

**EFFECTO DE LA REDUCCIÓN DE PRESIÓN DE SEPARACIÓN EN
LOS PRONÓSTICOS DE PRODUCCIÓN Y RESERVAS DE GAS EN
EL BLOQUE SSJN-1.**

CESAR OMAR ORDOÑEZ RIBEROS

**Universidad Industrial de Santander
Facultad de Ingenierías Físico Químicas
Escuela de Ingeniería de Petróleos
Bucaramanga
2022**

**EFFECTO DE LA REDUCCIÓN DE PRESIÓN DE SEPARACIÓN EN
LOS PRONÓSTICOS DE PRODUCCIÓN Y RESERVAS DE GAS EN
EL BLOQUE SSJN-1.**

CESAR OMAR ORDOÑEZ RIBEROS

**Trabajo de grado para optar por el título de Magister en Ingeniería de
Petróleo y Gas, con énfasis en Ingeniería de Gas y Procesos**

**Director
SAMUEL FERNANDO MUÑOZ NAVARRO, M.Sc.**

**Universidad Industrial de Santander
Facultad de Ingenierías Físico Químicas
Escuela de Ingeniería de Petróleos
Bucaramanga
2022**

Nota de aceptación:

Firma del presidente de jurado

Firma del jurado

Firma del jurado

DEDICATORIA

Dedico este proyecto a Dios y a mi Padre Jose Herwing Ordoñez, que desde el cielo me sigue guiando para alcanzar cada una de mis metas propuestas.

Gracias a mi Familia, por el apoyo incondicional y la insistencia para ir ampliando mis conocimientos que con ejemplo logro inspirarlos en especial a mi esposa Paola Rueda y mis hijos Juan Fernando y Sara Sofia.

Gracias a la prestigiosa Universidad Industrial de Santander, quien sabe guiar y explotar cada uno de los conocimientos de los estudiantes y profesores de altísimo nivel en pro del desarrollo de profesionales de éxito.

CONTENIDO

	pág.
INTRODUCCIÓN	14
1. DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA	16
2. OBJETIVOS	18
2.1. OBJETIVO GENERAL	18
2.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS	18
3. MARCO DE REFERENCIA	19
3.1. ANTECEDENTES INVESTIGATIVOS	19
3.2. MARCO TEÓRICO – CONCEPTUAL	24
3.2.1. Revisión de los Yacimientos de gas Condensado	24
3.2.2. Levantamiento de Presión	29
3.2.3. Generales -Tratamiento de gas	29
3.2.4. Planta deshidratadora	30
3.2.5. Sistemas de compresión.....	32
3.3. MARCO LEGAL	39
4. RECOLECCIÓN DE DATOS, CARACTERIZACIÓN DEL YACIMIENTO Y FACILIDADES	42
4.1. ASPECTOS CONTRACTUALES	42
4.1.1. Área de explotación y de producción	44
4.1.2. Producción y reservas.....	45
4.1.3. Clasificación del fluido del yacimiento.....	47
4.1.4. Métodos de Producción	53
4.1.5. Composición del Gas	54
4.1.6. Procesamiento de Fluidos y Facilidades de Producción	56
4.2. VARIABLES DE MAYOR IMPORTANCIA	69

4.2.1.	Flujo Subcrítico	69
4.2.2.	Sistema de Compresión.....	76
4.2.3.	Temperatura de entrada al proceso de deshidratación.....	80
5.	INFORME DE SIMULACIÓN EN HYSYS.....	82
5.1.	INTRODUCCIÓN	82
5.1.1.	Bases de la simulación	84
5.1.2.	Características de los fluidos de entrada	84
5.1.3.	Condiciones de Alimentación.....	86
5.1.4.	Características de los productos.....	87
5.1.5.	Premisas	88
5.1.6.	Metodología de herramienta Aspen HYSYS V.12.....	90
5.1.7.	Saturación de gas de entrada	90
5.1.8.	Sistema de deshidratación.....	90
5.1.9.	Acondicionamiento de Dewpoint.....	91
5.1.10.	Esquema de simulación	91
5.1.11.	Condiciones de entrega	92
5.1.12.	Modificaciones en las condiciones de operación inicial	92
5.2.	INFORME DE SIMULACIÓN ARIEL.....	93
5.2.1.	Introducción	93
5.2.2.	Información requerida (actualización)	94
5.2.3.	Condiciones actuales de operación	95
5.2.4.	Propuestas para el manejo de Gas en baja presión	96
6.	ANÁLISIS DE RESULTADOS.....	104
6.1.	SISTEMA DE COMPRESIÓN.....	104
6.1.1.	Análisis General al sistema de Compresión.....	104
6.2.	ADECUACIONES PLANTA DE GAS.....	105
6.2.1.	Torres contactoras	105
6.2.2.	Variable Presión.....	106

6.2.3.	Variable Temperatura	107
6.2.4.	Análisis general del tratamiento de Gas en la planta	108
6.3.	INCREMENTO DE PRODUCCIÓN DEBIDO A LA DISMINUCIÓN DE PRESIÓN DE SEPARACIÓN	110
7.	CONCLUSIONES	118
8.	RECOMENDACIONES.....	120
	BIBLIOGRAFÍA	122

LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Especificaciones Gas natural.....	40
Tabla 2 Coordenadas que delimitan el Área de Explotación Bullerengue	45
Tabla 3 Producción Histórica de los Pozos del campo Bullerengue @ 31 de diciembre de 2020	46
Tabla 4. Tipos de fluidos de yacimientos falta el borde superior de la tabla .	49
Tabla 5. Cromatografía de gas campo Bullerengue.....	51
Tabla 6. Propiedades fisicoquímicas fluido campo Bullerengue	52
Tabla 7. Composición pozo típico-Pozo en Bullerengue.....	54
Tabla 8. Composición pozo típico pozo en Bullerengue Sur.....	55
Tabla 9. Tipo de flujo por pozo.....	76
Tabla 10. Composición del gas pozos Bullerengue 1	84
Tabla 11. Composición del gas pozos Bullerengue Sur	85
Tabla 12. Parámetros operacionales en Bullerengue 1	87
Tabla 13. Parámetros operacionales en Bullerengue Sur	87
Tabla 14. Gas a City Gate	92
Tabla 15. Tabla condiciones de operación en Bullerengue 1	93
Tabla 16. Dimensionamiento	94
Tabla 17. Tabla comparativa condiciones de operación en Torres Contactoras	106
Tabla 18. Sensibilidad de la temperatura de entrada a las torres contactoras	108
Tabla 19. Resumen de las diferentes condiciones de operación.....	109

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Diagrama de fases de un sistema de gas condensado	27
Figura 2. Esquema de una planta de deshidratación con Glicol	31
Figura 3. Esquema del propósito de Compresión	33
Figura 4. Diagrama Presión Volumen “Compresión Isotérmica”	35
Figura 5. Diagrama Presión Volumen “Compresión Adiabática”	36
Figura 6. Mapa de localización del Area de Explotación Bullerengue en el contexto del Bloque SSJN-1.	43
Figura 7. Mapa detalle de la localización y coordenadas del Area de Explotación Bullerengue.	44
Figura 8. Gráfica de producción Campo Bullerengue	46
Figura 9. Tendencia de gravedad API y GOR en yacimientos.....	48
Figura 10. Tendencia GOR pozo Bullerengue-1 (2015-2021)	49
Figura 11. Tendencia °API pozo Bullerengue-1 (2015-2021)	50
Figura 12. Tendencia GOR pozo Bullerengue Sur-1 (2017-2022)	50
Figura 13. Tendencia °API pozo Bullerengue Sur-1 (2017-2022).....	51
Figura 14. Diagrama de flujo del proceso	65
Figura 15. Configuración de la Máquina (Frame y Cilindros).....	68
Figura 16. RTA Bullerengue-2	72
Figura 17. RTA Bullerengue-4	73
Figura 18. RTA Bullerengue Norte-1.....	73
Figura 19. RTA Bullerengue Sur-1.....	74
Figura 20. RTA Bullerengue Sur-2.....	74
Figura 21. RTA Bullerengue Sur-4.....	75
Figura 22. RTA Bullerengue Oeste-1	75
Figura 23. Esquema del Proceso de Compresión.....	77

Figura 24. Configuración actual	79
Figura 25. Efecto de la temperatura vs. Humedad.....	81
Figura 26. Diagrama de flujo del proceso	83
Figura 27. Dewpoint H2O vs Temperatura a diferentes concentraciones de TEG	89
Figura 28. Cálculo para presión.....	95
Figura 29. Recorte simulación Software Ariel	96
Figura 30. Recorte Multirun software Ariel para qué sirve esta figura? No se menciona en el texto.....	97
Figura 31. Recorte de simulación. – Configuración propuesta	98
Figura 32 Recorte de simulación. – Selección de etapas de compresión.....	99
Figura 33 Recorte de simulación. – Multirun, sensibilidad a diferentes presiones de succión	100
Figura 34. Etapas de un pozo en función de la Pwf.....	111

ANEXOS

ANEXO A. Simulación HYSYS –Flujo total en baja presión

ANEXO B. Simulación HYSYS –Flujo parcial en baja presión

RESUMEN

Título: EFECTO DE LA REDUCCIÓN DE PRESIÓN DE SEPARACIÓN EN LOS PRONÓSTICOS DE PRODUCCIÓN Y RESERVAS DE GAS EN EL BLOQUE SSJN-1.

Autor: Cesar Omar Ordoñez Riberos

Palabras Claves: Reducción, presión de separación, compresión

Descripción:

El gas de los pozos en el área de Bullerengue: Bullerengue 2, Bullerengue Norte 1 y Bullerengue 4 han ido disminuyendo presión de cabeza desde el 2021, reduciendo el soporte de energía del yacimiento, disminuyendo la producción de gas, aumentando la precipitación de líquidos en el yacimiento, reduciendo el recobro de fluidos y aumentando así la declinación de la producción del campo. Los requerimientos de seguridad operativa en el manejo del Gas "Confiabilidad del sistema" y las condiciones de entrega requeridas para el proceso en la planta, en pro del control de calidad del Gas (Control del Dew Point y humedad) y riesgos operacionales, se constituyeron en los elementos justificativos para encarar el proyecto. El propósito de este trabajo consistió en evaluar el potencial de producción al disminuir la presión de separación como una solución a la pérdida de productividad, analizando las afectaciones en el tratamiento del gas. Para lograrlo, como primera instancia se realizó la recolección de datos y caracterización del Yacimiento y variables operacionales de mayor importancia en el proceso de gas, ante el cambio operacional. Posteriormente se desarrollaron 2 simulaciones. Una simulación de proceso en HYSYS® y otra simulación de Compresores en el Software Ariel®. Seguidamente se realizó el análisis de resultados en 3 aristas importantes: La compresión en 2 etapas arrojando resultados de viabilidad a presión de succión entre 200 a 250 psig, con parámetros operativos que requieren algunos monitoreos en búsqueda de mantener las cargas adecuadas en los equipos. El segundo aspecto las adecuaciones operacionales requeridas en las torres contactoras de glicol producto del incremento en la temperatura y por último el incremento de Gas por disminución de la presión de separación. De acuerdo con los resultados de las simulaciones, una reducción de la presión de separación en un factor del 80%, logra una recuperación de reservas de los pozos en campo Bullerengue de aproximadamente 14.31 billones de pies cúbicos, este valor equivale al 71% de la producción histórica acumulada, lo que significa que es un proyecto viable y de gran pertinencia para el adecuado gerenciamiento del yacimiento.

ABSTRACT

Title: EFFECT OF SEPARATION PRESSURE REDUCTION ON PRODUCTION FORECASTS AND GAS RESERVES IN BLOCK SSJN-1.

Author: Cesar Omar Ordóñez Riberos

Keywords: Reduction, separation pressure, compression.

Description:

The gas from the wells in the Bullerengue area, such as Bullerengue 2, Bullerengue North 1 and Bullerengue 4, have been reducing head pressure since 2021, reducing the energy support of the reservoir, decreasing the production of liquids, increasing precipitation of liquids in the reservoir, then reduces the recovery of fluids and thus propitiates the decline in the field production. The operational safety requirements in the handling of the Gas "Reliability of the system" and the delivery conditions required for the process in the plant, in favor of the quality control of the Gas (Control of the Dew Point and humidity) and operational risks, were constituted in the justification elements to face the project. The purpose of this work was to evaluate the production potential by reducing the separation pressure as a solution to the loss of productivity, analyzing the effects on gas treatment. To achieve this, as a first instance, data collection and characterization of the Reservoir and operational variables of greater importance in the gas treatment process were carried out, given the operational change. Subsequently, 2 simulations were developed. A process simulation in HYSYS and another simulation in Ariel Software. Next, the analysis of results was carried out in 3 important aspects such as: Compression in 2 stages, yielding viability results at suction pressure between 200 to 250 psig, with operating parameters that require some monitoring in search of maintaining adequate loads in the equipment. The second aspect of the operational adjustments required in the glycol contractor towers as a result of the increase in temperature and finally the increase in Gas due to a decrease in the separation pressure. According to the results of the simulations, a reduction of the separation pressure by a factor of 80%, achieves a recovery of reserves from the wells in the Bullerengue field of approximately 14.31 billion cubic feet, this value is equivalent to 71% of the accumulated historical production, which means that it is a viable project and of great relevance for the adequate management of the deposit.

INTRODUCCIÓN

El presente trabajo de aplicación, se refiere a la búsqueda de oportunidades para mantener la producción, alargar la vida útil del yacimiento, y así mismo también asegurar la curva básica de gas y el desarrollo incremental para la producción de gas en el Bloque SSJN, esto teniendo en cuenta que la operación de los pozos en el bloque requieren una evolución de la metodología de producción, en la medida de que cada pozo ingrese en su ciclo de madurez.

La investigación de esta problemática se realizó por el interés de analizar una alternativa segura, para que Lewis Energy Colombia INC, sostenga y/o incremente la vida útil del Bloque SSJN. Se pretende que mediante este estudio propuesto, se pueda aprobar o rechazar la reducción de la presión de separación al mínimo posible, permitiendo que los pozos con pérdida de energía en el yacimiento tengan la posibilidad de fluir y así mismo incrementar las reservas recuperadas.

El realizar un estudio del efecto de la reducción de presión de separación, orientado a las adecuaciones de superficie buscando el incremento de reservas y así mismo incrementar el tiempo de vida útil de los pozos considerados “*Lazy*”, en el Bloque SSJN, es la finalidad del presente trabajo, con un enfoque cuantitativo, que pretende describir y caracterizar las variables de producción que impactan en las condiciones de operación de facilidades, encaminado a la propuesta de reducción de presión de separación en superficie

Respecto a la metodología, el documento del proyecto presenta tres (3) capítulos generales asociados a las fases metodológicas de desarrollo; en el primero se encuentra toda la recolección de datos y caracterización del yacimiento, con cromatografías existentes, pronósticos de producción, datos de campo para las condiciones operativas de facilidades, sistema de compresión, identificando las variables de mayor importancia que se deben tener en cuenta y pueden afectar la propuesta de reducción de presión de separación. El segundo capítulo se encuentra la simulación del comportamiento de las condiciones operacionales propuestas en Hysys y Ariel y el tercer capítulo, analizando las afectaciones en cada sistema buscando así mismo las mejores condiciones de operación, seguida de las referencias Bibliográficas.

1. DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA

Uno de los problemas esenciales que enfrenta la industria de gas en Colombia es el posible desabastecimiento, por esta razón las compañías petroleras han incrementado la búsqueda de estrategias que permitan incrementar al menor riesgo el flujo de caja a través de inversiones que garanticen ingresos y retorno total de la inversión en los primeros meses.

Lewis Energy continúa con sus planes de expansión, buscando posicionamiento del mercado de Gas en la zona norte del país implementando no solo nuevas campañas de perforación si no cambios operacionales en los sistemas actuales, que pudiesen generar un incremento en el volumen de Gas, y a su vez el factor de recobro.

En 2016 fue puesta en operación la planta de gas de venta del campo Bullerengue, el sistema de tratamiento de gas está configurado para altas presiones con el objetivo de garantizar eficacia en el proceso tanto en deshidratación del gas como el de control del punto de rocío de hidrocarburo en el gas; sin embargo, debido a que las presiones de los pozos de gas disponibles para inyección al sistema han disminuido, lo anterior ocasionado por la pérdida de productividad de los pozos del área de Bullerengue, específicamente los pozos Bullerengue Norte 1 y Bullerengue 2, todos estos ubicados en la Zona Norte del Bloque SSJN, por lo que realizar el tratamiento de gas se convierte en un cuello de botella dado los requerimientos de presión en el sistema.

El inconveniente mencionado pudiese impactar drásticamente la producción general del Bloque a mediano plazo, poniendo en riesgo las reservas probadas

que son las que dan valor económico a la empresa, con un posible desabastecimiento de la producción de gas a mediano plazo, o un incumplimiento en los parámetros de calidad del gas exigidos en la entrega al transportador por realizar cambios operacionales en superficie en la búsqueda de volúmenes adicionales y/o mantenimiento de la producción , en donde al final Lewis Energy Colombia INC, deberá ajustarse manteniendo las condiciones iniciales de producción, perdiendo la posibilidad de incrementar el factor de recobro del Campo.

De acuerdo con los pronósticos de producción y reservas de gas, surge la propuesta de reducción de presión de separación para el incremento del factor de recobro, proyecto que permitirá que los pozos más afectados por altas presiones de separación tengan la posibilidad de mejorar el índice de productividad a menor presión, por lo cual se necesita analizar técnicamente cada adecuación de sistemas y/o equipos de tratamiento en superficie rechazando o proponiendo los cambios operacionales que permitan garantizar las condiciones de venta del Gas producido.

Los requerimientos de seguridad operativa en el manejo del gas y las condiciones de entrega requeridas para el proceso en la planta de gas, en pro del control de calidad del Gas (Control del Dew Point y humedad) y riesgos operacionales, se constituyen en los elementos justificativos para encarar el proyecto.

2. OBJETIVOS

2.1. OBJETIVO GENERAL

- ✓ Realizar un estudio del efecto de la reducción de presión de separación, orientado a las adecuaciones de superficie buscando el incremento de reservas en el Bloque SSJN, operado por Lewis Energy Colombia INC.

2.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- ✓ Caracterizar el tipo de yacimiento y facilidades de tratamiento de gas de acuerdo con los parámetros operacionales, visualizando las oportunidades de optimización de producción.
- ✓ Simular el comportamiento de las condiciones operacionales mediante los softwares Ariel y HYSYS analizando las afectaciones en cada sistema buscando así mismo las mejores condiciones de operación.
- ✓ Analizar técnicamente las adecuaciones necesarias mediante la relación baja presión de separación/producción, como propuesta de recuperación de reservas.

3. MARCO DE REFERENCIA

3.1. ANTECEDENTES INVESTIGATIVOS

La mejor aproximación para describir el comportamiento del flujo en los pozos de hidrocarburos, es mediante el concepto de índice de productividad, este depende de parámetros del yacimiento tales como permeabilidad, espesor de producción, viscosidad del fluido, radios del pozo y drenaje entre otros, sin embargo, este parámetro no sólo está influenciado por parámetros de calidad de la roca, sino también por regímenes de presión del sistema de producción, los cuales incluso dependen del estado mecánico del pozo y de las facilidades de superficie, por lo que resulta importante entender como los fenómenos de superficie, como por ejemplo, los cambios de presión en separación, puede incidir de manera positiva en la recuperación de reservas de los yacimientos.

A continuación, se describen algunos de los aportes más representativos reportados en la literatura, relacionados con el índice de productividad para pozos de Hidrocarburos.

Arnold & Steward, (1999), Dale Beggs, (2003) definen el índice de productividad como la cantidad adicional de fluido que el pozo puede producir por cada libra (psi) de caída de presión (“draw-down”) obtenida en la formación. En otras palabras, si un pozo tiene un índice de producción de uno (1), por cada libra (psi) de presión que alivie en la cara de la formación, el pozo producirá un (1) barril adicional de fluido. Por lo tanto, cuando se busca un incremento de producción, se deben buscar pozos con alto índice de productividad (PI). Por ejemplo, un pozo con un PI de 0.5 y una contrapresión

en la cabeza de 800 psig, incrementará su producción en 25 barriles por día cuando la presión en la cabeza sea reducida a 750 psig. Una buena tasa de producción (potencial) de un pozo, se obtiene cuando la presión de fondo fluyendo (P_{wf}) es menor a la presión estática del yacimiento (SBHP). La producción máxima de un pozo, se logra cuando la presión de línea es 10% inferior a la presión en cabeza. Los pozos perezosos “Lazy” son aquellos que su presión en cabeza está a menos del 3% de la presión de línea y cuando estas dos presiones se igualan el pozo deja de fluir y se dice que muere¹. Con lo anterior se puede concluir que el flujo de líquido dentro de un pozo es directamente proporcional a la disminución de presión en la línea de flujo, este principio se aplica especialmente en yacimientos de flujo natural.

En 2009, Hirschfeldt² presentó un análisis de un sistema de producción y análisis nodal para analizar problemas en los pozos, como un procedimiento que puede ser tanto para pozos surgentes como pozos con sistema de levantamiento artificial.

Como plantea McCoy³, una forma segura de eliminar la contrapresión en pozos en bombeo con varillas, es mediante una idea de compresor de viga. Permitiendo de esta forma aliviar o eliminar el problema de restricción en la producción.

Esta problemática se debe al traslado de la contrapresión a la cara de la formación, restringiendo la capacidad de producción de aceite o gas de la

¹ LOPEZ, Francisco. Ingeniería de Producción y Productividad de Pozos. Tesis para obtener título de Ingeniero de Petróleos, Universidad Nacional Autónoma de México. 2013

² HIRSCHFELDT, Marcelo. Análisis de un sistema de producción y análisis NODAL. Recuperado de <https://n9.cl/uca8x>

³ MCCOY, Charlie. Aliviar contrapresión puede incrementar la producción de pozos en bombeo mecánico. Recuperado de <https://n9.cl/j1qw6p>

formación. Los requerimientos de presión para la operación individual de un pozo o campo pueden variar, pero el efecto negativo en la producción es siempre el mismo. De igual forma argumenta que cada formación se comporta diferente en su respuesta al efecto de la contrapresión o a una reducción de la misma. De una formación productora con buena porosidad y un buen índice de productividad (PI) se obtendrán los mejores resultados si se logra una reducción en la contrapresión.

Existen numerosas razones para aliviar la presión del gas en pozos que producen en alta presión, entre las cuales se pueden mencionar las siguientes:

- Reducir la presión en la cara de la formación e incrementar la producción del pozo.
- Recolectar el gas que está siendo descargado a la atmósfera, e incrementar la producción y los beneficios económicos (pequeñas cantidades de gas inyectado en las líneas de flujo y/o de ventas, puede significar mejor flujo de caja y menos problemas de operación).
- Extraer mayor cantidad de gas de pozos de bajo potencial, para ser usado como combustible en los diferentes equipos de producción.
- Eliminar los problemas de bloqueo o interferencia por gas ("*gas lock*") en las bombas de subsuelo. La extracción de gas y por consiguiente la reducción de la presión en el revestimiento, conlleva una mayor liberación de gas en solución en el pozo, el cual migra hacia el espacio anular para ser removido por compresión, obteniendo así una operación de bombeo más eficiente por parte de la bomba de subsuelo.
- Impulsar el gas de baja presión en las líneas de ventas, mediante el uso de compresores en cabeza o en la primera etapa de separación, enfocados a mantener pozos en producción cuando la presión de las

líneas de flujo se incrementa debidos problemas en los equipos de compresión corriente abajo, o a la entrada de pozos nuevos a la corriente de producción, que pudiese impedir el flujo normal de los pozos existentes.

En 2011, Brown y Romero⁴, estudiaron como la reducción de presión de separación en un factor de 27% mediante la implementación de eyectores, podía lograr un incremento de producción de hasta el 10%, logrando una viabilidad económico sin afectación del proceso, los indicadores financieros como la TIRR de 729.5% y un tiempo de retorno de inversión inferior a un año demuestran que proyectos de reducción de presión de separación son altamente factibles dado el apalancamiento del proyecto por la recuperación de reservas y el adecuado gerenciamiento del yacimiento.

En el ámbito nacional, se tiene como referente de estudio el campo Cupiagua dado que es un yacimiento de gas retrógrado con características similares a campo Bullerengue como se detallará más adelante. En 2020, Castro⁵ realizó un diseño y prueba piloto en el que evaluó la viabilidad operativa del CPF Cupiagua, cuyo objeto principal era reducir la presión de un sistema de *slug catcher*, en el 2014 se había implementado un piloto para reducir la presión desde 550 psi a 400 psi, sin embargo no se logró disminuir por debajo de 480 psi debido a la afectación de calidad de gas a causa de ineficiencia del sistema de compresión, en el estudio del 2020 se concluye la viabilidad técnica de la reducción de presión de sistemas de producción como método para aumentar

⁴ BROWN, Juan. ROMERO, Joe. Aplicación de eyectores como mecanismo para el incremento de producción por reducción de presión de separación en pozos de LAG, NF, y BES. INGEPET. EXPL-3—JR-39-E. Perú. 2011.

⁵ CASTRO, Nataly. Diseño y aplicación de prueba piloto para evaluar viabilidad operativa del CPF Cupiagua, reduciendo la presión del *Slug Catcher*. Trabajo de grado, Maestría en Ingeniería de Petróleo y Gas. Universidad Industrial de Santander. Bucaramanga. 2020

la producción de hidrocarburos, logrando un incremento de gas de 17.7 MMCFD y 307 BPD de crudo, donde el mayor porcentaje de recuperación se obtuvo en pozos de bajo potencial afectados por la presión del sistema, así mismo se logró un incremento en reservas de manera que se pudo extender el límite económico de algunos pozos hasta en 90 días; como resultado de las simulaciones, se obtiene que una reducción de presión hasta los 200 psi lograría maximizar la vida útil del yacimiento y una eficiencia en el factor de recobro del yacimiento.

Los requerimientos de seguridad operativa en el manejo del Gas "Confiabilidad del sistema" y las condiciones de entrega requeridas para el proceso en las plantas, en pro del control de calidad del Gas (Control del punto de Rocío y humedad) y riesgos operacionales, se constituyen en los elementos justificativos para seguir afrontando retos de la industria expuestos por los diferentes autores encaminados a que los campos tengan la posibilidad de continuar fluyendo a menor presión.

3.2. MARCO TEÓRICO – CONCEPTUAL

3.2.1. Revisión de los Yacimientos de gas Condensado

Aunque la literatura presenta diversos conceptos de Yacimientos en este apartado se describe el tipo de yacimiento que genera mayores retos por obstrucciones en fondo afectando así mismo los índices de productividad, pero ¿Cómo optimizar en una compañía el desarrollo de un campo de gas condensado, cuando el proceso de explotación deja valiosos fluidos líquidos en un yacimiento y la formación de un bloque de condensado puede provocar la pérdida de la productividad del pozo? Los campos de gas condensado presentan este desafío. El primer paso para enfrentar este reto consiste en conocer los fluidos y cómo fluyen en el yacimiento.

Un yacimiento de gas condensado puede obstruirse con sus componentes más valiosos. La saturación del líquido condensado puede incrementarse en la región vecina al pozo como consecuencia de la caída de presión por debajo del punto de rocío, restringiendo en última instancia el flujo de gas. La restricción en la zona vecina al pozo puede reducir la productividad de un pozo en un factor de dos o más.⁶

Este fenómeno, conocido como formación de bloque o banco de condensado, es el resultado de una combinación de factores, incluyendo las propiedades de las fases de fluidos, las características del flujo de la formación y las presiones existentes en la formación y en el pozo. Si estos factores no se

⁶ FAN, Li.; HARRIS, Billy H.; KAMATH, Jairam. “Revisión de los yacimientos de gas condensado”. [En línea]. Disponible en: <https://bit.ly/3CZY4>

comprenden en las primeras instancias del desarrollo de un campo petrolero, tarde o temprano el rendimiento de la producción se verá afectado.

