1414	<u>mg/m3</u>
Wc	88,27313625	<u>lbs</u> <u>H2O/MMSCF</u>
Contenido de Agua Requerido	6	<u>lbs</u> <u>H2O/MMSCF</u>
Eficiencia	0,932029151	
Punto de Rocío Macketta	20	<u>°F</u>
Punto de Rocío Corregido	10	<u>°F</u>
Std Gas Flow	0,4088	<u>MMSCFD</u>
Agua a Remover Wr	1,401385754	<u>lbs H2O/Hr</u>
Tasa de Circulación Glicol	3	<u>Gal</u> <u>TEG/lbH2O</u>
Flujo TEG	4,204157263	<u>Gal TEG/hr</u>
	2,402375579	<u>bb/día</u>
Concentración TEG	99,2	<u>% Wt</u>
Iniciales		
P Reboiler	15	<u>Psia</u>
T Rehervidor	400	<u>°F</u>
Contenido Agua Obtenido	90,08	<u>mg/m3</u>
	5,623510689	<u>lbs</u> <u>H2O/MMSCF</u>
TEG Regenerado	99,03	<u>%Wt</u>
	0,0001747	<u>MMBtu/Gal</u>
Poder Calorífico Superior Obt.Simulador	1306,756	<u>Btu/Pies</u> <u>Cúbico</u>
	0,0001588	<u>MMBtu/Gal</u>
Poder Calorífico Inferior Obt. Simulador	1187,824	<u>Btu/Pies</u> <u>Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC	99,8	<u>°F</u>
DISEÑO CONTACTORA		
Z	0,8544	
Densidad Gas	2,68	<u>lbs/pie3</u>
Espaciamiento	24	<u>in</u>
K	0,16	
Densidad líquido	69,9	<u>lbs/pie3</u>
Velocidad Permisible Gas	0,801312356	<u>pie/seg</u>
	4,915828854	<u>in</u>
Diametro	0,409652404	<u>ft</u>

Tabla 2B. Deshidratación TEG @100°F y 800 Psia. Q= 0,4131 MMSCFD

<u>100 °F y 800 Psia (0,4131MMSCFD)</u>		
Wc	1127	<u>mg/m3</u>
Wc	70,35631157	<u>lbs</u> <u>H2O/MMSCF</u>
Contenido de Agua Requerido	6	<u>lbs</u> <u>H2O/MMSCF</u>
Eficiencia	0,914719805	
Punto de Rocío Macketta	25	<u>°F</u>
Punto de Rocío Corregido	15	<u>°F</u>
Std Gas Flow	0,4084	<u>MMSCFD</u>
Agua a Remover Wr	1,095129902	<u>lbs H2O/Hr</u>
Tasa de Circulación Glicol	3	<u>Gal</u> <u>TEG/lbH2O</u>
Flujo TEG	3,285389706	<u>Gal TEG/hr</u>
	1,877365546	<u>bb/día</u>
Concentración TEG	99	<u>% Wt</u>
Iniciales		
P Rehervidor	15	<u>psia</u>
T Rehervidor	400	<u>°F</u>
Contenido Agua Obtenido	70,09	<u>mg/m3</u>
	4,375575757	<u>lbs</u> <u>H2O/MMSCF</u>
TEG Regenerado	99,04	<u>%Wt</u>
Poder Calorífico Superior Obt. Simulador	0,0001743	<u>MMBtu/Gal</u>
	1303,764	<u>Btu/Pies</u> <u>Cúbico</u>
Poder Calorífico Inferior Obt. Simulador	0,0001584	<u>MMBtu/Gal</u>
	1184,832	<u>Btu/Pies</u> <u>Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC	99,96	<u>°F</u>
DISEÑO CONTACTORA		
Z	0,8106	
Densidad Gas	3,759	<u>lbs/pie3</u>
Espaciamento	24	<u>in</u>
K	0,16	
Densidad líquido	69,9	<u>lbs/pie3</u>
Velocidad Permisible Gas	0,671149388	<u>pie/seg</u>
Diametro	4,528754826	<u>in</u>
	0,377396235	<u>ft</u>

Tabla 3B. Deshidratación TEG @100°F y 1000 Psia. Q= 0,4131 MMSCFD

100 °F y 1000 Psia (0,4131MMSCF)		
Wc	958,9	<u>mg/m3</u>
Wc	59,8621714	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
Contenido de Agua Requerido	6	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
Eficiencia	0,899769757	
Punto de Rocío Macketta	27	<u>°F</u>
Punto de Rocío Corregido	17	<u>°F</u>
Std Gas Flow	0,4088	<u>MMSCFD</u>
Agua a Remover Wr	0,917452319	<u>lbs H2O/Hr</u>
Tasa de Circulación Glicol	3	<u>Gal TEG/lbH2O</u>
Flujo TEG	2,752356958	<u>Gal TEG/hr</u>
	1,572775405	<u>bb/día</u>
Concentración TEG	98,9	<u>% Wt</u>
Iniciales		
P Reboiler	15	<u>psia</u>
T Rehervidor	400	<u>°F</u>
Contenido Agua Obtenido	58,92	<u>mg/m3</u>
	3,678255437	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
TEG Regenerado	99,03	<u>%Wt</u>
Poder Calorífico Superior Obt.Simulador	0,0001746	<u>MMBtu/Gal</u>
	1306,008	<u>Btu/Pies Cúbico</u>
Poder Calorífico Inferior Obt. Simulador	0,0001586	<u>MMBtu/Gal</u>
	1186,328	<u>Btu/Pies Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC	100,1	<u>°F</u>
DISEÑO CONTACTORA		
Z	0,769	
Densidad Gas	4,959	<u>lbs/pie3</u>
Espaciamento	24	<u>in</u>
K	0,16	
Densidad líquido	69,9	<u>lbs/pie3</u>
Velocidad Permissible Gas	0,579005134	<u>pie/seg</u>
Diametro	4,249762326	<u>in</u>
	0,354146861	<u>ft</u>

Tabla 4B. Deshidratación TEG @110°F y 600 Psia. Q= 0,4131 MMSCFD

<u>110 °F y 600 Psia (0,4131MMSCF)</u>		
Wc	1888	<u>mg/m3</u>
Wc	117,86399	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
Contenido de Agua Requerido	6	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
Eficiencia	0,94909387	
Punto de Rocío Macketta	20	<u>°F</u>
Punto de Rocío Corregido	10	<u>°F</u>
Std Gas Flow	0,4109	<u>MMSCFD</u>
Agua a Remove Wr	1,91520472	<u>lbs H2O/Hr</u>
Tasa de Circulación Glicol	3	<u>Gal TEG/lbH2O</u>
Flujo TEG	5,74561416	<u>Gal TEG/hr</u>
	3,28320809	<u>bb/día</u>
Concentración TEG	99,4	<u>% Wt</u>
Iniciales		
P Reboiler	15	<u>psia</u>
T Rehervidor	400	<u>°F</u>
Contenido Agua Obtenido	124,2	<u>mg/m3</u>
	7,7535527	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
TEG Regenerado	99,03	<u>%Wt</u>
Poder Calórico Superior Obt.Simulador	0,0001765	<u>MMBtu/Gal</u>
	1320,22	<u>Btu/Pies Cúbico</u>
Poder Calórico Inferior Obt. Simulador	0,0001604	<u>MMBtu/Gal</u>
	1199,792	<u>Btu/Pies Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC	109,8	<u>°F</u>
DISEÑO CONTACTORA		
Z	0,8601	
Densidad Gas	2,643	<u>lbs/pie3</u>
Espaciamiento	24	<u>in</u>
K	0,16	
Densidad líquido	69,9	<u>lbs/pie3</u>
Velocidad Permisible Gas	0,80712379	<u>pie/seg</u>
Diametro	3,81645114	<u>in</u>
	0,3180376	<u>ft</u>

Tabla 5B. Deshidratación TEG @110°F y 800 Psia. Q= 0,4131 MMSCFD

110 °F y 800 Psia (0,4131MMSCF)		
Wc	1500	<u>mg/m3</u>
Wc	93,64194086	<u>lbs</u> <u>H2O/MMSCF</u>
Contenido de Agua Requerido	6	<u>lbs</u> <u>H2O/MMSCF</u>
Eficiencia	0,935926147	
Punto de Rocío Macketta	25	<u>°F</u>
Punto de Rocío Corregido	15	<u>°F</u>
Std Gas Flow	0,4105	<u>MMSCFD</u>
Agua a Remover Wr	1,499042364	<u>lbs H2O/Hr</u>
Tasa de Circulación Glicol	3	<u>Gal</u> <u>TEG/lbH2O</u>
Flujo TEG	4,497127091	<u>Gal TEG/hr</u>
	2,569786909	<u>bb/día</u>
Concentración TEG	99,3	<u>% Wt</u>
Iniciales		
P Reboiler	15	<u>psia</u>
T Rehervidor	400	<u>°F</u>
Contenido Agua Obtenido	95,98	<u>mg/m3</u>
	5,991835656	<u>lbs</u> <u>H2O/MMSCF</u>
TEG Regenerado	99,03	<u>%Wt</u>
Poder Calorífico Superior Obt.Simulador	0,0001761	<u>MMBtu/Gal</u>
	1317,228	<u>Btu/Pies</u> <u>Cúbico</u>
Poder Calorífico Inferior Obt. Simulador	0,0001601	<u>MMBtu/Gal</u>
	1197,548	<u>Btu/Pies</u> <u>Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC	110	<u>°F</u>
DISEÑO CONTACTORA		
Z	0,8183	
Densidad Gas	3,696	<u>lbs/pie3</u>
Espaciamento	24	<u>in</u>
K	0,16	
Densidad líquido	69,9	<u>lbs/pie3</u>
Velocidad Permissible Gas	0,677167516	<u>pie/seg</u>
Diametro	4,062113315	<u>in</u>
	0,338509443	<u>ft</u>

