

**Diseño y aplicación de prueba piloto para evaluar viabilidad operativa del CPF Cupiagua,
reduciendo la presión del *Slug Catcher* - énfasis en ingeniería de producción**

Nataly Castro Vergara

Trabajo de grado para optar por el título de Magíster en Ingenierías de Petróleos y Gas

Director

Erik Giovany Montes Páez

M. Sc en Ingeniería de Hidrocarburos

Universidad Industrial de Santander

Facultad de Ingenierías Físico Químicas

Escuela de Ingeniería de Petróleos

Maestría en Ingeniería de Petróleos y Gas

Bucaramanga

2020

Dedicatoria

Dedico este proyecto a Dios:

Gracias, por la vida, la fortaleza y las capacidades que puso en mí para asumir una nueva meta en mi vida

A mi familia:

Por el apoyo incondicional, y la insistencia para ir ampliando mis conocimientos y en especial a mi hija Salome Mendoza Castro por ser fuente de inspiración.

Gracias a la Universidad Industrial de Santander, institución de alto prestigio, quien supo guiarme y ampliar mis conocimientos con el alto nivel de tutores, que me han sabido orientar en este trayecto de formación profesional, especialmente a ERIK GIOVANY MONTES PÁEZ, Ingeniero de Petróleos, director de proyecto, por su asesoría y acompañamiento para culminar mis estudios.

Contenido

	Pág.
Introducción	11
1. Planteamiento del problema.....	13
1.1 Descripción del problema	13
1.2 Objetivos.....	14
1.2.1 Objetivo General.....	14
1.2.2 Objetivos Específicos.....	14
1.3 Justificación	15
2. Marco de Referencia.....	16
2.1 Antecedentes Investigativos.....	16
2.2 Marco conceptual – teórico.....	21
2.2.1 Condiciones ambientales:	22
2.2.2 Premisas y restricciones:.....	23
2.2.3 Características del campo	24
3. Análisis de la Operación.....	31
3.1 Análisis de la operación a baja presión.....	40
3.1.1 Sistema de Separación	41
3.1.2 Compresión de Gas de Proceso.....	42
3.1.3 Deshidratación de Gas y Regeneración de Glicol.....	44

3.1.4 Compresores de Inyección.....	46
3.1.5 Compresores de Alta Presión (Inyección).....	52
3.1.6 Planta de gas	52
3.2 Diseño de prueba piloto para reducción de presión	53
3.2.1 Variables de proceso y ventanas de operación a ser modificadas antes de la prueba.....	55
3.2.2 Variables de proceso y ventanas de operación a ser monitoreados durante la prueba.	59
3.3 Desarrollo de prueba piloto en campo Cupiagua.....	62
3.3.1 Inicio de la prueba.....	63
4. Resultados y Análisis.....	64
5. Conclusiones	69
6. Recomendaciones	71
Referencias Bibliográficas	72

Lista de Tablas

	Pág.
Tabla 1 Condiciones Ambientales del CPF Cupiagua.....	22
Tabla 2. Relación Presión Slug Catcher vs Producción (Qo, Qg)	37
Tabla 3. Capacidades de Diseño, Actual y Esperada del Tren de Crudo.....	42
Tabla 4. Flujo de Gas en cada etapa del compresor gas de proceso DEMAG	43
Tabla 5. Condiciones Sistema de Deshidratación.....	45
Tabla 6. Etapas propuestas para realizar la Prueba.....	47
Tabla 7. Variables de Proceso y Ventanas Modificadas en Plantas de Crudo, Gas y líneas de Flujo.	55
Tabla 8. Variables de Proceso y Ventanas de Operación a ser monitoreados durante la prueba.	59
Tabla 9. Resultados de producción Campo Cupiagua, Cupiagua Sur y Recetor.....	64
Tabla 10. Listado de Pozos con Producciones Iniciales y Finales.....	65
Tabla 11. Comparación de presión inicial y final.	66

Lista de Figuras

	Pág.
Figura 1 Gráfica del Yacimiento de Cupiagua	19
Figura 2. Campos Piedemonte	21
Figura 3. Perfil topográfico Troncal H-YB.....	26
Figura 4. Perfil topográfico Troncal T.....	26
Figura 5. Perfil topográfico Troncal XC.....	27
Figura 6. Perfil topográfico Troncal Q	27
Figura 7. Perfil topográfico Troncal UQ.....	28
Figura 8. Perfil topográfico Troncal XW.....	28
Figura 9. Diagrama de Bloques Proceso CPF.....	30
Figura 10. Mapa conceptual prueba piloto reducción de presión	32
Figura 11. Diagrama de flujo – Prueba piloto.....	34
Figura 12. Modelo simulado en GAP	35
Figura 13. Diagrama de Línea Cupiagua – Recetor.....	36
Figura 14. Incremento de Crudo por Disminución de Presión en Slug Catcher.....	38
Figura 15. Esquema de Operación con Presión en Slug Catcher a 480 psig	40
Figura 16. Esquema actual de Operación del CPF Cupiagua	44
Figura 17. Variación de la Capacidad de la Contactoras de TEG con la Presión.....	45
Figura 18. Diagrama de operación turbinas de media y alta presión.....	49

Figura 19. Curvas Operativas Compresores Centrífugos	50
Figura 20. Curva Rateada por Nuovo Pignone	50
Figura 21. Punto Operativo Actual Unidades de Media Presión con Relación de Compresión 3.1	51
Figura 22. Punto Operativo Actual Unidades de Media Presión CUPIGUA con Relación de Compresión de 3.56	52
Figura 23. Slug Catcher Operando a 540 psig	54
Figura 24. Slug Catcher Operando a 480 psig	55
Figura 25. Comportamiento de la producción de gas en el tiempo.	67

Abreviaturas

CPF: Facilidades Centrales de Producción por sus siglas en inglés

CCC: Centrifugal Compressor Control, Sistema de control automático y control antisurge de los turbocompresores de media y alta presión de Cupiagua.

DCS: Sistema de Control Distribuido (por sus siglas en inglés) es una plataforma para el control automatizado y el funcionamiento del CPF Cupiagua.

ECOPETROL: Empresa Colombiana de Petróleos.

GOR: Relación Gas Aceite por sus siglas en inglés.

GDP: Gerencia de Desarrollo y Producción Piedemonte

HP: Turbinas de inyección de Alta Presión

KBOPD: Miles de barriles de crudo por día

Lazy Well: Pozo de baja energía

MMscfd: Millones de pies cúbicos estándar por día

MP: Turbinas de inyección de Media Presión

Psig: Presión barométrica expresada en libras por pulgada cuadrada

Psia: Presión absoluta expresada en libras por pulgada cuadrada

RUT: Reglamento Único de Transporte de gas

Slug Catcher: Equipo para amortiguación de flujo

TEG: Tri Etilen Glicol, producto químico utilizado para el secado del gas

Resumen

Título: Diseño y aplicación de prueba piloto para evaluar viabilidad operativa del CPF Cupiagua, reduciendo la presión del *Slug Catcher**

Autor: Nataly Castro Vergara**

Palabras claves: *Slug Catcher*, Análisis nodal, disminución de presión, simulación de proceso, simulación hidráulica, campo, incremento de producción, crudo, gas y agua.

Descripción:

El gas de inyección disponibles en el campo Cupiagua, vienen disminuyendo desde el 2008, reduciendo el soporte de energía del yacimiento, disminuye la producción de líquidos y aumenta la precipitación de líquidos en el yacimiento, reduciendo el recobro de fluidos y aumentando así la declinación de la producción del campo; teniendo en cuenta que el flujo de los pozos es natural debido a que el campo actualmente ya se encuentra sin soporte de inyección en casi toda el área, el impacto es drástico y aumenta el riesgo de la pérdida de reservas.

El propósito del presente trabajo consistió en diseñar y aplicar una prueba piloto para evaluar la viabilidad operativa del CPF Cupiagua. Para lograrlo, se describió primero el desarrollo de dos simulaciones estacionarias, una hidráulica de análisis nodal, para los pozos de producción del yacimiento, en donde se determinó el beneficio de disminuir la presión de producción llegando al *Slug Catcher* y se estableció la ganancia en la producción. La segunda simulación fue del proceso de los fluidos (crudo, gas y agua) que llegan al CPF para su tratamiento y comercialización.

Seguidamente se identificaron los posibles obstáculos, para confirmar la viabilidad técnica. Con las simulaciones se disminuyó la presión de operación del CPF Cupiagua, y los resultados permitieron diseñar un protocolo para aplicarlo en la planta y así operar todo el sistema a una menor presión, sin poner en riesgo el campo.

La reducción escalonada del perfil de presión permitió encontrar las mínimas condiciones de trabajo de los diferentes sistemas sin afectar la especificación de calidad de los productos (crudo y gas ventas), condiciones seguras de operación de los compresores y turbinas de media, ni exceder los límites de las variables de proceso previamente estipulados. Además, se logró tener una presión mínima del *Slug Catcher* de 510 psig.

* Trabajo de grado

** Facultad de Ingenierías Físico Químicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Maestría en Ingeniería de Petróleos y Gas Director Erik Giovany Montes Páez. MSc en Ingeniería de Hidrocarburos

Abstract

Title: Design and application of a pilot test to evaluate operational feasibility by reducing slug catcher pressure in the Cupiagua CPF*.

Author: Nataly Castro Vergara**

Keywords: Slug Catcher, Nodal analysis, pressure decrease, process simulation, hydraulic simulation, field, production increase, crude oil, gas and water

Description:

The volume of injection gas available in Cupiagua field, have been decreasing since 2008, which reduces the energy support of the reservoir, decreases the production of liquid and increases the precipitation of liquids in the reservoir, reducing the recovery of the fluids and increasing the decline of the field production, taking into account that the flow of the wells is natural, the impact is drastic and increases the risk of loss of reserves.

The purpose of the current work was to design and apply a pilot test to evaluate the operational viability of the CPF Cupiagua. To achieve this, the development of two stationary simulations, a hydraulic nodal analysis, was first described for the production wells of the Cupiagua, South Cupiagua and Recetor reservoirs, where the benefit of reducing the production pressure was determined by reaching the Slug Catcher and the production gain was established. The second simulation was the processing of the fluids (Crude, Gas and Water) that arrive to the CPF for their treatment and commercialization.

Then, possible obstacles were identified to confirm technical feasibility. With the model, the operating pressure of the CPF Cupiagua was reduced, with the results of the simulations a protocol was designed to apply it in the plant and thus operate the entire system at a lower pressure, without putting the reservoir or production at risk.