Afidick D (1984), Kaczorowski NJ (1984) y Bette S (1984) argumentaron un problema un problema serio, ya que la productividad de los pozos resultaba crítica para satisfacer las obligaciones contractuales de entrega de gas, colocando como ejemplo, la productividad de los pozos del Campo Arun, situado en Sumatra del Norte, Indonesia, en donde declinó significativamente unos 10 años después de que comenzara la producción. Se trataba de los estudios de pozos, incluyendo las pruebas de presiones transitorias, así mismo indicaron que la pérdida era causada por la acumulación de condensado cerca del pozo.

El Campo Arun es uno de los tantos yacimientos de gas condensado gigantes que en conjunto contienen un recurso global significativo. El Campo Shtokmanovskoye, situado en el Mar de Barents en Rusia, el Campo Karachaganak en Kazajstán, el Campo Norte en Qatar que se convierte en el Campo Sur Pars en Irán, y el Campo Cupiagua en Colombia, son otros de los grandes recursos de gas condensado que existen en el mundo.

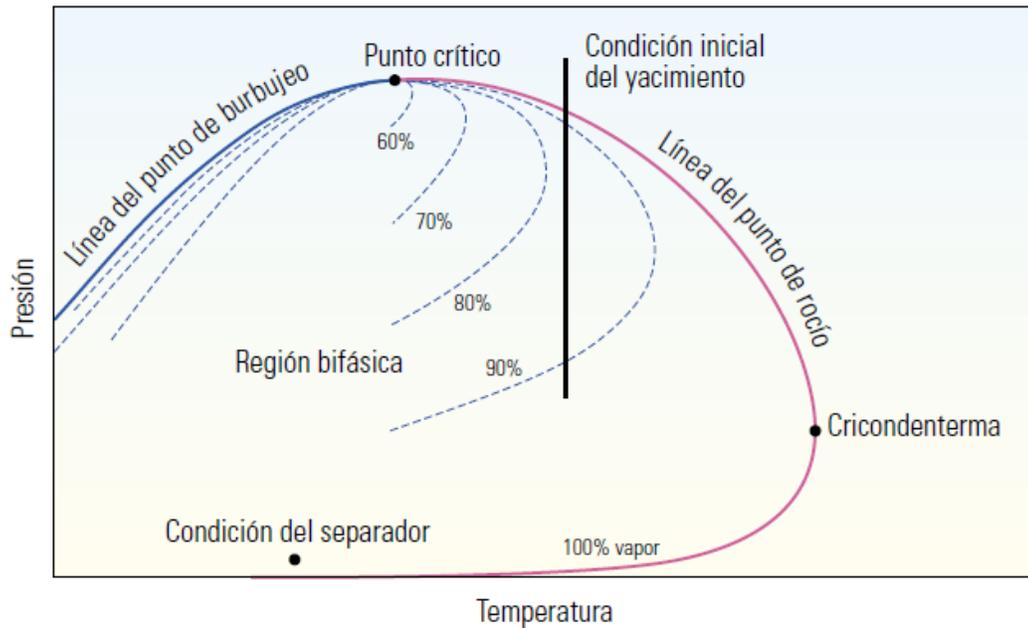
Formación de gotas de rocío

Un gas condensado es un fluido monofásico en condiciones de yacimiento originales. Está compuesto principalmente de metano [C1] y de otros hidrocarburos de cadena corta, pero también contiene hidrocarburos de cadena larga, denominados fracciones pesadas. Bajo ciertas condiciones de temperatura y presión, este fluido se separará en dos fases, una fase gaseosa y una fase líquida, lo que se conoce como condensado retrógrado.

Los fluidos de gas condensado se denominan retrógrados porque su comportamiento puede ser la inversa de los fluidos que comprenden componentes puros. A medida que la presión de yacimiento declina y atraviesa el punto de rocío, se forma líquido y el volumen de la fase líquida aumenta con la caída de la presión. El sistema alcanza un punto en un condensado retrógrado en el que, conforme la presión continúa declinando, el líquido se re-evapora.

Durante el proceso de producción del yacimiento, la temperatura de formación normalmente no cambia, pero la presión se reduce. Las mayores caídas de presión tienen lugar cerca de los pozos productores. Cuando la presión de un yacimiento de gas condensado se reduce hasta un cierto punto, denominado presión de saturación o presión del punto de rocío, una fase líquida rica en fracciones pesadas se separa de la solución; la fase gaseosa muestra una leve disminución de las fracciones pesadas. La reducción continua de la presión incrementa la fase líquida hasta que alcanza un volumen máximo; luego el volumen de líquido se reduce. Este comportamiento se puede mostrar en un diagrama de la relación presión-volumen-temperatura (PVT) tal como se observa en la Figura 1.

Figura 1. Diagrama de fases de un sistema de gas condensado



Fuente: Revisión de los yacimientos de gas condensado. FAN, Li.; HARRIS, Billy H.; KAMATH, (2006). Disponible en: <https://bit.ly/3CZYYL4>

Como lo señala Harris, B. et al⁷, el volumen de la fase líquida presente depende no sólo de la presión y la temperatura, sino también de la composición del fluido. Un gas seco, por definición, tiene insuficientes componentes pesados como para generar líquidos en el yacimiento, aunque se produzca una gran caída de presión cerca del pozo. Un gas condensado pobre genera un volumen pequeño de fase líquida menos de 561 m³ por millón de m³ [100 bbl por millón de pies³] y un gas condensado rico genera un

⁷ Ibid., p. 18.

volumen de líquido más grande, generalmente superior a 842 m³ por millón de m³ [150 bbl por millón de pies³]. En este artículo concluyeron que los volúmenes de gas se dan en las condiciones que se consideran estándar en el punto de medición, lo que no sucede alrededor del pozo. Las conversiones entre unidades métricas y unidades de campos petroleros son volumétricas.

No existen límites establecidos en las definiciones de pobre y rico, y descripciones adicionales tales como muy pobre también se aplican, de modo que estas cifras deben tomarse solo como indicadores de rangos.

Así mismo, la determinación de las propiedades de los fluidos puede ser importante en cualquier yacimiento, pero desempeña un rol particularmente vital en los yacimientos de gas condensado. Por ejemplo, la relación gas/condensado juega un papel importante en lo que respecta a la estimación del potencial de ventas tanto de gas como de líquido, necesarias para dimensionar las instalaciones de procesamiento de superficie. La cantidad de líquido que puede encontrarse inmovilizado en un campo, también es un aspecto económico esencial. Éstas y otras consideraciones, tales como la necesidad de contar con tecnologías de levantamiento artificial y estimulación de pozos, dependen de la extracción precisa de muestras de fluido.

Los errores pequeños producidos en el proceso de toma de muestras, tales como la recolección de un volumen de líquido incorrecto, pueden traducirse en errores significativos en el comportamiento medido, de modo que la extracción de muestras debe hacerse con sumo cuidado. Una vez que los fluidos del yacimiento ingresan en un pozo, tanto las condiciones de temperatura como las condiciones de presión pueden variar. El líquido condensado puede producirse dentro del pozo; sin embargo, también puede acumularse en el fondo como resultado de los cambios producidos en las condiciones

imperantes en el pozo. Si el gas no tiene suficiente energía como para transportar el líquido a la superficie, se produce la carga o retorno del líquido en el pozo porque el líquido es más denso que la fase gaseosa que viaja con él. Si el líquido retorna por el pozo, el porcentaje de líquido aumentará pudiendo finalmente restringir la producción.

3.2.2. Levantamiento de Presión

Los métodos de levantamiento de presión son utilizados con mayor frecuencia en los pozos de petróleo que en los pozos de gas. Durante años, el desarrollo de tecnologías de recuperación de crudo se dio debido a su mayor valor relativo respecto a otras fuentes energéticas. Al aumentar la demanda de gas como fuente de energía limpia, los yacimientos de este hidrocarburo adquirieron mayor relevancia, y se empezaron a desarrollar variedad de técnicas para compensar la reducción del flujo de gas debido a la disminución de la presión del depósito.⁸

3.2.3. Generales -Tratamiento de gas

El objetivo del tratamiento del gas producido es alcanzar los requerimientos de calidad exigidos en el reglamento único de transporte de gas natural en Colombia (RUT) para ser comercializado, parámetros mandatorios en la comercialización del Gas en Colombia.

El tratamiento de gas para venta, conlleva a un proceso de deshidratación y control del punto de rocío, incrementar el recobro de condensados y asegurar

⁸ OSTADI, M. et al. Downhole Gas Compression. Trondheim 2011, Natural Gas TPG 4140. Semester Project. Norwegian University of Science and Technology. Faculty of Engineering Science and Technology. Department of Petroleum Engineering and Applied Geophysics. 3p.

un gas limpio, libre de partículas ingresando a los sistemas de transferencia y custodia. El secado de gas es utilizado para el control de corrosión en el sistema de gas de alta presión, la prevención de la formación de hidratos en la corriente de proceso, o cuando ocurra el desfogue de gas de proceso.⁹

3.2.4. Planta deshidratadora

La corriente de gas natural contiene agua asociada que se presenta en forma libre (como una fase separada) y en forma de vapor de agua (en solución con el gas). El agua libre puede ser removida mediante métodos de separación simples. El agua en forma de vapor puede ser removida por operaciones de deshidratación. La deshidratación de gas natural es el proceso de remoción de vapor de agua de una corriente de gas para reducir la temperatura de condensación del agua en la corriente (punto de rocío de agua)¹⁰. En los contratos de ventas de gas natural se debe establecer el valor máximo de contenido de vapor de agua en el gas, bien sea mediante la aplicación de la regulación local, o por común acuerdo entre las partes involucradas.

La disminución del punto de rocío del agua hasta valores por debajo de las temperaturas a las cuales estará sometida la corriente de gas natural (durante su transporte) previene la formación de hidratos o el riesgo de corrosión en las líneas de transporte¹¹.

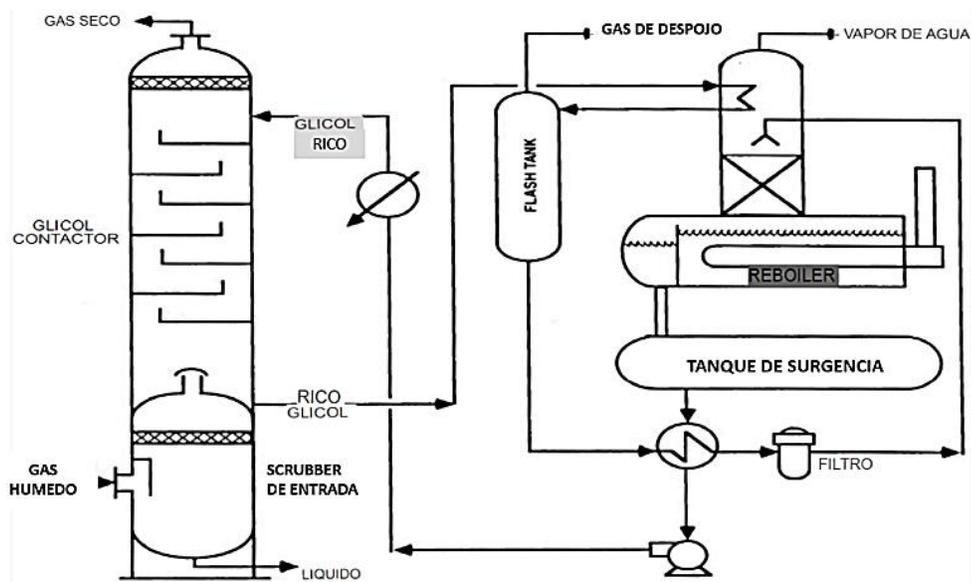
9 ECHEVERRÍA, Infante, et al. Universidad Industrial de Santander. Escuela de Ingeniería Química. Tesis. (1999). Evaluación de alternativas de tratamiento de gas natural. UIS.

10 ARNOLD, Ken y STEWART, Maurice. Design of Gas-Handling Systems and Facilities. 2 ed. Houston (TX). Gulf Publishing Company, 1999. 569 p. (Surface Production Operations; v. 2). ISBN 0-88415-822 5.

11 OSTADI, M. et al. Downhole Gas Compression. Trondheim 2011, Natural Gas TPG 4140. Semester Project. Norwegian University of Science and Technology. Faculty of Engineering Science and Technology. Department of Petroleum Engineering and Applied Geophysics. 3p.

Una planta deshidratadora que utiliza TEG (Figura 2), se compone de dos zonas: la zona de deshidratación, la cual es favorecida por las altas presiones y las bajas temperaturas y la zona de regeneración la cual es favorecida por bajas presiones y altas temperaturas. Además, se tienen dos operaciones complementarias, la primera se refiere a la limpieza del gas húmedo que entra a la torre de absorción y la segunda, corresponde a la descontaminación del glicol con el objeto de evitar que lleguen impurezas al rehervidor. Es importante saber, que la absorción del vapor de agua y la reconcentración del glicol están gobernadas por el equilibrio de fases liquido-vapor.

Figura 2. Esquema de una planta de deshidratación con Glicol



Fuente: Deshidratación del gas natural. Plantas de tratamiento – Santos, N (2010) Universidad Industrial de Santander.

Una de las variables de diseño y operación de alta importancia en el proceso de deshidratación, es la temperatura de enfriamiento del glicol pobre que se recicla por el tope de la absorbidora (torre contactora), se debe hacer hasta alrededor de 5 - 10 °F por encima de la temperatura de entrada del gas húmedo en el fondo, a fin de evitar condensación de hidrocarburos del gas que causen formación de espuma.¹²

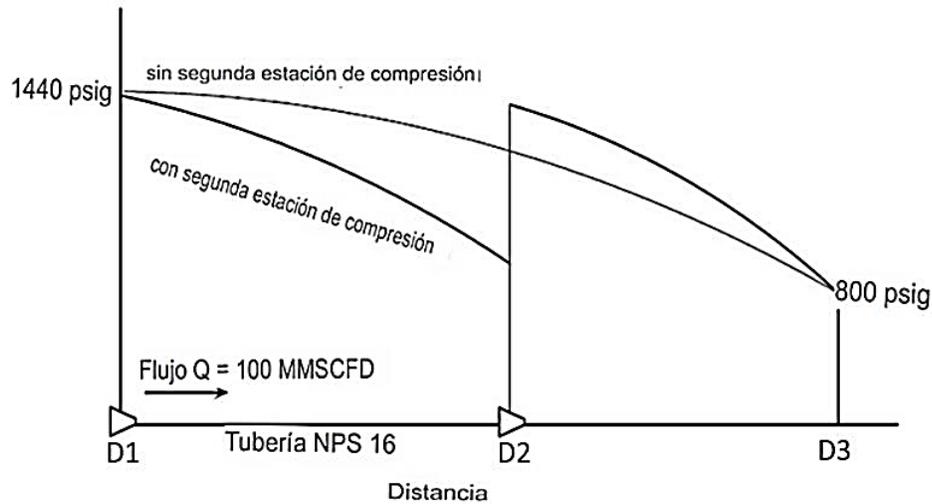
3.2.5. Sistemas de compresión

Propósito de la Compresión

La razón principal de la instalación de una estación compresora es el de permitir el aumento de flujo solucionando la caída de presión del sistema por dicho aumento, es decir manteniendo la presión de operación del sistema cumpliendo con las presiones de entrega a los usuarios finales y en las capacidades esperadas por el transportador tal como se observa en la Figura 3

¹² Santos, N. (2011). Deshidratación del gas natural. Escuela Ingeniería Petróleos. Universidad Industrial de Santander

Figura 3. Esquema del propósito de Compresión



Fuente: Gas Pipeline Hidraulics – E. ShashiMenon – Taylor & Francis Group (2005)

Sin embargo, hoy en día es común encontrar adaptaciones de los sistemas de compresión como solución a la contrapresión que generan las líneas de flujo y/o tecnologías para el control del punto de rocío, utilizados como succión de los pozos productores y de esta forma eliminar un gran problema de producción. Este tipo de adecuaciones requiere una evaluación detallada por expertos con ingeniería detallada, en donde se analicen las variables de proceso las cuales pueden afectar toda la corriente aguas abajo del sistema que se implemente. Así mismo la instalación de una estación compresora no solo trae ventajas, sino que también trae operaciones y mantenimiento adicional, factores fundamentales que deben ser evaluados antes de poner en marcha cualquier propuesta de cambio de corriente de gas al equipo.

Relación de Compresión

La relación de compresión es simplemente la relación de la presión entre descarga de la compresora y su presión de succión, ambas presiones se expresan en unidades absolutas ver **Error! Reference source not found.**

$$\text{Relación de Compresión} = \frac{P_d}{P_s} \quad (1)$$

Una relación de compresión aceptable para compresores reciprocantes debe estar entre 2-4. Un número más grande requiere más potencia del compresor y a su vez implementación de más etapas debido a las altas temperaturas, mientras que una relación de compresión más pequeña significa menos potencia requerida. En las tuberías de gas, es deseable mantener la presión de la tubería media tan alta como sea posible para reducir la potencia de compresión.

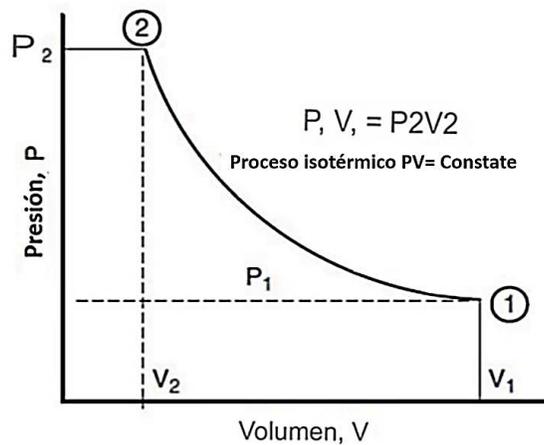
Compresión Isotérmica

El proceso de compresión isotérmica consiste en que la presión del gas comprimido y el volumen varía de una manera que la temperatura permanece constante.

La compresión isotérmica requiere la menor cantidad de trabajo en comparación con otras formas de compresión. Este proceso es de interés teórico, ya que, en realidad, mantener la temperatura constante en un compresor de gas es prácticamente imposible.

La Figura 4 muestra el diagrama de presión-volumen para la compresión isotérmica. El punto 1 representa las condiciones de entrada de presión (P_1), volumen (V_1), y en la temperatura (T_1). El punto 2 representa las condiciones finales comprimidas de presión (P_2), volumen (V_2), y a temperatura constante (T_1).

Figura 4. Diagrama Presión Volumen “Compresión Isotérmica”



Fuente: Gas Pipeline Hydraulics – E. ShashiMenon – Taylor & Francis Group (2005)

La relación entre la presión, P y volumen, V , en un proceso isotérmico es como sigue en la **Error! Reference source not found..**

$$W_i = \frac{53.28}{G} T_1 \text{Log}_e \left(\frac{P_2}{P_1} \right) \quad (2)$$

En donde:

G = Gravedad del Gas, adimensional.

T_1 =Temperatura de Succión °R

P_1 = Presión de succión, psia

P_2 =Presión de descarga, psia

Log_e =Logaritmo Natural en base e ($e=2.718$)

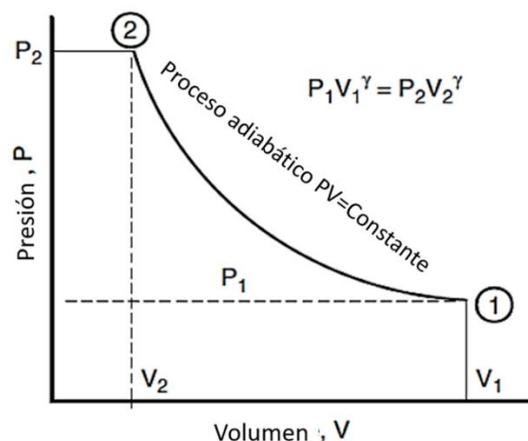
La relación P_2/P_1 es también llamada Relación de compresión.

W_i : Trabajo isotérmico realizado, ft-lb/lb de gas.

Compresión Adiabática

El proceso de compresión adiabática se caracteriza por la transferencia de calor entre el gas y los alrededores. Las condiciones adiabáticas se utilizan como sinónimo-por unanimidad, a pesar de isoentrópico en realidad significa "entropía constante." Un proceso adiabático que es también de rozamiento, se denomina isoentrópico. En un proceso de compresión adiabática, la relación entre la presión y el volumen es como se muestra a continuación en donde la compresión adiabática es similar al diagrama PV de compresión isotérmica (ver Figura 5).

Figura 5. Diagrama Presión Volumen "Compresión Adiabática"



Fuente: Gas Pipeline Hidraulics – E. ShashiMenon – Taylor & Francis Group (2005)

Temperatura de Descarga del Gas Comprimido

En la compresión adiabática del gas natural (Figura 5), se puede determinar la temperatura final del gas al conocer la temperatura inicial y las presiones iniciales y finales tal como se muestra a continuación en la **Error! Reference source not found.**:

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{Z_1}{Z_2}\right) \frac{P_2^{\frac{\gamma-1}{\gamma}}}{P_1^{\frac{\gamma-1}{\gamma}}} \quad (3)$$

En donde:

T₁: Temperatura de succión del gas, °R

T₂: Temperatura de descarga de gas, °R

Z₁: Factor de compresibilidad en la succión

Z₂: Factor de compresibilidad en la descarga

P₁= Presión de succión, psia.

P₂= Presión de descarga, psia.

γ= Radio de calor específico del gas, adimensional

Potencia Requerida

La cantidad de absorción de energía en el gas por los compresores depende de la presión del gas y del caudal. La potencia (HP), que representa la energía por unidad de tiempo, también depende de la presión del gas y la velocidad de flujo, medida que aumenta la tasa de flujo. La presión también aumenta y por lo tanto, la potencia necesaria aumentará también. Puesto que la energía se define como el trabajo realizado por una fuerza, es posible afirmar la potencia

requerida en términos de la tasa de flujo de gas y la presión de descarga de la estación de compresión.

La **Error! Reference source not found.** para la potencia se puede expresar como se muestra a continuación:

$$HP = 0.0857 \frac{\gamma}{\gamma-1} Q T_1 \frac{Z_1+Z_2}{2} \frac{1}{n_a} \left[\frac{P_2^{\frac{\gamma-1}{\gamma}}}{P_1} - 1 \right] \quad (4)$$

En donde:

HP=Potencia de compresor, Hp

γ = Radio de calor específico del gas, adimensional

Q= Caudal de gas, MMSCFD.

T₁= Temperatura de succión, °R.

P₁= Presión de succión, psia.

P₂= Presión de descarga, psia.

Z₁=Compresibilidad de gas a condiciones de succión, adimensional.

Z₂= Compresibilidad de gas a condiciones de descarga, adimensional.

n_a= Eficiencia de compresión adiabática, valor decimal

Factores que afectan la selección de compresores

Muchos factores se deben considerar en la ingeniería, selección y/o propuesta para la evaluación de cambios operacionales en las unidades compresoras tales como:

- Presión de Succión (Obtenida en el sistema después de realizar los cálculos hidráulicos de presiones de acuerdo al aumento de flujo). Esta

variable se puede convertir en el dato a determinar cuando se desea evaluar equipos disponibles para nuevas condiciones operacionales.

- Presión de descarga (Necesidad o condiciones requeridas para entrega o entrada a cualquier proceso)
- Volumen o capacidad
- Temperatura de succión
- Análisis cromatográfico del Gas
- Gravedad específica
- Motor a Gas o Motor Eléctrico
- Elevación sobre el nivel del Mar
- Temperatura descarga (Limitada a las condiciones de entrega exigidas)

Adicional a lo anterior existen una serie de consideraciones especiales las cuales se deben tener en cuenta para la integridad mecánica del equipo como:

- Gas es ácido
- gas es Húmedo
- Limitaciones de velocidad
- Variaciones de presión o Volumen
- Condiciones Atmosféricas Inusuales

3.3. MARCO LEGAL

El Ministerio de Minas y energía de la República de Colombia, a través de la Comisión de Regulación de Energía y Gas y mediante la resolución CREG 071 de 1998, adoptó el Registro Único de Transporte de Gas Natural – RUT –

donde se establecen las 31 especificaciones de calidad (se muestran en la Tabla 1) que debe cumplir el gas para ser inyectado al sistema nacional de transporte. Las especificaciones de calidad hacen referencia a propiedades físicas y su establecimiento obedece a consideraciones de confiabilidad de la infraestructura de transporte y suministro a consumidores y usuarios finales, que permitan su transporte por tuberías a alta presión y grandes distancias a temperatura ambiente, sin que se formen líquidos, los cuales pueden causar corrosión, formación de hidratos o baches de líquido (slugs).

Tabla 1. Especificaciones Gas natural

ESPECIFICACIONES	SISTEMA INTERNACIONAL	SISTEMA INGLES
Máximo poder calorífico bruto (GHV) (Nota 1)	42.8 MJ/m ³	1.150 BTU/ft ³
Máximo poder calorífico bruto (GHV) (Nota 7)	35.4 MJ/m ³	950 BTU/ft ³
Contenido líquido (Nota 2)	Libre de Líquidos	Libre de Líquidos
Contenido Total de H ₂ S Máximo	6 mg/m ³	0.25 grano/100 PCS
Máximo	23 mg/m ³	1.0 grano/100 PCS
Contenido CO ₂ Máximo en %	2%	2%
Contenido N ₂ Máximo en %	3	3
Contenido de Inertes máximo en % volumen (Nota 3)	5%	5%
Contenido de oxígeno máximo en % volumen	0.10%	0.10%
Contenido de agua máximo	97 mg/m ³	6.0 LB/100 MPCS
Temperatura de Entrega	49 °C	120°F
Temperatura de Entrega	4.5 °C	40°F
Contenido Máximo de polvos y material en suspensión (Nota 4)	1.6 mg/m ³	0.7grano/1000 pc

Fuente: Reglamento único de transporte. Resolución número 071– Comisión de regulación de energía (1999). Ministerio de Minas y Energía.

NOTAS:

1. Todos los datos sobre metro cúbico o pie cúbico de gas están referidos a Condiciones Estándar.
2. Los líquidos pueden ser: hidrocarburos, agua y otros contaminantes en estado líquido.
3. Se considera como contenido de inertes la suma de los contenidos de CO₂, nitrógeno y oxígeno.
4. El máximo tamaño de las partículas debe ser 15 micrones.