Tabla 6B. Deshidratación TEG @110°F y 1000 Psia. Q= 0,4131 MMSCFD

<u>110 °F y 1000 Psia (0,4131MMSCF)</u>		
Wc	1272	<u>mg/m3</u>
Wc	79,40836585	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
Contenido de Agua Requerido	6	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
Eficiencia	0,924441211	
Punto de Rocío Macketta	28	<u>°F</u>
Punto de Rocío Corregido	18	<u>°F</u>
Std Gas Flow	0,4106	<u>MMSCFD</u>
Agua a Remover Wr	1,255894792	<u>lbs H2O/Hr</u>
Tasa de Circulación Glicol	3	<u>Gal TEG/lbH2O</u>
Flujo TEG	3,767684377	<u>Gal TEG/hr</u>
	2,152962501	<u>bb/día</u>
Concentración TEG	99,1	<u>% Wt</u>
Iniciales		
P Reboiler	15	<u>psia</u>
T Rehervidor	400	<u>°F</u>
Contenido Agua Obtenido	80,26	<u>mg/m3</u>
	5,010468116	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
TEG Regenerado	99,03	<u>%Wt</u>
Poder Calorífico Superior Obt.Simulador	0,0001762	<u>MMBtu/Gal</u>
	1317,976	<u>Btu/Pies Cúbico</u>
Poder Calorífico Inferior Obt. Simulador	0,0001602	<u>MMBtu/Gal</u>
	1198,296	<u>Btu/Pies Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC	110,1	<u>°F</u>
DISEÑO CONTACTORA		
Z	0,7793	
Densidad Gas	4,853	<u>lbs/pie3</u>
Espaciamiento	24	<u>in</u>
K	0,16	
Densidad líquido	69,9	<u>lbs/pie3</u>
Velocidad Permisible Gas	0,585771817	<u>pie/seg</u>
Diametro	4,262700405	<u>in</u>
	0,355225034	<u>ft</u>

Tabla 7B. Deshidratación TEG @100°F y 600 Psia. Q= 4 MMSCFD

100 °F y 600 Psia (4MMSCFD)		
Wc	1414	mg/m3
Wc	88,27313625	lbs H2O/MMSCF
Contenido de Agua Requerido		lbs H2O/MMSCF
Eficiencia	0,932029151	
Punto de Rocío Macketta	20	°F
Punto de Rocío Corregido	10	°F
Std Gas Flow	4,019	MMSCFD
Agua a Remover Wr	13,77732228	lbs H2O/Hr
Tasa de Circulación Glicol	3	Gal TEG/lbH2O
Flujo TEG	41,33196683	Gal TEG/hr
	23,61826676	bb/día
Concentración TEG	99,2	% Wt
P Reboiler	15	psia
T Rehervidor	400	°F
Contenido Agua Obtenido	90,05	mg/m3
	5,62163785	lbs H2O/MMSCF
TEG Regenerado	99,03	%Wt
Poder Calórico Superior Obt.Simulador	0,0001753	MMBtu/Gal
	1311,244	Btu/Pies Cúbico
Poder Calórico Inferior Obt. Simulador	0,0001594	MMBtu/Gal
	1192,312	Btu/Pies Cúbico
Punto de Rocío por HC	99,82	°F
DISEÑO CONTACTORA		
Z	0,8531	
Densidad Gas	2,694	lbs/pie3
Espaciamiento	24	in
K	0,16	
Densidad líquido	69,9	lbs/pie3
Velocidad Permisible Gas	0,799144309	pie/seg
Diametro	15,42261366	in
	1,285217805	ft

Tabla 8B. Deshidratación TEG @100°F y 800 Psia. Q= 4 MMSCFD

100 °F y 800 Psia (4MMSCFD)		
Wc	1127	<u>mg/m3</u>
Wc	70,35631157	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
Contenido de Agua Requerido	6	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
Eficiencia	0,914719805	
Punto de Rocío Macketta	25	<u>°F</u>
Punto de Rocío Corregido	15	<u>°F</u>
Std Gas Flow	4,009	<u>MMSCFD</u>
Agua a Remover Wr	10,75018555	<u>lbs H2O/Hr</u>
Tasa de Circulación Glicol	3	<u>Gal TEG/lbH2O</u>
Flujo TEG	32,25055664	<u>Gal TEG/hr</u>
	18,42888951	<u>bb/día</u>
Concentración TEG	99	<u>% Wt</u>
P Reboiler	15	<u>psia</u>
T Rehervidor	400	<u>°F</u>
Contenido Agua Obtenido	70,23	<u>mg/m3</u>
	4,384315671	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
TEG Regenerado	99,03	<u>%Wt</u>
Poder Calorífico Superior	0,0001744	<u>MMBtu/Gal</u>
Obt.Simulador	1304,512	<u>Btu/Pies Cúbico</u>
Poder Calorífico Inferior Obt.	0,0001585	<u>MMBtu/Gal</u>
Simulador	1185,58	<u>Btu/Pies Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC	99,96	<u>°F</u>
DISEÑO CONTACTORA		
Z	0,8103	
Densidad Gas	3,761	<u>lbs/pie3</u>
Espaciamiento	24	<u>in</u>
K	0,16	
Densidad líquido	69,9	<u>lbs/pie3</u>
Velocidad Permisible Gas	0,670960769	<u>pie/seg</u>
Diametro	14,18843928	<u>in</u>
	1,18236994	<u>ft</u>

Tabla 9B.Deshidratación TEG @100°F y 1000 Psia. Q= 4 MMSCFD

Wc	958,9	<u>mg/m3</u>
Wc	59,8621714	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
Contenido de Agua Requerido	6	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
Eficiencia	0,899769757	
Punto de Rocío Macketta	27	<u>°F</u>
Punto de Rocío Corregido	17	<u>°F</u>
Std Gas Flow	4,008	<u>MMSCFD</u>
Agua a Remover Wr	8,994982623	<u>lbs H2O/Hr</u>
Tasa de Circulación Glicol	3	<u>Gal TEG/lbH2O</u>
Flujo TEG	26,98494787	<u>Gal TEG/hr</u>
	15,41997021	<u>bb/día</u>
Concentración TEG	98,9	<u>% Wt</u>
P Reboiler	15	<u>psia</u>
T Rehervidor	400	<u>°F</u>
Contenido Agua Obtenido	59,08	<u>mg/m3</u>
	3,688243911	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
TEG Regenerado	99,03	<u>%Wt</u>
Poder Calorífico Superior Obt.Simulador	0,0001745	<u>MMBtu/Gal</u>
	1305,26	<u>Btu/Pies Cúbico</u>
Poder Calorífico Inferior Obt. Simulador	0,0001586	<u>MMBtu/Gal</u>
	1186,328	<u>Btu/Pies Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC	99,16	<u>°F</u>
DISEÑO CONTACTORA		
Z	0,7693	
Densidad Gas	4,955	<u>lbs/pie3</u>
Espaciamento	24	<u>in</u>
K	0,16	
Densidad líquido	69,9	<u>lbs/pie3</u>
Velocidad Permisible Gas	0,579256631	<u>pie/seg</u>
Diametro	13,30648816	<u>in</u>
	1,108874013	<u>ft</u>

Tabla 10B. Deshidratación TEG @110°F y 600 Psia. Q= 4 MMSCFD

Wc		<u>mg/m3</u>
Wc	117,8639896	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
Contenido de Agua Requerido	6	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
Eficiencia	0,949093866	
Punto de Rocío Macketta	20	<u>°F</u>
Punto de Rocío Corregido	10	<u>°F</u>
Std Gas Flow	4,038	<u>MMSCFD</u>
Agua a Remover Wr	18,82111624	<u>lbs H2O/Hr</u>
Tasa de Circulación Glicol	3	<u>Gal TEG/lbH2O</u>
Flujo TEG	56,46334873	<u>Gal TEG/hr</u>
	32,26477071	<u>bb/día</u>
Concentración TEG		<u>% Wt</u>
P Reboiler	15	<u>psia</u>
T Rehervidor	400	<u>°F</u>
Contenido Agua Obtenido	124	<u>mg/m3</u>
		<u>lbs H2O/MMSCF</u>
TEG Regenerado		<u>%Wt</u>
Poder Calorífico Superior Obt.Simulador	0,000177	<u>MMBtu/Gal</u>
	1323,96	<u>Btu/Pies Cúbico</u>
Poder Calorífico Inferior Obt. Simulador	0,0001609	<u>MMBtu/Gal</u>
	1203,532	<u>Btu/Pies Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC	109,8	<u>°F</u>
DISEÑO CONTACTORA		
Z	0,8592	<u>lbs/pie3</u>
Densidad Gas	2,653	<u>lbs/pie3</u>
Espaciamiento	24	<u>in</u>
K	0,16	
Densidad líquido	69,9	<u>lbs/pie3</u>
Velocidad Permisible Gas	0,805541306	<u>pie/seg</u>
Diametro	15,45247305	<u>in</u>
	1,287706087	<u>ft</u>