The staggered reduction of the pressure profile allowed finding the minimum working conditions of the different systems without affecting the volume of gas sales, the quality specification of the products (crude and gas sales), safe operating conditions of the compressors and turbines on average, nor exceed the limits of the previously stipulated process variables. In addition, it was possible to have a minimum pressure in the Slug Catcher of 510 psig.

* Bachelor's thesis

** Facultad de Ingenierías Físico Químicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Maestría en Ingeniería de Petróleos y Gas Director Erik Giovany Montes Páez. MSc en Ingeniería de Hidrocarburos

Introducción

En el año 1997 se inició la construcción del campo Cupiagua, en el segundo semestre de 1999 el campo alcanzó el récord de producción de crudo el cual fue de 188 KBOPD. Desde su conceptualización ha tenido la opción de recibir fluidos de los campos del norte como Recetor y Floreña. En 2017 se integró a la GDP la operación del campo Recetor y en 2020 se recibió la operación del campo Floreña y se empieza a recibir volúmenes adicionales de gas y crudo. En la actualidad Cupiagua procesa alrededor de 11 KBPD de crudo en promedio, 700 MMscfd de gas y 7 KBPD de agua.

La problemática radica en que a mediados de 2008 inició el declive en la producción de gas, hasta llegar al valor presente de 500 MMscfd, lo cual reduce el soporte de energía del yacimiento y aumenta la declinación del campo, teniendo en cuenta que el flujo de los pozos es natural el impacto es drástico y aumenta el riesgo de la pérdida de reservas; sin embargo, se ha venido solucionando, con los volúmenes de gas recibidos de los campos Recetor y Floreña, en el CPF Cupiagua se procesan hasta 700 MMscfd. Desde el año 2012 se inició el tratamiento y comercialización de gas natural con una capacidad instalada de 210 MMscfd. En septiembre de 2019 entró en servicio la planta de estabilización de condensados que tiene capacidad para producir 8600 BPD de GLP, 1300 BPD de C5 y 1600 BPD de NGL como oferta de productos blancos para autoconsumo y clientes externos.

La operación del CPF de Cupiagua ha evolucionado en la medida que el campo ha entrado en su ciclo de madurez, por eso se hace necesario buscar oportunidades para mantener la

producción y alargar la vida útil del yacimiento, como también asegurar la curva básica de gas y el desarrollo incremental.

La finalidad del presente trabajo radica en diseñar y aplicar una prueba piloto para evaluar la viabilidad operativa del CPF Cupiagua, realizando la reducción de presión del *Slug Catcher* y buscando así incrementar el tiempo de vida útil de los pozos considerados “Lazy”, pero sin realizar ninguna inversión económica y si una ganancia en la producción de crudo y gas, facilitando el flujo de dichos pozos.

Respecto a la metodología, la prueba se divide en dos etapas:

La Primera Etapa se va a mantener la presión interetapas fija en 1800 psig y se va a disminuir la presión del *Slug Catcher* 10 psi cada día. Esto va a hacer que la relación de compresión de las turbinas de media presión se vaya aumentando, por eso hay que monitorear su comportamiento. Las simulaciones de HYSYS muestran que las turbinas nunca sobrepasan de 300 °F en la descarga ni la potencia requerida (25.000 hp) excede la de diseño (32.000 hp), cuando la relación de compresión se mantiene inferior a 3,5.

La Segunda Etapa se va a mantener la relación de compresión determinada como máxima en la etapa anterior, que corresponde a la máxima que con la configuración actual pueden manejar las turbinas y se va a continuar disminuyendo la presión del *Slug Catcher* pero la presión interetapas se disminuirá 20 psig cada día. El objetivo es llegar a 480 psig en el *Slug Catcher*.

Las etapas se encuentran detalladas, es importante aclarar que esta solo será una guía que podrá ser modificada durante la prueba.

El documento del proyecto presenta cuatro capítulos generales; en el segundo capítulo se encuentra el marco de referencia, que a su vez presenta una primera sección donde se referencian los antecedentes de la investigación, una segunda sección con el marco conceptual, donde

encontraremos definiciones y conceptos básicos; el tercer capítulo, habla del análisis de la operación; en este encontramos tres partes fundamentales, en la primera, el análisis de la operación a baja presión, en la segunda el diseño de la prueba piloto para la reducción de presión, y en la tercera parte se presenta el desarrollo de la prueba piloto para el campo Cupiagua. Seguidamente, se presentan los resultados, conclusiones, recomendaciones y las referencias bibliográficas.

1. Planteamiento del problema

1.1 Descripción del problema

En 2012 fue puesta en operación la planta de gas ventas de Cupiagua, permitiendo así la comercialización de éste; debido a ello los volúmenes de gas disponibles para inyección fueron disminuidos, lo que redujo el soporte de energía del yacimiento de Cupiagua, aumentando la declinación del campo, declinación que se había iniciado en 2008. Lo anterior, teniendo en cuenta las condiciones de flujo natural de los pozos, ha impactado drásticamente la producción, poniendo en riesgo las reservas aprobadas que son las que dan valor económico a la Empresa.

La reducción de presión en el CPF Cupiagua, permitirá que los pozos más impactados por la reducción de inyección en el campo tengan la posibilidad de continuar fluyendo a menor presión, por tanto se realizará una prueba piloto que permita confirmar este estudio sin afectar las condiciones de la planta de gas y sin requerir inversión económica alguna.

1.2 Objetivos

1.2.1 Objetivo General

Diseñar y aplicar una prueba piloto para evaluar la viabilidad operativa del CPF Cupiagua al realizar la reducción de presión del *Slug Catcher* buscando así incrementar el tiempo de vida útil de los pozos considerados “Lazy”.

1.2.2 Objetivos Específicos

Los objetivos específicos se describen a continuación:

- Actualizar y ajustar el modelo de análisis nodal para poder determinar los beneficios que se pueden obtener por fluir a una menor presión hacia el *Slug Catcher*.
- Determinar la mínima presión de flujo a la que todavía se sigue obteniendo producción incremental de gas y crudo, sin poner en riesgo la integridad del yacimiento y cada uno de sus pozos.
- Actualizar y ajustar el modelo de simulación del CPF para poder analizar el desempeño en cada uno de los sistemas de la planta de procesamiento, al realizar la reducción de presión del *Slug Catcher*, buscando las mínimas condiciones de trabajo y sin la afectación de la integridad de los equipos o de la calidad de los productos, crudo y gas ventas.
- Diseñar una prueba piloto para aplicar en el CPF Cupiagua para reducir la presión del *Slug Catcher*.

- Realizar la prueba piloto en campo para analizar la viabilidad de operación con las nuevas condiciones en el CPF Cupiagua y determinar la mínima presión alcanzable con los equipos existentes.
- Hacer el análisis de los resultados y entregar las conclusiones y recomendaciones.

1.3 Justificación

Desde el siglo pasado los combustibles fósiles han sido esenciales para el crecimiento económico global, como fuentes primarias de energía. La tendencia en el uso de cierto tipo de energético, la determinan los avances tecnológicos para obtener nuevas fuentes de energía o para mejorar aquellas ya disponibles, en función de parámetros de disponibilidad, eficiencia, costos y factores como las regulaciones medio ambientales. El siglo XX es conocido como el siglo del petróleo, ya que desde entonces y aún en la actualidad, es la principal fuente de energía que permite el desarrollo y la expansión de la economía global. Sin embargo, las continuas fluctuaciones e incertidumbres en su precio, junto con la incertidumbre geopolítica, así como la nueva actitud medio ambiental adoptada por muchos gobiernos de distintos países, ha inducido a intensificar la exploración de un combustible más limpio y económico como el gas natural. El gas natural es un combustible fósil que ha tomado un rol estratégico en el suministro de energía a nivel mundial debido a la creciente demanda global de energía.

El presente trabajo busca crear una alternativa económicamente viable y segura, para que ECOPEPETROL S.A. sostenga la vida útil del campo Cupiagua, uno de los mayores campos productores de gas en Colombia, que suple 20% de la demanda del país (que de acuerdo con el Ministerio de Minas y Energía está alrededor de 1000 MMscfd para el año 2020).

Para llevar a cabo esta alternativa, se propone actualizar y ajustar los dos modelos de simulación, el primero de análisis nodal para verificar la hidráulica de los pozos y líneas y con base en la información de cada pozo se determina el beneficio al disminuir cada unidad de presión (psi). El segundo modelo que se debe ajustar y actualizar es el de simulación del proceso del CPF para identificar posibles obstáculos. Con base en los resultados de estas dos simulaciones, se diseñará una prueba piloto, la cual consistirá en realizar ajustes en los equipos llevándolos hasta su punto óptimo de operación sin realizar ningún gasto económico y que los ajustes en los sistemas mantengan las condiciones de calidad de entrega de los productos gas y crudo de venta.

Se pretende que, mediante la metodología propuesta se pueda llevar la presión de entrada en el sistema (*Slug catcher*) del CPF al mínimo posible, permitiendo que los pozos con pérdida de energía en el yacimiento (“Lazy”) tengan la posibilidad de fluir y garantizar la producción de las reservas ya probadas, además, se obtendrá un incremento en la producción, puesto que los demás pozos podrán fluir a una menor presión

2. Marco de Referencia

2.1 Antecedentes Investigativos

La aproximación más simple para describir el comportamiento del flujo en los pozos de hidrocarburos, es el empleo del concepto de Índice de Productividad (PI). El PI depende de parámetros del yacimiento tales como permeabilidad, espesor de producción, viscosidad del fluido,

factor volumétrico de formación, los radios del pozo y del drenaje. El índice de productividad se define como la cantidad adicional de fluido que el pozo puede producir por la disminución de la presión (“Draw-Down”) en cabeza de pozo (Arnold & Steward, 1999) (Dale Beggs, 2003) (Golan & Whitson, 1996). En otras palabras, si un pozo tiene un índice de producción de uno (1), por cada libra (psi) de presión que se 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. La máxima 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 muere (López & Ortiz, 2013).

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.