4. RECOLECCIÓN DE DATOS, CARACTERIZACIÓN DEL YACIMIENTO Y FACILIDADES

4.1. ASPECTOS CONTRACTUALES

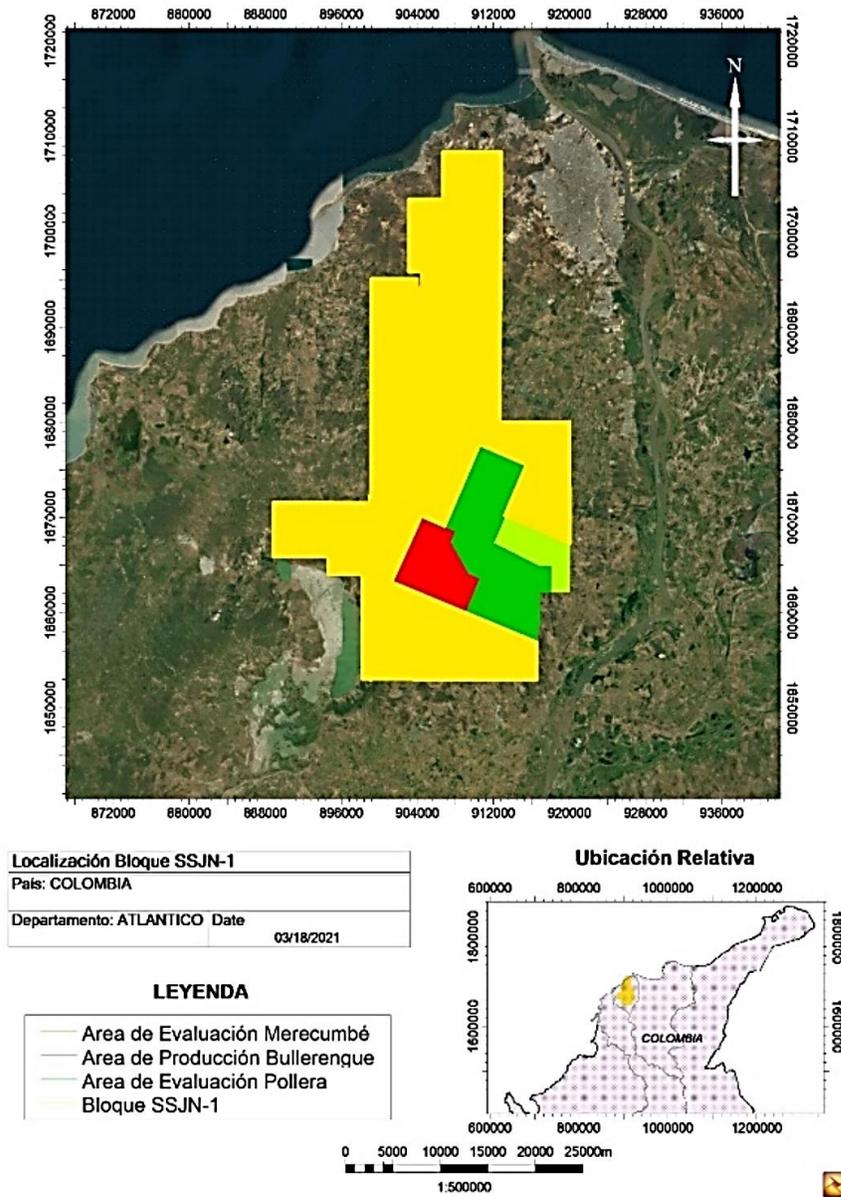
El contrato E&P SSJN-1, es un contrato de exploración y producción de hidrocarburos firmado con la ANH el 24 de diciembre de 2008.

El bloque SSJN-1 está localizado en su gran mayoría en el Departamento de Atlántico, con una porción menor al SW localizada en el Departamento de Bolívar y otra porción al SE en el Departamento de Magdalena.

Se encuentra principalmente en jurisdicción de los municipios de Barranquilla, Puerto Colombia, Tubará, Galapa, Malambo, Juan de Acosta, Baranoa, Polonuevo, Usiacurí, Santo Tomás, Palmar de Varela, Luruaco, Sabanalarga, Ponedera, Repelón, Candelaria y Manatí en el Atlántico, Santa Catalina, Cartagena, Clemencia, Santa Rosa y Villanueva en Bolívar y Salamina en Magdalena.

La Figura 6, muestra tanto la localización como el área actual del contrato.

Figura 6. Mapa de localización del Area de Explotación Bullerengue en el contexto del Bloque SSJN-1.



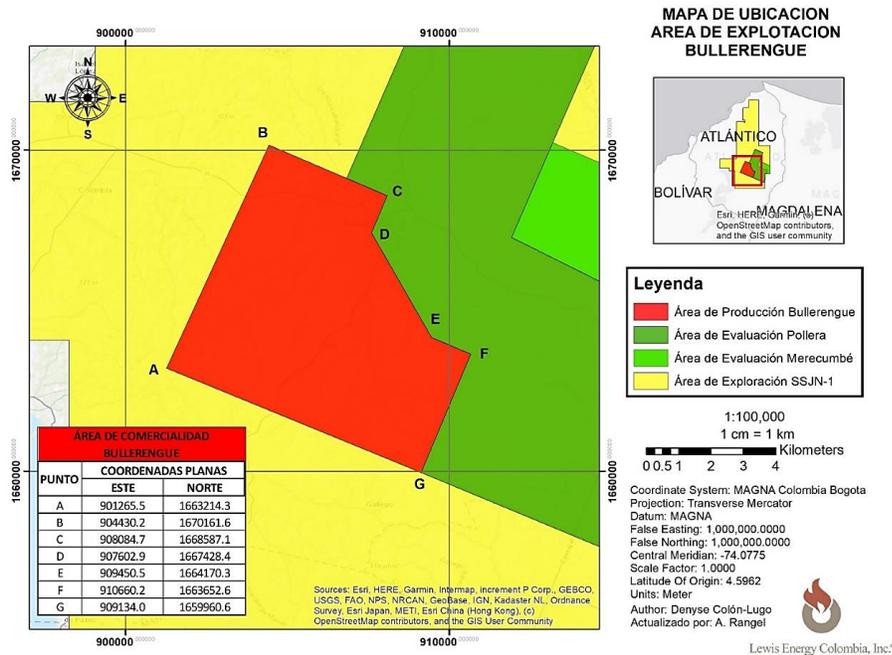
Fuente: Lewis Energy Colombia Inc

4.1.1. Área de explotación y de producción

El Área de Explotación Bullerengue tiene una extensión de 5,176.42 Ha, la cual se encuentra dentro del municipio de Sabanalarga.

A continuación, se presentan dos mapas, uno de ubicación del Área en el marco del Bloque SSJN-1 y otro más detallado del Área de Explotación Bullerengue que incluye las coordenadas que delimitan la misma. Cumpliendo con la convención de colores solicitada por la ANH, en la Figura 7 y en la Tabla 2 los mapas muestran el área de exploración en amarillo, de evaluación en verde y de explotación (producción) en rojo.

Figura 7. Mapa detalle de la localización y coordenadas del Area de Explotación Bullerengue.



Fuente: Lewis Energy Colombia Inc

Tabla 2 Coordenadas que delimitan el Área de Explotación Bullerengue

ÁREA BULLERENGUE		
PUNTO	COORDENADAS PLANAS MAGNA SIRGAS BOGOTÁ	
	ESTE	NORTE
A	901,265.5000	1,663,214.3000
B	904,430.2000	1,670,161.6000
C	9,080,847.000	1,668,587.1000
D	9,076,029.000	1,667,428.4000
E	909,450.5000	1,664,170.3000
F	910,134.0000	1,663,652.6000
G	909,134.0000	1,659,960.6000
ÁREA: 5,176.42 Ha		

Fuente: Elaboración propia autor

4.1.2. Producción y reservas

Historia de Producción

El Contrato E&P SSJN-1, está conformado por el campo Bullerengue, compuesto de los pozos productores en la formación Chengue Bullerengue 1, Bullerengue-2, Bullerengue Sur 1, Bullerengue Sur 2, Bullerengue Sur 4, Bullerengue Norte-1, Bullerengue Sur Oeste-1 y el pozo Bullerengue 3 productor en la formación Porquero Inferior.

En la Tabla 3 se observa el acumulado total de todos los pozos del campo Bullerengue en su historia de producción al 31 de diciembre de 2020.

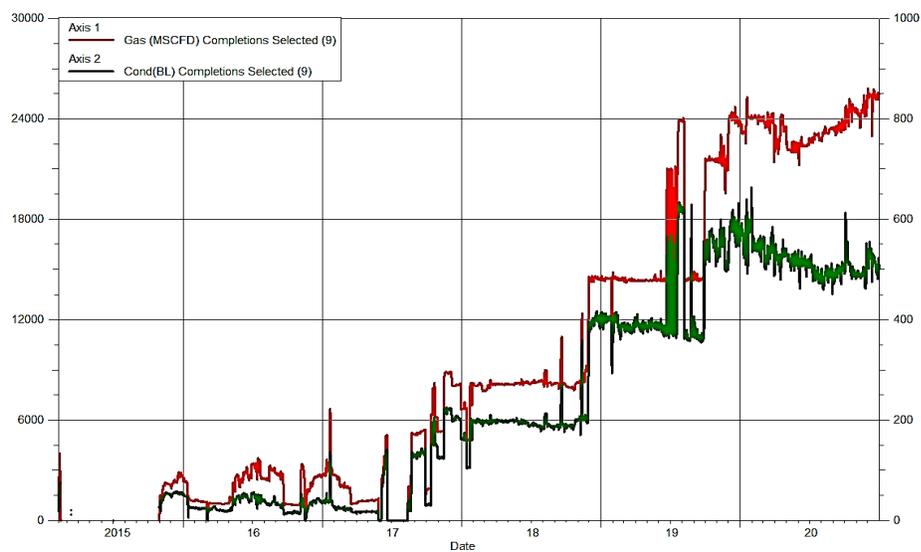
Tabla 3 Producción Histórica de los Pozos del campo Bullerengue @ 31 de diciembre de 2020

CAMPO	POZO	FORMACIÓN	CRUDO (BO)	AGUA (BW)	GAS (KSCF)
BULLERENGUE	Bullerengue 1	Chengue	43,649.13	251.17	2,682,384.71
	Bullerengue 2	Chengue	31,035.70	279.32	1,520,525.17
	Bullerengue 3	Porquero Inferior	2,393.93	314.15	487,767.63
	Bullerengue Sur 1	Chengue	172,409.21	540.99	6,466,639.65
	Bullerengue Sur 2	Chengue	104,774.79	306.05	4,160,319.52
	Bullerengue Sur 4	Chengue	107,498.87	148.44	3,20,839.10
	Bullerengue Sur Oeste 1	Chengue	2,634.97	5,629.60	21,992.37
	Bullerengue Norte 1	Chengue	24,753.92	245.49	1,276,052.79
TOTAL			489,149.62	7,715.21	20,038,481.29

Fuente: Lewis Energy Colombia Inc

En la Figura 8 se muestra el comportamiento de la producción del campo Bullerengue:

Figura 8. Gráfica de producción Campo Bullerengue



Fuente: Lewis Energy Colombia Inc

Yacimientos

Hasta el momento el principal yacimiento productor en el área es la Formación Chengue, sobre todo en el campo Bullerengue.

En el Grupo Chengue, del Eoceno, se encuentran las unidades Calizas de Molinero (Arroyo de Piedra) y Conglomerados de Maco (Fm. Pendales), las cuales produjeron gas en los pozos Molinero-1 y 3X.

Se trata de calizas arrecifales tipo packstone a grainstone que produjeron gas a partir de fracturas (Caliza de Molinero), y de litoarenitas y conglomerados con clastos de rocas ígneas y chert (Conglomerado de Maco). Algunos niveles de arenitas dentro de la Unidad Ciénaga de Oro Superior también produjeron gas en el pozo Molinero-2, lo cual también permite clasificar a esta unidad como potencial roca almacenadora.

4.1.3. Clasificación del fluido del yacimiento

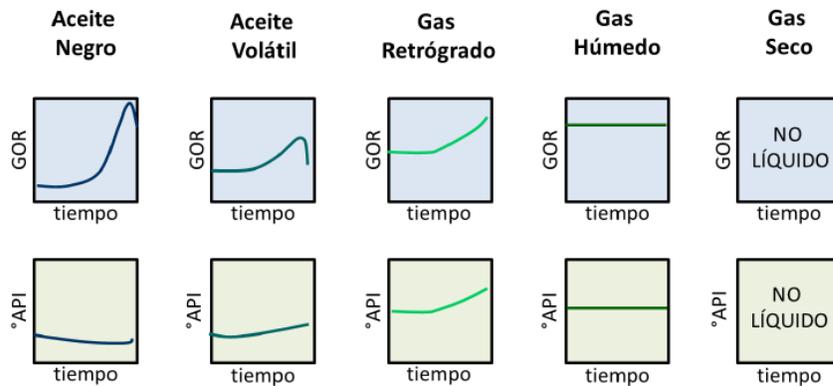
Tal como lo señala McCain¹³ en la literatura, es posible clasificar el tipo de fluido en el yacimiento a partir de los datos recopilados de la historia de producción del campo, así mismo, propiedades fisicoquímicas como la gravedad API del fluido y la tendencia de las tasas de producción de gas y líquido en el tiempo permiten la caracterización del tipo de yacimiento. Adicionalmente, existen análisis de laboratorio que analizan el comportamiento PVT del fluido multifásico, permitiendo una clasificación a

¹³ McCAIN, William. Revised Gas-Oil Ratio Criteria Key Indicators Of Reservoir Fluid Type. Petroleum Engineering International, 1994.

partir de indicadores como el punto de rocío, el punto de burbuja y el factor volumétrico.

En la Figura 1Figura 9 se detalla como es el comportamiento de la relación gas-líquido (GOR) y de la gravedad API del fluido en cada uno de los diferentes tipos de yacimientos a través del tiempo, en la industria de hidrocarburos es una práctica aceptada la clasificación del tipo de yacimiento de acuerdo con la evaluación de dichas tendencias en función del %molar de la fracción C7+ del fluido producido, se puede sintetizar dicha clasificación tal como se observa en la Tabla 4.

Figura 9. Tendencia de gravedad API y GOR en yacimientos



Fuente: Adaptado de McCAIN, William. Revised Gas-Oil Ratio Criteria Key Indicators of Reservoir Fluid Type. Petroleum Engineering International, 1994.

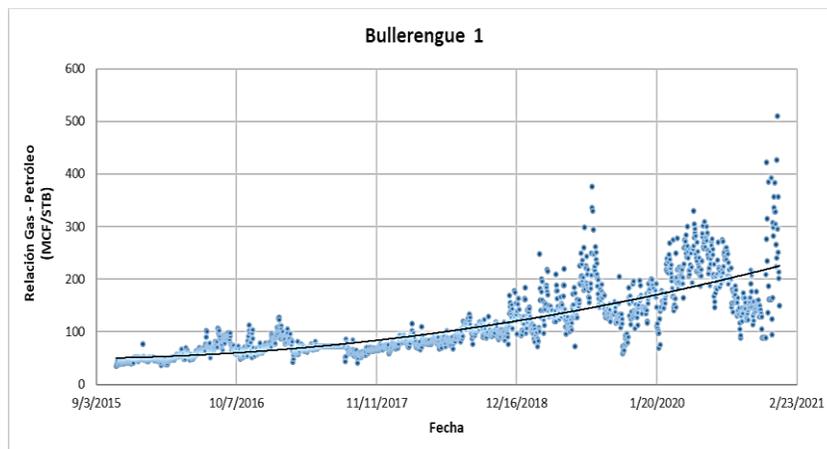
Tabla 4. Tipos de fluidos de yacimientos.

TIPO DE FLUIDO	COLOR DE LÍQUIDO	°API	GOR (ft ³ /bbbls)	% MOLAR C7+
Petróleo Negro	Negro oscuro	30-40	100-2500	>20
Petróleo Volátil	Coloreado	40-50	>3,000	20-12.5
Gas Condensado	Coloreado	50-70	3,000-100,000	<12.5
Gas Húmedo	Incoloro	60-70	>100,000	<4
Gas Seco	Sin líquido	Sin líquido	N/A	<0.7

Fuente: Adaptado de PARIS, Magdalena. Fundamentos de Ingeniería de Yacimientos. 2009. ISBN 978-980-12-3048-9.

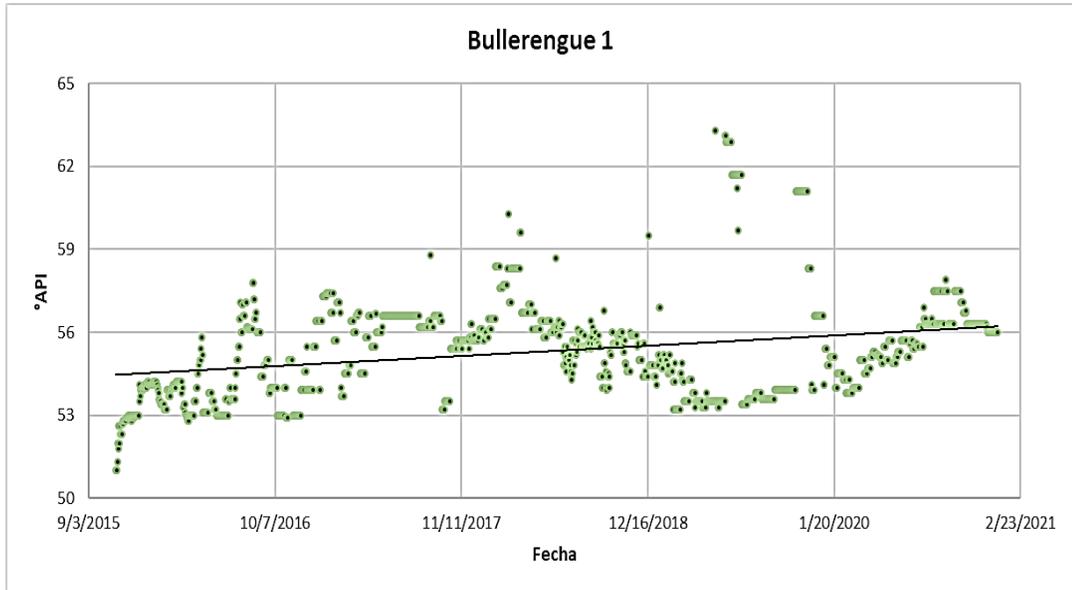
Teniendo en cuenta los métodos de clasificación expuestos , es posible caracterizar el tipo de yacimiento del campo Bullerengue a partir de las propiedades fisicoquímicas de los fluidos producidos y el análisis de tendencias de producción a través del tiempo, desde la Figura 10 hasta la Figura 13, se puede detallar como ha sido el comportamiento de la gravedad API y el GOR en un lapso de 5 años para los pozos Bullerengue-1 y Bullerengue Sur-1, los cuales son productores de la formación Chengue y se pueden tomar como referentes característicos de la zona Norte y zona Sur del campo respectivamente.

Figura 10. Tendencia GOR pozo Bullerengue-1 (2015-2021)



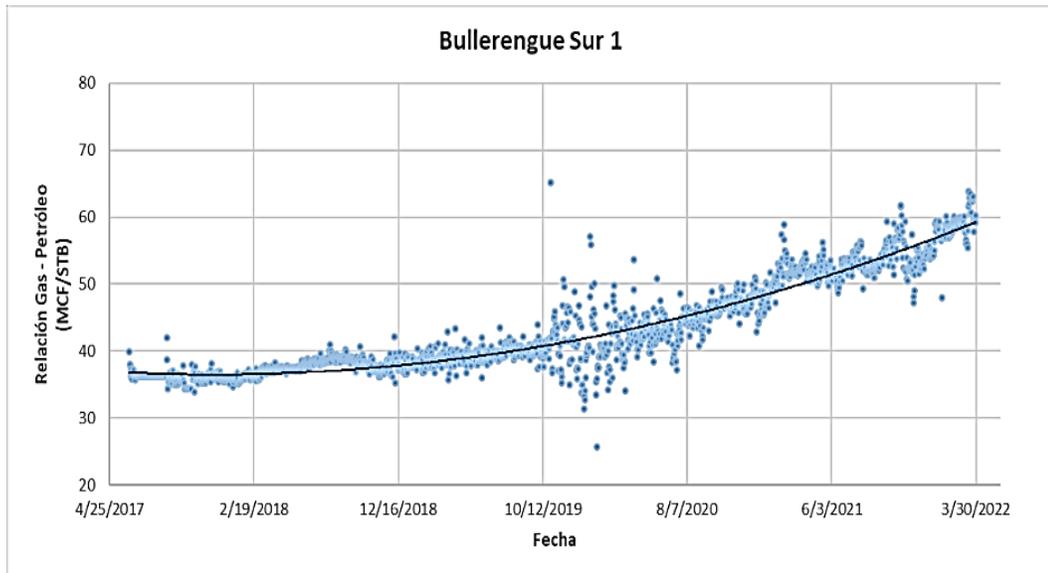
Fuente: Elaboración propia a partir de datos de campo

Figura 11. Tendencia °API pozo Bullerengue-1 (2015-2021)



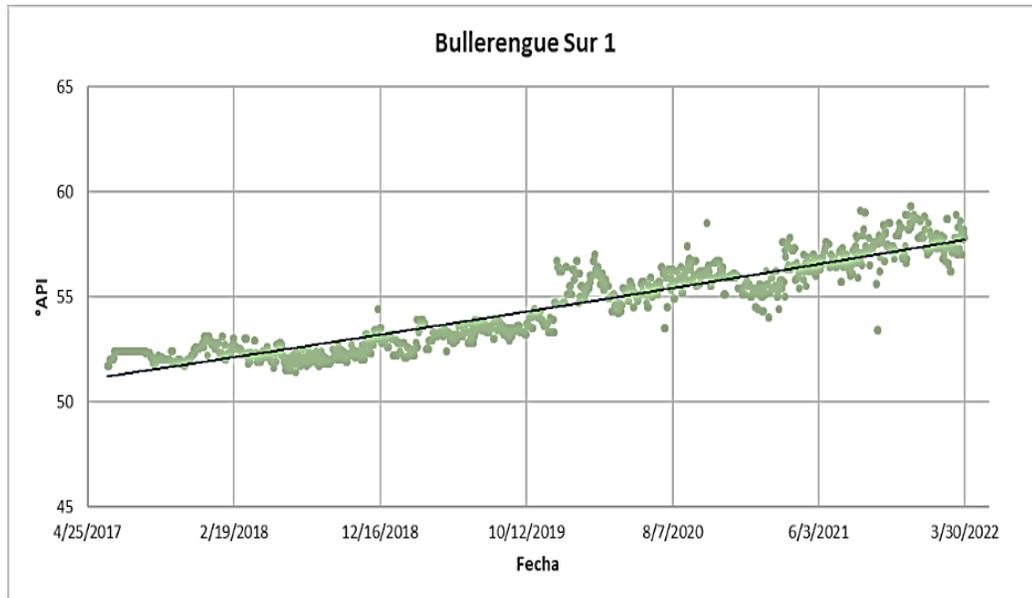
Fuente: Elaboración propia a partir de datos de campo

Figura 12. Tendencia GOR pozo Bullerengue Sur-1 (2017-2022)



Fuente: Elaboración propia a partir de datos de campo

Figura 13. Tendencia °API pozo Bullerengue Sur-1 (2017-2022)



Fuente: Elaboración propia a partir de datos de campo

Tabla 5. Cromatografía de gas campo Bullerengue

FRACCIÓN	COMPONENTE	B-1	BS-1
		% MOLAR	% MOLAR
CO ₂	Dióxido de carbono	0.021	0.011
N ₂	Nitrógeno	0.375	0.264
C1	Metano	94.350	94.275
C2	Etano	2.221	1.987
C3	Propano	1.185	1.006
iC4	Iso Butano	0.364	0.287
nC4	N-Butano	0.461	0.382
iC5	Iso Pentano	0.211	0.170
nC5	N-Pentano	0.174	0.149
C6	Hexanos	0.190	0.241
C7	Heptanos	0.228	0.408
C8	Octanos	0.132	0.473

FRACCIÓN	COMPONENTE	B-1	BS-1
		% MOLAR	% MOLAR
C9	Nonanos	0.038	0.140
C10	Decanos	0.035	0.125
C11	Undecano	0.010	0.069
C12+	Duodecano+	0.005	0.013
Total		100.00	100.00

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de campo

De acuerdo con la teoría de la ingeniería de yacimientos, existen cinco tipos de fluidos de yacimientos tal como se detallan en la Tabla 6 con el objetivo de caracterizar el tipo de yacimiento del campo Bullerengue, se procede a detallar las propiedades de los fluidos de cada pozo productivo tal como se observa en la tabla 4 y tTabla 6, posteriormente se analizará junto con las tendencias evidenciadas en las figuras 2-5.

Tabla 6. Propiedades fisicoquímicas fluido campo Bullerengue

POZO	COLOR DE LÍQUIDO	°API	GOR (ft ³ /bbls)	%MOLAR C7+
Bullerengue 4	Ámbar	59	93,100	0.900
Bullerengue N1	Ámbar	57	100,000	0.186
Bullerengue S1	Ámbar	58	58,000	1.228
Bullerengue S2	Ámbar	57	55,600	0.175
Bullerengue S4	Ámbar	58	42,800	0.244
Bullerengue W1	Ámbar	57	59,100	0.290

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de campo

Como corolario se puede afirmar que el fluido producido en campo Bullerengue es de color ámbar, cuya gravedad API corresponde aproximadamente a 57.9 °API, de acuerdo con las tasas promedio de producción de gas y líquido se

tiene un GOR de 72471 Ft³/STB y la fracción molar C7+ es menor a 2% en todos los pozos, dichas condiciones corresponden a un yacimiento de gas condensado de acuerdo con la clasificación vista en la Tabla 4, ahora bien, se debe evaluar el comportamiento de las propiedades del fluido en función del tiempo, con base en los datos históricos de producción detallados desde la Figura 10 hasta la

Figura 13; se puede afirmar que existe una tendencia de incremento de GOR y °API de los pozos Bullerengue-1 y Bullerengue Sur-1 durante un lapso de cinco años, según McCain, esta evidencia es característica de un yacimiento de gas condensado o gas retrógrado, por ende se concluye que la formación de interés en campo Bullerengue corresponde a un yacimiento de este tipo.

4.1.4. Métodos de Producción

Todos los pozos del área de producción Bullerengue (Campo Bullerengue) producen mediante flujo natural. El campo Bullerengue es productor de gas y condensado, el cual está conformado de los pozos productores en la formación Chengue: Bullerengue 1, Bullerengue-2, Bullerengue Sur 1, Bullerengue Sur 2, Bullerengue Sur 3 (suspendido en etapa de perforación), Bullerengue Sur 4, Bullerengue Norte-1, Bullerengue Sur Oeste-1 y el pozo Bullerengue 3 productor en la formación Porquero Inferior. El rango API que se maneja es de 50 a 60 grados. El campo Bullerengue se compone actualmente de dos estaciones satélite denominadas Bullerengue y Bullerengue Sur Oeste y la estación Principal Bullerengue Sur, donde se encuentra ubicada la planta de tratamiento de gas con capacidad instalada de 50 MMSCFD.