Tabla 11B. Deshidratación TEG @110°F y 800 Psia. Q= 4 MMSCFD

110 °F y 800 Psia (4MMSCF)		
Wc	1500	<u>mg/m3</u>
Wc	93,6419409	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
Contenido de Agua Requerido	6	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
Eficiencia	0,93592615	
Punto de Rocío Macketta	25	<u>°F</u>
Punto de Rocío Corregido	15	<u>°F</u>
Std Gas Flow	4,027	<u>MMSCFD</u>
Agua a Remover Wr	14,7055873	<u>lbs H2O/Hr</u>
Tasa de Circulación Glicol	3	<u>Gal TEG/lbH2O</u>
Flujo TEG	44,116762	<u>Gal TEG/hr</u>
	25,2095783	<u>bb/día</u>
Concentración TEG	99	<u>% Wt</u>
P Reboiler	15	<u>psia</u>
T Rehervidor	400	<u>°F</u>
Contenido Agua Obtenido	96,22	<u>mg/m3</u>
	6,00681837	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
TEG Regenerado	99,03	<u>%Wt</u>
Poder Calórico Superior Obt.Simulador	0,0001761	<u>MMBtu/Gal</u>
	1317,228	<u>Btu/Pies Cúbico</u>
Poder Calórico Inferior Obt. Simulador	0,0001601	<u>MMBtu/Gal</u>
	1197,548	<u>Btu/Pies Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC	110	<u>°F</u>
DISEÑO CONTACTORA		
Z	0,8184	
Densidad Gas	3,695	<u>lbs/pie3</u>
Espaciamiento	24	<u>in</u>
K	0,16	
Densidad líquido	69,9	<u>lbs/pie3</u>
Velocidad Permisible Gas	0,67726426	<u>pie/seg</u>
Diametro	14,2244928	<u>in</u>
	1,1853744	<u>ft</u>

Tabla 12B. Deshidratación TEG @110°F y 1000 Psia. Q= 4 MMSCFD

110 °F y 1000 Psia (4MMSCF)		
Wc	1272	<u>mg/m3</u>
Wc	79,4083659	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
Contenido de Agua Requerido	6	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
Eficiencia	0,92444121	
Punto de Rocío Macketta	27	<u>°F</u>
Punto de Rocío Corregido	17	<u>°F</u>
Std Gas Flow	4,029	<u>MMSCFD</u>
Agua a Remover Wr	12,3234294	<u>lbs H2O/Hr</u>
Tasa de Circulación Glicol	3	<u>Gal TEG/lbH2O</u>
Flujo TEG	36,9702883	<u>Gal TEG/hr</u>
	21,125879	<u>bb/día</u>
Concentración TEG	99,2	<u>% Wt</u>
P Reboiler	15	<u>psia</u>
T Rehervidor	400	<u>°F</u>
Contenido Agua Obtenido	80,32	<u>mg/m3</u>
	5,01421379	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
TEG Regenerado	99,03	<u>%Wt</u>
Poder Calórico Superior Obt.Simulador	0,0001762	<u>MMBtu/Gal</u>
	1317,976	<u>Btu/Pies Cúbico</u>
Poder Calórico Inferior Obt. Simulador	0,0001602	<u>MMBtu/Gal</u>
	1198,296	<u>Btu/Pies Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC	110,1	<u>°F</u>
DISEÑO CONTACTORA		
Z	0,7793	
Densidad Gas	4,853	<u>lbs/pie3</u>
Espaciamiento	24	<u>in</u>
K	0,16	
Densidad líquido	69,9	<u>lbs/pie3</u>
Velocidad Permisible Gas	0,58577182	<u>pie/seg</u>
Diametro	13,35285	<u>in</u>
	1,1127375	<u>ft</u>

ANEXO C. Resultados Simulación Refrigeración Mecánica Corriente Gas CEC Deshidratada

Tabla 1C. Corriente Deshidratada Sometida a Refrigeración Mecánica Q=0,4131 MMSCFD

Salida Deshidratación @100 °F y 600 Psia				
Contenido de Agua E.	90,08	90,08	90,08	<u>mg/m3</u>
	5,623510689	5,623510689	5,623510689	<u>lbs</u> <u>H2O/MMSCF</u>
T	105,5	105,5	105,5	<u>°F</u>
P	595	595	595	<u>Psia</u>
Qg	0,408	0,408	0,408	<u>MMSCFD</u>
T Gas Enfriado	45,3800000	32,34	23,8100000	<u>°F</u>
T de Formación de Hidratos	24,4300000	24,4300000	24,4300000	<u>°F</u>
Poder Calórico Superior Obt.	0,0001596	0,000156	0,0001537	<u>MMBTU/Gal</u>
	1193,8080000	1166,880	1149,6760	<u>BTU/ Pie</u> <u>Cúbico</u>
Poder Calórico Inferior Obt.	0,0001447	0,0001413	0,0001392	<u>MMBTU/Gal</u>
	1082,356	1056,924	1041,216	<u>BTU/ Pie</u> <u>Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC Antes de Comp.	45,0000000	32	23,5000000	<u>°F</u>
LGN	20,6800000	26,34	30,1000000	<u>bbls/día</u>
Contenido de Agua Salida	92,26	91,99	90,91	<u>mg/m3</u>
	5,759603643	5,742748093	5,675325896	<u>lbs</u> <u>H2O/MMSCF</u>
P Sal. Antes de Comp.	573,0000000	573,0000000	573,0000000	<u>Psia</u>
T Salida Antes de Comp.	75,54	75,54	75,54	<u>°F</u>
Flujo Másico de Refrigerante	352,4	432,4	491,1	<u>lbs/hr</u>
Punto de Rocío por HC luego de Comp.	41,27	25,38	14,55	<u>°F</u>

Tabla 2C. Corriente Deshidratada Sometida a Refrigeración Mecánica Q=0,4131 MMSCFD.

Salida Deshidratación@100 °F y 800 Psia			
Contenido de Agua E.	70,09	70,09	<u>mg/m3</u>
	4,375575757	4,375575757	<u>lbs</u> <u>H2O/MMSCF</u>
T	103,9	103,9	<u>°F</u>
P	795	795	<u>Psia</u>
Qg	0,4077	0,4077	<u>MMSCFD</u>
T Gas Enfriado	45,0700000	28,02	<u>°F</u>
Temperatura Formación Hidratos	24,1100000	24,11	<u>°F</u>
Poder Calórico Superior Obt.	0,0001581	0,0001534	<u>MMBTU/Gal</u>
	1182,5880000	1147,4320000	<u>BTU/ Pie</u> <u>Cúbico</u>
Poder Calórico Inferior Obt.	0,0001433	0,000139	<u>MMBTU/Gal</u>
	1071,884	1039,72	<u>BTU/ Pie</u> <u>Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC Antes de Comp.	45,0000000	28	<u>°F</u>
LGN	25,0500000	33,46	<u>bbls/día</u>
Contenido de Agua Salida	71,33	70,44	<u>mg/m3</u>
	4,452986428	4,397425543	<u>lbs</u> <u>H2O/MMSCF</u>
P Sal. Antes de Comp.	773,0000000	773,0000000	<u>Psia</u>
T Salida Antes de Comp.	73,95	73,95	<u>°F</u>
Flujo Másico de Refrigerante	364,2	471,3	<u>lbs/hr</u>
Punto de Rocío por HC luego de Comp.	36,59	16,23	<u>°F</u>

Tabla 3C. Corriente Deshidratada Sometida a Refrigeración Mecánica Q=0,4131 MMSCFD

Salida Deshidratación @100 °F y 1000 Psia			
Contenido de Agua E.	58,92	58,92	<u>mg/m3</u>
	3,678255437	3,678255437	<u>lbs</u> <u>H2O/MMSCF</u>
T	103	103	<u>°F</u>
P	995	995	<u>Psia</u>
Qg	0,4082	0,4082	<u>MMSCFD</u>
T Gas Enfriado	43,7400000	28,78	<u>°F</u>
Temperatura Formación Hidratos	23,5900000	23,5900000	
Poder Calorífico Superior Obt.	0,0001575	0,0001534	<u>MMBTU/Gal</u>
	1178,1000000	1147,4320	<u>BTU/ Pie</u> <u>Cúbico</u>
Poder Calorífico Inferior Obt.	0,0001427	0,000139	<u>MMBTU/Gal</u>
	1067,396	1039,72	<u>BTU/ Pie</u> <u>Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC Antes de Comp.	45,0000000	31	<u>°F</u>
LGN	29,9000000	38,35	<u>bbls/día</u>
Contenido de Agua Salida	59,43	58,54	<u>mg/m3</u>
	3,710093697	3,654532812	<u>lbs</u> <u>H2O/MMSCF</u>
P Sal. Antes de Comp.	973,0000000	973,0000000	<u>Psia</u>
T Salida Antes de Comp.	72,97	72,97	<u>°F</u>
Flujo Másico de Refrigerante	373,7	467,5	<u>lbs/hr</u>