El campo Cupiagua se considera un campo de gas condensado debido a que contiene menos componentes pesados que los aceites, la temperatura del yacimiento se encuentra entre la T_c y la cricondenterma $T_c < T_y$, ver

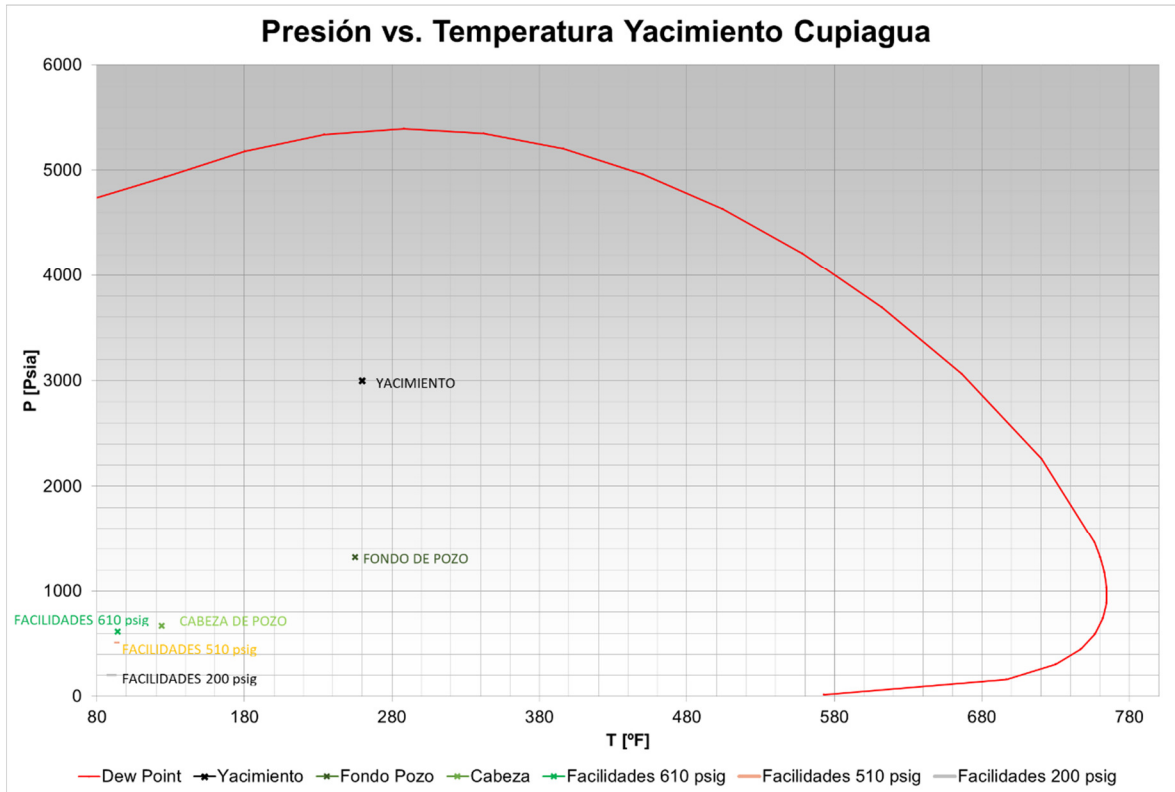
Figura 1 donde pueden verse la ubicación de los puntos del yacimiento, fondo de pozo, cabeza de pozo y facilidades.

En este tipo de yacimientos cuando se encuentra por arriba de la presión de rocío, se tiene gas 100% en el yacimiento, pero al bajar la presión se condensará formando líquido (este fenómeno va en contra de la naturaleza general de los gases, por lo cual se le llama condensación retrograda).

Este tipo de yacimientos se encuentra en fase gaseosa a las condiciones iniciales, la condensación retrograda, en el yacimiento es mayor que la indicada en curvas presentadas en los reportes de análisis PVT a volumen constante a la temperatura del yacimiento con decrementos de presión relativamente grandes (2000 a 5000 psi). Esto se explica porque una vez empieza la condensación de líquidos (los cuales permanecen inmóviles dentro de la roca) la composición de la mezcla de los fluidos remanentes en el yacimiento se va haciendo cada vez más rica en compuestos pesados y como consecuencia la tendencia a la acumulación de líquidos se incrementa, esto se evidencia en que por debajo de la presión de rocío, el contenido de condensado por unidad de volumen de fluido producido disminuye considerablemente y generalmente aumenta la relación de gas a aceite (GOR).

Figura 1

Gráfica del Yacimiento de Cupiagua



Algunos de los trabajos de investigación realizados y que guardan relación con la temática a tratar en este trabajo investigativo son:

En 2014 el grupo de ingeniería del CPF de Cusiana realizó una operación de disminución de la presión en el *Slug Catcher*, buscando bajar de 550 a 400 psig.

Debido a la afectación de la calidad del gas de venta dado que se alimenta del cabezal inter-etapas, se llegó a disminuir hasta 480 psig y no pudieron alcanzar la presión objetivo que era 400 psig, por limitación en la relación de compresión de las turbinas de inyección, porque se requiere mantener el cabezal inter-etapas en 1800 psig para que a la planta de gas pueda entregar el gas en especificaciones y para poderlo exportar al gasoducto a 1200 psig. Con estas 80 psig que lograron

disminuir tuvieron beneficios en incremento de la producción de crudo y gas que son los productos más valiosos. Hoy en día la presión de operación del *Slug Catcher* continua operando a la misma presión, luego el beneficio se ha mantenido en el tiempo.

En 2009 el grupo de ingeniería de campo del CPF Cupiagua realizó la operación de disminución de la presión a un grupo de pozos construyendo una línea de baja presión desde el *Slug Catcher* hasta el separador del tren que opera a 210 psig, proyecto que se llamó Low Pressure Trunk Line (LPTL). Lo que se logró fue que ese grupo de pozos, que ya no tenía suficiente energía para fluir al *Slug Catcher* a 700 psig, se pusieron a fluir a 230 psig que es la presión de operación del separador de alta del tren de estabilización de crudo más las pérdidas por fricción. Con este proyecto fue posible obtener beneficios como alargar la vida productiva de pozos productores como XH38, NW40 y NW43 que aportaron crudo y gas adicional. Hoy en día esta línea de baja presión continúa en operación.

En 2012 el grupo de ingeniería del CPF de Cusiana realizó la operación de disminución de la presión del gas de inyección aprovechando que el yacimiento iba perdiendo energía combinada con la necesidad de desarrollar proyectos en cabeza de pozo que permitieran la utilización de materiales de menor rating, se disminuyó la presión de inyección de 6200 a 4500 psig, lo que permitió poder utilizar árboles de cabeza de pozo API-5000 en lugar de API-10000 con ahorros en tiempos de entrega y en costo de los proyectos sin olvidar el ahorro de energía. Hoy en día la presión de inyección en Cusiana sigue siendo 4500 psig.

Como continuidad a estas ideas en los campos de Cusiana y Cupiagua, está en desarrollo el proyecto para la disminución de presión del *Slug Catcher* hasta 200 psig, esto con el objetivo de alargar la vida útil de estos dos yacimientos que son los que suministran casi el 50% del gas que se consume en el centro y sur del país.

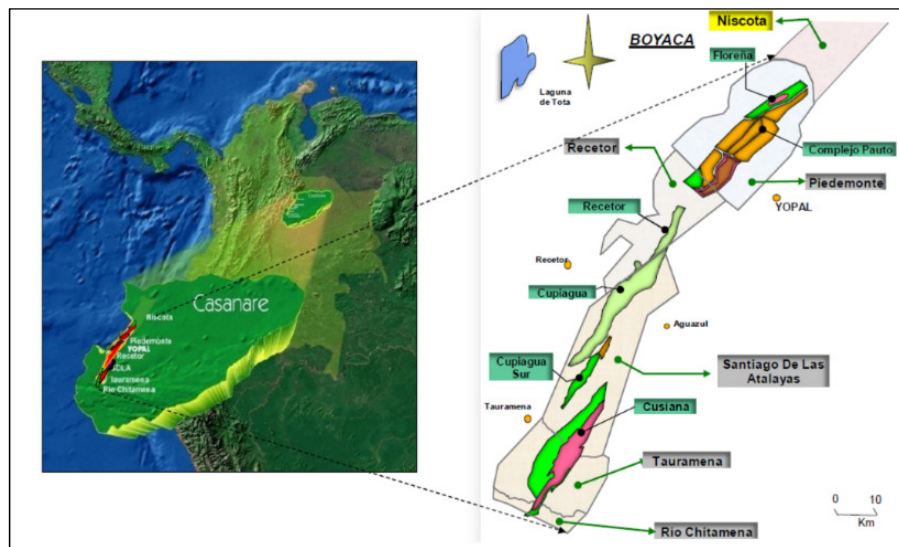
2.2 Marco conceptual – teórico

El Campo Cupiagua se encuentra ubicado geográficamente a 175 Km al nororiente de Bogotá, en el departamento de Casanare, hacia el occidente del municipio de Aguazul. Geológicamente está ubicado en el piedemonte de la Cordillera Oriental de los Andes Colombianos y al occidente de los Llanos Orientales.

El campo Cupiagua es un campo maduro que corresponde a una de las estructuras del piedemonte llanero, de las más complejas geológicamente hablando y de fluidos en Colombia, lo cual sumado a la necesidad de acceder a reservas en zonas poco competitivas desde el punto de vista de propiedades de roca o presión de formación, representan un alto grado de incertidumbre y conllevan a altos costos para la ejecución de los proyectos de desarrollo adicional en estos campos.

Figura 2.

Campos Piedemonte



Los campos pertenecientes a esta zona del Piedemonte Llanero, de norte a sur, son: Floreña, Pauto, Volcanera, Recetor, Cupiagua, Cupiagua Sur y Cusiana (ver Figura 2); **Error! No se encuentra el origen de la referencia..**

2.2.1 Condiciones ambientales:

Las condiciones ambientales y geográficas del CPF Cupiagua de acuerdo con el documento de referencia son las mostradas en la Tabla 1

Tabla 1.

Condiciones Ambientales del CPF Cupiagua

Parámetro	Valor
Elevación promedio del CPF Cupiagua	396 msnm
Presión barométrica usual	14.05 psia
Temperatura ambiente promedio	Mín. 59°F (15°C) Máx. 104° F (40°C)
Temperatura ambiente	Mín. 55°F (13°C) Máx. 95°F (35°C)
Temporada invernal	Abril a Octubre
Promedio de lluvia	80" - 170" /año (203 - 432 cm/año)
Máxima lluvia por día	9" /24 h (228 mm/24h)
Velocidad del viento	Prom. 15 a 20 millas/h Máx. 55 millas/h Dirección NE hacia SO
Humedad relativa	50 - 95%
Zonificación sísmica	Zona de amenaza sísmica intermedia (Figura A.2.3-1. NSR-10)

Parámetro	Valor
Nota:	<p>Cálculos estructurales deberán basarse en “velocidad del viento”:</p> <ul style="list-style-type: none"> • Velocidad: 120 Km/h

Nota. Tomado de: DDA ID Recirculación PGC y ECC Rev. 0

2.2.2 Premisas y restricciones:

El perfil de gas que entra al CPF, gas de reinyección y gas de ventas, está declinando, la proyección fue construida con base en los perfiles enviados por el departamento de Yacimientos de Ecopetrol.