4.1.5. Composición del Gas

Información relacionada con el comportamiento de presión, temperatura y caracterización de los fluidos (gas, condensado y agua) de los pozos del área de Bullerengue se relacionan en la **Error! Reference source not found.** y en la **Error! Reference source not found.**. Más que figuras son tablas, que se pueden hacer en Word y no presentarlas como imagen

Tabla 7. Composición pozo típico-Pozo en Bullerengue

FECHA	28 AGOSTO DE 2021		
POZO	BULLERENGUE -4		
COMPONENTE	COMPONENTE	% MOLAR	% PESO
Dióxido de carbono	CO ₂	0.02	0.04
Nitrógeno	N ₂	0.30	0.47
Metano	C ₁	94.22	83.15
Etano	C ₂	2.17	3.60
Propano	C ₃	1.10	2.67
i – Butano	iC ₄	0.30	0.97
n-Butano	nC ₄	0.44	1.43
i – Pentano	iC ₅	0.18	0.71
n- Pentano	nC ₅	0.15	0.59
Hexano	C ₆	0.22	0.97
Heptano	C ₇	0.31	1.56
Octano	C ₈	0.28	1.58
Nonano	C ₉	0.16	1.13
Decano	C ₁₀	0.09	0.68
Undecano	C ₁₁	0.04	0.32
Duodécano	C ₁₂ ⁺	0.02	0.13
Total		100	100
Propiedades calculadas			
Gravedad Gas		0.6302	
Densidad Gas		0.7681	Kg/m ³
Presión pseudocrítica		662.1	psia
Temperatura pseudocrítica		362.6	Rankine
Factor compresibilidad		0.997467	
GPM (100% propano)		1.2122	Gal/1000 PC
Poder calorífico Bruto		1,122.2	BTU/ft ³

Fuente: Lewis Energy Colombia Inc

Tabla 8. Composición pozo típico pozo en Bullerengue Sur

COMPONENTE	COMPONENTE	% MOLAR
Dióxido de carbono	CO ₂	0.011
Nitrógeno	N ₂	0.303
Metano	C ₁	95.867
Etano	C ₂	1.985
Propano	C ₃	0.959
i – Butano	iC ₄	0.250
n-Butano	nC ₄	0.334
i – Pentano	iC ₅	0.141
n- Pentano	nC ₅	0.080
Hexano	C ₆	0.085
Heptano	C ₇	0.125
Octano	C ₈	0.046
Nonano	C ₉	0.000
Decano	C ₁₀	0.000
Undecano	C ₁₁	0.000
Duodecano	C ₁₂ ⁺	0.001
Total		100
Gravedad Gas		0.593
Presión pseudocrítica (psia)		654.4
Temperatura pseudocrítica (°R)		354.9
Factor de compresibilidad		0.9458
Poder calorífico bruto (BTU/ft³)		1070

Gas Composition			
Component		Mol%	GPM
N ₂	Nitrogen	0,303	
CO ₂	Carbon Dioxide	0,011	
**H ₂ S	Hydrogen Sulfide	-	
C ₁	Methane	95,667	
C ₂	Ethane	1,985	0,530
C ₃	Propane	0,959	0,264
iC ₄	iso-Butane	0,260	0,085
nC ₄	n-Butane	0,334	0,105
iC ₅	iso-Pentane	0,141	0,052
nC ₅	n-Pentane	0,080	0,029
C ₆	Hexanes	0,085	0,033
C ₇	Heptanes	0,128	0,057
C ₈	Octanes	0,046	0,021
C ₉	Nonanes	0,000	0,000
C ₁₀	Decanes	0,000	0,000
C ₁₁	Undecanes	0,000	0,000
C ₁₂	Dodecanes	0,000	0,000
C ₁₃	Tridecanes	0,000	0,000
C ₁₄₊	Tetradecanes plus	0,001	0,001
		100,000	1,177

Molecular Concentrations			
Components	Concentrations	Mol%	Weight gm/mol
fraction	proper name		
Selected Components, Isomers, & Cyclic Compounds(1)			
C7	Benzene	0,001	78,11
C8	Toluene	0,003	92,14
C9	ethyl-Benzene	0,000	106,17
C9	meta & para-Xylene	0,000	106,17
C9	ortho-Xylene	0,000	106,17
Hydrocarbon Plus (Cn+) Properties(2)			
C6+	Hexanes plus	0,260	89,43
C7+	Heptanes plus	0,175	92,04
C10+	Decanes plus	0,001	190,00
C11+	Undecanes plus	0,001	190,00

Sample Properties	
Gas Gravity (air = 1,000)	0,593
Molecular Weight (total)	17,2
Critical Temperature, °R	354,9
Critical Pressure, psia	664,4

Heating Value	
BTU/ft ³ (gross-dry)	1070
BTU/ft ³ (net-dry)	965
BTU/ft ³ (gross-wet)	1051
BTU/ft ³ (net-wet)	948

Air Contamination	
Air Oxygen, mol%	0,234
Air Nitrogen, mol%	0,835
Air Total, mol%	1,069

Gas Compressibility at Sampling Conditions:
Z-factor = 0,9458
Fpv = 1,0283

Standard Conditions (STP): 14,73 psia & 60°F

Z-factor^a = 0,9982 at STP

Fuente: Lewis Energy Colombia Inc

4.1.6. Procesamiento de Fluidos y Facilidades de Producción

Estación Satélite Bullerengue

La Estación satélite Bullerengue, recibe los fluidos producidos de los pozos Bullerengue 1, Bullerengue 2, Bullerengue 3 y Bullerengue Norte-1, que cuenta actualmente tiene instalados los siguientes equipos:

Equipos Por Pozo

- Un (1) Separador de arena con capacidad hasta de 20 MMSCFD. Para los pozos de aporte de altas tasas de fluido o registros de arena o cualquier otro sólido. Pozos B1, B3, BN1.
- Cuatro (4) Heaters de 750 MBTU con capacidad de 12 MMSCFD.
- Cuatro (4) Separadores bifásicos de alta de 12 MMSCFD.
- Medidor de flujo Daniel Tipo Platina de Orificio para cada pozo.
- Cuatro (4) Separadores bifásicos de baja de 20 MMSCFD.
- Seis (6) Tanques de almacenamiento de 500 bls.

Equipos Comunes

- Un (1) Catch Tank.
- Un (1) KOD.
- Medidor de Quema y Consumo.
- Sistema de Generación.
- Cargadero.
- Tea.
- Oficinas.
- Laboratorio.

El volumen de fluido producido proveniente de cada pozo se restringe con la configuración de un choke ajustable instalado en cabeza de cada pozo, siendo el primer mecanismo de control de presión y caudal que se tiene en todo el sistema.

El fluido producido por cada pozo es conducido inicialmente a un separador de arena con capacidad de 20 MMSCFD cada uno (de ser necesario para la operación), en el que se puede segregar fluido pesado y/o agua para recolección en Catch Tank, de igual manera el hidrocarburo es direccionado desde el separador de arena a calentadores de 750 MBTU que evitan la formación de hidratos por la expansión del gas, en este equipo se tiene instalado un segundo choke, cuya restricción de presión determina las condiciones de presión y volumen en el sistema.

Posteriormente la corriente de fluido es dirigida a los separadores verticales bifásicos de alta presión con capacidad de 12 MMSCFD, en los que se obtiene la separación de líquidos y gas; mediante válvulas de control de nivel se realiza la transferencia de los líquidos al sistema de tratamiento de líquidos que está conformado por tanques horizontales de 500 Bls c/u, en donde se realiza el almacenamiento, medición, fiscalización y disposición final de los líquidos producidos. La Estación Bullerengue tiene seis (6) tanques horizontales distribuidos de la siguiente manera: para el pozo Bullerengue-1 el tanque horizontal TKH01, para el pozo Bullerengue-2 el tanque horizontal TKH02, para el pozo Bullerengue Norte-1 los tanques horizontales TKH03 y el TKH04 y para el pozo Bullerengue 3 los tanques TKH05 y TKH06.

El condesado recuperado es medido, fiscalizado y entregado en condiciones de venta para despachar a través de carrotanques.

El agua recuperada del sistema de separación y de tratamiento de líquidos es direccionada al Catch Tank con capacidad de 200 Bls, para ser enviada por carrotanque hacia un tercero para su disposición final.

El gas, siendo el principal fluido producido en el campo, es cuantificado de manera independiente para cada pozo por medidores de flujo Daniels tipo platina de orificio que cuentan con transmisores multivariable con registros en computador de flujo, que se enlazan al sistema SCADA para visualización y control de variables desde el cuarto de control.

Una vez el gas es medido para cada pozo, se mezcla aguas abajo de los skid de medición y se transfieren hacia la planta de tratamiento ubicada en Bullerengue Sur mediante una línea de flujo de diámetro 4" API 5LX-42 SCH40 de longitud 3.7 Km; en los extremos de todas las líneas de flujo entre locaciones se tienen instaladas trampas de recibo y despacho de raspadores para mantenimientos periódicos.

Los vapores recuperados de los tanques horizontales y separadores de baja tienen instaladas y conectadas líneas que dirigen estos vapores hacia la tea para ser quemados.

Adicionalmente, se tiene instalado un sistema de medición de consumo de gas tipo rotativo para la estación Bullerengue, que mide el consumo de gas del sistema de generación eléctrica.

- **Estación Satélite Bullerengue Sur Oeste**

La Estación satélite Bullerengue Sur Oeste, recibe los fluidos producidos del pozo Bullerengue Sur Oeste-1.

El fluido producción del pozo Bullerengue Sur Oeste-1, es recibido por un cabezal con válvulas principales de 4 -1/16"x10M, y válvulas laterales de 2-

9/16" x10M, que tiene instalada una válvula de seguridad Shut Down de acción automática y un choke ajustable de diámetro máximo 48/64", y en Tree Cap tiene instalado un transmisor de presión para registro de WHP desde computador de flujo.

Posteriormente, el fluido es conducido a un calentador de 1.0 MMBTU el cual tiene en su interior un choke fijo como dispositivo principal para manejo de caudal del pozo, aguas abajo del calentador se encuentra el separador trifásico rating 1440# en el cual se realiza la segregación de los diferentes fluidos producidos (Gas, agua y crudo), como consecuencia de esta separación primaria, se envían los líquidos hacia el sistema de almacenamiento de fluidos compuesto por 4 tanques horizontales de 500 Bbls cada uno (TKH-01, TKH-02, TKH-03 y TKH-04) debidamente aforados, en los cuales se almacena y se fiscalizan los fluidos líquidos para su posterior despacho.

La corriente de gas sale por la parte superior del separador trifásico y se conduce hacia un medidor de flujo tipo platina de orificio Marca Daniel, en el cual se cuantifica el caudal de gas producido diariamente, una vez superada la fase de separación primaria, el gas es conducido hacia la trampa de despacho de la estación satélite Bullerengue Sur Oeste, la cual conecta la locación con la estación principal de tratamiento de gas en Bullerengue Sur, desde la trampa de raspadores se envía el gas del pozo Bullerengue Sur Oeste-1, mediante una línea de flujo de tubería flexible de marca Fiberspar, cuyo diámetro son 4" y longitud 2.4 Km.

Finalmente, el gas producido por el pozo Bullerengue Sur Oeste-1, es entregado en la estación Principal Bullerengue Sur y mezclado con la producción del campo para ingresar al sistema de tratamiento de gas, cuyo

objetivo es realizar los procesos necesarios para poner en condiciones de transporte y comercialización el fluido.

- **Estación Principal Bullerengue Sur**

La Estación Bullerengue Sur recibe la producción de los pozos Bullerengue Sur 1, Bullerengue Sur 2 y Bullerengue Sur 4. Actualmente se tienen instaladas las siguientes facilidades:

Equipos Por Pozo

- Tres (3) separadores bifásicos de alta de 12 MMSCFD.
- Tres (3) separadores bifásicos de baja de 20 MMSCFD.
- Sistema de Medición Independiente/Medidor Daniel tipo Platina de orificio.
- Seis (6) Tanques de almacenamiento de 500 bls.
- Tres (3) calentadores de 500 MBT con capacidad de 12 MMSCFD cada uno.

Equipos Comunes

- Un (1) Bullet Tank
- Sistema de Tratamiento de Gas (unidades Joule Thomson). (4 unidades)
- Sistema de deshidratación (unidades regeneradoras de glicol) (2 unidades)
- Sistema de Compresión (unidades compresoras) (3 Unidades de compresión disponibles)

- Sistema de filtración (unidades de filtros horizontales) (2 unidades)
- Sistema de separación de líquidos por contingencia
- Medidor de Quema y Consumo
- Medidor totalizador de 6"
- Sistema de trampas de envío y recibo de raspadores
- Cargadero
- Tea
- Un (1) KOD
- Oficinas
- Enfermería

Los Fluidos producidos provenientes de cada pozo se restringe con la configuración de un choke ajustable instalado en cada cabeza de pozo, siendo el primer mecanismo de control de presión y caudal que se tiene en todo el sistema.

El fluido producido por cada pozo es conducido inicialmente a calentadores de 500 MBTU que evitan la formación de hidratos por la expansión del gas, en este equipo se tiene instalado un segundo choke, cuya restricción de presión determina las condiciones de presión y volumen en el sistema.

El gas, siendo el principal fluido producido en el campo, es cuantificado de manera independiente para cada pozo por medidores de flujo Daniels tipo platina de orificio que cuentan con transmisores multivariable con registros en computador de flujo, y se enlazan al sistema SCADA para visualización y control de variables desde el cuarto de control.

Los vapores recuperados de los separadores de baja tienen instaladas y conectadas líneas que dirigen estos vapores hacia un bullet tank para ser recolectados y aprovechados para el consumo y la generación del campo; por su parte los tanques horizontales tienen instaladas y conectadas líneas que dirigen los vapores hacia la tea para ser quemados.

Adicionalmente, se tiene instalado un sistema de medición de consumo de gas tipo rotativo para la estación Bullerengue Sur, que mide el gas que se direcciona a TEA, igualmente puede cuantificar los consumos de gas de los sistemas de generación eléctrica y calentadores.

El líquido recuperado del sistema de separación de baja es direccionado al sistema de almacenamiento, medición, fiscalización y entrega conformado por tanques horizontales de 500 Bbls c/u instalados en la estación de la siguiente manera, para el pozo Bullerengue Sur-1 se tienen dispuestos los tanques Horizontales TKH01 y TKH02, para el pozo Bullerengue Sur-2 corresponden los TKH03 y TKH04 y finalmente para el pozo Bullerengue Sur-4 corresponden los TKH05 y TKH06. Una vez se alcanzan las condiciones requeridas en la calidad de líquido, se procede al despacho por carrotanque.

El agua recuperada del sistema de separación y de tratamiento de líquidos es direccionada al Catch Tank con capacidad de 200 Bls, para ser enviada por carrotanque hacia un tercero para su disposición final.

Facilidad común: Planta De Tratamiento De Gas

La planta de tratamiento de gas ubicada en la Estación Bullerengue Sur, recibe la mezcla del gas de todos los pozos, incluyendo los pozos de la estación satélite Bullerengue.

Inicialmente la mezcla de gas es enviada hacia los separadores secundarios con el propósito de decantar cualquier arrastre de líquidos que no se hayan podido contener en la separación primaria.

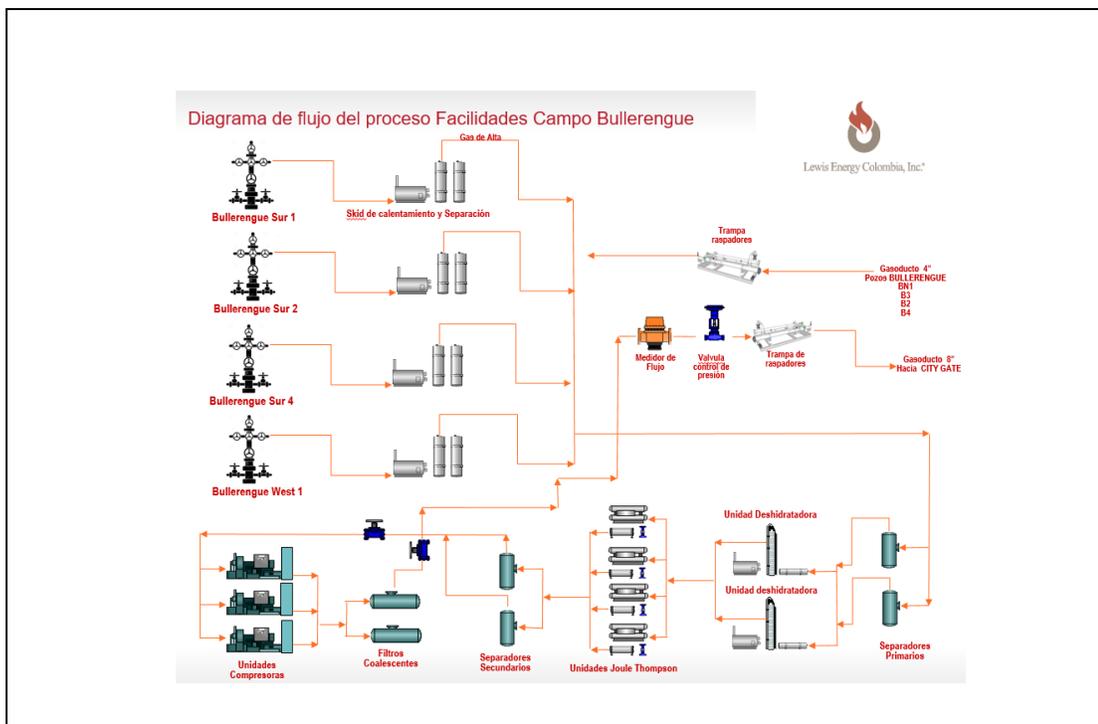
Posteriormente el gas se dirige al sistema de filtración en donde a través de filtros coalescentes se remueven los sólidos suspendidos presentes, una vez garantizada la filtración del gas, este ingresa a las unidades de deshidratación por adsorción con TEG (Trietilenglicol) con capacidad de operación de 25 MMSCFD cada una, cuyo propósito es remover el agua en fase vapor presente en el gas y garantizar las condiciones de humedad (<6.0 Lbs/MMSCF) requeridas según RUT para ingreso al Sistema Nacional de Transporte de Gas Natural.

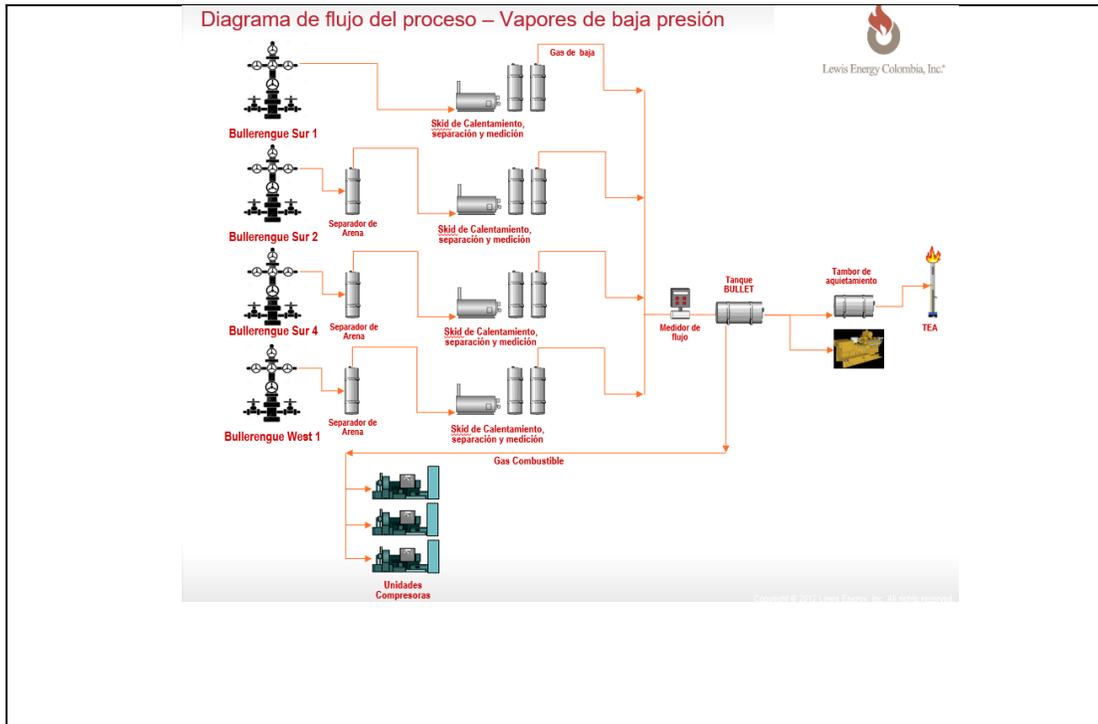
Una vez la corriente de gas pasa por el sistema de deshidratación, se direcciona a las unidades para Control de DewPoint o unidades Joule Thompson cuyo principio consiste en contar con un sistema de intercambiadores tubo-carcasa, un sistema de expansión del gas a través de unas válvulas y un separador frío.

El gas entra a los intercambiadores gas/gas por el lado de los tubos, donde es pre-enfriado con la corriente de gas frío de salida. El gas pre-enfriado es enviado al sistema de expansión del gas donde se efectúa un enfriamiento drástico por efecto Joule Thompson o de reducción de presión súbita, logrando enfriar la corriente de gas y condensar hidrocarburos lo cual controla el poder calorífico del gas y en efecto el punto de rocío de hidrocarburo; garantizando así el cumplimiento de la regulación cuyo valor máximo de Punto de rocío es 45.0 °F para ingreso al sistema nacional de transporte.

Los condensados obtenidos de este proceso son direccionados al Bullet tank y posteriormente al sistema de almacenamiento de condensados descrito para ser mezclados con los líquidos almacenados en tanques horizontales (Figura 14).

Figura 14. Diagrama de flujo del proceso





Fuente: Elaboración propia autor

Posterior a la fase de control de Dew Point, el flujo de gas se dirige hacia los separadores terciarios donde nuevamente se garantiza la remoción de líquidos de la corriente de gas.

Finalmente, el flujo de gas se dirige al sistema de compresión (último proceso de la planta) compuesto por tres (3) compresores de 1 etapa, diseñados para mantener una presión de succión de 550 psi y hasta 1,200 psi en descarga, con capacidad de 25 MMSCFD cada uno.

A continuación, se relacionan los aspectos técnicos de cada unidad (ver Figura 15):

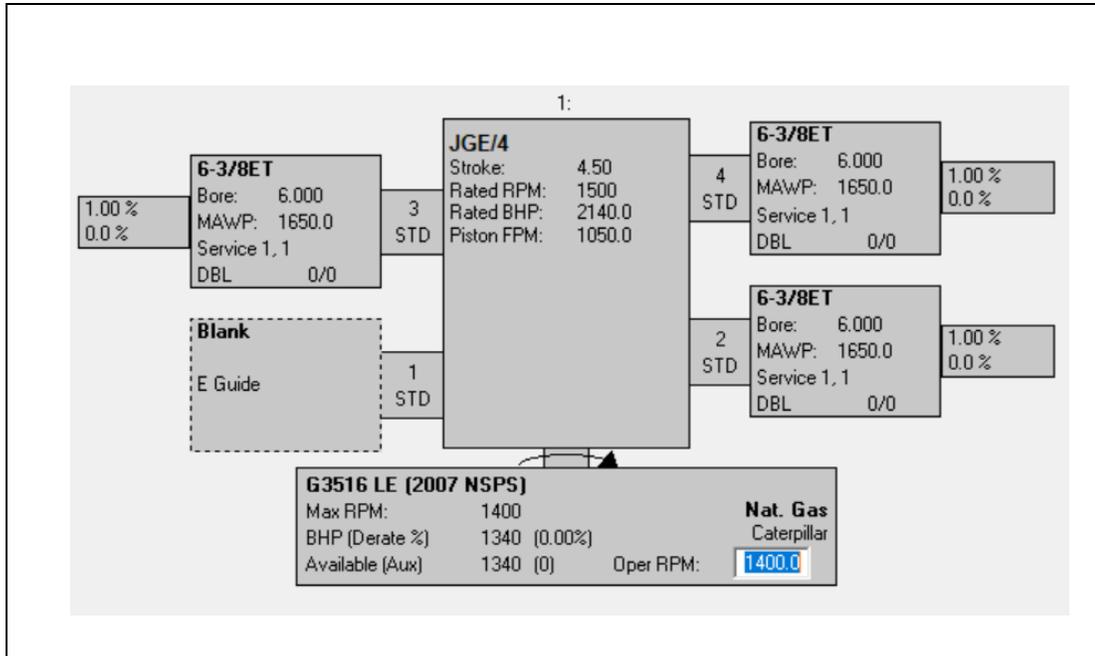
- Compresor Marca Ariel JGE/4
 - o Stroke: 4.5
 - o Rated RPM: 1,500
 - o Rated BHP: 2,140
 - o Piston FPM: 1,050

- 1 Etapa de Compresión

- 4 Cilindros de Compresión, configurados así
 - o Bore: 6 in
 - o Referencia 6 3/8 ET
 - o MAWP: 1,650
 - o Doble Acción
 - o Nota: El cilindro # 3 de cada máquina esta fuera de línea.

- Motor CATERPILLAR
 - o G3616 LE
 - o Max RPM 1,500
 - o BHP (Derate): 1,340
 - o Gas Natural

Figura 15. Configuración de la Máquina (Frame y Cilindros)



Fuente: Software Ariel

Posteriormente, el gas va a un patín de medición de gas totalizador, en esta fase y luego de ser cuantificado, es enviado al punto de entrega y transferencia de custodia de gas denominado City Gate mediante dos tramos de líneas de flujo de 8" API 5LX-42 SCH40 de longitud 3.7 Km hasta locación Bullerengue y 9.3 Km hasta City Gate respectivamente.

El sistema cuenta con comunicación remota tanto con las operaciones del transportador Promigas como al centro de control de la operación por parte de LEC, y es en este punto donde se hacen las mediciones de volumen y calidad de gas de manera permanente para garantizar condiciones de entrega según RUT y nominaciones de entrega comercializadas.

4.2. VARIABLES DE MAYOR IMPORTANCIA

4.2.1. Flujo Subcrítico

Descripción general

En los pozos de gas se instalan estranguladores o chokes con el objetivo de controlar la presión y la producción del pozo, mediante esta restricción de presión se logra administrar la energía del reservorio garantizando una declinación planificada y un adecuado gerenciamiento de las reservas en yacimiento; la restricción desde superficie genera una contrapresión que se distribuye a lo largo de todo el sistema (Pozo, Cara de formación, Yacimiento), de tal manera que se logra controlar el régimen de flujo y velocidades, lo que en ocasiones representa un mecanismo eficaz para prevenir el daño de formación a causa de arenamiento, migración de finos, conificación de agua y demás fenómenos que pueden afectar el índice de productividad del pozo.

El diseño y uso de chokes en pozos de gas se basa en la premisa que el sistema se rige por condiciones de flujo crítico, físicamente, este fenómeno se presenta cuando la velocidad del fluido es igual a la velocidad del sonido (Número de Mach igual a 1) (ver **Error! Reference source not found.**)

$$\text{Número de Mach} = \frac{\text{Velocidad objeto}}{\text{Velocidad sónico en el fluido}} \quad (5)$$

En escenarios de flujo crítico se puede asegurar que el flujo a través del choke es tal que la presión aguas arriba es independiente de cualquier disturbio de presión del sistema aguas abajo, por lo tanto, la perturbación de presión no es

capaz de propagarse aguas arriba y a su vez incidir en el caudal, e.g., cambios en presión de separadores y equipos, no tiene incidencia en la presión de cabeza, que se traduce en optimización de la producción.

A continuación, en la **Error! Reference source not found.** se detalla una expresión que describe el flujo isoentrópico

$$\frac{P_1}{P_2} = \left[1 + \left(\frac{k-1}{2} \right) M^2 \right]^{\frac{k}{k-1}} \quad (6)$$

Donde:

P_2 = Presión aguas abajo, psia

P_1 = Presión aguas arriba, psia

M = Número Mach, adimensional

k = Coeficiente isoentropico, adimensional

Desde la **Error! Reference source not found.**, es posible demostrar que en condiciones de flujo crítico ($M=1$) para gases diatómicos ($k=1.4$) la expresión queda

$$\frac{P_2}{P_1} = 0,528 \quad (7)$$

Con base en la **Error! Reference source not found.**, se puede afirmar que

$$\frac{P_2}{P_1} > 0,528 \quad \text{Flujo subcrítico}$$

$$\frac{P_2}{P_1} < 0,528 \quad \text{Flujo crítico}$$

Para que se presente un régimen de flujo subcrítico, puede ocurrir que la presión aguas abajo aumenta cada vez más acercándose a las condiciones límite, o por el contrario la presión aguas arriba disminuye de manera que el coeficiente de presiones supera la relación 0.528. En este escenario se tiene que las condiciones de flujo se ven alteradas de acuerdo a las presiones de todo el sistema, ya que la velocidad de los fluidos a través del choke es inferior a la velocidad sónica. En este escenario, una perturbación de presión o temperatura aguas abajo es capaz de incidir en el régimen de flujo aguas arriba del choke, dicho en otras palabras, el caudal del pozo se verá fuertemente influenciado por la caída de presión que se presente en el estrangulador.