Tabla 4C. Corriente Deshidratada Sometida a Refrigeración Mecánica Q=0,4131 MMSCFD

Salida Deshidratación @110 °F y 600 Psia				
Contenido de Agua E.	124,2	124,2	124,2	<u>mg/m3</u>
	7,7535527	7,753552704	7,753552704	<u>lbs</u> <u>H2O/MMSCF</u>
T	117,6	117,6	117,6	<u>°F</u>
P	595	595	595	<u>Psia</u>
Qg	0,4098	0,4098	0,4098	<u>MMSCFD</u>
T Gas Enfriado				<u>°F</u>
Poder Calorífico Superior Obt.	0,0001589	0,0001548	0,0001535	<u>MMBTU/Gal</u>
	1188,572	1157,904	1148,180	<u>BTU/ Pie</u> <u>Cúbico</u>
Poder Calorífico Inferior Obt.	0,0001441	0,0001403	0,000139	<u>MMBTU/Gal</u>
	1077,868	1049,444	1039,72	<u>BTU/ Pie</u> <u>Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC Antes de Comp.	45,0000000	30	27,01	<u>°F</u>
LGN	23,6800000	30,07	32,33	<u>bbls/día</u>
Contenido de Agua Salida	127,1	124,7	118,8	<u>mg/m3</u>
	7,93459379	7,784766684	7,416441716	<u>lbs</u> <u>H2O/MMSCF</u>
P Sal. Antes de Comp.	573,0000000	573,0000000	573,0000000	<u>Psia</u>
T Salida Antes de Comp.	87,61	87,61	87,61	<u>°F</u>
Flujo Másico de Refrigerante	396,9	495,5	533,6	<u>lbs/hr</u>
Punto de Rocío por HC luego de Comp.	40,32	21,86	15,16	

Tabla 5C. Corriente Deshidratada Sometida a Refrigeración Mecánica Q=0,4131 MMSCFD

Salida Deshidratación @110 °F y 800 Psia			
Contenido de Agua E.	95,98	95,98	<u>mg/m3</u>
	5,991835656	5,991835656	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
T	115,6	115,6	<u>°F</u>
P	795	795	<u>Psia</u>
Qg	0,4097	0,4097	<u>MMSCFD</u>
T Gas Enfriado			<u>°F</u>
Temperatura Formación Hidratos			<u>°F</u>
Poder Calorífico Superior Obt.	0,0001574	0,0001536	<u>MMBTU/Gal</u>
	1177,352	1148,928	<u>BTU/ Pie Cúbico</u>
Poder Calorífico Inferior Obt.	0,0001426	0,0001391	<u>MMBTU/Gal</u>
	1066,648	1040,468	<u>BTU/ Pie Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC Antes de Comp.	45,0000000	31	<u>°F</u>
LGN	28,3300000	35,06	<u>bbls/día</u>
Contenido de Agua Salida	97,48	95,56	<u>mg/m3</u>
	6,085477597	5,965615913	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
P Sal. Antes de Comp.	773,0000000	773,0000000	<u>Psia</u>
T Salida Antes de Comp.	85,62	85,62	<u>°F</u>
Flujo Másico de Refrigerante	408,4	500,6	<u>lbs/hr</u>
Punto de Rocío por HC luego de Comp.			<u>°F</u>

Tabla 6C. Corriente Deshidratada Sometida a Refrigeración Mecánica Q=0,4131 MMSCFD

Salida Deshidratación @110 °F y 1000 Psia			
Contenido de Agua E.	80,26	80,26	mg/m3
	5,010468116	5,010468116	<u>lbs</u> <u>H2O/MMSCF</u>
T	114,2	114,2	°F
P	995	995	Psia
Qg	0,4098	0,4098	MMSCFD
T Gas Enfriado			°F
Temperatura Formación Hidratos			°F
Poder Calorífico Superior Obt.	0,0001566	0,0001537	MMBTU/Gal
	1171,368	1149,676	<u>BTU/ Pie</u> <u>Cúbico</u>
Poder Calorífico Inferior Obt.	0,0001419	0,0001392	MMBTU/Gal
	1061,412	1041,216	<u>BTU/ Pie</u> <u>Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC Antes de Comp.	45,0000000	34,6	°F
LGN	33,3500000	39,41	bbls/día
Contenido de Agua Salida	80,62	79,2	mg/m3
	5,032942182	4,944294478	<u>lbs</u> <u>H2O/MMSCF</u>
P Sal. Antes de Comp.	973,0000000	973,0000000	Psia
T Salida Antes de Comp.	84,19	84,19	°F
Flujo Másico de Refrigerante	418	490,9	lbs/hr
Punto de Rocío por HC luego de Comp.		23,18	°F

Tabla 7C. Corriente Deshidratada Sometida a Refrigeración Mecánica

Q=4MMSCFD

Salida Deshidratación @100 °F y 600 Psia				
Contenido de Agua E.	90,05	90,05	90,05	<u>mg/m3</u>
	5,62163785	5,62163785	5,62163785	<u>lbs</u> <u>H2O/MMSCF</u>
T	105,5	105,5	105,5	<u>°F</u>
P	595	595	595	<u>Psia</u>
Qg	4,012	4,012	4,012	<u>MMSCFD</u>
T Gas Enfriado	45,3400000	24,29	32,3	<u>°F</u>
Temperatura Formación Hidratos	24,4600000	24,4600000	24,4600000	
Poder Calorífico Superior Obt.	0,0001595	0,0001537	0,0001558	<u>MMBTU/Gal</u>
	1193,0600000	1149,676	1165,384	<u>BTU/ Pie</u> <u>Cúbico</u>
Poder Calorífico Inferior Obt.	0,0001446	0,0001392	0,0001412	<u>MMBTU/Gal</u>
	1081,608	1041,216	1056,176	<u>BTU/ Pie</u> <u>Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC Antes de Comp.	45,0000000	24	32	<u>°F</u>
LGN	213,9000000	304,8	270	<u>bbls/día</u>
Contenido de Agua Salida	92,36	91,08	92,07	<u>mg/m3</u>
	5,765846439	5,685938649	5,74774233	<u>lbs</u> <u>H2O/MMSCF</u>
P Sal. Antes de Comp.	575,0000000	575,000000	575,000000	<u>Psia</u>
T Salida Antes de Comp.	75,5	75,5	75,5	<u>°F</u>
Qg Salida	3,695	3,548	3,605	<u>MMSCFD</u>
Punto de Rocío por HC luego de Comp.	41,3	15,13	25,34	<u>°F</u>
Flujo Másico de Refrigerante	483,1	665,2	591,2	<u>lbs/hr</u>

Tabla 8C. Corriente Deshidratada Sometida a Refrigeración Mecánica

Q=4MMSCFD

Salida Deshidratación @100 °F y 800 Psia			
Contenido de Agua E.	70,23	70,23	<u>mg/m3</u>
	4,384315671	4,384315671	<u>lbs</u> <u>H2O/MMSCF</u>
T	103,9	103,9	<u>Psia</u>
P	795	795	<u>°F</u>
Qg	4,002	4,002	<u>MMSCFD</u>
T Gas Enfriado	45,07	29,02	<u>°F</u>
Temperatura Formación Hidratos	24,15	24,15	
Poder Calorífico Superior Obt.	0,0001581	0,0001537	<u>MMBTU/Gal</u>
	1182,588	1149,676	<u>BTU/ Pie</u> <u>Cúbico</u>
Poder Calorífico Inferior Obt.	0,0001433	0,0001392	<u>MMBTU/Gal</u>
	1071,884	1041,216	<u>BTU/ Pie</u> <u>Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC Antes de Comp.	45	29	<u>°F</u>
LGN	247,2	325	<u>bbls/día</u>
Contenido de Agua Salida	71,49	70,7	<u>mg/m3</u>
	4,462974902	4,413656813	<u>lbs</u> <u>H2O/MMSCF</u>
P Sal. Antes de Comp.	773,000000	773,000000	<u>Psia</u>
T Salida Antes de Comp.	73,9	73,9	<u>°F</u>
Qg Salida	3,615	3,483	<u>MMSCFD</u>
Punto de Rocío por HC luego de Comp.	36,61	17,48	<u>°F</u>
Flujo Másico de Refrigerante			<u>lbs/hr</u>