El *slug catcher* debe tener una presión normal de operación tan baja como sea técnica y económicamente posible, por eso la presión de operación de diseño resulta de un balance entre el costo de la planta y los ingresos por producción. Para el caso de Cupiagua debido a que es un campo con fluidos de yacimiento de comportamiento retrógrado, en su mayoría la producción de fluidos fue gas, por eso para que las facilidades fueran viables, el diseño original se hizo a 900 psig en el Slug Catcher, mientras que en Cusiana el diseño fue a 550 psig, esto porque en Cupiagua se esperaba una mayor producción de gas como en efecto ocurrió. Para el caso de los equipos de Cupiagua si el diseño se hubiera realizado a 550 psig tendrían que haber sido muy grandes y no se hubieran conseguido en el mercado, lo que habría incrementado los costos y los tiempos de entrega retrasando el arranque del proyecto. En las condiciones actuales, con la declinación del yacimiento se identifica la oportunidad de ajustar la presión del Slug Catcher con el objetivo de maximizar la producción de fluidos aprovechando al máximo la capacidad y potencia de los equipos instalados.

Para la generación de un protocolo que permita operativamente realizar la reducción de presión de operación del Slug Catcher de manera controlada, se da a conocer algunos conceptos básicos de las características del yacimiento, condiciones de flujo, proceso de tratamiento del CPF Cupiagua. Esto con el fin de brindar una mejor comprensión para la realización y aplicación de la prueba piloto la cual busca disminuir la contrapresión generada por el sistema y contrarrestar el impacto por la declinación normal de los pozos.

2.2.3 Características del campo

2.2.3.1 Historia del campo. La idea de algunos exploradores en la época de la presencia de crudo en el Piedemonte en la Cuenca de los llanos orientales llevó en 1982 a la compañía ECOPETROL y a la estadounidense Triton Colombia Inc; a perforar los pozos la Cabaña 1 y la María 1, obteniendo producción de hidrocarburos en superficie no viables económicamente, esto debido a la compleja geología de la zona y la gran profundidad de las formaciones productoras, lo cual llevó a que en 1987 la empresa inglesa British Petroleum Exploration BP, encargada como operadora y una empresa francesa, adquirieran una participación en este contrato de asociación llamado Santiago de las Atalayas.

Fruto de este contrato de asociación se perforaron en 1988 los pozos Cusiana M-1 y el Cusiana 2-A perforando las tres principales formaciones productoras (Mirador, Barco y Guadalupe) dando descubrimiento al gigantesco yacimiento de crudo y gas llamado Campo Cusiana. Ante este gran hallazgo y la expectativa de encontrar una estructura diferente al norte de Cusiana se perfora en 1992 el Campo Cupiagua 1 el cual confirma la presencia de otro gigante petrolero dando origen al Campo Cupiagua.

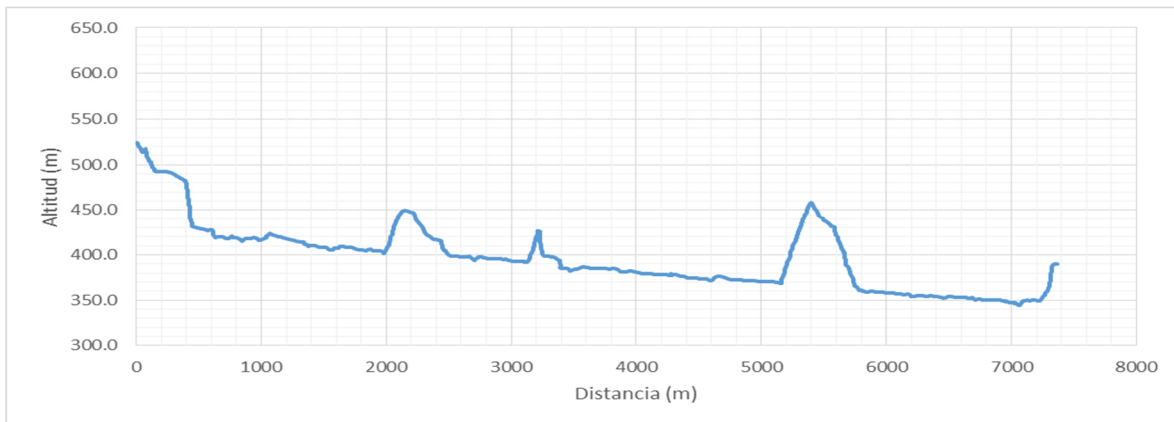
El campo Cupiagua inicia su operación en 1992 bajo el contrato de asociación Santiago de las Atalayas, con una partición de Ecopetrol del 50%, la inglesa BP del 31% con la Santiago Oil Company y Tempa (Antigua Total) del 19% restante, así fue hasta junio 30 de 2010 cuando el contrato expira y Ecopetrol asume el control total de los Campos Cupiagua y Cupiagua Sur.

Al inicio de la explotación de estos campos, Cupiagua y Cusiana, solo eran vistos como potenciales de producción de crudo pero con el paso del tiempo, la declinación, su alta producción de gas y el cambio del mercado Colombiano, han permitido ver el gas como una gran alternativa para suplir la demanda energética del país y se da inicio al procesamiento y venta de gas natural posicionando los dos campos como representativos para garantizar la demanda local.

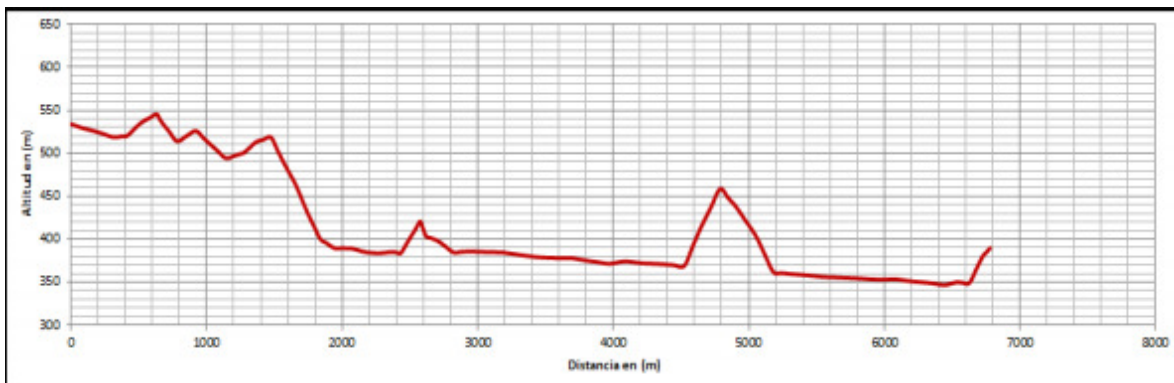
2.2.3.2 Tipo de yacimiento. La estructura que forma el Campo de Cupiagua corresponde a un anticlinal de dirección Noreste - Sureste, sus dimensiones son de 24 km de longitud y de 2 a 3 km de ancho, limitado por la falla de Cupiagua. Es un yacimiento de Crudo Liviano y en algunas zonas de Gas Condesando que en sus inicios aportaba crudo de 42° API en promedio y el cual ha ido cambiando con el paso del tiempo llegando en la actualidad a 55 °API en promedio.

Este yacimiento se caracteriza por ser una zona geológica bastante difícil de perforar, de una profundidad un poco mayor a los 15.000 ft y sus tres principales formaciones productoras son Mirador, Barco y Guadalupe. El mecanismo de producción del campo es la inyección gasífera en la capa de gas buscando así mantener la energía propia del yacimiento.

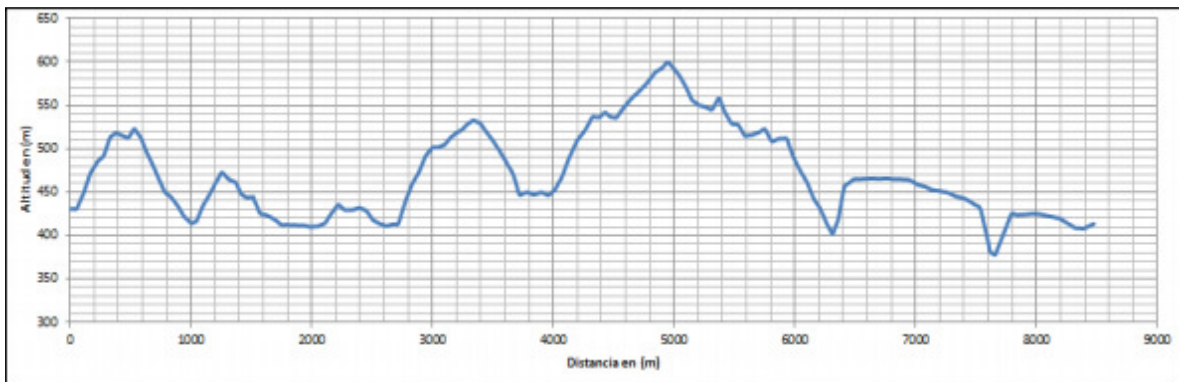
2.3.3.3 Perfiles topográficos de las troncales. A continuación se presentan los perfiles topográficos generados para las troncales presentes en el campo Cupiagua y Cupiagua Sur y Recetor:

Figura 3.*Perfil topográfico Troncal H-YB*

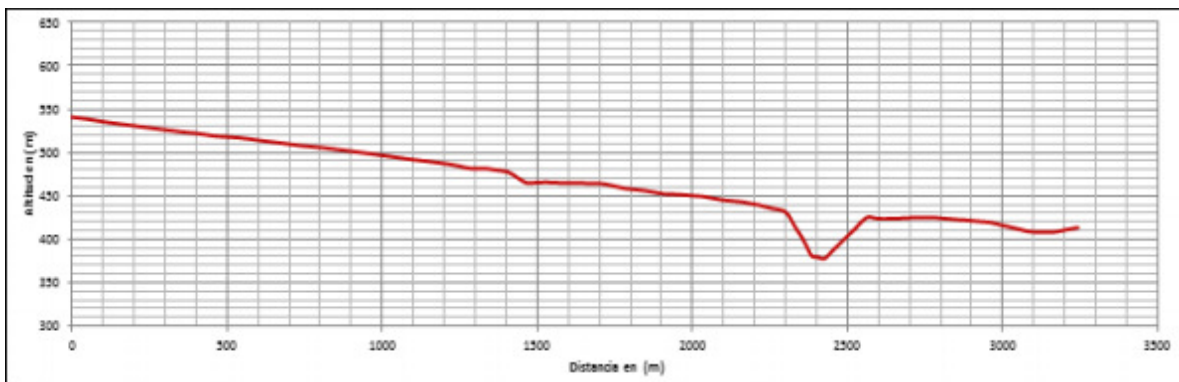
Nota. Tomado de: Informe Troncales Cupiagua Fase 2 – 2017