Determinación flujo Subcrítico

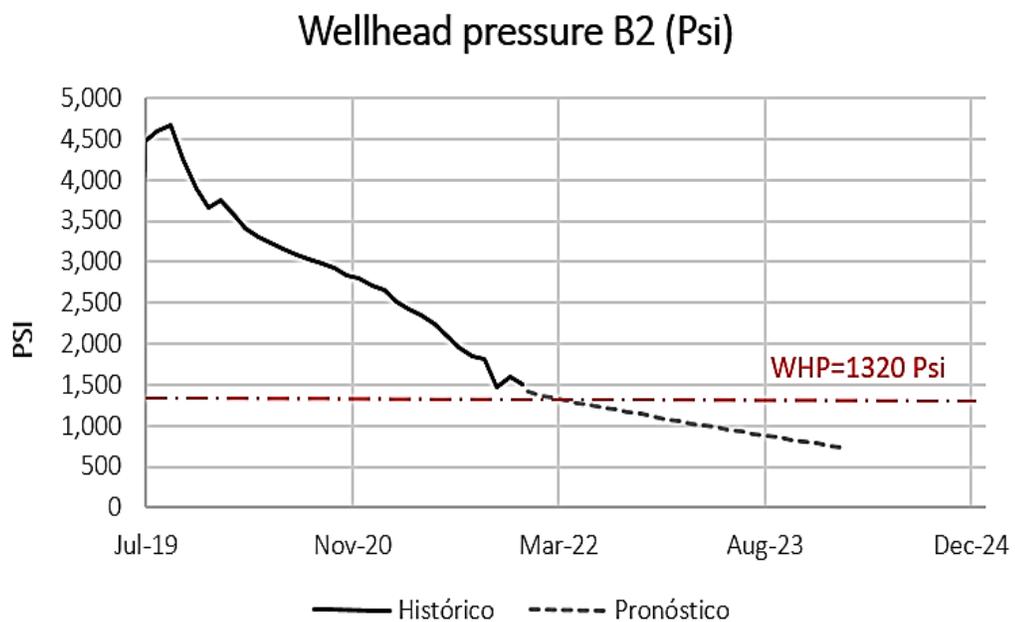
Desde los métodos analíticos de la ingeniería de petróleos, es posible proyectar el comportamiento de los pozos del campo Bullerengue mediante herramientas numéricas que simulan la declinación del pozo en función del caudal producido (Balance de materia - MBE). A continuación, se detalla cada una de las curvas proyectadas para los pozos de campo Bullerengue, las cuales fueron calculadas mediante el método RTA (Rate Transient Analysis); con estas proyecciones de los perfiles de presión en cabeza, es posible predecir hasta cuándo se puede asumir flujo crítico en cada uno de los sistemas; así mismo, se puede detallar aquellos pozos en los cuales las presiones disponibles hacen que el régimen de flujo ya se encuentre en estado subcrítico.

Debido a las condiciones actuales, la presión del sistema o presión de facilidades (P_2) es de 1000 Psi, con base en esta constante se procede a calcular la condición de presión (P_1) límite que aún permite flujo crítico

$$\frac{P_2}{P_1} = 0.528 = \frac{1,000}{P_1} = P_1 = 1,894 \text{ Psi}$$

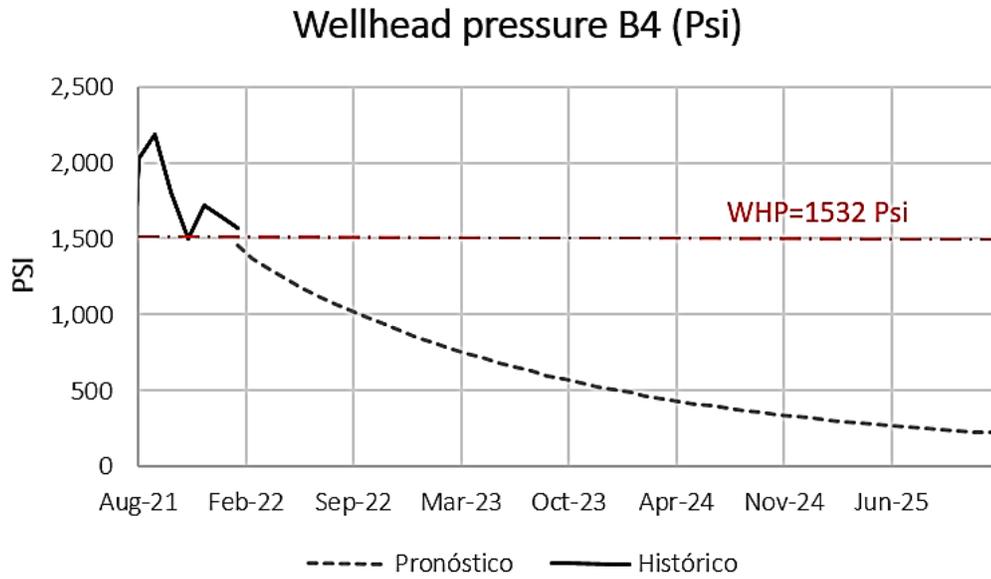
Es decir, asumiendo que la presión de las facilidades se mantiene constante, las condiciones de flujo subcrítico se alcanzan cuando la presión en cabeza de pozo es inferior a 1,894 Psi (ver desde Figura 16 hasta Figura 22)

Figura 16. RTA Bullerengue-2



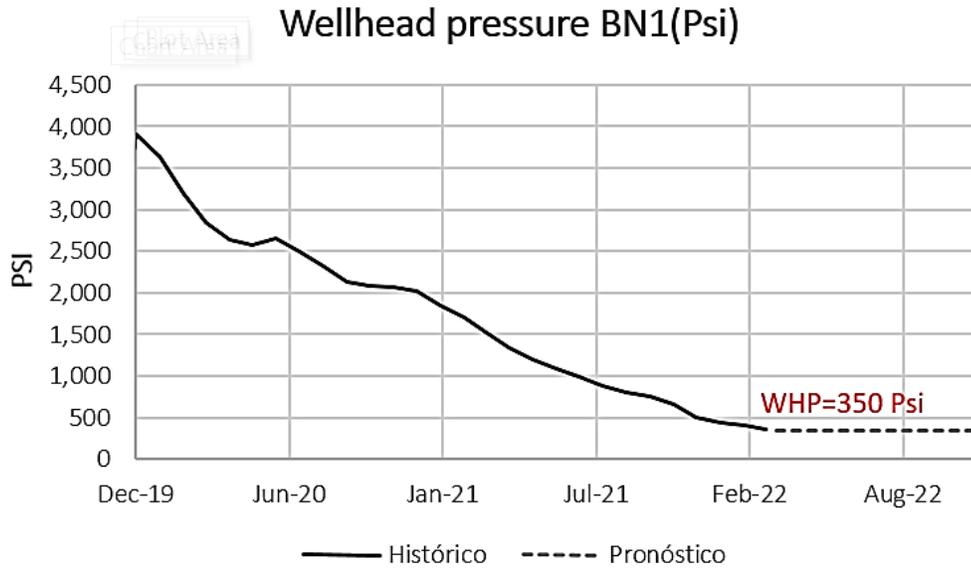
Fuente: Elaboración propia a partir de datos de campo

Figura 17. RTA Bullerengue-4



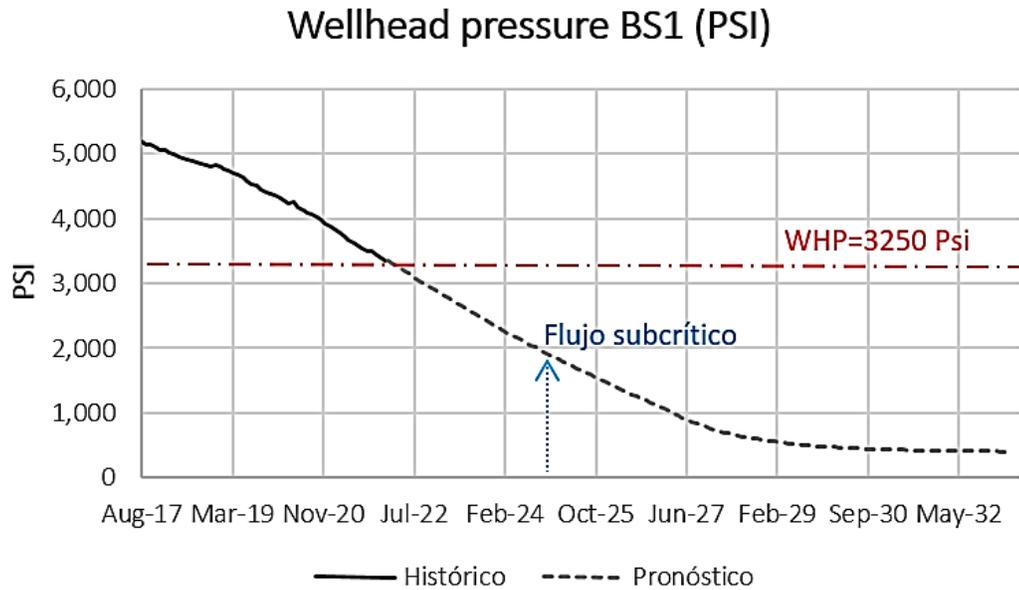
Fuente: Elaboración propia a partir de datos de campo

Figura 18. RTA Bullerengue Norte-1



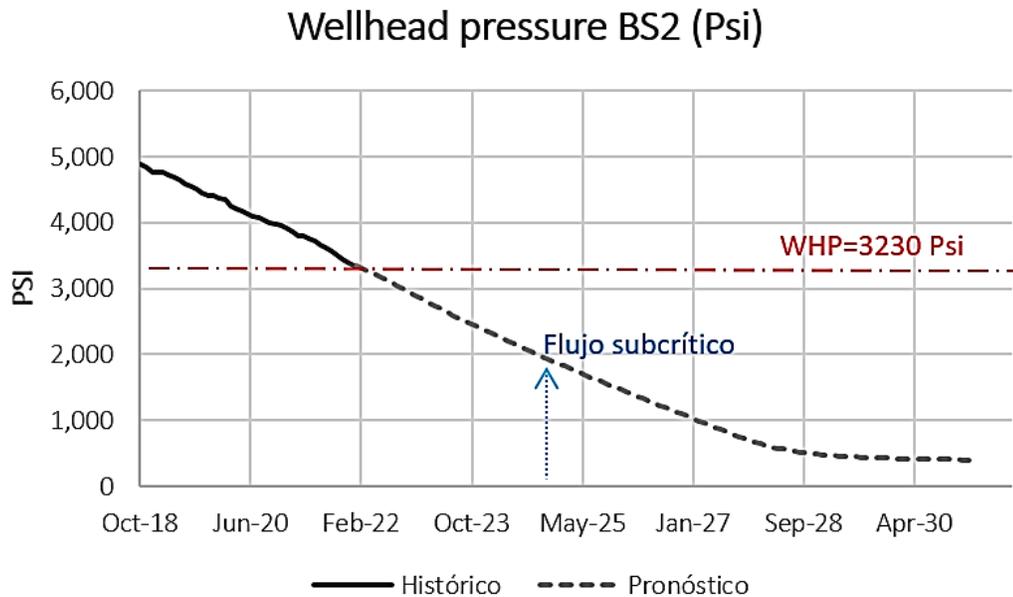
Fuente: Elaboración propia a partir de datos de campo

Figura 19. RTA Bullerengue Sur-1



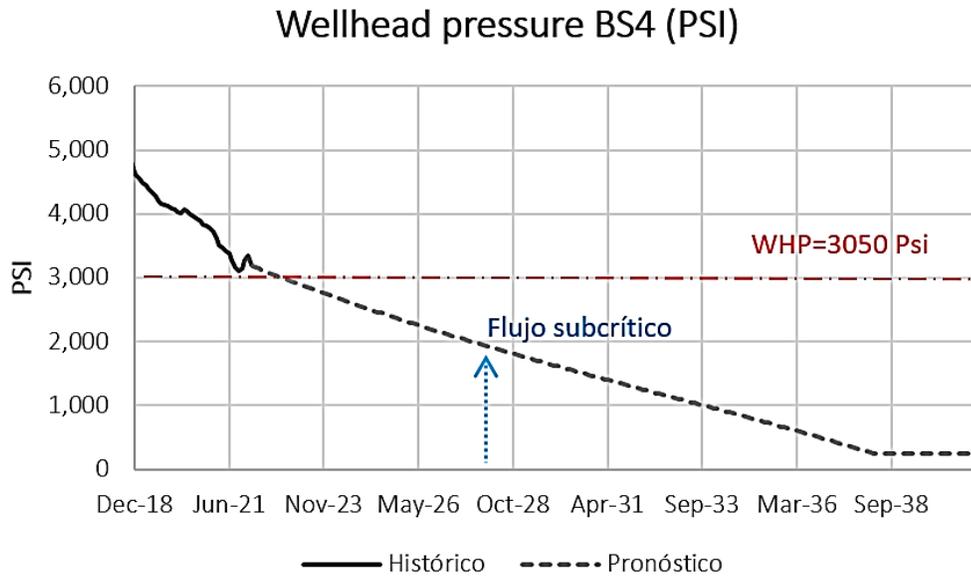
Fuente: Elaboración propia a partir de datos de campo

Figura 20. RTA Bullerengue Sur-2



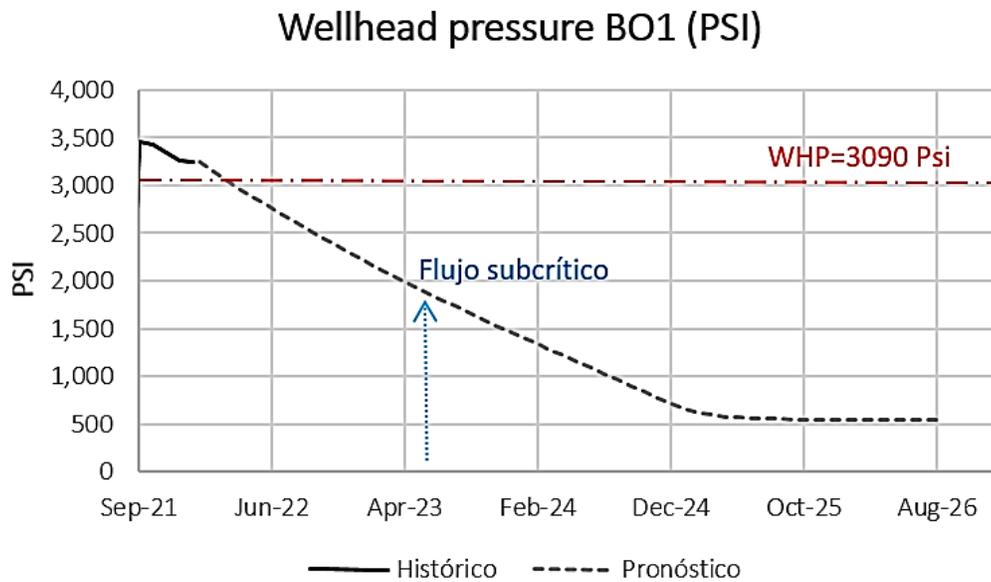
Fuente: Elaboración propia a partir de datos de campo

Figura 21. RTA Bullerengue Sur-4



Fuente: Elaboración propia a partir de datos de campo

Figura 22. RTA Bullerengue Oeste-1



Fuente: Elaboración propia a partir de datos de campo

Tabla 9. Tipo de flujo por pozo

POZO	WHP FEB-2022	FLUJO	FECHA FLUJO SUBCRÍTICO
Bullerengue 2	1,320 psi	Subcrítico	sep-21
Bullerengue 4	1,532 psi	Subcrítico	oct-21
Bullerengue N1	350 psi	Subcrítico	ene-21
Bullerengue S1	3,250 psi	Crítico	dic-24
Bullerengue S2	3,230 psi	Crítico	dic-24
Bullerengue S4	3,050 psi	Crítico	may-28
Bullerengue O1	3,090 psi	Crítico	jun-23

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de campo

4.2.2. Sistema de Compresión

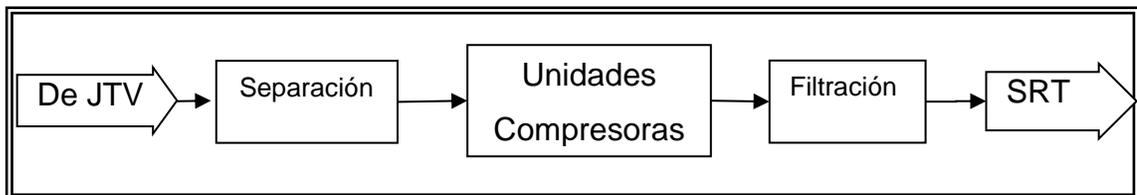
Descripción general

El sistema de compresión busca incrementar la capacidad de suministro del gas natural desde la estación Bullerengue Sur hacia el punto de transferencia y custodia (City gate) hasta un volumen de 60 MMSCFD. Para esto, en caso de incrementar la presión del City gate operado por el transportador, se encenderían las unidades compresoras con el propósito de garantizar el volumen de venta desde el campo Bullerengue; sin embargo, debido a las condiciones actuales de volumen de producción < 30 MMSCFD y presiones máximas registradas en el City gate de hasta 800 psi las unidades compresoras se encuentran disponibles no operativas, condición atractiva enfocado en la reducción de presión de separación que permita mediante la adecuación de compresores existentes beneficiar la producción del campo. El sistema de compresión estará conformado por:

- **Dos (2) Separadores en la Succión de Compresores:** Cada uno con capacidad de 30 MMSCFD, uno en operación y el otro de respaldo, para retener líquidos que no se han retenido en las unidades JTV y así proteger el sistema de compresión.
- **Tres Unidades Paquete de Compresión UC-001/UC-002/UC-003:** cada una con capacidad para manejar 25 MMSCFD, los compresores tipo reciprocantes, que operarían dos en paralelo y un tercero como stand-by. Cada unidad está integrada por un scrubber, una unidad de compresión y un sistema de enfriamiento.
- **Dos (2) Filtros Coalescentes en la Descarga de Compresores:** Cada uno con capacidad de 30 MMSCFD, uno en operación y el otro de respaldo, para retener aceites que se han arrastrado en la etapa de compresión.

La Figura 23, representa de manera esquemática el proceso:

Figura 23. Esquema del Proceso de Compresión



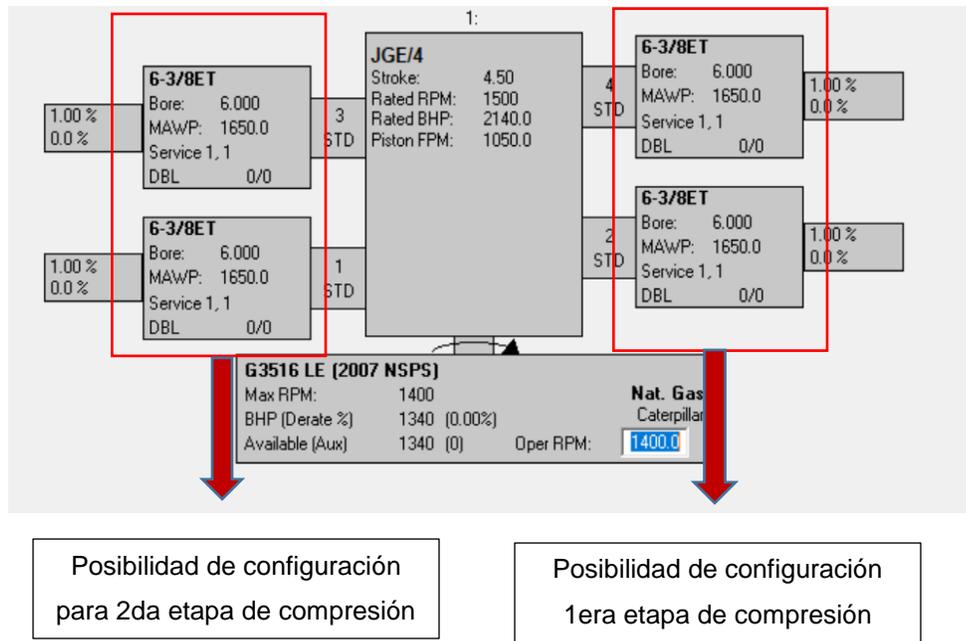
Fuente: Elaboración propia autor

Posibilidad de actualización en equipos disponibles

El cambio de presión de separación conlleva a la propuesta de utilizar los equipos disponibles de las mejores condiciones operacionales que permitan mejorar los índices de productividad y operar equipos en rangos recomendados de operación para el correcto funcionamiento de los mismos, es por esto que la presión de descarga de o de los compresores asignados para lograr reducir la presión de separación estaría definida por las presiones promedio de operación de la planta de gas $p = 1,000$ psi. Este dato de entrada, sumado al volumen objetivo (Volumen de producción pozos área de Bullerengue), caracterización del gas, temperatura del gas, son de gran importancia para definir la mínima presión de succión, que garantice la relación de compresión óptima (2-4) sin generar fenómenos contraproducentes como carga en el vástago y altas temperaturas en las válvulas del sistema de compresión.

La configuración actual (Figura 24) de los equipos está dada en 1 etapa de compresión; sin embargo, la existencia de 4 cilindros de compresión, 2 en el costado izquierdo y 2 en el costado derecho, podría generar una oportunidad de aumentar el número de etapas de compresión, buscando disminuir al máximo la presión de succión del sistema que beneficiaría muchísimo los índices de productividad de los pozos del área de Bullerengue.

Figura 24. Configuración actual



Fuente: Elaboración propia autor

Requerimientos de potencia en función del tipo de motor actual, la configuración de los cilindros, sistema de enfriamiento, los diámetros de los pistones, entre otros; se constituyen en elementos fundamentales para realizar la simulación de los equipos de compresión proponiendo su actualización y definiendo la presión de succión recomendada para una operación que permita garantizar la máxima recuperación de volúmenes de gas para los pozos de baja presión.

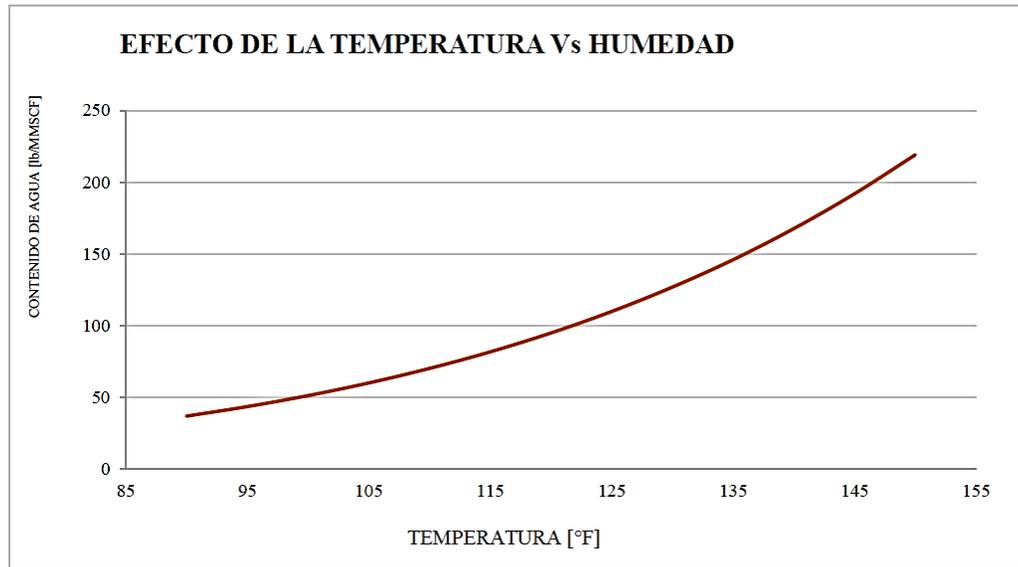
4.2.3. Temperatura de entrada al proceso de deshidratación

Una de las variables de mayor importancia en el proceso de deshidratación es la temperatura del gas húmedo, ya que esta afecta el contenido de vapor de agua. Mientras mayor es la temperatura del gas, mayor es el contenido del agua en el gas y por ende el flujo de recirculación del glicol es también mayor.

De acuerdo a lo anterior esta es una de las variables a evaluar en la simulación del proceso, debido al posible incremento de la temperatura del gas al utilizar el compresor, enfocado a la reducción de presión de separación en donde la descarga de este tendría conexión a la corriente de entrada del sistema de tratamiento. Es por esto que el enfriamiento del gas aguas arriba del proceso de deshidratación es recomendado en muchas ocasiones, especialmente si la temperatura del gas es mayor de 122 °F, porque resulta en un diseño o acciones operativas más económicas y adicionalmente se recomienda que la temperatura del glicol que entra a la torre contactora gas / glicol no sea superior a 140°F, para minimizar pérdidas por vaporización en el gas seco.

Así mismo, el límite inferior para la temperatura del gas húmedo es generalmente 60°F, porque el glicol es muy viscoso para su uso en platos de burbujeo, además puede generar hidratos y aumento en la viscosidad del glicol que genera una reducción en eficiencia del proceso. A continuación, se muestra en la Figura 25 el efecto de la temperatura en la corriente del gas húmedo

Figura 25. Efecto de la temperatura vs. Humedad



Fuente: DIAZ, Fabián Andrés. Análisis de la causa raíz en el aumento del consumo de glicol en el proceso de deshidratación de gas en una planta del piedemonte llanero. Trabajo de grado. Maestría en Ingeniería de Petróleo y Gas. Bucaramanga. Universidad Industrial de Santander. 2020., p. 41.

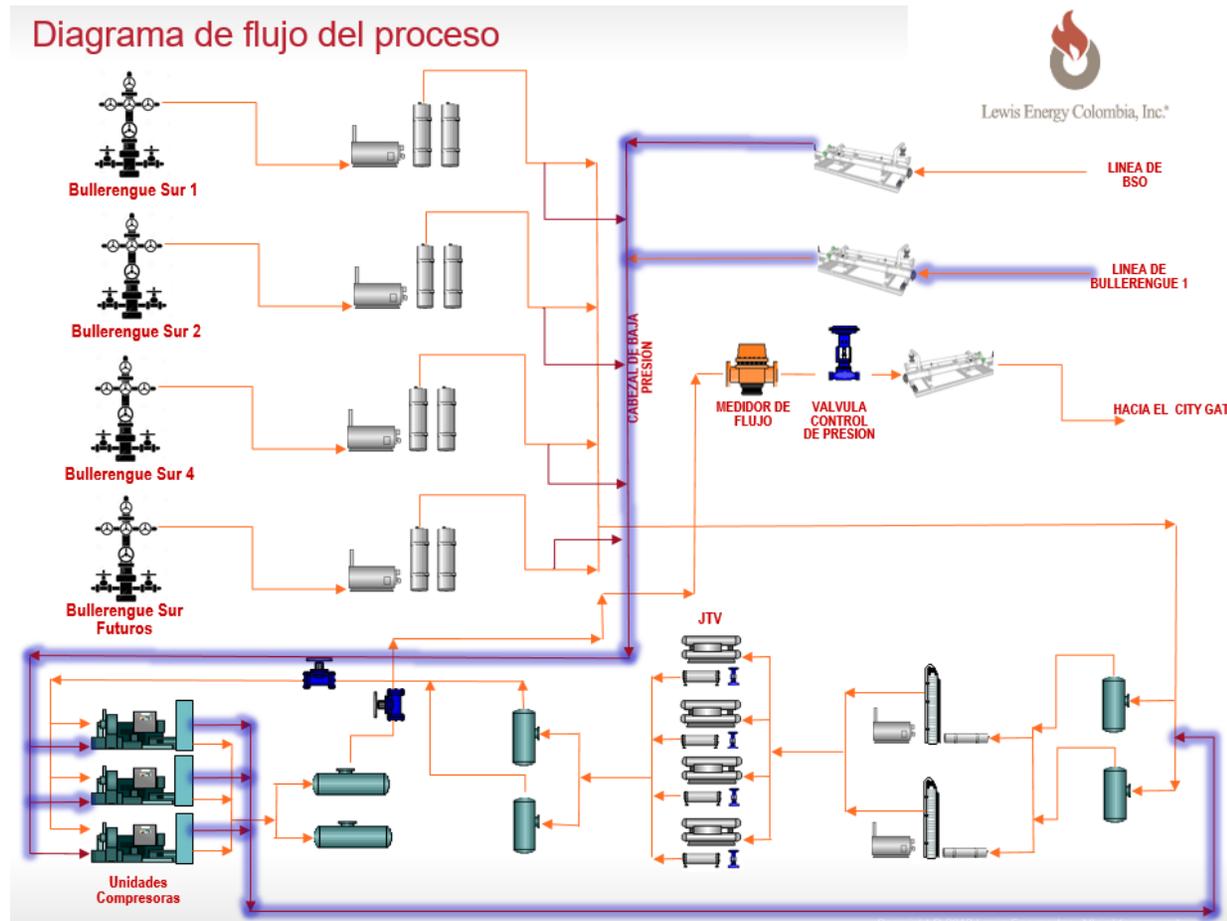
5. INFORME DE SIMULACIÓN EN HYSYS

5.1. INTRODUCCIÓN

Enfocado en el incremento de producción, en donde se están realizando campañas de perforación acompañado de estrategias que permitan maximizar la producción actual, recuperando al máximo las reservas, surge la posibilidad de realizar el cambio del sistema de separación, y así generar un incremento en el volumen.