Tabla 9C. Corriente Deshidratada Sometida a Refrigeración Mecánica

Q=4MMSCFD

Salida Deshidratación @100 °F y 1000 Psia			
Contenido de Agua E.	59,08	59,08	<u>mg/m3</u>
	3,688243911	3,68824391	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
T	103	103	<u>Psia</u>
P	995	995	<u>°F</u>
Qg	4,002	4,002	<u>MMSCFD</u>
T Gas Enfriado	44,81	29,25	<u>°F</u>
Temperatura Formación Hidratos	23,64	23,64	
Poder Calorífico Superior Obt.	0,0001577	0,0001536	<u>MMBTU/Gal</u>
	1179,596	1148,928	<u>BTU/ Pie Cúbico</u>
Poder Calorífico Inferior Obt.	0,000143	0,0001391	<u>MMBTU/Gal</u>
	1069,64	1040,468	<u>BTU/ Pie Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC Antes de Comp.	45	29,5	<u>°F</u>
LGN	286,1	371,9	<u>bbls/día</u>
Contenido de Agua Salida	59,62	58,74	<u>mg/m3</u>
	3,72195501	3,6670184	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
P Sal. Antes de Comp.	973,00000	973,00000	<u>Psia</u>
T Salida Antes de Comp.	73	73	<u>°F</u>
Qg Salida	3,534	3,38	<u>MMSCFD</u>
Punto de Rocío por HC luego de Comp.	37,6	20,17	<u>°F</u>
Flujo Másico de Refrigerante		613,8	<u>lbs/hr</u>

Tabla 10C. Corriente Deshidratada Sometida a Refrigeración Mecánica

Q=4MMSCFD

Salida Deshidratación @110 °F y 600 Psia				
Contenido de Agua E.	124	124	124	<u>mg/m3</u>
	7,741067111	7,741067111	7,741067111	<u>lbs</u> <u>H2O/MMSCF</u>
T	117,6	117,6	117,6	<u>Psia</u>
P	595	595	595	<u>°F</u>
Qg	4,027	4,027	4,027	<u>MMSCFD</u>
T Gas Enfriado	45,32	26,59	34,29	<u>°F</u>
Temperatura Formación Hidratos	29,9	29,9	29,9	<u>°F</u>
Poder Calorífico Superior Obt.	0,0001588	0,0001537	0,0001558	<u>MMBTU/Gal</u>
	1187,824	1149,676	1165,384	<u>BTU/ Pie</u> <u>Cúbico</u>
Poder Calorífico Inferior Obt.	0,000144	0,0001392	0,0001411	<u>MMBTU/Gal</u>
	1077,12	1041,216	1055,428	<u>BTU/ Pie</u> <u>Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC Antes de Comp.	45	26,32	34	<u>°F</u>
LGN	241	319,2	287	<u>bbls/día</u>
Contenido de Agua Salida	127	121,7	125	<u>mg/m3</u>
	7,928350993	7,597482802	7,803495072	<u>lbs</u> <u>H2O/MMSCF</u>
P Sal. Antes de Comp.	575	575	575	<u>Psia</u>
T Salida Antes de Comp.	87,6	87,6	87,6	<u>°F</u>
Qg Salida	3,673	3,545	3,599	<u>MMSCFD</u>
Punto de Rocío por HC luego de Comp.	40,27	17,05	26,79	<u>°F</u>
Flujo Másico de Refrigerante	539,5	707,4	634,6	<u>bbls/día</u>

Tabla 11C. Corriente Deshidratada Sometida a Refrigeración Mecánica

Q=4MMSCFD

Salida Deshidratación @110 °F y 800 Psia			
Contenido de Agua E.	96,22	96,22	<u>mg/m3</u>
	6,00681837	6,006818367	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
T	115,5	115,5	<u>Psia</u>
P	795	795	<u>°F</u>
Qg	4,019	4,019	<u>MMSCFD</u>
T Gas Enfriado	45,05	31,21	<u>°F</u>
Temperatura Formación Hidratos	30,44	30,44	<u>°F</u>
Poder Calorífico Superior Obt.	0,0001574	0,0001537	<u>MMBTU/Gal</u>
	1177,352	1149,676	<u>BTU/ Pie Cúbico</u>
Poder Calorífico Inferior Obt.	0,0001426	0,0001392	<u>MMBTU/Gal</u>
	1066,648	1041,216	<u>BTU/ Pie Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC Antes de Comp.	45	31,2	<u>°F</u>
LGN	277,6	342,6	<u>bbls/día</u>
Contenido de Agua Salida	97,71	95,84	<u>mg/m3</u>
	6,09983603	5,983095742	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
P Sal. Antes de Comp.	773	773	<u>Psia</u>
T Salida Antes de Comp.	85,5	85,5	<u>°F</u>
Qg Salida	3,588	3,477	<u>MMSCFD</u>
Punto de Rocío por HC luego de Comp.	35,91	19,43	<u>°F</u>
Flujo Másico de Refrigerante	541,1	661,3	<u>bbls/día</u>

Tabla 12C. Corriente Deshidratada Sometida a Refrigeración Mecánica

Q=4MMSCFD

Salida Deshidratación @110 °F y 1000 Psia			
Contenido de Agua E.	80,32	80,32	80,32
	5,01421379	5,014213793	5,014213793
T	114,2	114,2	114,2
P	995	995	995
Qg	4,02	4,02	4,02
T Gas Enfriado	44,79	31,94	33,75
Temperatura Formación Hidratos	29	29	29
Poder Calórico Superior Obt.	0,000157	0,0001537	0,0001541
	1174,36	1149,676	1152,668
Poder Calórico Inferior Obt.	0,0001423	0,0001392	0,0001396
	1064,404	1041,216	1044,208
Punto de Rocío por HC Antes de Comp.	45	32,2	34
LGN	319,2	387,8	378
Contenido de Agua Salida	80,78	79,2	79,54
	5,04293066	4,944294478	4,965519984
P Sal. Antes de Comp.	973	973,000000	973
T Salida Antes de Comp.	84,2	84,2	84,2
Qg Salida	3,501	3,378	3,396
Punto de Rocío por HC luego de Comp.	37,5	23,19	25,23
Flujo Másico de Refrigerante	542,2	653,1	636,4

ANEXO D. Resultados Simulación Refrigeración Mecánica Corriente de Gas CEC Directa

TABLA 1D. Refrigeración Mecánica Directa Q=4 MMSCFD

Refrigeración Mecánica @100°F y 600 Psia		
Contenido de Agua E.	1414	<u>mg/m3</u>
	88,27313625	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
T	100	<u>°F</u>
P	600	<u>Psia</u>
Qg	4,02	<u>MMSCFD</u>
Líquidos Salida Compresión	86,81	<u>bbls/día</u>
Temperatura Formación Hidratos	57,7	<u>°F</u>
T Gas Enfriado	45,33	<u>°F</u>
Poder Calorífico Superior Obt.	0,0001594	<u>MMBTU/Gal</u>
	1192,312	<u>BTU/ Pie Cúbico</u>
Poder Calorífico Inferior Obt.	0,0001445	<u>MMBTU/Gal</u>
	1080,86	<u>BTU/ Pie Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC Antes de Comp.	45	<u>°F</u>
LGN	216,4	<u>bbls/día</u>
Contenido de Agua Salida	234,7	<u>mg/m3</u>
	14,65184235	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
P Sal. Antes de Comp.	580	<u>Psia</u>
T Salida Antes de Comp.	70	<u>°F</u>
Qg Salida		<u>MMSCFD</u>
Punto de Rocío por HC luego de Comp.		<u>°F</u>
Flujo Másico de Refrigerante		<u>lbs/hr</u>

TABLA 2D. Refrigeración Mecánica Directa Q=4MMSCFD

Refrigeración Mecánica @100°F y 800 Psia		
Contenido de Agua E.	1127	<u>mg/m3</u>
	70,35631157	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
T	100	<u>°F</u>
P	800	<u>Psia</u>
Qg	4,009	<u>MMSCFD</u>
Líquidos Salida Compresión	97,77	<u>bbls/día</u>
Temperatura Formación Hidratos	61,31	<u>°F</u>
T Gas Enfriado	45,05	<u>°F</u>
Poder Calorífico Superior Obt.	0,000158	<u>MMBTU/Gal</u>
	1181,84	<u>BTU/ Pie Cúbico</u>
Poder Calorífico Inferior Obt.	0,0001433	<u>MMBTU/Gal</u>
	1071,884	<u>BTU/ Pie Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC Antes de Comp.	45	<u>°F</u>
LGN	249,4	<u>bbls/día</u>
Contenido de Agua Salida	188,4	<u>mg/m3</u>
	11,76142777	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
P Sal. Antes de Comp.	780	<u>Psia</u>
T Salida Antes de Comp.	70	<u>°F</u>
Qg Salida	3,614	<u>MMSCFD</u>
Punto de Rocío por HC luego de Comp.		<u>°F</u>
Flujo Másico de Refrigerante		<u>lbs/hr</u>

TABLA 3D. Refrigeración Mecánica Directa Q=4MMSCFD

Refrigeración Mecánica @100°F y 1000 Psia		
Contenido de Agua E.	958,9	<u>mg/m3</u>
	59,8621714	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
T	100	<u>°F</u>
P	1000	<u>Psia</u>
Qg	4,008	<u>MMSCFD</u>
Líquidos Salida Compresión	95,55	<u>bbls/día</u>
Temperatura Formación Hidratos	63,93	<u>°F</u>
T Gas Enfriado	44,81	<u>°F</u>
Poder Calorífico Superior Obt.	0,0001577	<u>MMBTU/Gal</u>
	1179,596	<u>BTU/ Pie Cúbico</u>
Poder Calorífico Inferior Obt.	0,000143	<u>MMBTU/Gal</u>
	1069,64	<u>BTU/ Pie Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC Antes de Comp.	45	<u>°F</u>
LGN	287,5	<u>bbls/día</u>
Contenido de Agua Salida	162,4	<u>mg/m3</u>
	10,1383008	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
P Sal. Antes de Comp.	980	<u>Psia</u>
T Salida Antes de Comp.	70	<u>°F</u>
Qg Salida	3,533	<u>MMSCFD</u>
Punto de Rocío por HC luego de Comp.	37,48	<u>°F</u>
Flujo Másico de Refrigerante	3648	<u>lbs/hr</u>