Figura 4.*Perfil topográfico Troncal T*

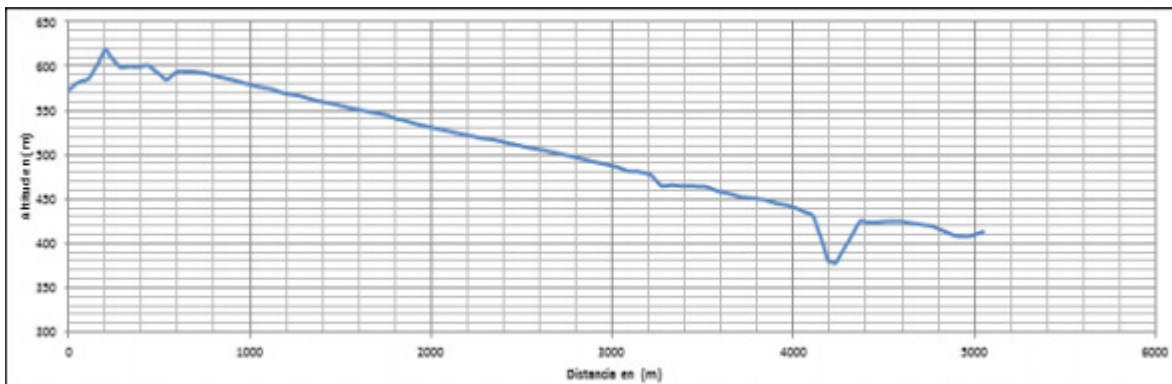
Nota. Tomado de: Informe Troncales Cupiagua Fase 2 – 2017

Figura 5.*Perfil topográfico Troncal XC*

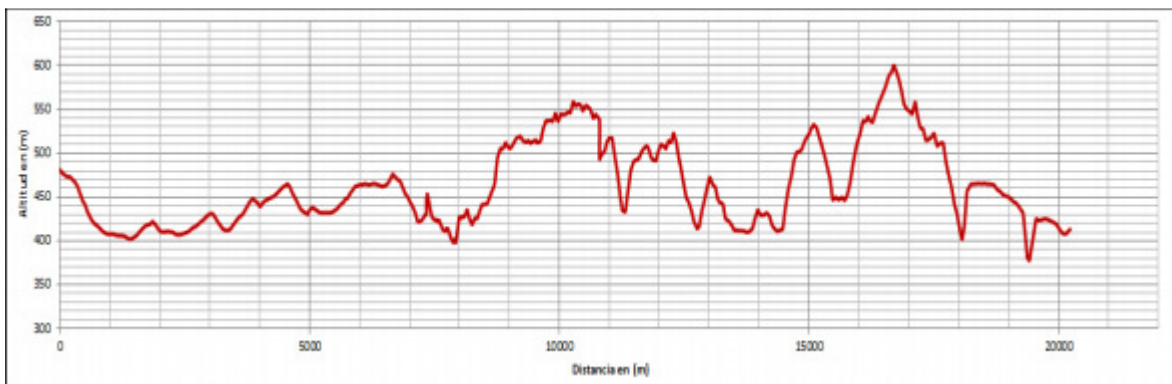
Nota. Tomado de: Informe Troncales Cupiagua Fase 2 – 2017

Figura 6.*Perfil topográfico Troncal Q*

Nota. Tomado de: Informe Troncales Cupiagua Fase 2 – 2017

Figura 7.*Perfil topográfico Troncal UQ*

Nota. Tomado de: Informe Troncales Cupiagua Fase 2 – 2017

Figura 8.*Perfil topográfico Troncal XW*

Nota. Tomado de: Informe Troncales Cupiagua Fase 2 – 2017

2.3.3.4 Desarrollo y producción. El campo Cupiagua inició su construcción en 1996 y alcanzó su máxima producción de 188 KBOPD en 1999. Su mecanismo de producción es por empuje de gas, reinyectando al campo el mismo gas de producción manteniendo así la presión del

yacimiento y permitiendo que los pozos tengan su propia energía para levantar los fluidos a superficie.

En 2012 se da inicio a la venta de gas, mediante la construcción de la planta de gas de Cupiagua, con unas ventas iniciales de 110 MMscfd y actualmente de 210 Mmscfd; el gas de exceso es inyectado (aproximadamente 450 MMscfd), después el descuento del consumo interno y las mermas.

Infraestructura de desarrollo:

La infraestructura de las facilidades del campo Cupiagua consisten de la *Central Production Facilities (CPF)* y una planta de gas con capacidad para ventas de 210 MMscfd.

Central Production Facilities (CPF): Las instalaciones reciben los fluidos de los pozos por seis (6) líneas troncales, llegando a un múltiple de entrada, un cabezal de producción y un estabilizador de flujo (Slug Catcher); donde se estabiliza el flujo y se separan los fluidos que entran, en gas y líquido y por tuberías de almacenamiento diseñadas para amortiguar los baches de líquido que se generan en las líneas troncales, así como también para retener un cierto volumen de líquido que permita alimentar de manera estable la planta de procesamiento de crudo aguas abajo. La corriente de gas fluye hasta las torres contactoras de Trietilen Glicol (TEG) donde se deshidrata para entrega de éste con contenido de agua inferior a 6 Lb H₂O/MMscf para evitar problemas de corrosión en el sistema de reinyección y de formación de hidratos en planta de gas. Las condiciones actuales del CPF manejan una presión de entrada en el Slug Catcher de 615 psig. Como vimos antes con la declinación del yacimiento, los pozos van perdiendo energía y cada vez la presión de cabeza es más cercana a la presión de línea por lo tanto, por la experiencia de operación del yacimiento de Cupiagua, para optimizar la producción de los pozos, la presión en el Slug Catcher debe ser tan baja como sea posible, para que la presión en línea sea tal que la presión

contenido de agua del gas antes de ser deshidratado y para aumentar la recuperación de condensados. El gas deshidratado de cada tren fluye a un múltiple común de gas seco, el cual conduce el gas tratado al área de compresión de gas.

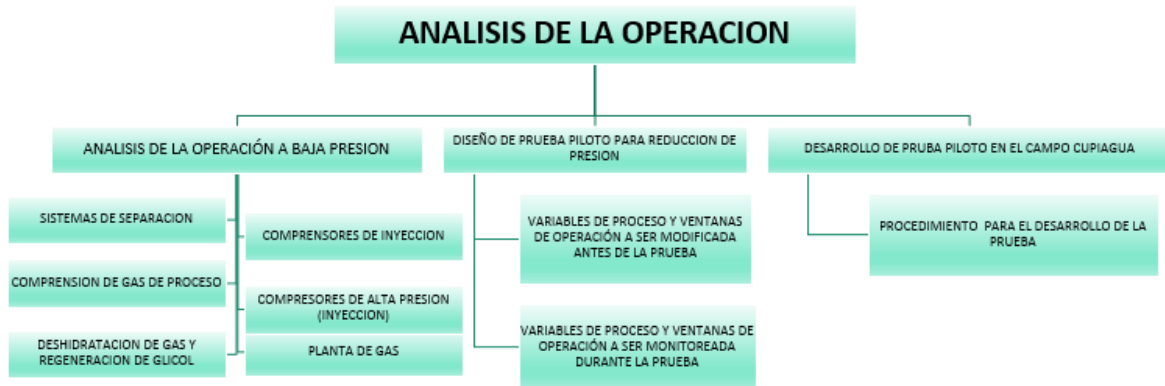
El sistema de compresión de gas de Reinyección está diseñado para comprimir el gas deshidratado proveniente de la torre contactora de glicol, hasta alcanzar la presión requerida para entregar el gas a los pozos de Reinyección, a una presión de 5200 psig. La planta cuenta con tres trenes de compresión, consistiendo cada uno de ellos en dos compresores accionados por turbinas de gas, etapas de Media Presión (MP) y Alta Presión (HP) montados en serie. Los tres compresores de MP succionan de un múltiple común y descargan en un cabezal inter-etapas, de este último succionan los tres compresores HP y descargan en un cabezal de inyección hacia los pozos inyectoros. Desde el cabezal interetapas es donde se toma el gas de carga a la planta de ventas, el cual requiere una presión mínima de 1800 psig para poder entregar el gas en especificaciones RUT.

3. Análisis de la Operación

En el siguiente mapa conceptual se presentan los pasos metodológicos del análisis de la operación.

Figura 10.

Mapa conceptual prueba piloto reducción de presión



Es importante ver que la opción de disminuir la presión de operación del *Slug Catcher* de Cupiagua de manera gradual, controlada y monitoreando el comportamiento de todos los sistemas, es interesante para el sostenimiento de la producción del yacimiento a corto y mediano plazo debido a que permite disminuir la contrapresión generada por el sistema de líneas de producción y permite contrarrestar parte del impacto por la declinación normal del yacimiento.