Los requerimientos de seguridad operativa en el manejo del Gas "Confiable del sistema" y las condiciones de entrega requeridas para el proceso en la planta, en pro del control de calidad del Gas (Control del Dew Point y humedad) y riesgos operacionales, se constituyen en los elementos justificativos para realizar la simulación en función de estos cambios operacionales. A continuación, en la Figura 26 se presenta un Diagrama de flujo de proceso, con el esquema de recibir el Gas en Baja presión, con el aprovechamiento de los equipos disponibles no operativos.

Figura 26. Diagrama de flujo del proceso



Fuente: Elaboración propia autor

5.1.1. Bases de la simulación

Programas de simulación

- Se utilizó el simulador de proceso Hysys versión 12 para modelar en estado estacionario, el proceso de separación y deshidratación de gas
- Se utilizó el paquete termodinámico Peng Robinson para determinar las propiedades PVT.

5.1.2. Características de los fluidos de entrada

A continuación, en la Tabla 10 y Tabla 11 se presenta la cromatografía de gas de cada uno de los pozos que fluyen a las locaciones Bullerengue 1 y Bullerengue Sur.

Tabla 10. Composición del gas pozos Bullerengue 1 ¹⁴

CARACTERÍSTICAS		BULLERENGUE 2	BULLERENGUE 3	BULLERENGUE N1	BULLERENGUE 4
		--	CABEZA DE POZO	SEPARADOR	CABEZA DE POZO
		RFL 201902955	RFL 201904160	RFLA 201904191	RFLA 2103165
		31-ago-19	25-nov-19		28-ago-21
Metano	CH ₄	93.528	94.75	93.226	94.22
Etano	C ₂ H ₆	2.103	1.961	3.083	2.17
Propano	C ₃ H ₈	1.079	0.988	1.591	1.1
i-Butano	iC ₄ H ₁₀	0.304	0.264	0.446	0.3
n-Butano	nC ₄ H ₁₀	0.414	0.345	0.468	0.44
i-Pentano	iC ₅ H ₁₂	0.211	0.149	0.18	0.18
n-Pentano	nC ₅ H ₁₂	0.178	0.127	0.12	0.15
n-Hexano	nC ₆ H ₁₄	0.272	0.194	0.132	0.22
n-Heptano		0.45	0.327	0.139	0.31

¹⁴ Reporte de Análisis cromatográfico realizado en Laboratorio

CARACTERÍSTICAS		BULLERENGUE 2	BULLERENGUE 3	BULLERENGUE N1	BULLERENGUE 4
		--	CABEZA DE POZO	SEPARADOR	CABEZA DE POZO
		RFL 201902955	RFL 201904160	RFLA 201904191	RFLA 2103165
		31-ago-19	25-nov-19		28-ago-21
n-Octano		0.426	0.307	0.092	0.28
n-Nonano	nC ₉ H ₂₀	0.215	0.123	0.034	0.16
n-Decano	nC ₁₀ H ₂₂	0.156	0.073	0.018	0.09
n-Undecano	nC ₁₁ H ₂₄	0.117	0.039	0.05	0.04
n-Dodecano	C ₁₂ H ₂₆	0.083	0.023	0	0.02
n-Tridecano	C ₁₃ H ₂₈	0.166	0.018	0	0
Nitrógeno	N ₂	0.279	0.287	0.388	0.3
Dióxido de	CO ₂	0.019	0.025	0.033	0.02
Real Heating Value Btu/ft ³		--	1110.8	1113.02	1122.2
Gas Gravity (Air=1 @ 14.73)		0.6037	0.6228	0.6235	0.6302

Fuente: Lewis Energy Colombia Inc

Locación Bullerengue Sur

Tabla 11. Composición del gas pozos Bullerengue Sur ¹⁵

CARACTERÍSTICAS		BULLERENGUE SUR 1	BULLERENGUE SUR 2	BULLERENGUE SUR 4	BULLERENGUE OESTE 1
		CABEZA DE POZO	CABEZA DE POZO	CABEZA DE POZO	SEPARADOR
		OGC-PVT-2018038	OGC-PVT-2019001	OGC-PVT-2019001	RFLA 2103189
		23-jul-18	5-ene-19	5-ene-19	27-sep-21
Metano	CH ₄	94.275	95.667	94.764	95.2
Etano	C ₂ H ₆	1.987	1.985	2.27	2.09
Propano	C ₃ H ₈	1.006	0.959	1.207	1.01
i-Butano	iC ₄ H ₁₀	0.287	0.26	0.339	0.27
n-Butano	nC ₄ H ₁₀	0.382	0.334	0.44	0.37
i-Pentano	iC ₅ H ₁₂	0.17	0.141	0.183	0.14

¹⁵ Reporte de Análisis cromatográfico realizado en Laboratorio

CARACTERÍSTICAS		BULLERENGUE SUR 1	BULLERENGUE SUR 2	BULLERENGUE SUR 4	BULLERENGUE OESTE 1
		CABEZA DE POZO	CABEZA DE POZO	CABEZA DE POZO	SEPARADOR
		OGC-PVT-2018038	OGC-PVT-2019001	OGC-PVT-2019001	RFLA 2103189
		23-jul-18	5-ene-19	5-ene-19	27-sep-21
n-Pentano	nC ₅ H ₁₂	0.149	0.08	0.127	0.11
n-Hexano	nC ₆ H ₁₄	0.241	0.065	0.111	0.15
n-Heptano		0.408	0.128	0.138	0.15
n-Octano		0.473	0.046	0.08	0.08
n-Nonano	nC ₉ H ₂₀	0.14	0	0.025	0.03
n-Decano	nC ₁₀ H ₂₂	0.125	0	0	0.02
n-Undecano	nC ₁₁ H ₂₄	0.069	0	0	0.01
n-Dodecano	C ₁₂ H ₂₆	0.012	0	0	0
n-Tridecano	C ₁₃ H ₂₈	0.001	0.001	0	0
Nitrógeno	N ₂	0.264	0.303	0.301	0.35
Dióxido de Ca	CO ₂	0.011	0.011	0.014	0.02
Real Heating Value Btu/ ft3 @		1,135	1,070	1,087	1,078.7
Gas Gravity (Air=1 @ 14.73 p		0.615	0.593	0.604	0.6028

Fuente: Lewis Energy Colombia Inc

5.1.3. Condiciones de Alimentación

Locación Bullerengue 1

A continuación, en la Tabla 12 y Tabla 13 se presentan los parámetros operacionales de los pozos del área de Bullerengue y Bullerengue Sur.

Tabla 12. Parámetros operacionales en Bullerengue 1 ¹⁶

POZO	PRODUCCIÓN (KSCF)	PETRÓLEO (BBL)	PRESIÓN (PSIA)	TEMPERATURA (°F)
Bullerengue 2	3,312.666	23.62	1,382	100.5
Bullerengue 3	764.423	0.22	121.8	85.7
Bullerengue 4	1,720.668	14.24	1,569.8	92.3
Bullerengue Norte 1	965.443	5.5	410.8	66

Fuente: Lewis Energy Colombia Inc

Locación Bullerengue Sur

Tabla 13. Parámetros operacionales en Bullerengue Sur ¹⁷

POZO	PRODUCCIÓN (KSCF)	PETRÓLEO (BBL)	PRESIÓN (PSIA)	TEMPERATURA (°F)
Bullerengue sur 1	7,333.528	165.29	3,251.7	113.7
Bullerengue sur 2	7,501.918	133.79	3,276.1	112.7
Bullerengue sur 4	3,335.063	78.41	3,085.1	104
Bullerengue oeste 1 (futuro)	5,387.952	90.04	3,154.3	106.9

Fuente: Lewis Energy Colombia Inc

5.1.4. Características de los productos

Se debe cumplir con el Reglamento Único de Transporte de Gas Natural – RUT correspondiente a la Resolución 054 de 2007.

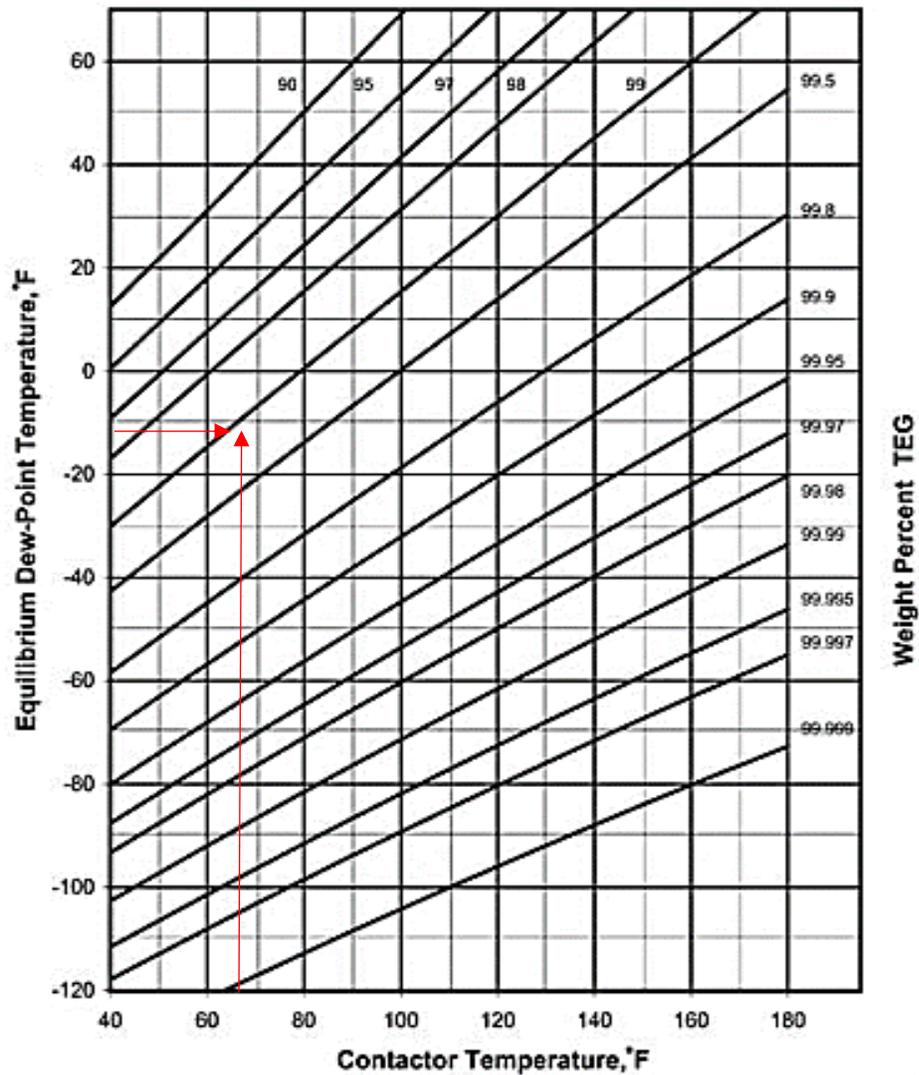
¹⁶ Data recopilada en campo fecha 07-03-2022

¹⁷ Data recopilada en campo fecha 07-03-2022

5.1.5. Premisas

- De acuerdo con el Reglamento Único de Transporte de Gas Natural (RUT) 2007, el punto de rocío de hidrocarburos para cualquier presión no deberá superar el valor de 45 °F
- Se considera un porcentaje de desviación entre el valor reportado por el simulador y los datos reales de campo de +/- 5%.
- El Dewpoint H₂O en la salida de las Torres Contactoras existente está dada por la recomendada por la GPSA, sección 20 (Figura 27)

Figura 27. Dewpoint H2O vs Temperatura a diferentes concentraciones de TEG



Fuente: GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION. Engineering Data Book, FPS Version. Tulsa, Oklahoma, EEUU. Gas Processors Association. 12th edition, 2004., p. 20-34

5.1.6. Metodología de herramienta Aspen HYSYS V.12

Para la planta de Deshidratación con TEG se utilizó la siguiente metodología para el manejo de la herramienta de simulación HYSYS V12:

5.1.7. Saturación de gas de entrada

Debido a que el análisis cromatográfico del gas de alimentación se encuentra en base seca, se debe realizar el proceso de saturación de este, a fin de simular condiciones reales de composición del gas de entrada.

Para realizar la saturación se hizo pasar la corriente en base seca por la herramienta “Stream Saturator” en el simulador aspen HYSYS V12.

5.1.8. Sistema de deshidratación

- Se seleccionó como paquete termodinámico Peng Robinson.
- La alimentación es el Gas Húmedo proveniente de la mezcla del gas de los pozos de Bullerengue Sur y el gas comprimido de Bullerengue 1.
- La corriente de alimentación está saturada y contiene vapor de agua y condensado libre, por lo que se hace pasar por un separador antes de ingresarla a Torre Contactora. Para ello se utilizó la herramienta “Separator”.
- Se utilizó la herramienta “absorber” para simular la Torre Contactora. Por el tope se ingresó el TEG y por el fondo el gas a tratar. El flujo de TEG se obtuvo por medio de un proceso iterativo considerando la caracterización del gas de entrada y las especificaciones de la Torre

Gas - TEG. De esta manera se obtuvo una solución de TEG del 95 % p/p.

- Se fijaron los 8 platos de equilibrio en la torre contactora.

5.1.9. Acondicionamiento de Dewpoint

- Para simular el intercambio calórico de la corriente de gas deshidratado se utilizó la herramienta “Heat Exchanger”.
- La caída de presión por intercambiador se estableció en 2 psi.
- El filtro coalescedor va asociado en la simulación a la herramienta “separator”.
- Para el mejoramiento de la temperatura Dew point se utilizó la herramienta “control valve” con un diferencial de presión que promueva la condensación de los componentes de mayor masa molecular del gas.

De acuerdo a las condiciones de flujo Subcrítico vistas en el capítulo anterior, los pozos que requieren de acción inmediata para alargar su vida son los del área de Bullerengue, es por esto que se realizó una simulación denominada “Flujo parcial en baja presión”; sin embargo, como parte de este ejercicio de proyecciones a todos los pozos del campo, se generó una simulación adicional que incluye la totalidad de los pozos del campo denominada “simulación flujo total en baja presión” (ver Anexo B y Anexo A respectivamente).

5.1.10. Esquema de simulación

Ver anexo B y anexo A.

5.1.11. Condiciones de entrega

El gas obtenido en la simulación Hysys presenta las condiciones mostradas en la Tabla 14:

Tabla 14. Gas a City Gate

PROPIEDADES DE GAS DE ENTREGA EN CITY GATE		
Temperatura	65.56	°F
Presión	758	Psig
Flujo	28.89	MMSCFD
Punto de rocío (HCDP)	44.92	°F
Contenido de agua	1.292	Lb/MMCF
Gravedad específica	0.5907	Adimensional
Poder calorífico	1,053	BTU/SCF

GAS A CITY GATE		
Temperature	65.56	F
Pressure	758	psig
Molar Flow	29.89	MMSCFD
HC Dew Point	44.92	F
Water Content	1.292	lb/MMSCF
Specific Gravity rel Air	0.5907	rel_to_air
Higher Heating Value	1,053	Btu/SCF

Fuente: Lewis Energy Colombia Inc

Estas condiciones se encuentran dentro de los parámetros establecidos por el Reglamento Único de Transporte de Gas Natural – RUT correspondiente a la Resolución 054 de 2007.

5.1.12. Modificaciones en las condiciones de operación inicial

Las condiciones de operación de la locación Bullerengue 1, se modificaron para alcanzar un mayor aprovechamiento de la producción de cada pozo,

originando el requerimiento de disminuir la presión y posteriormente aumentarla en la locación Bullerengue Sur, a través de un sistema de compresión instalado. Este cambio se resume en la Tabla 15:

Tabla 15. Tabla condiciones de operación en Bullerengue 1¹⁸

PARÁMETRO	BULLERENGUE 1	
	CONDICIÓN INICIAL-FLUJO TOTAL EN ALTA PRESIÓN Años anteriores	CONDICIÓN PROPUESTA-FLUJO PARCIAL EN BAJA PRESIÓN
Flujo de salida, KSCF	7,441.9	6,980.8
Presión del fluido (entrada a Bullerengue Sur), psig	910.5	200 - 250
Temperatura (entrada a Bullerengue Sur), °F	65.4	65

Fuente: Elaboración propia autor

Esta modificación conlleva a revisar el sistema de deshidratación a fin de, en caso de ser necesario, realizar los ajustes para alcanzar una eficiencia de operación estable que permita obtener valores dentro de lo establecido por el Reglamento RUT.

5.2. INFORME DE SIMULACIÓN ARIEL

5.2.1. Introducción

Para la propuesta de actualización de los equipos existentes de Compresión que permitan manejar el flujo objetivo del proyecto, enfocado en reducir la

¹⁸ Datos tomados de la simulación en Aspen Hysys V12

presión de separación de los pozos del área de Bullerengue, se requiere información básica “datos de entrada” los cuales han sido mencionado en el marco conceptual y se resumirán en la Tabla 16.

Cada equipo será actualizado, considerando la potencia actual del motor de 1340 Hp, determinando a partir de esta la presión mínima de succión y el Caudal a manejar para estas condiciones.

5.2.2. Información requerida (actualización)

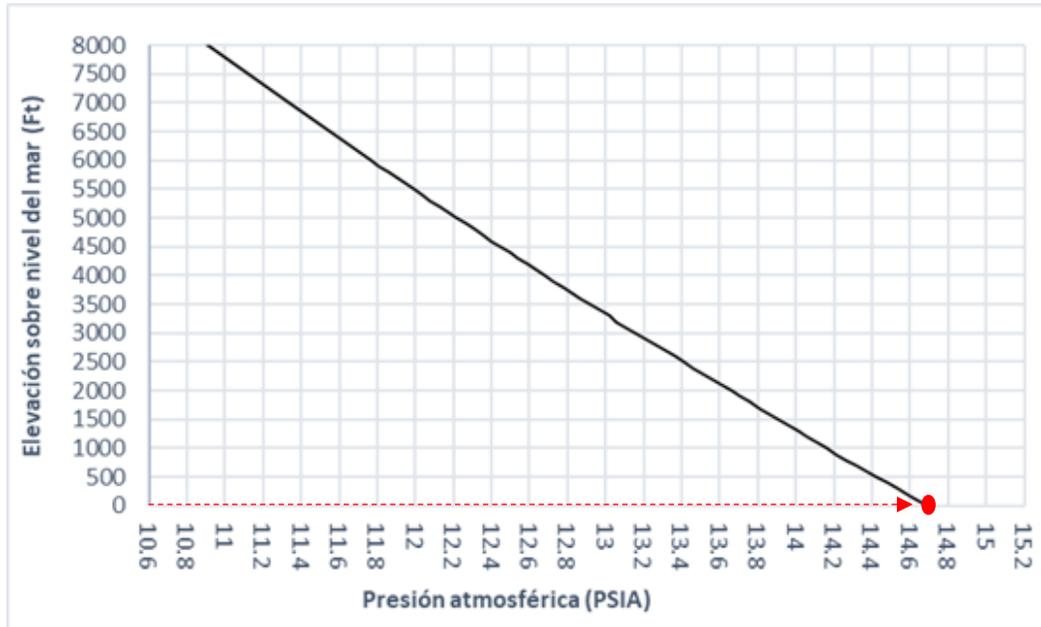
Tabla 16. Dimensionamiento

DIMENSIONAMIENTO		
VARIABLE	VALOR	OBSERVACIÓN
Presión de succión	A determinar	Presión resultante, fijando presión de descarga, # etapas
Presión de descarga	Pd= 1000 psig	Necesidad del proceso. Presión de operación torres contactoras de Glicol
Temperatura Succión	85 – 90 °F	Cercana a la temperatura Ambiente “Sabana Larga Atlantico”
Capacidad requerida	6-7 MMSCFD	Volumen a recuperar de los pozos del área de Bullerengue
Elevación	0 FT PATM= 14.7 PSIA	Dato para Sabana Larga sitio de ubicación de las unidades compresoras.
Gravedad Especifica	SG=0.6	Dato determinado de acuerdo a la Cromatografía del Gas a Comprimir.

Fuente: Elaboración propia autor

Para la determinación de la presión atmosférica se debe tener en cuenta la elevación sobre el nivel del mar, tal como como se puede evidenciar en la figura N. 28 que se muestra a continuación

Figura 28. Cálculo para presión

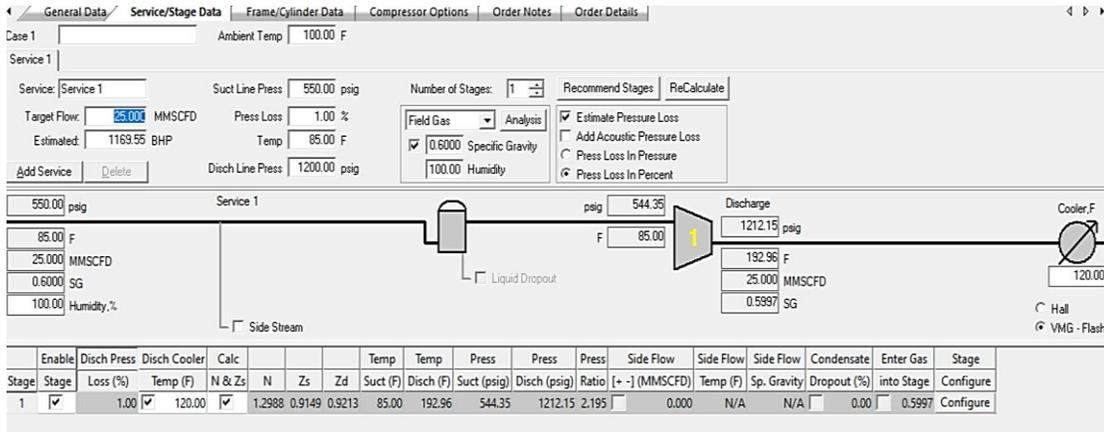


Fuente: Adaptado de Geogebra.

5.2.3. Condiciones actuales de operación

Unidades compresoras de 1 etapa de compresión, inicialmente estimadas para una presión de succión de 550 psi y una descarga máxima de hasta 1200 psi (según requerimientos RUT), la cual arroja una capacidad de 25-27 MMCFD, tal como se muestra en el siguiente recorte de simulación (Figura 29).

Figura 29. Recorte simulación Software Ariel



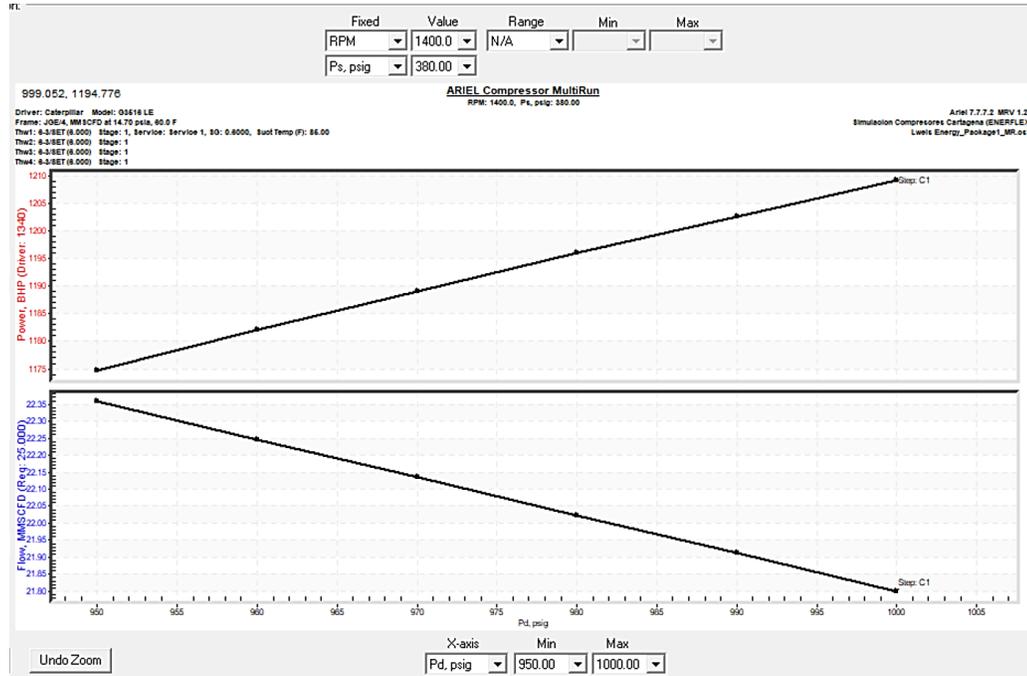
Fuente: Elaboración propia autor

5.2.4. Propuestas para el manejo de Gas en baja presión

De acuerdo a la configuración actual de los equipos de compresión, tan solo con un cambio de tuberías de succión (corriente de gas proveniente de los pozos de Bullerengue alineada directamente a succión de compresores) y descarga (Conectada a la entrada de las torres contactoras), pudiera mantenerse las condiciones de 1 etapa de compresión, ajustando la presión de succión y descarga para los valores recomendados tal como se muestra en la Figura 30.

- 1 etapa
- P_{succión}= 380 psi
- P_{descarga}= 950 – 1,000 psi
- R_c= 2.44 – 2.57
- Capacidad Max por maquina = 22 MMSCFD

Figura 30. Recorte Multirun software Ariel



Fuente: Elaboración propia autor

Sin embargo, esta simulación respetó la configuración actual, reduciendo la presión de descarga a las necesidades de tratamiento, calculando la mínima presión de succión que pudiera manejarse, manteniendo la relación de compresión por etapa (1 etapa), sin generar problemas por inconvenientes de temperatura en las válvulas del compresor.

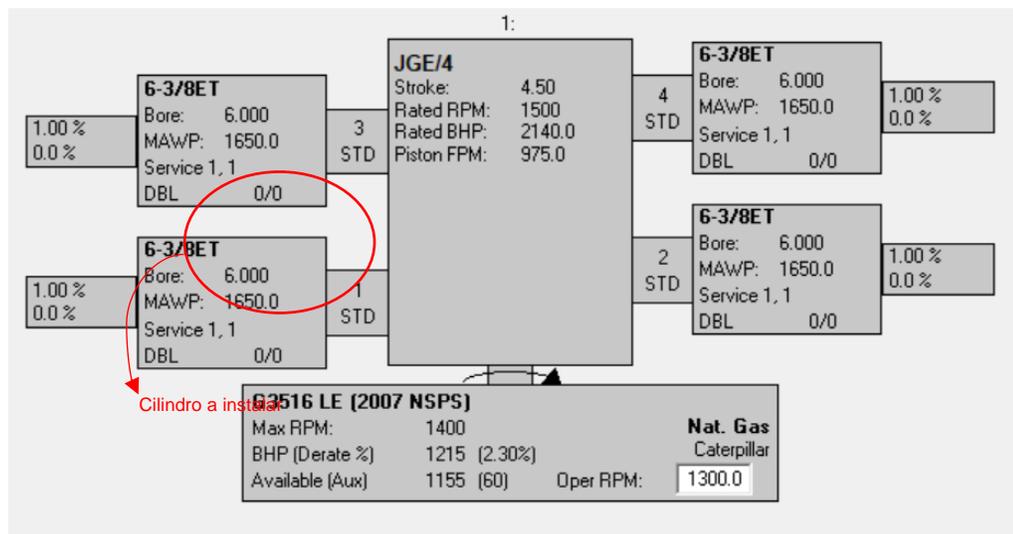
Continuando con los elementos justificativos para continuar con la reducción de presión en beneficio de los índices de productividad de los pozos, se plantean los siguientes retos:

- Como utilizar equipos actuales para bajar aún más la presión de separación.
- Conversión de equipos de compresión de 1 etapa a 2 etapas.
- Aseguramiento de una operación múltiple con capacidad de comprimir en 1 etapa y 2 etapas.