TABLA 4D. Refrigeración Mecánica Directa Q=0,4131 MMSCFD

Refrigeración Mecánica @100°F y 600 Psia		
Contenido de Agua E.	1414	<u>mg/m3</u>
	88,27313625	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
T	100	<u>°F</u>
P	600	<u>Psia</u>
Qg	0,4088	<u>MMSCFD</u>
Líquidos Salida Compresión	44	<u>bbls/día</u>
Temperatura Formación Hidratos	57,71	<u>°F</u>
T Gas Enfriado	45,54	<u>°F</u>
Poder Calorífico Superior Obt.	0,0001596	<u>MMBTU/Gal</u>
	1193,808	<u>BTU/ Pie Cúbico</u>
Poder Calorífico Inferior Obt.	0,0001447	<u>MMBTU/Gal</u>
	1082,356	<u>BTU/ Pie Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC Antes de Comp.	45	<u>°F</u>
LGN	20,86	<u>bbls/día</u>
Contenido de Agua Salida	236,8	<u>mg/m3</u>
	14,78294106	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
P Sal. Antes de Comp.	578	<u>Psia</u>
T Salida Antes de Comp.	70	<u>°F</u>
Qg Salida	0,3774	<u>MMSCFD</u>
Punto de Rocío por HC luego de Comp.	41,26	<u>°F</u>
Flujo Másico de Refrigerante	360,7	<u>lbs/hr</u>

TABLA 5D. Refrigeración Mecánica Directa Q=0,4131 MMSCFD

Refrigeración Mecánica @100°F y 800 Psia		
Contenido de Agua E.	1127	<u>mg/m³</u>
	70,35631157	<u>lbs H₂O/MMSCF</u>
T	100	<u>°F</u>
P	800	<u>Psia</u>
Qg	0,4084	<u>MMSCFD</u>
Líquidos Salida Compresión	43,72	<u>bbbls/día</u>
Temperatura Formación Hidratos	61,31	<u>°F</u>
T Gas Enfriado	45,54	<u>°F</u>
Poder Calorífico Superior Obt.	0,0001581	<u>MMBTU/Gal</u>
	1182,588	<u>BTU/ Pie Cúbico</u>
Poder Calorífico Inferior Obt.	0,0001433	<u>MMBTU/Gal</u>
	1071,884	<u>BTU/ Pie Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC Antes de Comp.	45	<u>°F</u>
LGN	25,23	<u>bbbls/día</u>
Contenido de Agua Salida	188,8	<u>mg/m³</u>
	11,78639896	<u>lbs H₂O/MMSCF</u>
P Sal. Antes de Comp.	578	<u>Psia</u>
T Salida Antes de Comp.	70	<u>°F</u>
Qg Salida	0,3685	<u>MMSCFD</u>
Punto de Rocío por HC luego de Comp.	36,58	<u>°F</u>
Flujo Másico de Refrigerante	370,4	<u>lbs/hr</u>

TABLA 6D. Refrigeración Mecánica Directa Q=0,4131 MMSCFD

Refrigeración Mecánica @100°F y 1000 Psia		
Contenido de Agua E.	958,9	<u>mg/m³</u>
	59,8621714	<u>lbs H₂O/MMSCF</u>
T	100	<u>°F</u>
P	1000	<u>Psia</u>
Qg	0,4088	<u>MMSCFD</u>
Líquidos Salida Compresión	33,99	<u>bbls/día</u>
Temperatura Formación Hidratos	63,92	<u>°F</u>
T Gas Enfriado	43,64	<u>°F</u>
Poder Calorífico Superior Obt.	0,0001574	<u>MMBTU/Gal</u>
	1177,352	<u>BTU/ Pie Cúbico</u>
Poder Calorífico Inferior Obt.	0,0001427	<u>MMBTU/Gal</u>
	1067,396	<u>BTU/ Pie Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC Antes de Comp.	45	<u>°F</u>
LGN	30,11	<u>bbls/día</u>
Contenido de Agua Salida	155,7	<u>mg/m³</u>
	9,720033462	<u>lbs H₂O/MMSCF</u>
P Sal. Antes de Comp.	978	<u>Psia</u>
T Salida Antes de Comp.	70	<u>°F</u>
Qg Salida	0,3685	<u>MMSCFD</u>
Punto de Rocío por HC luego de Comp.	36,44	<u>°F</u>
Flujo Másico de Refrigerante	378,8	<u>lbs/hr</u>

TABLA 7D. Refrigeración Mecánica Directa Q=0,4131 MMSCFD

Refrigeración Mecánica @110°F y 600 Psia		
Contenido de Agua E.	1888	<u>mg/m3</u>
	117,8639896	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
T	110	<u>°F</u>
P	600	<u>Psia</u>
Qg	0,4109	<u>MMSCFD</u>
Líquidos Salida Compresión	36,89	<u>bbls/día</u>
Temperatura Formación Hidratos	57,57	<u>°F</u>
T Gas Enfriado	45,51	<u>°F</u>
Poder Calorífico Superior Obt.	0,0001589	<u>MMBTU/Gal</u>
	1188,572	<u>BTU/ Pie Cúbico</u>
Poder Calorífico Inferior Obt.	0,000144	<u>MMBTU/Gal</u>
	1077,12	<u>BTU/ Pie Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC Antes de Comp.	45	<u>°F</u>
LGN	23,91	<u>bbls/día</u>
Contenido de Agua Salida	236,5	<u>mg/m3</u>
	14,76421268	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
P Sal. Antes de Comp.	578	<u>Psia</u>
T Salida Antes de Comp.	80	<u>°F</u>
Qg Salida	0,375	<u>MMSCFD</u>
Punto de Rocío por HC luego de Comp.	40,3	<u>°F</u>
Flujo Másico de Refrigerante	407,9	<u>lbs/hr</u>

TABLA 8D. Refrigeración Mecánica Directa Q=0,4131 MMSCFD

Refrigeración Mecánica @110°F y 800 Psia		
Contenido de Agua E.	1500	<u>mg/m³</u>
	93,64194086	<u>lbs H₂O/MMSCF</u>
T	110	<u>°F</u>
P	800	<u>Psia</u>
Qg	0,4105	<u>MMSCFD</u>
Líquidos Salida Compresión	35,55	<u>bbls/día</u>
Temperatura Formación Hidratos	61,15	<u>°F</u>
T Gas Enfriado	45,07	<u>°F</u>
Poder Calorífico Superior Obt.	0,0001574	<u>MMBTU/Gal</u>
	1177,352	<u>BTU/ Pie Cúbico</u>
Poder Calorífico Inferior Obt.	0,0001426	<u>MMBTU/Gal</u>
	1066,648	<u>BTU/ Pie Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC Antes de Comp.	45	<u>°F</u>
LGN	28,56	<u>bbls/día</u>
Contenido de Agua Salida	188,7	<u>mg/m³</u>
	11,78015616	<u>lbs H₂O/MMSCF</u>
P Sal. Antes de Comp.	778	<u>Psia</u>
T Salida Antes de Comp.	80	<u>°F</u>
Qg Salida	0,3685	<u>MMSCFD</u>
Punto de Rocío por HC luego de Comp.	35,91	<u>°F</u>
Flujo Másico de Refrigerante	416,5	<u>lbs/hr</u>

TABLA 9D. Refrigeración Mecánica Directa Q=0,4131 MMSCFD

Refrigeración Mecánica @110°F y 1000 Psia		
Contenido de Agua E.	1272	<u>mg/m3</u>
	79,40836585	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
T	110	<u>°F</u>
P	1000	<u>Psia</u>
Qg	0,4106	<u>MMSCFD</u>
Líquidos Salida Compresión	22,86	<u>bbls/día</u>
Temperatura Formación Hidratos	63,76	<u>°F</u>
T Gas Enfriado	43,22	<u>°F</u>
Poder Calorífico Superior Obt.	0,0001566	<u>MMBTU/Gal</u>
	1171,368	<u>BTU/ Pie Cúbico</u>
Poder Calorífico Inferior Obt.	0,0001419	<u>MMBTU/Gal</u>
	1061,412	<u>BTU/ Pie Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC Antes de Comp.	45	<u>°F</u>
LGN	33,6	<u>bbls/día</u>
Contenido de Agua Salida	153,4	<u>mg/m3</u>
	9,576449152	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
P Sal. Antes de Comp.	978	<u>Psia</u>
T Salida Antes de Comp.	80	<u>°F</u>
Qg Salida	0,3553	<u>MMSCFD</u>
Punto de Rocío por HC luego de Comp.	35,62	<u>°F</u>
Flujo Másico de Refrigerante	424,5	<u>lbs/hr</u>