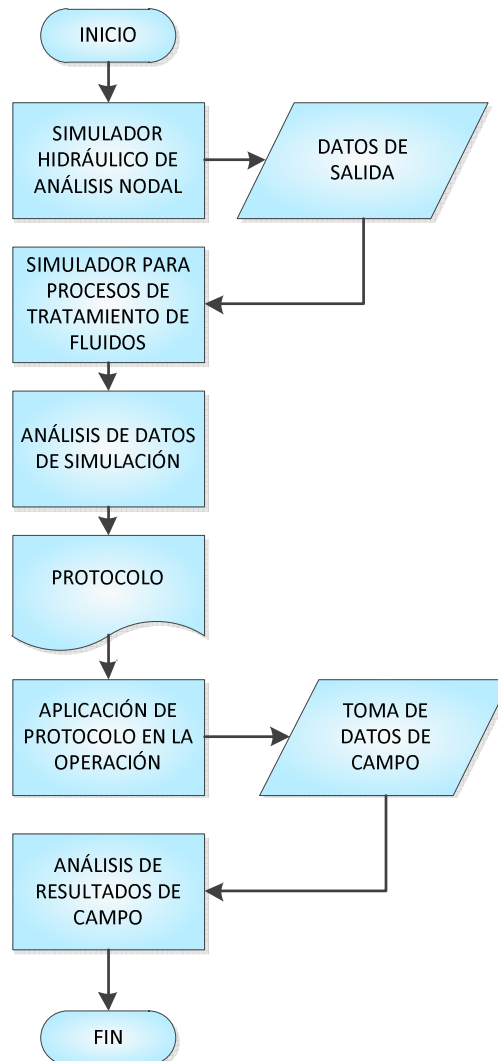
Para comenzar el estudio, es necesario realizar un análisis nodal mediante una herramienta especializada en la industria del petróleo; esta actividad es una actividad ágil y sencilla, una vez se desarrolla el modelo hidráulico. Un estudio de análisis nodal del sistema pozos-líneas de flujo, busca optimizar la producción utilizando simulaciones con software especializado, para facilitar la toma de decisiones, esto sin olvidar la importancia de la responsabilidad social y ambiental. La Empresa Petroleum Experts (PETEX) ha desarrollado el software, GAP[®], que permite realizar evaluaciones desde el yacimiento hasta superficie con análisis nodal. Un software como PROSPER GAP[®] ayuda al ingeniero de producción o de reservorio a predecir la hidráulica en el tubing y en las líneas de flujo y sus temperaturas con precisión y de una manera rápida. De igual manera este simulador, contiene bases de datos con correlaciones de fluido y de flujo, modelos de reservorio,

curvas, así como información de tuberías y accesorios que facilitan la construcción y evaluación de modelos integrados.

Con lo arriba expuesto se plantea realizar un estudio para determinar las variables que incidan en la producción de los pozos, y analizar cada una de estas; como la presión de llegada al *Slug Catcher*. Estas variables también permiten modificar la operación sin necesidad de incidir en gastos como cambio de equipos. Así se tiene que, primero se evalúa el escenario actual lo que permite definir la incidencia de las variables para cada zona del sistema. En segundo lugar se busca el punto óptimo de operación, que en este caso particular, se refiere a una mayor producción, considerando así variaciones de temperatura ambiente y la presión de llegada al *Slug Catcher*. Se plantea hacer simulaciones del sistema con decrementos de 50 psi hasta llegar a 150 psig. Al final se realiza un estudio técnico-económico del caso actual, en donde se considera el costo de producción y el precio de venta por barril de petróleo, en donde se obtiene los ingresos por el incremental de petróleo, considerando las variables de operación que influyan a la toma de decisiones en campo, y a la vez permitan obtener un incremento de ingresos con relación directa a la producción de petróleo, mediante el modelo integrado de simulación.

El estudio va dirigido a lograr incrementar la producción, considerando las variables de yacimiento, pozo y superficie. Se debe igualmente considerar el área geográfica de estudio, planta, perfil de cada línea de flujo, los impactos ambientales, sociales y políticos, de la mano de las restricciones económicas globales que ha llegado a ser una variable importante al momento de tomar decisiones a corto y mediano plazo.

En el siguiente diagrama de flujo, se presentan las etapas desarrolladas durante la prueba:

Figura 11.*Diagrama de flujo – Prueba piloto.***PRUEBA PILOTO PARA ANALIZAR VIABILIDAD DEL CPF EN EL CAMPO CUIPIAGUA**

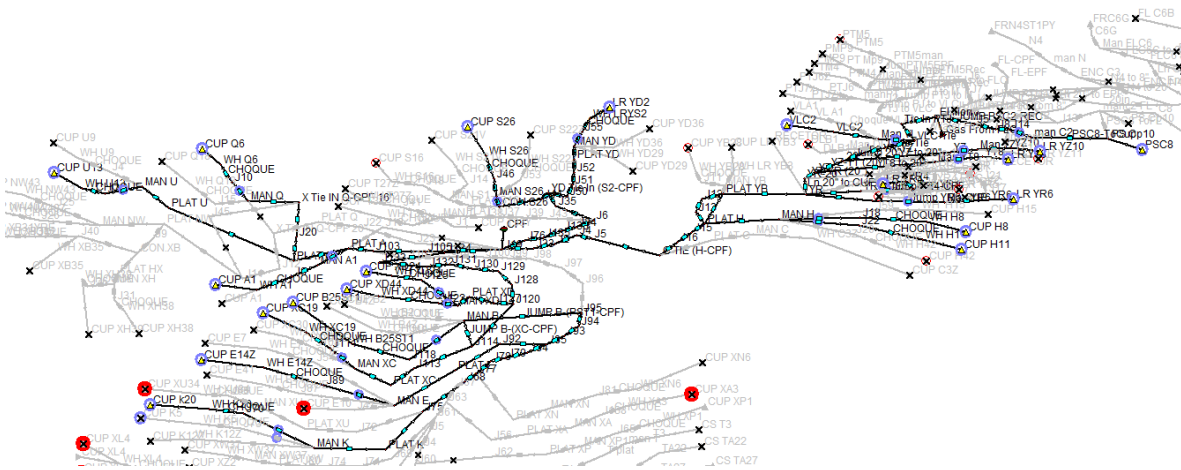
La metodología utilizada fue, recolectar información de: yacimiento, perfil de altimetría de las líneas de flujo y de los accesorios hasta la llegada al *Slug Catcher*. Posteriormente se construyen y simulan los pozos y la red de superficie interconectando los datos para evaluar el estado actual,

y a partir de estos resultados se realizan optimizaciones y variaciones que permiten conocer el comportamiento en diferentes escenarios.

Para la construcción del modelo de simulación usando el software PROSPER GAP®, se tuvo en cuenta la siguiente información:

Figura 12.

Modelo simulado en GAP



El campo Cupiagua tiene 64 pozos perforados de los cuales 11 están inactivos (Algunos con plan de reactivación), 11 se encuentran abandonados y 42 se encuentran activos: 25 son productores y 17 inyectores. Los fluidos producidos de los pozos productores son transportados a través de seis (6) troncales de flujo XC, S o T, H-YB, XW o PST-1, U y UQ (Ver

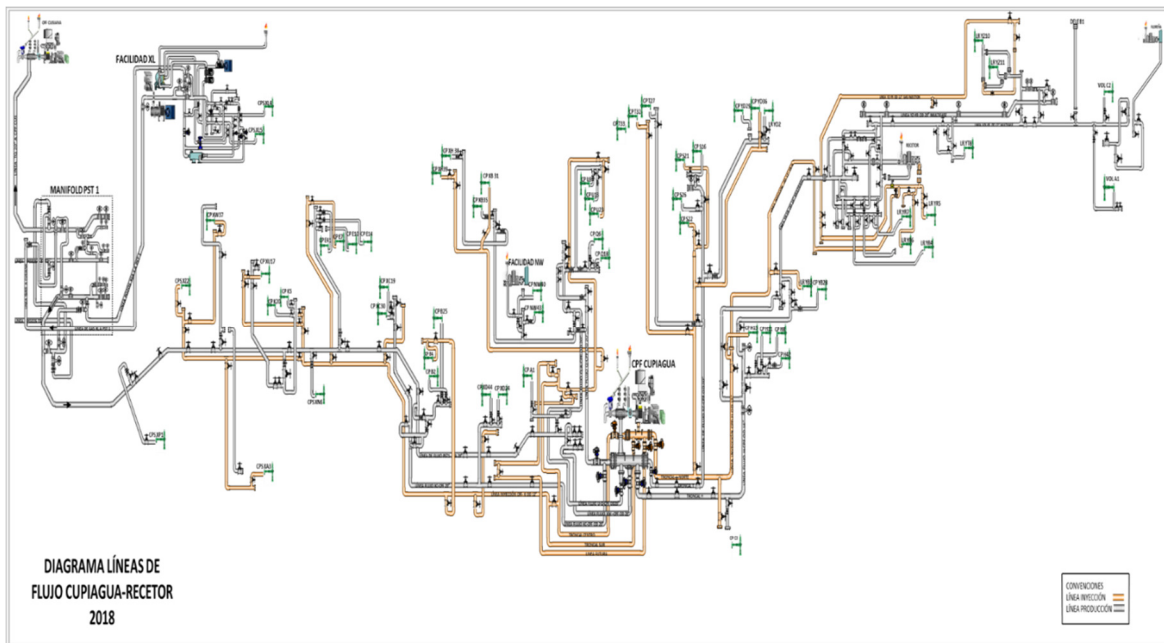
), las cuales convergen al *Slug Catcher* del CPF de Cupiagua, éste actualmente funciona como un centro de recolección de fluidos producidos de los campos Cupiagua, Recetor y Cupiagua Sur; adicionalmente recibe gas, vía boosting, desde el CPF de Floreña así como el pozo PSC-8 para transferencia hacia el campo Cusiana, ver

. El perfil topográfico de las troncales y que están diseñados en el modelo de GAP son los explicados en el numeral 2.2.3.

El modelo de análisis nodal base es el que utiliza Ecopetrol para sus estudios, entonces se toma como base para iniciar el ajuste del modelo. Para hacerlo se empieza por conseguir las curvas IPR de cada uno de los pozos productores al igual que cada una de las pruebas de producción más recientes. Luego con la ayuda del historiador de datos se consiguieron los datos de presión y temperatura actualizados. El modelo también fue actualizado con los pozos que están fluyendo por la línea original o por interconexiones (Jumpers) que se hayan construido entre troncales de producción. Con toda la información anterior el modelo fue actualizado y se hicieron corridas iniciales para asegurar que la desviación se encuentre por debajo del 2%.

Figura 13.

Diagrama de Línea Cupiagua – Recetor.



Nota. Tomado de: Supervisor de pozos de Ecopetrol (s.f.) Diagrama líneas de flujo Cupiagua –

Con este modelo ajustado se hicieron las corridas para poder realizar un análisis de Producción vs. Presión de recibo en el CPF, en mayo de 2017, donde se observa que al reducir la presión en el *Slug Catcher* y equipos aguas abajo, trae consigo beneficio en la producción de crudo y gas del campo. (Ver Tabla 2). Si se utiliza un factor de distribución de 1,3 (que corresponde al promedio de lo corrido del año) se obtendrían los beneficios mostrados en la última columna de la Tabla 2. Como puede verse, el beneficio es constante en la medida que se puede disminuir la presión, sin embargo hay que evaluar la planta para ver hasta que presión es posible esta disminución teniendo en cuenta las potencias y capacidades de los equipos instalados.