Teniendo en cuenta la configuración de las máquinas, con 2 lados marcados de compresión, se propone:

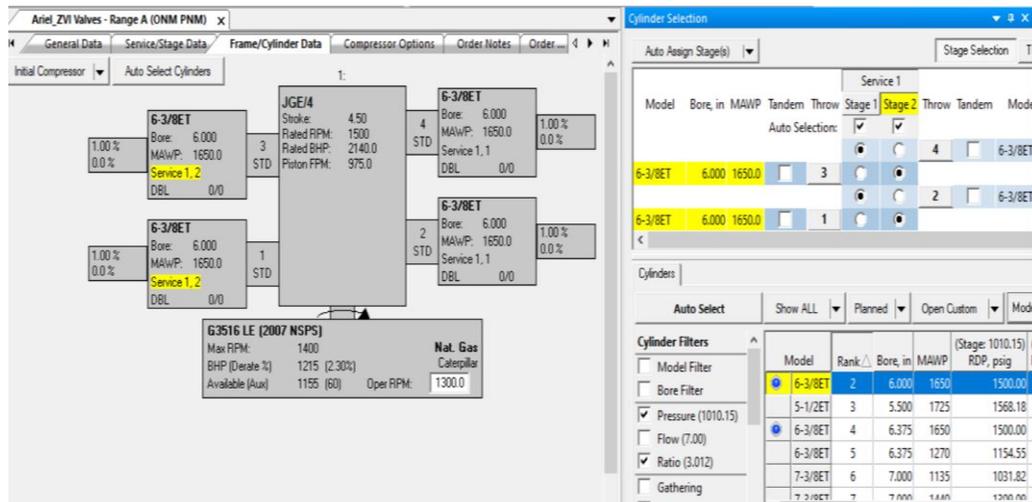
- 1) Completar cilindro de compresión, cilindro #1, buscando una configuración de 2 etapas. Cilindro #1 y cilindro #4 para la primera etapa de compresión y cilindros #1 y cilindro #3 para la segunda etapa de compresión, tal como se muestra en la Figura 31 y Figura 32 :

Figura 31. Recorte de simulación. – Configuración propuesta



Fuente: Elaboración propia autor

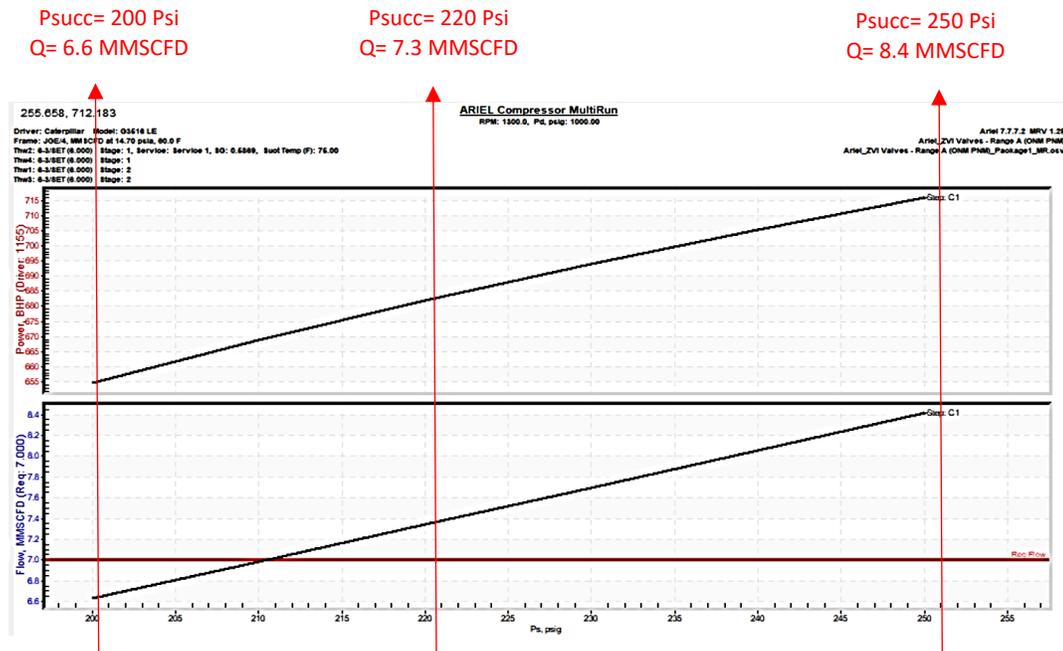
Figura 32 Recorte de simulación. – Selección de etapas de compresión



Fuente: Elaboración propia autor

- 2) Búsqueda de mínima presión de succión, manteniendo una adecuada relación de compresión, permitiendo manejar el volumen requerido de los pozos en el área de Bullerengue, y a su vez manteniendo las mejores condiciones de operación relacionado con la potencia del motor tal como se muestra en la siguiente simulación (Figura 33):

Figura 33 Recorte de simulación. – Multirun, sensibilidad a diferentes presiones de succión



Fuente: Elaboración propia autor

De las 3 condiciones de presión de succión definidas, a continuación, se presentan los resultados de todos los parámetros operacionales, los cuales cumplen satisfactoriamente, en función de cada necesidad de volumen de compresión.

De manera general las unidades de compresión podrán trabajarse en los 3 siguientes rangos de operación

Escenario # 1: Presión de succión de 200 psig presión de descarga 1000 psig.
 Volumen máximo a manejar 6.6 MMSCFD.

Compressor Data:				Driver Data:			
Elevat'n,ft:	300.00	Barmtr,psia:	14.535	Ambient,F:	100.00	Type:	Nat. Gas
Frame:	JGE/4	Stroke,in:	4.50	Rod Dia,in:	2.000	Mfg:	Caterpillar
Max RL Tot, %:	100	Max RL Tens, %:	100	Max RL Comp, %:	100	Model:	G3516 LE
Rated RPM:	1500	Rated BHP:	2140.0	Rated PS FPM:	1125.0	BHP:	1215 (2.3%)
Calc RPM:	1300.0	Calc BHP:	655	Calc PS FPM:	975.0	Avail:	1155 (60)
Service	Service 1						
Stage Data	1	—	2	—			
Flow Req'd, MMSCFD	7.000	—	—	—			
Flow Calc, MMSCFD	6.633	—	6.633	—			
Cyl BHP per Stage	168.1	—	469.3	—			
Specific Gravity	0.5870	—	0.5870	—			
Ratio of Sp Ht (N)	1.2978	—	1.2807	—			
Comp Suct (Zs)	0.9663	—	0.9621	—			
Comp Disch (Zd)	0.9639	—	0.9662	—			
Pres Suct Line, psig	200.00	—	N/A	—			
Pres Suct Flg, psig	197.85	—	306.57	—			
Pres Disch Flg, psig	315.85	—	1010.15	—			
Pres Disch Line, psig	N/A	—	1000.00	—			
Pres Ratio F/F	1.556	—	3.191	—			
Temp Suct, F	75.00	—	120.00	—			
Temp Clr Disch, F	120.00	—	120.00	—			
Cylinder Data	Throw 2	Throw 4	Throw 1	Throw 3			
Cyl Model	6-3/8ET	6-3/8ET	6-3/8ET	6-3/8ET			
Cyl Bore,in	6.000	6.000	6.000	6.000			
Cyl RDP (API),psig	1500.0	1500.0	1500.0	1500.0			
Cyl MAWP,psig	1650.0	1650.0	1650.0	1650.0			
Cyl Action	DBL	DBL	DBL	DBL			
Cyl Disp, CFM	180.8	180.8	180.8	180.8			
Pres Suct Intl, psig	189.02	189.02	294.28	294.28			
Temp Suct Intl, F	77	77	126	126			
Suct Zsph	0.9668	0.9668	0.9635	0.9635			
Pres Disch Intl, psig	325.34	325.34	1033.30	1033.30			
Temp Disch Intl, F	144	144	306	306			
HE Suct Gas Vel, FPM	7192	7192	7192	7192			
HE Disch Gas Vel, FPM	5276	5276	5276	5276			
HE Spers Used/Max	0/2	0/2	0/2	0/2			
HE Vol Pkt Avail	1.00+50.15	1.00+50.15	1.00+50.15	1.00+50.15			
HE Vol Pkt Used	0.00 (V) %	0.00 (V) %	0.00 (V) %	0.00 (V) %			
HE Min Clr, %	17.89	17.89	17.89	17.89			
HE Total Clr, %	18.70	18.70	18.70	18.70			
CE Suct Gas Vel, FPM	6393	6393	6393	6393			
CE Disch Gas Vel, FPM	4690	4690	4690	4690			
CE Spers Used/Max	0/2	0/2	0/2	0/2			
CE Min Clr, %	20.57	20.57	20.57	20.57			
CE Total Clr, %	20.57	20.57	20.57	20.57			
Suct Vol Eff HE/CE, %	88.1/87.1	88.1/87.1	64.1/60.9	64.1/60.9			
Disch Event HE/CE, ms	12.8/13.8	12.8/13.8	7.3/8.2	7.3/8.2			
Suct Pseudo-Q HE/CE	4.0/3.1	4.0/3.1	3.6/2.9	3.6/2.9			
Gas Rod Ld Comp, %	13.9	13.9	68.3	68.3			
Gas Rod Ld Tens, %	9.4	9.4	58.7	58.7			
Gas Rod Ld Total, %	12.1	12.1	65.8	65.8			
Xhd Pin Deg/%Rvrsl	160/87.1	160/87.1	174/63.0	174/63.0			
Cyl Flow Calc, MMSCFD	3.317	3.317	3.317	3.317			
Cyl BHP	84.1	84.1	234.6	234.6			
Step: C1 - Default Cfg							

Corrida en Software Ariel – Escenario #1

Escenario# 2: Presión de succión de 220 psig presión de descarga 1000 psig.
 Volumen máximo a manejar 7.3 MMSCFD.

Compressor Data:				Driver Data:			
Elevat'n,ft:	300.00	Barnt,psia:	14.535	Ambient,F:	100.00	Type:	Nat. Gas
Frame:	JGE/4	Stroke,in:	4.50	Rod Dia,in:	2.000	Mfg:	Caterpillar
Max RL Tot, %:	100	Max RL Tens, %:	100	Max RL Comp, %:	100	Model:	G3518 LE
Rated RPM:	1500	Rated BHP:	2140.0	Rated PS FPM:	1125.0	BHP:	1215 (2.3%)
Calc RPM:	1300.0	Calc BHP:	682	Calc PS FPM:	975.0	Avail:	1155 (60)
Service							
Service 1	1	2	—	—	—	—	—
Stage Data							
Flow Req'd, MMSCFD	7.000	—	—	—	—	—	—
Flow Calc, MMSCFD	7.342	—	7.342	—	—	—	—
Cyl BHP per Stage	173.6	—	490.9	—	—	—	—
Specific Gravity	0.5869	—	0.5869	—	—	—	—
Ratio of Sp Ht (N)	1.2994	—	1.2823	—	—	—	—
Comp Suct (Zs)	0.9833	—	0.9800	—	—	—	—
Comp Disch (Zd)	0.9809	—	0.9640	—	—	—	—
Pres Suct Line, psig	220.00	—	N/A	—	—	—	—
Pres Suct Flg, psig	217.65	—	325.69	—	—	—	—
Pres Disch Flg, psig	335.39	—	1010.15	—	—	—	—
Pres Disch Line, psig	N/A	—	1000.00	—	—	—	—
Pres Ratio F/F	1.507	—	3.012	—	—	—	—
Temp Suct, F	75.00	—	120.00	—	—	—	—
Temp Clr Disch, F	120.00	—	120.00	—	—	—	—
Cylinder Data							
	Throw 2	Throw 4	Throw 1	Throw 3			
Cyl Model	6-3/8ET	6-3/8ET	6-3/8ET	6-3/8ET			
Cyl Bore,in	6.000	6.000	6.000	6.000			
Cyl RDP (API),psig	1500.0	1500.0	1500.0	1500.0			
Cyl MAWP,psig	1650.0	1650.0	1650.0	1650.0			
Cyl Action	DBL	DBL	DBL	DBL			
Cyl Disp, CFM	180.8	180.8	180.8	180.8			
Pres Suct Intl, psig	207.97	207.97	312.63	312.63			
Temp Suct Intl, F	77	77	126	126			
Suct Zsph	0.9837	0.9837	0.9614	0.9614			
Pres Disch Intl, psig	345.54	345.54	1033.62	1033.62			
Temp Disch Intl, F	140	140	297	297			
HE Suct Gas Vel, FPM	7192	7192	7192	7192			
HE Disch Gas Vel, FPM	5276	5276	5276	5276			
HE Spers Used/Max	0/2	0/2	0/2	0/2			
HE Vol Pkt Avail	1.00+50.15	1.00+50.15	1.00+50.15	1.00+50.15			
HE Vol Pkt Used	0.00 (V) %	0.00 (V) %	0.00 (V) %	0.00 (V) %			
HE Min Clr, %	17.89	17.89	17.89	17.89			
HE Total Clr, %	18.70	18.70	18.70	18.70			
CE Suct Gas Vel, FPM	6393	6393	6393	6393			
CE Disch Gas Vel, FPM	4690	4690	4690	4690			
CE Spers Used/Max	0/2	0/2	0/2	0/2			
CE Min Clr, %	20.57	20.57	20.57	20.57			
CE Total Clr, %	20.57	20.57	20.57	20.57			
Suct Vol Eff HE/CE, %	88.9/88.0	88.9/88.0	66.6/63.7	66.6/63.7			
Disch Event HE/CE, ms	13.2/14.2	13.2/14.2	7.7/8.6	7.7/8.6			
Suct Pseudo-Q HE/CE	4.0/3.1	4.0/3.1	3.7/2.9	3.7/2.9			
Gas Rod Ld Comp, %	14.2	14.2	66.9	66.9			
Gas Rod Ld Tens, %	9.4	9.4	57.0	57.0			
Gas Rod Ld Total, %	12.3	12.3	64.2	64.2			
Xhd Pin Deg/%Rvrsl	159/89.0	159/89.0	174/62.3	174/62.3			
Cyl Flow Calc, MMSCFD	3.671	3.671	3.671	3.671			
Cyl BHP	86.8	86.8	245.5	245.5			
Step: C1 - Default Cfg							

Corrida en Software Ariel – Escenario #2

Escenario# 3: Presión de succión de 250 psig presión de descarga 1000 psig.
 Volumen máximo a manejar 8.4 MMSCFD.

Compressor Data:				Driver Data:			
Elevat'n,ft:	300.00	Barmtr,psia:	14.535	Ambient,F:	100.00	Type:	Nat. Gas
Frame:	JGE/4	Stroke,in:	4.50	Rod Dia,in:	2.000	Mfg:	Caterpillar
Max RL Tot, %:	100	Max RL Tens, %:	100	Max RL Comp, %:	100	Model:	G3518 LE
Rated RFPM:	1500	Rated BHP:	2140.0	Rated PS FPM:	1125.0	BHP:	1215 (2.3%)
Calc RPM:	1300.0	Calc BHP:	716	Calc PS FPM:	975.0	Avail:	1155 (60)

Service	Service 1			
Stage Data	1	2	3	4
Flow Req'd, MMSCFD	7.000	—	—	—
Flow Calc, MMSCFD	8.415	—	8.415	—
Cyl BHP per Stage	180.8	—	517.8	—
Specific Gravity	0.5867	—	0.5867	—
Ratio of Sp Ht (N)	1.3016	—	1.2846	—
Comp Suct (Zs)	0.9587	—	0.9568	—
Comp Disch (Zd)	0.9565	—	0.9608	—
Pres Suct Line, psig	250.00	—	N/A	—
Pres Suct Flg, psig	247.35	—	354.38	—
Pres Disch Flg, psig	364.38	—	1010.15	—
Pres Disch Line, psig	N/A	—	1000.00	—
Pres Ratio F/F	1.447	—	2.778	—
Temp Suct, F	75.00	—	120.00	—
Temp Clr Disch, F	120.00	—	120.00	—
Cylinder Data	Throw 2	Throw 4	Throw 1	Throw 3
Cyl Model	6-3/8ET	6-3/8ET	6-3/8ET	6-3/8ET
Cyl Bore,in	6.000	6.000	6.000	6.000
Cyl RDP (API),psig	1500.0	1500.0	1500.0	1500.0
Cyl MAWP,psig	1650.0	1650.0	1650.0	1650.0
Cyl Action	DBL	DBL	DBL	DBL
Cyl Disp, CFM	180.8	180.8	180.8	180.8
Pres Suct Intl, psig	236.38	236.38	340.17	340.17
Temp Suct Intl, F	77	77	125	125
Suct Zsph	0.9592	0.9592	0.9582	0.9582
Pres Disch Intl, psig	375.51	375.51	1034.10	1034.10
Temp Disch Intl, F	135	135	284	284
HE Suct Gas Vel, FPM	7192	7192	7192	7192
HE Disch Gas Vel, FPM	5276	5276	5276	5276
HE Spors Used/Max	0/2	0/2	0/2	0/2
HE Vol Pkt Avail	1.00+50.15	1.00+50.15	1.00+50.15	1.00+50.15
HE Vol Pkt Used	0.00 (V) %	0.00 (V) %	0.00 (V) %	0.00 (V) %
HE Min Clr, %	17.69	17.69	17.69	17.69
HE Total Clr, %	18.70	18.70	18.70	18.70
CE Suct Gas Vel, FPM	6393	6393	6393	6393
CE Disch Gas Vel, FPM	4690	4690	4690	4690
CE Spors Used/Max	0/2	0/2	0/2	0/2
CE Min Clr, %	20.57	20.57	20.57	20.57
CE Total Clr, %	20.57	20.57	20.57	20.57
Suct Vol Eff HE/CE, %	89.9/89.0	89.9/89.0	70.0/67.3	70.0/67.3
Disch Event HE/CE, ms	13.6/14.6	13.6/14.6	8.2/9.1	8.2/9.1
Suct Pseudo-Q HE/CE	4.0/3.2	4.0/3.2	3.7/2.9	3.7/2.9
Gas Rod Ld Comp, %	14.6	14.6	64.8	64.8
Gas Rod Ld Tens, %	9.2	9.2	54.5	54.5
Gas Rod Ld Total, %	12.4	12.4	61.8	61.8
Xhd Pin Deg/%Rvrsl	159/91.5	159/91.5	173/60.6	173/60.6
Cyl Flow Calc, MMSCFD	4.208	4.208	4.208	4.208
Cyl BHP	90.4	90.4	258.9	258.9
Step: C1 - Default Cfg				

Corrida en Software Ariel – Escenario #3

6. ANÁLISIS DE RESULTADOS

6.1. SISTEMA DE COMPRESIÓN

Los tres (3) escenarios de simulación de los compresores en el Software Ariel, muestran parámetros operacionales con resultados satisfactorios, sin variables que requieran de acción inmediata o que pongan en riesgo la integridad de las unidades de compresión. Las presiones mínimas de succión para la propuesta de reducción de presión de separación pueden variar desde 200 a 250 psig para una presión de descarga de 1,000 psig, para lograr esto es fundamental instalar el cuarto pistón en el cilindro #1, buscando asegurar el volumen de compresión en cada etapa y de esta forma poder mantener la producción de los pozos del área de Bullerengue por mayor tiempo.

Las unidades compresoras disponibles no operativas en el campo Bullerengue, pueden adecuarse a 2 etapas de compresión, buscando reducir al máximo la presión de separación hasta 200 psi, manejando caudales óptimos entre 6.6 y 8.4 MMSCFD, los cuales satisfacen la necesidad en volumen de los pozos que requieren baja presión de separación.

6.1.1. Análisis General al sistema de Compresión

Con la configuración propuesta, las unidades de compresión pueden cubrir un rango relativamente amplio de delta de presión (succión y descarga) para lograr caudales estimados entre 6.6 y 8.4 MMSCFD dando cumplimiento a la necesidad de la Compañía Lewis. Para estas condiciones de operación es

necesario trabajar en velocidad mínima del motor, alrededor de 1,000 RPM, hasta que con las condiciones de producción pueda llevarse a su máximo valor. Un flujo menor a 7 MMSCFD, en la succión es un valor bajo para la capacidad del compresor motivo por el cual, esta acción es de alta importancia de implementación y manejo operacional.

6.2. ADECUACIONES PLANTA DE GAS

6.2.1. Torres contactoras

La máxima presión de operación de las torres contactoras se define en 1000 psig, por lo cual la operación normal debe estar entre el 5 y el 10% por debajo de este valor máximo para mantener la eficiencia de remoción de agua y un punto de rocío manejable en el sistema de acondicionamiento existente (Joule Thomson).

En el sentido, el flujo de gas a baja presión proveniente desde la locación Bullerengue 1, pasa a un sistema de compresión para elevar la presión hasta 1,000 psig (presión de operación estimada entrada a las torres).

Realizando la mezcla del flujo que pasa por el sistema de compresión (pozos que requieren baja presión) y el flujo de gas que viene desde el sistema de separación de alta de los pozos que fluyen a Bullerengue Sur, se tienen las condiciones de entrada a las torres (Tabla 17):

Tabla 17. Tabla comparativa condiciones de operación en Torres Contactoras¹⁹

PARÁMETRO	TORRES CONTACTORAS	
	CONDICIÓN INICIAL- FLUJO TOTAL EN ALTA PRESIÓN	CONDICIÓN ACTUAL FLUJO PARCIAL EN BAJA PRESIÓN
Flujo entrada, KSCF	24,886.06	29,941.89
Presión del fluido entrada, psig	910.4	946.9
Temperatura entrada, °F	67.03	74.3
Contenido de agua entrada, lb/MMSCF	21.72	25.55
Contenido de agua salida, lb/MMSCF	0.9814	1.32
Dew Point entrada °F	67.03	62.6
H ₂ O Dew Point, °F (según GPSA)	-13	-5.8
Tasa de circulación de glicol (TEG), GPD	266.7	331.4

Fuente: Elaboración propia autor

6.2.2. Variable Presión

La variación en la presión de entrada confirma la teoría de que presiones más altas, dan como resultado un punto de rocío ligeramente más bajo y presiones más bajas dan como resultado puntos de rocío ligeramente más altos; sin embargo, este rango de valores de Dew point puede ser manejado por el sistema de acondicionamiento existente.

¹⁹ Datos tomados de la simulación en Aspen Hysys V12

6.2.3. Variable Temperatura

La temperatura en la torre contactora afecta el contenido de agua del gas en la salida y, por consiguiente, la tasa de circulación de TEG puede variar en función a la variación de la temperatura. Con los pozos en baja presión (Pozos del área de Bullerengue) la temperatura a la entrada de las torres contactoras incrementó de 67°F a 74.3°F, pasando de una tasa de recirculación establecida de 266 GPD, a 331 GPD, de acuerdo con lo recomendado por la GPSA.

Con la tasa de recirculación recomendada de 331 GPD, tasa incrementada debido al leve incremento de la temperatura, por el flujo parcial que descarga de compresión se obtienen resultados satisfactorios para la remoción del contenido de agua del gas dentro de los valores especificados por el Reglamento RUT.

Como valor agregado esta simulación de proceso y ante un escenario futuro contemplando manejar toda la producción del campo (pozos del área de Bullerengue y Bullerengue Sur) en condiciones de baja presión, que pasan por un sistema de compresión para elevarla posteriormente hasta 1,000 psig y posterior entrada a las torres contactoras, el consumo aumentaría a 1,298 gal/día (54 gal/hr) a una temperatura de 120 °F como máxima condición a la descarga de las unidades compresoras (entrada torres contactoras de glicol), para obtener un Dewpoint H₂O en 78.52 °F en la salida de la torre contactora donde el valor debe estar en 26 °F, según resultado de la simulación.

Para el valor de Dewpoint H₂O en 78.52 °F, el contenido de agua en el gas en la salida de las torres contactoras es de 5.749 lb/MMSCF. Si en la sensibilidad se busca bajar el contenido de agua en el gas, entonces es necesario

aumentar la tasa de circulación de TEG, lo cual afectaría la capacidad de diseño de las torres contactoras para la remoción de agua. En la, se muestran los resultados de la tasa de circulación de TEG para diferentes temperaturas de entrada en las torres contactoras:

Tabla 18. Sensibilidad de la temperatura de entrada a las torres contactoras

TEMPERATURA DE ENTRADA A TORRES, °F	TASA DE RECIRCULACIÓN DE TEG, GPD	DEWPOINT H ₂ O RESULTANTE. °F	DEWPOINT H ₂ O EQUILIBRIO. °F (SEGÚN GPSA)	CONTENIDO DE AGUA EN EL GAS, lb/MMSCF
120	1,298	78.52	26	5.749
100	622.8	61.34	12.2	4.5
90	415.2	61.34	5	4.148
80	243.9	61.34	-4	4.259
75	377.2	-5.8	-5.8	1.32

Fuente: Lewis Energy Colombia Inc

6.2.4. Análisis general del tratamiento de Gas en la planta

Teniendo en cuenta que, para una condición de flujo parcial en baja presión, el incremento de temperatura en el sistema de deshidratación se puede manejar con un pequeño ajuste en la tasa de recirculación de Glicol, sin tener pérdidas de eficiencia en el proceso; sin embargo para mantener una operación segura y eficiente, es recomendable la implementación de monitoreos operacionales de la temperatura de entrada a las torres contactoras (TEG), enfocado en garantizar valores de dew point adecuados para el sistema de tratamiento existente.

Para un escenario futuro, con el flujo total de gas proveniente de las descargas de unidades compresoras, un sistema de enfriamiento del gas adicional al enfriador existente es necesario, buscando mantener temperaturas a la entrada de las torres contactoras entre 75°F- 80°F, de lo contrario se tendrían tasas elevadas de recirculación de glicol volviendo ineficiente el proceso. A continuación, en la Tabla 19 se muestra un resumen de las condiciones de operación recomendadas:

Tabla 19. Resumen de las diferentes condiciones de operación

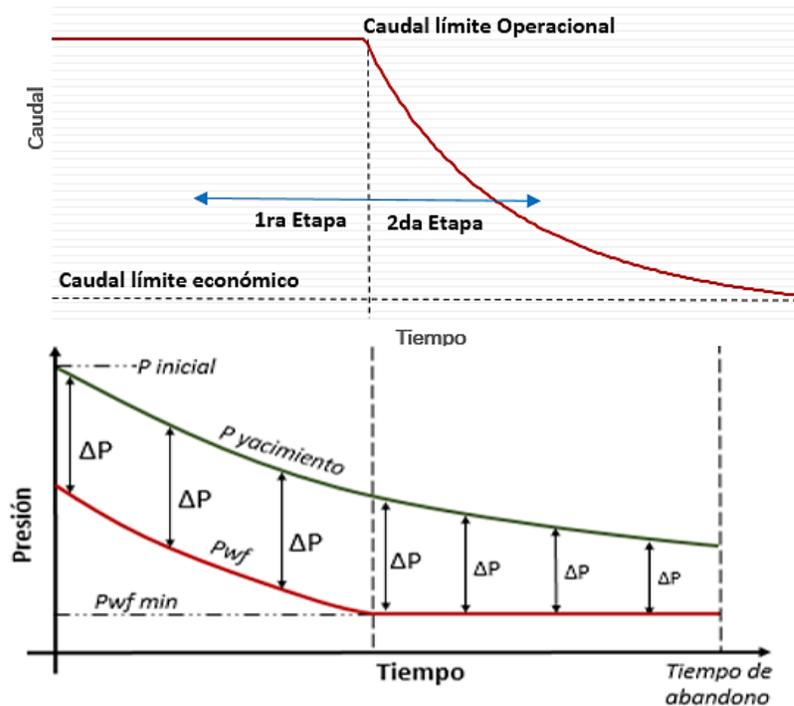
	CONDICIÓN INICIAL- FLUJO TOTAL EN ALTA PRESIÓN Años anteriores	CONDICIÓN PROPUESTA FLUJO PARCIAL EN BAJA "Acción inmediata"	CONDICIÓN FUTURA - FLUJO TOTAL EN BAJA PRESIÓN "Estimación futura"
Flujo de mezcla (entrada a torres contactoras), KSCF	24,886.06	29,941.89	32,077.7
Flujo desde Bullerengue 1, KSCF	7,441.9	6,980.8	6,798.4
Flujo desde Bullerengue Sur, KSCF	17,444.16	22,961.094	25,279.3
Presión fluido desde Bullerengue 1, psig	910.5	230	250
Presión fluido desde Bullerengue Sur, psig	910.5	946.9	250
Presión de entrada a las torres contactoras, psig	910.5	946.9	946.9
Temperatura de entrada a las torres contactoras, °F	67.03	74.33	75**
Contenido de agua (salida torres contactoras), lb/MMSCF	0.9814	1.32	1.32
Tasa de recirculación de TEG, GPD (por torre)	266.7	331.4	375.9
Tasa de condensado sistema de separación de alta, BPD (Bullerengue Sur)	409.7	467.7	579.2
Tasa de condensado Bullet Tank, BPD	27.7	29.95	32.96

** Temperatura a garantizar con sistemas de enfriamiento adicional para una buena eficiencia en el sistema de deshidratación.