ANEXO E. Resultados Simulación
Joule Thomson Configuración
Sencilla Corriente de Gas CEC
Directa

TABLA 1E. Joule Thomson @100°F y 1000 Psia. Q=0,4131 MMSCFD

COND. @100°F Y 1000 PSIA				
	Unidades			
CAIDA DE PRESIÓN	25%	35%	45%	
Contenido de Agua antes de la válvula	958,9	958,9	958,9	<u>mg/m3</u>
	59,8621714	59,8621714	59,8621714	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
Temp antes de la válvula	90	90	90	<u>°F</u>
Presión antes de la Válvula	990	990	990	<u>Psia</u>
Qg antes de la Válvula	0,4088	0,4088	0,4088	<u>MMSCFD</u>
Temp después de la válvula	77,68	71,96	65,58	<u>°F</u>
Presión después de la válvula	742,5	643,5	544,5	<u>Psia</u>
Poder Calorífico Superior Obt. Antes de la compresión	0,0001681	0,0001673	0,0001667	<u>MMBTU/Gal</u>
	1257,3880000	1251,4040	1246,9160000	<u>BTU/ Pie Cúbico</u>
Poder Calorífico Inferior Obt. Antes de la compresión	0,0001526	0,0001518	0,0001513	<u>MMBTU/Gal</u>
	1141,448	1135,464	1131,724	<u>BTU/ Pie Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC	77,5000000	71,6400000	65,1000000	<u>°F</u>
LGN	9,1010000	9,9310000	10,3500000	<u>bbls/día</u>
Contenido de Agua Salida	602,4	557,5	513,6	<u>mg/m3</u>
	37,60660345	34,80358802	32,06300055	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
P Sal. Antes de la compresión	732,5000000	633,5000000	534,5000000	<u>Psia</u>
T Sal. Antes de la compresión	93,39	88,35	82,63	<u>°F</u>

TABLA 2E. Joule Thomson @100°F y 1200 Psia.Q=0,4131 MMSCFD

COND. @100°F Y 1200 PSIA				
	Unidades			
CAIDA DE PRESIÓN	25%	35%	45%	
Contenido de Agua antes de la válvula	851,3	851,3	851,3	<u>mg/m3</u>
	53,14492284	53,14492284	53,14492284	<u>lbs</u>
				<u>H2O/MMSCF</u>
Temp antes de la válvula	90	90	90	<u>°F</u>
Presión antes de la Válvula	1190	1190	1190	<u>Psia</u>
Qg antes de la Válvula	0,4092	0,4092	0,4092	<u>MMSCFD</u>
Temp despues de la válvula	76,92	70,85	64,11	<u>°F</u>
Presión despues de la válvula	892,5	773,5	654,5	<u>Psia</u>
Poder Calorífico Superior Obt. Antes de la compresión	0,0001688	0,0001654	0,0001644	<u>MMBTU/Gal</u>
	1262,6240000	1237,1920000	1229,7120000	<u>BTU/ Pie Cúbico</u>
Poder Calorífico Inferior Obt. Antes de la compresión	0,0001514	0,0001501	0,0001492	<u>MMBTU/Gal</u>
	1132,472	1122,748	1116,016	<u>BTU/ Pie Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC	76,9200000	70,7300000	63,8300000	<u>°F</u>
LGN	9,5700000	13,9300000	14,7500000	<u>bbls/día</u>
Contenido de Agua Salida	515,5	468,5	423	<u>mg/m3</u>
	32,18161368	29,24749953	26,40702732	<u>lbs</u>
				<u>H2O/MMSCF</u>
P Sal. Antes de la compresión	882,5000000	763,5000000	644,5000000	<u>Psia</u>
T Sal. Antes de la compresión	92,17	86,98	81,09	<u>°F</u>

TABLA 3E. Joule Thomson @100°F y 1400 Psia.Q=0,4131 MMSCFD

COND. @100°F Y 1400 PSIA				
	Unidades			
CAIDA DE PRESIÓN	25%	35%	45%	
Contenido de Agua antes de la válvula	778,3	778,3	778,3	<u>mg/m3</u>
	48,58768172	48,58768172	48,58768172	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
Temp antes de la válvula	90	90	90	<u>°F</u>
Presión antes de la Válvula	1390	1390	1390	<u>Psia</u>
Qg antes de la Válvula	0,4106	0,4106	0,4106	<u>MMSCFD</u>
Temp despues de la válvula	76,29	69,91	62,84	<u>°F</u>
Presión despues de la válvula	1043	903,5	764,5	<u>Psia</u>
Poder Calorífico Superior Obt. Antes de la compresión	0,0001660	0,0001640	0,0001625	<u>MMBTU/Gal</u>
	1241,6800000	1226,7200000	1215,5000000	<u>BTU/ Pie Cúbico</u>
Poder Calorífico Inferior Obt. Antes de la compresión	0,0001506	0,0001488	0,0001474	<u>MMBTU/Gal</u>
	1126,488	1113,024	1102,552	<u>BTU/ Pie Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC	76,4500000	69,9500000	62,7200000	<u>°F</u>
LGN	9,5700000	18,8800000	20,0500000	<u>bbls/día</u>
Contenido de Agua Salida	456,4	407,8	361,3	<u>mg/m3</u>
	28,49212121	25,45812232	22,55522216	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
P Sal. Antes de la compresión	1033,0000000	893,5000000	754,5000000	<u>Psia</u>
T Sal. Antes de la compresión	91,09	85,79	79,75	<u>°F</u>

TABLA 4E. Joule Thomson @110°F y 1000 Psia.Q=0,4131 MMSCFD

COND. @110°F Y 1000 PSIA				
	Unidades			
CAIDA DE PRESIÓN	25%	35%	45%	
Contenido de Agua antes de la válvula	1272	1272	958,9	<u>mg/m3</u>
	79,40836585	79,40836585	59,8621714	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
Temp antes de la válvula	92	90	90	<u>°F</u>
Presión antes de la Válvula	990	990	990	<u>Psia</u>
Qg antes de la Válvula	0,4106	0,4106	0,4106	<u>MMSCFD</u>
Temp despues de la válvula	79,78	72,09	65,58	<u>°F</u>
Presión despues de la válvula	742,5	643,5	544,5	<u>Psia</u>
Poder Calorífico Superior Obt. Antes de la compresión	0,0001676	0,0001662	0,0001657	<u>MMBTU/Gal</u>
	1253,6480000	1243,1760000	1239,4360000	<u>BTU/ Pie Cúbico</u>
Poder Calorífico Inferior Obt. Antes de la compresión	0,0001522	0,0001509	0,0001504	<u>MMBTU/Gal</u>
	1138,456	1128,732	1124,992	<u>BTU/ Pie Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC	79,6000000	71,8000000	65,3200000	<u>°F</u>
LGN	11,7800000	13,2700000	13,5000000	<u>bbls/día</u>
Contenido de Agua Salida	644,3	560,1	517,1	<u>mg/m3</u>
	40,222335	34,96590072	32,28149841	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
P Sal. Antes de la compresión	732,5000000	633,5000000	534,5000000	<u>Psia</u>
T Sal. Antes de la compresión	109,6	107	101,9	<u>°F</u>

TABLA 5E. Joule Thomson @110°F y 1200 Psia. Q=0,4131 MMSCFD

COND. @110°F Y 1200 PSIA				
	Unidades			
CAIDA DE PRESIÓN	25%	35%	45%	
Contenido de Agua antes de la válvula	1126	1126	1126	<u>mg/m3</u>
	70,29388361	70,29388361	70,29388361	<u>lbs</u> <u>H2O/MMSCF</u>
Temp antes de la válvula	90	90	90	<u>°F</u>
Presión antes de la Válvula	1190	1190	1190	<u>Psia</u>
Qg antes de la Válvula	0,411	0,411	0,411	<u>MMSCFD</u>
Temp despues de la válvula	77,02	70,99	64,29	<u>°F</u>
Presión despues de la válvula	892,5	773,5	654,5	<u>Psia</u>
Poder Calorífico Superior Obt. Antes de la compresión	0,0001658	0,0001645	0,0001636	<u>MMBTU/Gal</u>
	1240,1840000	1230,4600000	1223,7280000	<u>BTU/ Pie</u> <u>Cúbico</u>
Poder Calorífico Inferior Obt. Antes de la compresión	0,0001505	0,0001493	0,0001484	<u>MMBTU/Gal</u>
	1125,74	1116,764	1110,032	<u>BTU/ Pie</u> <u>Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC	77,0300000	70,8700000	64,0300000	<u>°F</u>
LGN	16,1500000	17,2500000	17,8300000	<u>bbls/día</u>
Contenido de Agua Salida	517,1	470,6	425,7	<u>mg/m3</u>
	32,28149841	29,37859825	26,57558282	<u>lbs</u> <u>H2O/MMSCF</u>
P Sal. Antes de la compresión	882,5000000	763,5000000	644,5000000	<u>Psia</u>
T Sal. Antes de la compresión	109,7	105,4	100,3	<u>°F</u>