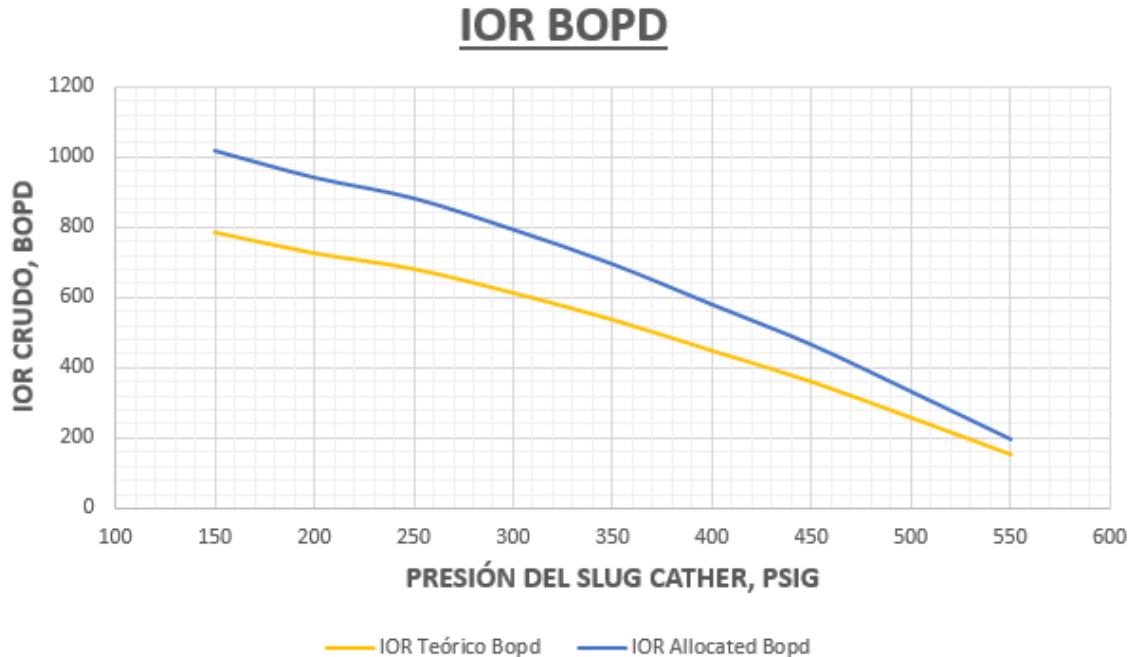
Tabla 2.

Relación Presió Slug Catcher vs Producción (Qo, Qg)

Presión S/C Psig	Q Oil Teórico (Bopd)	Q Gas Teórico (MMscfd)	Q Water Teórico (Bopd)	IOR Teórico Bopd	IOR Alocado Bopd
615	8907	648	5437		
550	9060	656	5554	153	199
500	9164	662	5639	257	334
450	9266	668	5722	359	467
400	9354	673	5799	447	581
350	9442	678	5875	535	696
300	9518	682	5943	611	794
250	9586	685	6005	679	883
200	9631	688	6053	724	942
150	9690	691	6099	783	1018

Figura 14.

Incremento de Crudo por Disminución de Presión en Slug Catcher.



Las simulaciones de proceso son una herramienta potente y moderna que se ha hecho indispensable para la solución adecuada de distintos y diversos problemas de las plantas en la industria en general, pero en especial en las plantas de producción y procesamiento de gas y petróleo. Una simulación se define como una técnica para evaluar en forma rápida una planta con base en una representación virtual de la misma, mediante la combinación de distintos modelos matemáticos. La solución de éstos modelos matemáticos se lleva a cabo mediante aplicaciones de software específicas, que permiten tener un mejor conocimiento del comportamiento de dicha planta y las operaciones unitarias que la conforman. Existe una gran variedad de simuladores de proceso comerciales, algunos de los cuales son poderosas herramientas de cálculo, con inmensos bancos de datos que contienen las propiedades físicas de miles de compuestos y sustancias

químicas, selección de modelos termodinámicos, cálculos de equipos (teórico y real), análisis de costo, estado de agregación y condiciones de operación, que le dan al simulador la ventaja de una gran versatilidad.

Aspen HYSYS de Aspen es un potente y reconocido simulador de proceso empleado en la industria del gas y petróleo, para simular diagramas de flujos complejos, estimar propiedades fisicoquímicas, propiedades termodinámicas y de transporte de distintos compuestos, permite realizar análisis de sensibilidad de variables de proceso específicas de interés, obtener especificaciones de diseño de proceso y realizar la síntesis y análisis de proceso, operaciones unitarias y equipos.

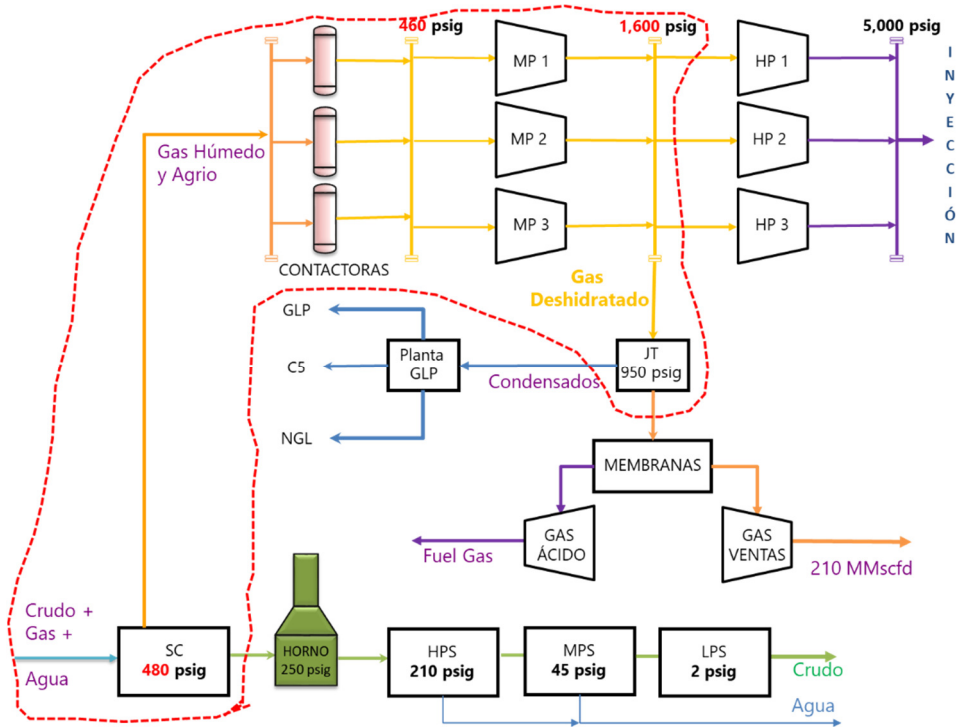
En Ecopetrol se tiene licencia de Hysys para realizar análisis de proceso integrado y/o de cada sección de la planta y para determinar posibles obstáculos y oportunidades de optimización. Luego de obtener los resultados de las corridas de GAP[®], se decidió ajustar el modelo Hysys de la planta para visualizar su comportamiento en el esquema de operación del CPF operando a 480 psig. Para lograr este objetivo se tomaron cromatografías del gas en la entrada y en cada uno de los puntos clave de la operación. Con la ayuda del historiador de datos se tomaron las principales condiciones de operación como flujo, presión y temperatura para actualizar el modelo. Con la información actualizada tanto de composiciones, condiciones de operación se tomó como base el modelo de Ecopetrol y se actualizó para tomarlo como línea de partida para determinar la mínima presión que podría operar el CPF.

En la Figura 15 se muestra el esquema de operación propuesto con las condiciones de proceso determinadas por el modelo de simulación de Hysys, en la nube roja punteada se muestran los equipos que tendrán modificación, tomando como presión de referencia en el Slug Catcher en 480 psig que es una presión de objetivo, que va a ser confirmada por la prueba piloto, pero si no

se identifican impedimentos durante esta prueba, la presión podría ser menor, o lo contrario, en caso de identificar alguna limitación la presión final alcanzada sería mayor.

Figura 15.

Esquema de Operación con Presión en Slug Catcher a 480 psig



3.1 Análisis de la operación a baja presión

Al reducirse la presión del Slug Catcher del CPF Cupiagua, las simulaciones de GAP[®], predicen un incremento en la producción de crudo, gas y agua que deberá manejar la facilidad. La **¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.**, muestra los incrementos esperados, y se puede concluir que para la presión objetivo el incremento de crudo y agua no tiene relevancia para

la capacidad disponible. En el caso del gas el incremento es de alrededor del 2% pero debe ser tenido en cuenta, pues la capacidad de manejo de gas va a ser la limitante en la planta, porque la idea es llevar las turbinas a la máxima capacidad disponible (flujo, potencia y/o velocidad) para las condiciones de operación que alcancemos.

A continuación se definirá qué tipo de impacto pueden tener estos cambios en cada uno de los sistemas de la Planta, tomando como caso crítico la disminución en la presión del Slug Catcher a 480 psig, en el cual se tienen los volúmenes mayores de agua, crudo y gas.

3.1.1 Sistema de Separación

Este sistema incluye el horno de crudo, separador de alta presión, separador de media presión, separador de baja presión, bombas de recirculación, y enfriador de crudo. En la Tabla 4, se muestra la capacidad de manejo de fluidos de cada uno de los separadores de acuerdo al balance de masa de diseño, comparado con los flujos aproximados que deberán ser manejados, teniendo en cuenta las siguientes consideraciones:

- Presión objetivo en el Slug Catcher igual a 480 psig.
- Envío hacia el separador de alta presión, los condensados adicionales generados en plantas de gas.
- El flujo esperado de gas, crudo y agua en los separadores es ligeramente mayor a los volúmenes actuales, pero cabe anotar que no se espera afectación de la estabilidad de la operación, dado que la cantidad adicional de fluidos no afecta para nada la operación actual.

Tabla 3.*Capacidades de Diseño, Actual y Esperada del Tren de Crudo*

	Flujo Diseño Crudo / Gas / Agua (kbpd / MMscfd / kbpd)	Flujo Actual Crudo / Gas / Agua (kbpd / MMscfd / kbpd)	Flujo Esperado Crudo / Gas / Agua (kbpd / MMscfd / kbpd)
Horno Calentador de Crudo	110 / 70 / 15	15 / 7.0 / 7.0	15.5 / 7.2 / 7.3
Separador Alta Presión	110 / 70 / 15	15 / 3.5 / 7.0	15.5 / 3.6 / 7.3
Separador Media Presión	110 / 27 / 2	15 / 2.6 / 7.0	15.5 / 2.7 / 7.3
Separador Baja Presión	110 / 15 / 0	15 / 1.3 / 7.0	15.5 / 1.4 / 7.3

Como puede verse en la Tabla 3, los volúmenes de líquidos y gas son sensiblemente menores al diseño original lo que hace que las aperturas de estas válvulas se encuentren por fuera del rango recomendado para tener un adecuado control y todas estas válvulas están trabajando por debajo del 5% de apertura, lo que hace que la estabilidad del tren sea muy débil, porque el rango de control estable está entre 25% y 75%.