6.3. INCREMENTO DE PRODUCCIÓN DEBIDO A LA DISMINUCIÓN DE PRESIÓN DE SEPARACIÓN

En la historia de producción de los pozos es posible diferenciar dos etapas o comportamientos en función de su presión y aporte de hidrocarburos; en tiempos tempranos, la vida del pozo se caracteriza por una producción condicionada por la presión de separación, de manera posterior, se tendrá una segunda etapa en donde la producción del pozo está fuertemente influenciada por la presión de fondo fluyente, es decir, de acuerdo al sistema de producción existente, se tendrá una mínima presión en fondo en la cual se pueda garantizar que el pozo continúe fluyendo ($P_{wf \text{ min}}$), esta presión es la mínima necesaria para vencer las pérdidas de presión en todos los nodos desde cara de formación hasta separador. En la Figura 34, se observa un esquema típico de presiones y caudales de un pozo de acuerdo a la etapa productiva en que se encuentra, se puede detallar como una vez se alcanza la $P_{wf \text{ mínima}}$, se tiene una disminución del drawdown del pozo a través del tiempo y a su vez el caudal del pozo entra en fase de declinación. Dado que la $P_{wf \text{ mínima}}$ se calcula en función de las demandas de presión que el sistema requiere para poder fluir, se puede afirmar que a menor presión de separación se tiene una menor presión de fondo fluyente, lo que a su vez significa que el caudal límite operacional se amplía en el tiempo, logrando una mayor producción a razón de una menor P_{wf} .

Figura 34. Etapas de un pozo en función de la P_{wf}

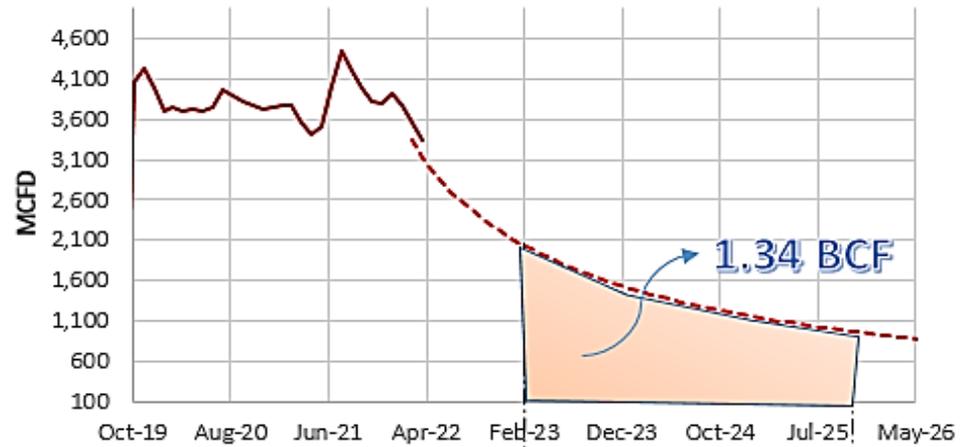


Fuente: Lewis Energy Colombia Inc

Como se detalló en la descripción de la planta de producción y tratamiento del campo Bullerengue, en la actualidad se manejan presiones de separación de 1,000 PSI, no obstante, la propuesta de optimización de presión de separación abordada en el capítulo 2 contempla reducir la presión de separación para operar a 200 psi. Con base en este escenario, es posible calcular la recuperación de reservas proyectadas para los pozos de campo Bullerengue mediante resultados de simulaciones RTA (Balance de materia calculado por el área de Yacimientos de Lewis Energy Colombia), cuyos resultados se observan a continuación.

Bullerengue-2

Gas Production B2 (MCFD)



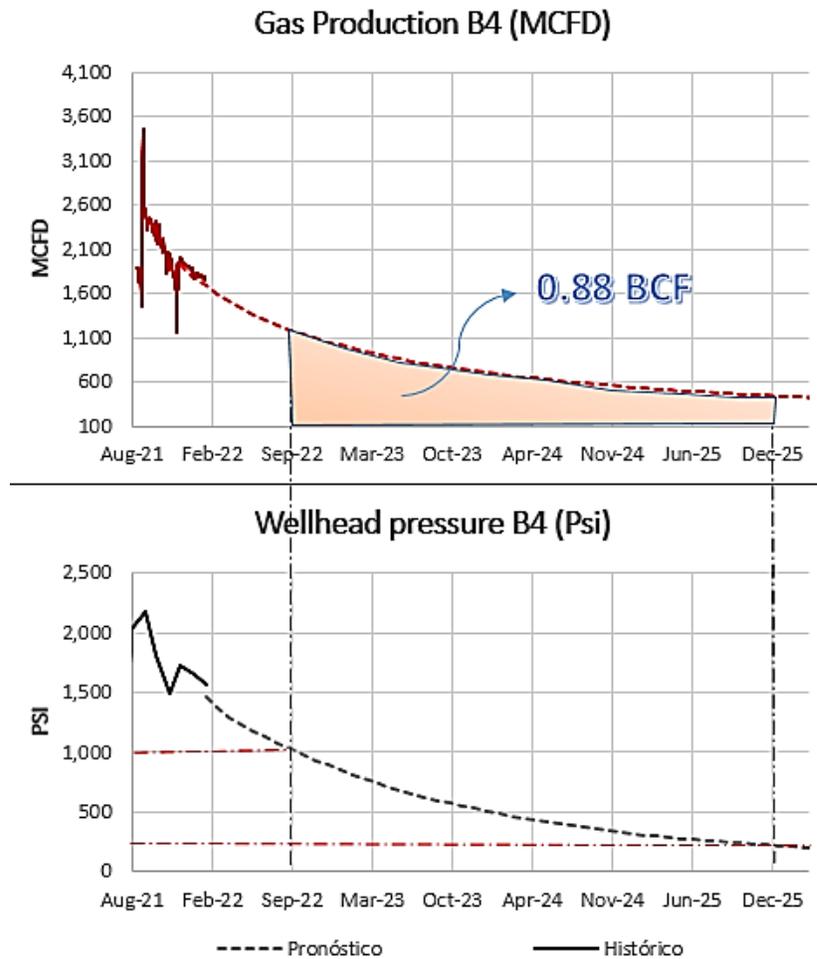
Wellhead Pressure B2 (Psi)



Fuente: Elaboración propia autor

FECHA	GAS (MCFD)	WHP (Psi)	GAS ACCUM (BCF)	HITO
01/03/22	3,342	1,341	3.06	Condición actual
01/03/23	1,993	1,000	4.01	Límite operacional
01/01/26	941	200	5.35	Límite económico

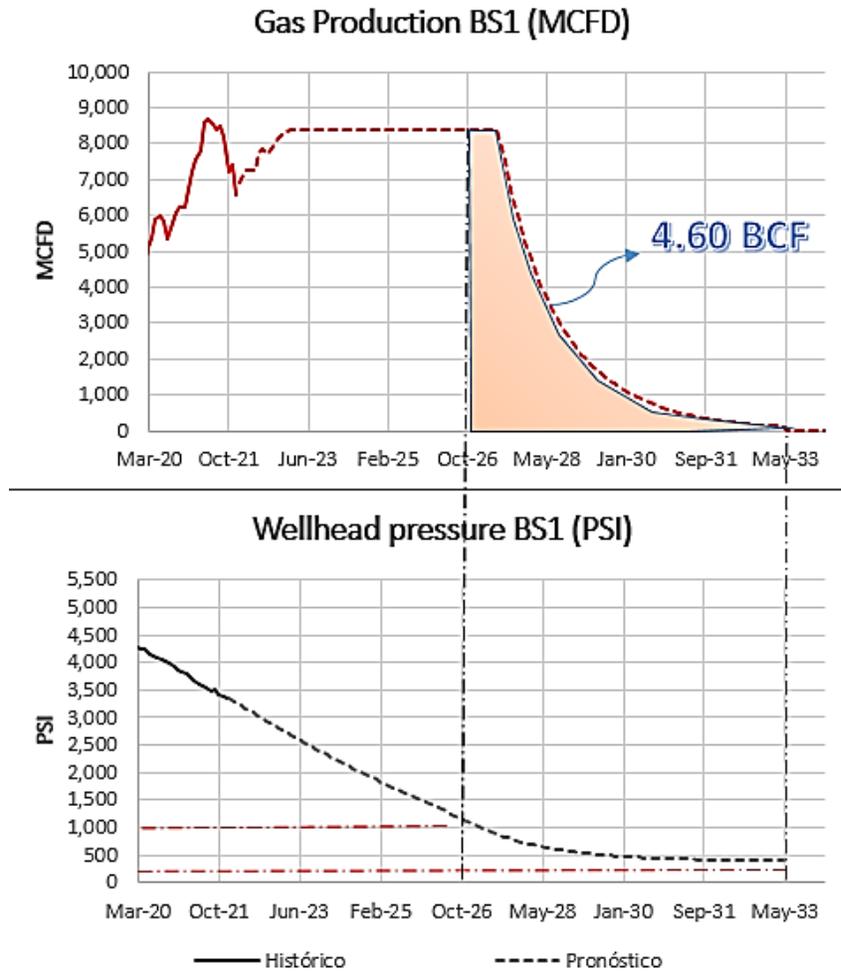
Bullerengue 4



Fuente: Elaboración propia autor

Fecha	GAS (MCFD)	WHP (Psi)	GAS ACCUM (BCF)	HITO
01/03/22	1,688	1,359	0.38	Condición actual
01/08/22	1,239	1,000	0.61	Límite operacional
01/12/25	420	200	1.49	Límite económico

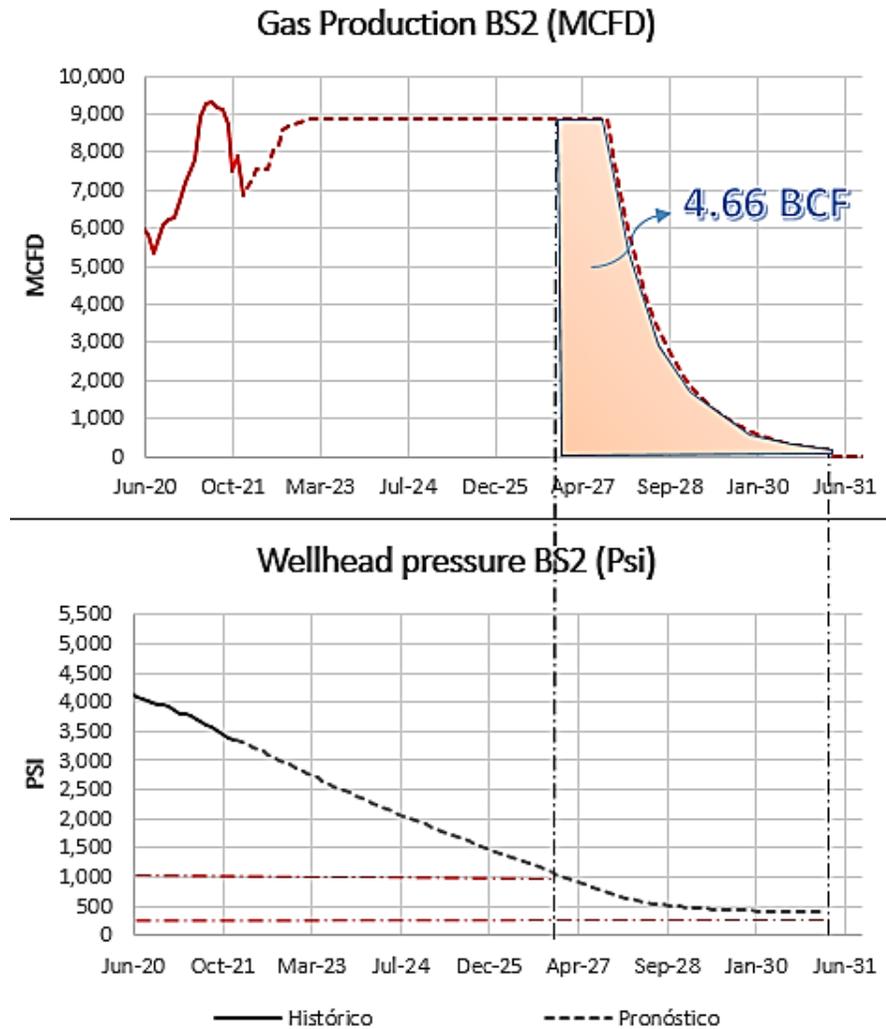
Bullerengue Sur-1



Fuente: Elaboración propia autor

FECHA	GAS (MCFD)	WHP (Psi)	GAS ACCUM (BCF)	HITO
01/03/22	7,840	3,255	9.78	Condición actual
01/02/27	7,800	1,000	24.69	Límite operacional
01/05/33	116	200	29.29	Límite económico

Bullerengue Sur-2

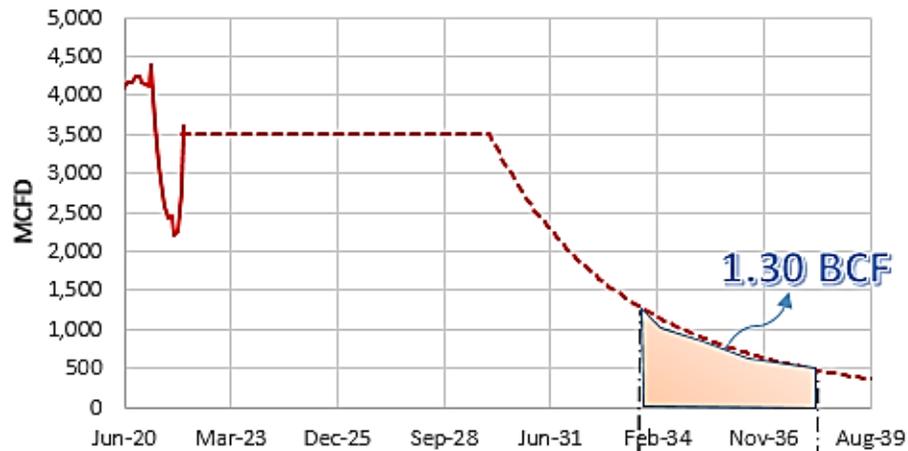


Fuente: Elaboración propia autor

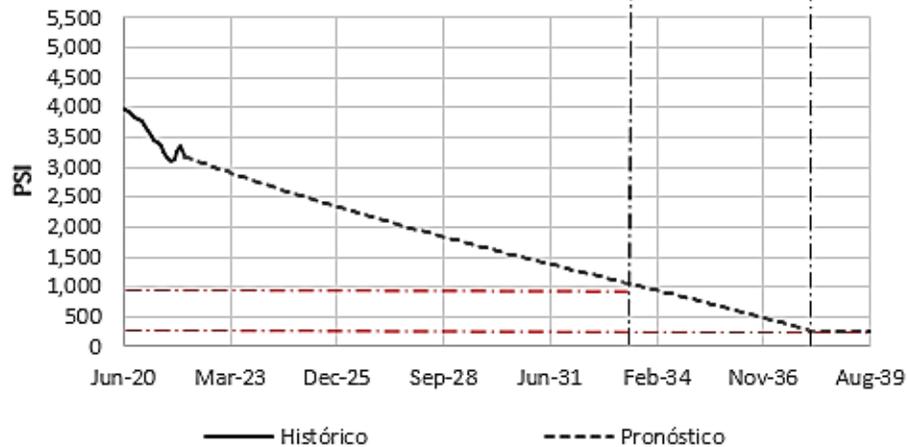
FECHA	GAS (MCFD)	WHP (Psi)	GAS ACCUM (BCF)	HITO
01/03/22	7,950	3,274	7.59	Condición actual
01/01/27	8,900	1,000	23.16	Límite operacional
01/02/31	180	200	27.82	Límite económico

Bullerengue Sur-4

Gas Production BS4 (MCFD)



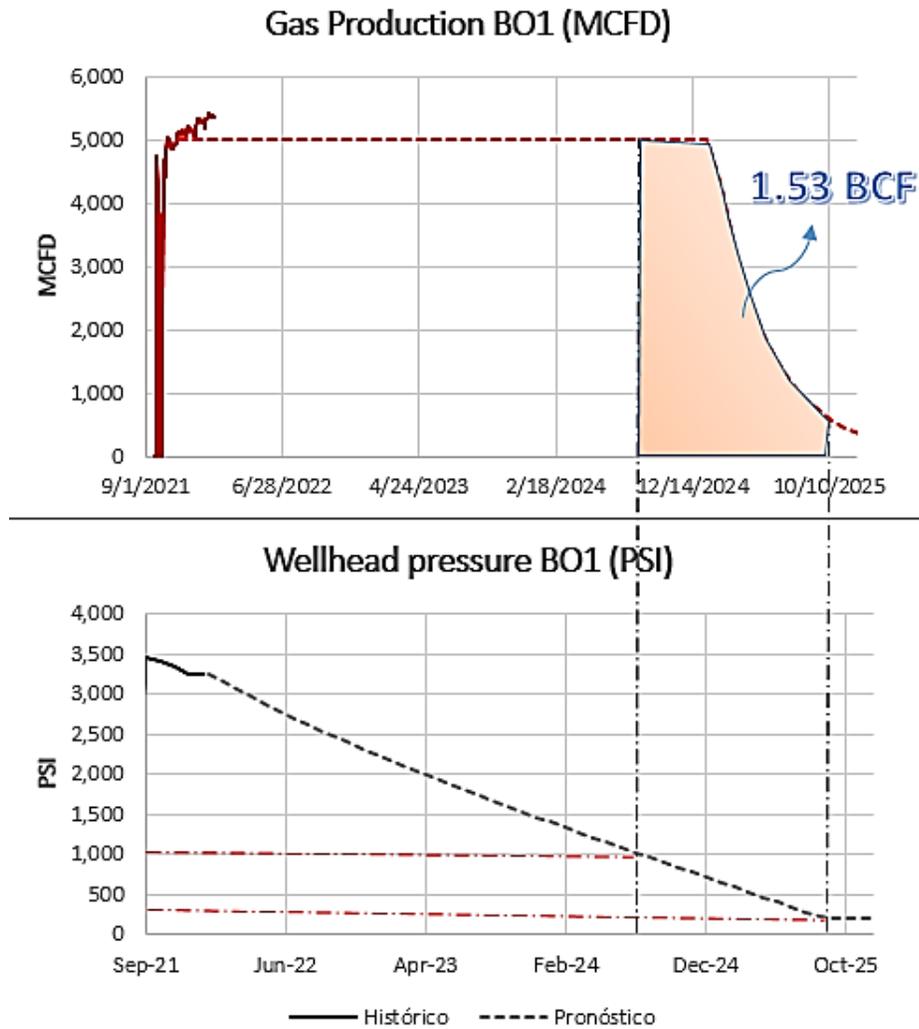
Wellhead pressure BS4 (PSI)



Fuente: Elaboración propia autor

FECHA	GAS (MCFD)	WHP (Psi)	GAS ACCUM (BCF)	HITO
01/03/22	3,229	3,097	4.71	Condición actual
01/10/33	1,278	1,000	17.58	Límite operacional
01/03/38	487	200	18.88	Límite económico

Bullerengue Oeste-1



Fuente: Elaboración propia autor

FECHA	GAS (MCFD)	WHP (Psi)	GAS ACCUM (BCF)	HITO
01/03/22	5,120	3,169	0.78	Condición actual
01/07/24	5,000	1,000	5.05	Límite operacional
01/09/25	927	200	6.58	Límite económico

7. CONCLUSIONES

- ✓ Se concluye que la opción de reducción de presión es viable desde el punto de vista técnico, con beneficios importantes de recuperación de reservas, alargando la vida útil de los pozos perteneciente al Bloque SSJN-1.
- ✓ Dado que los pozos B2 y B4 se encuentran fluyendo actualmente en flujo subcrítico, se puede concluir que al implementarse un proyecto de reducción de presión de separación de 1,000 psi a 200 psi se lograría garantizar nuevamente flujo crítico en el choke de ambos pozos, dicho escenario se mantendría hasta que la WHP de cada pozo baje hasta 380 psi; así mismo se garantizaría una extensión de la vida de tales pozos aproximadamente 36 meses.
- ✓ De acuerdo con los resultados de las simulaciones, una reducción de la presión de separación en un factor del 80%, logra una recuperación de reservas de los pozos en campo Bullerengue de aproximadamente 14.31 billones de pies cúbicos, este valor equivale al 71% de la producción histórica acumulada, lo que significa que es un proyecto viable y de gran pertinencia para el adecuado gerenciamiento del yacimiento.
- ✓ Teniendo en cuenta los diferentes perfiles de presiones entre los pozos del campo Bullerengue, se puede concluir que, un uso eficiente de las unidades compresoras del campo implica el manejo seccionado únicamente de la producción de los pozos de bajo potencial y baja WHP (B2-B3-B4-BN1); sin embargo, la proyección de declinación de los pozos en Bullerengue Sur exponen condiciones de flujo subcrítico a partir del año

2024 y límite operacional a partir del 2027, siendo esta última la fecha teórica en que se deberá emplear compresión en todos los pozos del campo Bullerengue.

- ✓ Se puede concluir que una de la variable de mayor importancia en el proceso de deshidratación es la temperatura del gas húmedo, la cual se ve afectada por la corriente proveniente de las unidades compresoras, condición que debe ser controlada con la tasa de recirculación de TEG de 266.7 GPD (condición inicial) a 331.4 GPD para un flujo parcial en baja presión.

- ✓ El modelo de simulación de la planta realizado en Hysys, se aproximó con resultados muy similares a los encontrados en planta en lo que tiene que ver con las condiciones operacionales presión, temperatura, flujo, composición, para la condición inicial, lo que permite destacar la utilidad de utilizar este tipo de simulaciones para predecir el comportamiento de la planta ante modificaciones en las condiciones operacionales o adecuaciones propuestas en el sistema de tratamiento de gas.

8. RECOMENDACIONES

- ✓ Teniendo en cuenta el aumento en las reservas recuperables de gas, obtenido mediante la simulación, se recomienda reducir la presión de separación de los pozos de baja WHP del área de Bullerengue en los próximos 12 meses aprovechando los compresores existentes, en caso contrario se perdería potencial de producción tal como se observó en el análisis de resultados.
- ✓ Teniendo en cuenta que los índices de productividad de los pozos se ven afectados por la presión de separación, y que esto a su vez dependería del funcionamiento del sistema de compresión, se recomienda implementar un programa de mantenimiento estricto de las máquinas de compresión, las cuales trabajarán a baja carga, enfocado en garantizar indicadores altos de confiabilidad y disponibilidad.
- ✓ Pese a que las unidades de compresión pueden trabajar en la condición propuesta de 2 etapas, es recomendable utilizar la recirculación para alcanzar la capacidad mínima del compresor y de esta forma lograr comprimir por lo menos 8 MMSCFD, garantizando a su vez que el motor trabaje a un 50% de la carga, lo que evitaría el aumento de los costos operativos del campo, por posible desgaste del motor.
- ✓ Es muy importante la evaluación de las caídas de presión en todo el sistema (Yacimientos, Sistema de Producción, Facilidades de Superficie, líneas de flujo y Punto de entrega), por lo anterior se recomienda en futuros estudios revisar el impacto de la caída de presión en las líneas de transferencia de fluidos, identificando otros

cuellos de botella, que pudiesen alterar las presiones de separación en cada una de los pozos.

- ✓ Para un escenario futuro, con el flujo total de gas proveniente de las descargas de unidades compresoras, es recomendable diseñar e implementar un sistema de enfriamiento del gas, adicional al enfriador existente de cada unidad de compresión; buscando mantener temperaturas a la entrada de las torres contactoras entre 75°F- 80°F, de lo contrario se tendrían tasas elevadas de recirculación de glicol volviendo ineficiente el proceso, tal como se observó de acuerdo a la simulación en HYSYS.

BIBLIOGRAFÍA

ARNOLD, Ken y STEWART, Maurice. Design of Gas-Handling Systems and Facilities. 2 ed. Houston (TX). Gulf Publishing Company, 1999.

Beggs, Dale, Production Optimization Using Nodal Analysis, 2 ed, 2003.

BROWN, Juan. ROMERO, Joe. Aplicación de eyectores como mecanismo para el incremento de producción por reducción de presión de separación en pozos de LAG, NF, y BES. INGEPET. EXPL-3—JR-39-E. Perú. 2011.

CARROLL, John. Natural Gas Hydrates - A Guide for Engineers. 2 ed. Houston (TX). Gulf Publishing Company, 2009. 276 p. ISBN 978-0-7506- 8490-3.

CASTRO, Nataly. Diseño y aplicación de prueba piloto para evaluar viabilidad operativa del CPF Cupiagua, reduciendo la presión del *Slug Catcher*. Trabajo de grado, Maestría en Ingeniería de Petróleo y Gas. Universidad Industrial de Santander. Bucaramanga. 2020.

ECHEVERRÍA, Infante, et al. Universidad Industrial de Santander. Escuela de Ingeniería Química. Tesis. (1999). Evaluación de alternativas de tratamiento de gas natural. UIS.

FAN, Li.; HARRIS, Billy H.; KAMATH, Jairam. “Revisión de los yacimientos de gas condensado”. [En línea]. Disponible en: **¡Error! Referencia de hipervínculo no válida.**

HIRSCHFELDT, Marcelo. Análisis de un sistema de producción y análisis NODAL. Recuperado de **¡Error! Referencia de hipervínculo no válida..**

LOPEZ, Francisco. Ingeniería de Producción y Productividad de Pozos. Tesis para obtener título de Ingeniero de Petróleos, Universidad Nacional Autónoma de México. 2013.

MCCOY, Charlie. Aliviar contrapresión puede incrementar la producción de pozos en bombeo mecánico. Recuperado de **¡Error! Referencia de hipervínculo no válida..**

OSTADI, M. et al. Downhole Gas Compression. Trondheim 2011, Natural Gas TPG 4140. Semester Project. Norwegian University of Science and Technology. Faculty of Engineering Science and Technology. Department of Petroleum Engineering and Applied Geophysics. 3p.

SANTOS, N. (2011). Deshidratación del gas natural. Escuela Ingeniería Petróleos. Universidad Industrial de Santander.