TABLA 6E.Joule Thomson @110°F y 1400 Psia. Q=0,4131 MMSCFD

COND. @110°F Y 1400 PSIA				
	Unidades			
CAIDA DE PRESIÓN	25%	35%	45%	
Contenido de Agua antes de la válvula	1025	1025	1025	<u>mg/m3</u>
	63,98865959	63,98865959	63,98865959	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
Temp antes de la válvula	90	90	90	<u>°F</u>
Presión antes de la Válvula	1390	1390	1390	<u>Psia</u>
Qg antes de la Válvula	0,412	0,412	0,412	<u>MMSCFD</u>
Temp despues de la válvula	76,38	70,05	63,01	<u>°F</u>
Presión despues de la válvula	1043	903,5	764,5	<u>Psia</u>
Poder Calorífico Superior Obt. Antes de la compresión	0,0001650	0,0001632	0,0001617	<u>MMBTU/Gal</u>
	1234,2000000	1220,7360000	1209,5160000	<u>BTU/ Pie Cúbico</u>
Poder Calorífico Inferior Obt. Antes de la compresión	0,0001498	0,0001480	0,0001467	<u>MMBTU/Gal</u>
	1120,504	1107,04	1097,316	<u>BTU/ Pie Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC	76,5700000	70,1000000	62,9200000	<u>°F</u>
LGN	20,3300000	21,9400000	22,8300000	<u>bbbls/día</u>
Contenido de Agua Salida	457,8	409,6	363,5	<u>mg/m3</u>
	28,57952035	25,57049265	22,69256367	<u>lbs H2O/MMSCF</u>
P Sal. Antes de la compresión	1033,0000000	893,5000000	754,5000000	<u>Psia</u>
T Sal. Antes de la compresión	108,3	104	98,94	<u>°F</u>

TABLA 7E. Joule Thomson @100°F y 1000 Psia. Q=4 MMSCFD

T=100°F & P=1000 Psia				
CAIDA DE PRESIÓN	25%	35%	45%	
Contenido de Agua antes de la válvula	958,9	958,9	958,9	<u>mg/m3</u>
	59,8621714	59,8621714	59,8621714	<u>lbs</u> <u>H2O/MMSCF</u>
Temp antes de la válvula	90	90	90	<u>°F</u>
Presión antes de la Válvula	990	990	990	<u>Psia</u>
Qg antes de la Válvula	4,008	4,008	4,008	<u>MMSCFD</u>
Temp despues de la válvula	77,68	71,95	65,57	<u>°F</u>
Presión despues de la válvula	742,5	643,5	544,5	<u>Psia</u>
Poder Calorífico Superior Obt. Antes de la compresión	0,0001681	0,0001672	0,0001666	<u>MMBTU/Gal</u>
	1257,388	1250,656	1246,168	<u>BTU/ Pie</u> <u>Cúbico</u>
Poder Calorífico Inferior Obt. Antes de la compresión	0,0001526	0,0001518	0,0001512	<u>MMBTU/Gal</u>
	1141,448	1135,464	1130,976	<u>BTU/ Pie</u> <u>Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC	77,49	71,64	65,1	<u>°F</u>
LGN	88,74	96,86	101	<u>bbls/día</u>
Contenido de Agua Salida	602,3	557,4	513,4	<u>mg/m3</u>
	37,60036066	34,79734523	32,05051496	<u>lbs</u> <u>H2O/MMSCF</u>
P Sal. Antes de la compresión	732,5	633,5	534,5	<u>Psia</u>
T Sal. Antes de la compresión	93,35	88,31	82,59	<u>°F</u>

TABLA 8E.Joule Thomson @100°F y 1200 Psia. Q=4 MMSCFD

T=100°F & P=1200 Psia				
CAIDA DE PRESIÓN	25%	35%	45%	
Contenido de Agua antes de la válvula	851,3	851,3	851,3	<u>mg/m3</u>
	53,14492284	53,14492284	53,14492284	<u>lbs</u> <u>H2O/MMSCF</u>
Temp antes de la válvula	90	90	90	<u>°F</u>
Presión antes de la Válvula	1190	1190	1190	<u>Psia</u>
Qg antes de la Válvula	4,015	4,015	4,015	<u>MMSCFD</u>
Temp despues de la válvula	76,92	70,85	64,11	<u>°F</u>
Presión despues de la válvula	892,5	773,5	654,5	<u>Psia</u>
Poder Calorífico Superior Obt. Antes de la compresión	0,0001668	0,0001655	0,0001644	<u>MMBTU/Gal</u>
	1247,664	1237,94	1229,712	<u>BTU/ Pie</u> <u>Cúbico</u>
Poder Calorífico Inferior Obt. Antes de la compresión	0,0001514	0,0001502	0,0001492	<u>MMBTU/Gal</u>
	1132,472	1123,496	1116,016	<u>BTU/ Pie</u> <u>Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC	76,92	70,75	63,84	<u>°F</u>
LGN	123,2	136,9	145,1	<u>bbls/día</u>
Contenido de Agua Salida	515,6	468,7	423,1	<u>mg/m3</u>
	32,18785647	29,25998512	26,41327012	<u>lbs</u> <u>H2O/MMSCF</u>
P Sal. Antes de la compresión	882,5000000	763,5000000	644,5000000	<u>Psia</u>
T Sal. Antes de la compresión	92,17	86,98	81,09	<u>°F</u>

TABLA 9E. Joule Thomson @100°F y 1400 Psia. Q=4 MMSCFD

T=100°F & P=1400 Psia				
CAIDA DE PRESIÓN	25%	35%	45%	
Contenido de Agua antes de la válvula	778,3	778,3	778,3	<u>mg/m3</u>
	48,58768172	48,58768172	48,58768172	<u>lbs</u> <u>H2O/MMSCF</u>
Temp antes de la válvula	90	90	90	<u>°F</u>
Presión antes de la Válvula	1390	1390	1390	<u>Psia</u>
Qg antes de la Válvula	4,026	4,026	4,026	<u>MMSCFD</u>
Temp después de la válvula	76,28	69,9	62,82	<u>°F</u>
Presión después de la válvula	1043	903,5	764,5	<u>Psia</u>
Poder Calorífico Superior Obt. Antes de la compresión	0,0001659	0,000164	0,0001624	<u>MMBTU/Gal</u>
	1240,932	1226,72	1214,752	<u>BTU/ Pie</u> <u>Cúbico</u>
Poder Calorífico Inferior Obt. Antes de la compresión	0,0001506	0,0001488	0,0001474	<u>MMBTU/Gal</u>
				<u>BTU/ Pie</u> <u>Cúbico</u>
Punto de Rocío por HC	76,44	69,94	62,7	<u>°F</u>
LGN		184,5	196	<u>bbbls/día</u>
Contenido de Agua Salida	456,2	407,6	361,1	<u>mg/m3</u>
	28,47963561	25,44563673	22,54273656	<u>lbs</u> <u>H2O/MMSCF</u>
P Sal. Antes de la compresión	1033,0000000	893,5	754,5	<u>Psia</u>
T Sal. Antes de la compresión	91,06	85,75	79,71	<u>°F</u>

ANEXO F. Cálculos Inhibición Hidratos.

TABLA 1F. Inhibición Hidratos Configuración Joule Thomson Adicional

Sistema Inhibición Joule Thomson		
P	Psia	1000
T	°F	100
Wi	mg/m3	959
wi	lbsH2O/MMSCF	59,86841419
wf	lbsH2O/MMSCF	6
MW		62
k		2335
Qg	MMSCFD	4,008
Tgas Refrigerada	°F	20,64
TFH	°F	64
d	°F	43,36
xr		0,535167977
Wr	lb/día	215,9046041
mi	lb/día	436,296293
	lb/hr	18,17901221

TABLA 2F. Inhibición Hidratos Refrigeración Mecánica

Inhibición Refrigeración Mecánica		
P	Psia	400
T	°F	100
Wc	mg/m ³	1999
wi	lbsH ₂ O/MMSCF	124,793493
wf	lbsH ₂ O/MMSCF	6
MW		62
k		2335
Qg	MMSCFD	4,043
Tgas Refrigerada	°F	13,7
TFH	°F	52,28
d	°F	38,58
xr		0,50602501
Wr	lb/día	480,282093
mi	lb/día	826,719158
	lb/hr	34,4466316

TABLA 3F. Inhibición Hidratos Refrigeración Mecánica

Inhibición Refrigeración Mecánica		
P	Psia	600
T	°F	100
Wc		1127
wi	lbsH2O/MMSCF	70,3563116
wf	lbsH2O/MMSCF	6
MW		62
k		2335
Qg	MMSCFD	4,007
Tgas Refrigerada	°F	22,28
TFH	°F	61,32
d	°F	39,04
xr		0,50898753
Wr	lb/día	257,87574
mi	lb/día	451,030615
	lb/hr	18,7929423

TABLA 4F. Inhibición Hidratos Refrigeración Mecánica

Inhibición Refrigeración Mecánica		
P	Psia	1000
T	°F	100
Wc		958,9
wi	lbsH2O/MMSCF	59,8621714
wf	lbsH2O/MMSCF	6
MW		62
k		2335
Qg	MMSCFD	4,008
Tgas Refrigerada	°F	29,76
TFH	°F	63,93
d	°F	34,17
xr		0,47569798
Wr	lb/día	215,879583
mi	lb/día	316,660019
	lb/hr	13,1941674