3.1.2 Compresión de Gas de Proceso

A continuación se muestra el flujo de gas entrando a cada una de las etapas del compresor Demag:

Tabla 4.*Flujo de Gas en cada etapa del compresor gas de proceso DEMAG*

	Flujo Diseño (MMscfd)	Flujo Actual (MMscfd)	MW Diseño	MW Actual
Succión 1ª Etapa	15.75	1.3	48.1	44.1
Succión 2ª Etapa	27.93	2.6	44.0	39.4
Succión 3ª Etapa	71.27	3.5	35.9	30.0

De la Tabla 4 se puede concluir que el flujo de carga a la primera etapa del compresor es menos del 10% de la carga de diseño y a esto se suma que el gas manejado tiene un menor peso molecular (MW), en cada etapa, al considerado para el diseño de los equipos, lo que dificulta su operación estable. La recomendación para este sobre diseño es iniciar un proyecto para reemplazar el compresor por uno que se ajuste a las condiciones actuales y futuras.

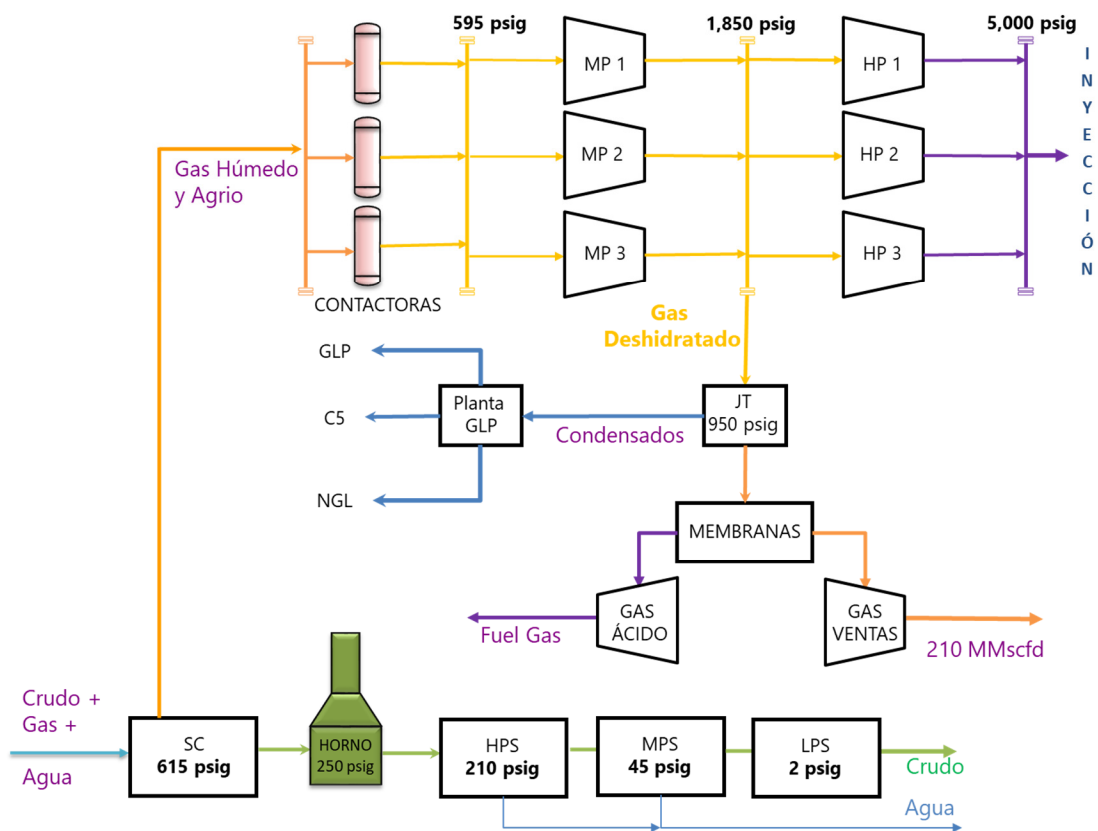
El flujo de carga hacia la segunda y tercera etapa del compresor DEMAG también es baja en comparación con las condiciones de diseño y debe monitorearse el desempeño de la máquina durante la prueba, pues para estas etapas el peso molecular del gas es menor al de diseño entre 4 y 6 puntos respectivamente.

Lo anterior lleva a concluir que el compresor se encuentra trabajando en condición de surge por baja carga y por menor peso molecular, lo que dificulta su operación estable y puede ocasionar salidas por falta de carga, esta condición de surge está siendo controlada por la recirculación en las tres etapas lo que hace de esta una operación ineficiente, energéticamente hablando. Es importante aclarar que la condición de operación actual del compresor DEMAG antes que verse afectada por los cambios de presión que se planean hacer, se verá beneficiada levemente por el incremento de carga en cada una de las tres etapas. La disminución de presión del Slug Catcher va a incrementar en 2% el volumen de gas libre que va hacia deshidratación, compresión de media y

compresión de alta. Del lado del compresor de proceso Demag, solo verá una menor presión en la descarga de tercera etapa, que permitirá que esta etapa tenga una mayor capacidad disponible para el caso que se pueda traer otro pozo por la línea de baja presión. En la Figura 16, puede verse un esquemático de la condición actual de la planta.

Figura 16.

Esquema actual de Operación del CPF Cupiagua



3.1.3 Deshidratación de Gas y Regeneración de Glicol.

Los gases húmedos de las vasijas del Slug Cather y de descarga del compresor de gas de proceso 3ª Etapa se combinan en un cabezal de 30” y luego se direccionan al Sistema de deshidratación. La condición de diseño del gas combinado es 900 psig a 144 °F, en un día caliente

160 °F. El secado del gas es necesario para el control de corrosión en el sistema de gas de alta presión y para la prevención de formación de hidratos en las corrientes de proceso, especialmente en la planta de gas ventas. Este sistema está compuesto por los siguientes equipos principales: Enfriador de gas de proceso, separador de gas de proceso, contactoras de glicol y regeneradoras de glicol.

Las capacidades de diseño, actual y esperado de las unidades de deshidratación por cada tren se muestran en la Tabla 5.

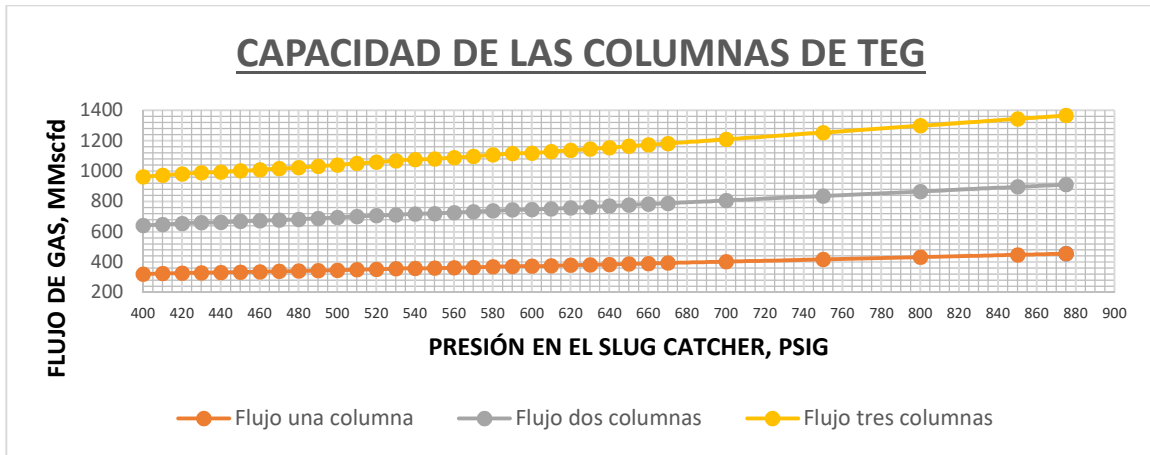
Tabla 5.

Condiciones Sistema de Deshidratación

	Tren 1 / 2 / 3	Tren 1 / 2 / 3	Tren 1 / 2 / 3
	Diseño	Actual	Esperado
Flujo de Gas por Tren	455 MMscfd	369 MMscfd	334 MMscfd
Contenido de Agua (entrada)	50 Lb H ₂ O/MMscf	62 Lb H ₂ O/MMscf	66 Lb H ₂ O/MMscf
Contenido de Agua (salida)	2 Lb H ₂ O/MMscf	3 Lb H ₂ O/MMscf	3 Lb H ₂ O/MMscf
Flujo de Glicol por Tren	85 gpm	40 - 45 gpm	50 - 55 gpm
Presión Trabajo (psig)	875	570 - 580	450 - 460

Figura 17.

Variación de la Capacidad de la Contactoras de TEG con la Presión



Al disminuir la presión se espera que la capacidad de las torres de secado con TEG también disminuya, por eso en la siguiente gráfica se muestra la tendencia de la capacidad con respecto a la presión. Como puede verse la capacidad disminuye, pero sigue siendo suficiente (942 MMscfd) para tratar todo el gas que se maneja hoy, si se disminuyera la presión hasta 480 psig que es el objetivo de esta prueba.

3.1.4 Compresores de Inyección.

El CPF Cupiagua incluye tres trenes paralelos de compresores de reinyección, tres de media presión y tres de alta presión.

Cada compresor de media presión fue diseñado para entregar 430 MMscfd de gas, a presión de descarga de 2475 psig a la succión del compresor de alta presión, a temperatura ambiente de 95 °F. Para incrementar la capacidad de manejo del compresor de alta presión, el enfriador de descarga del compresor de media presión está previsto para enfriar el gas comprimido hasta la temperatura de 120 °F. Los compresores de alta presión están diseñados para manejar 430 MMscfd a una presión de descarga de 6285 psig.

Están provistos cabezales comunes de succión, interetapas y de descarga, para permitir el cruce de flujo desde los compresores de media presión en una serie, hasta los compresores de alta presión de otra serie.

La prueba se propone que se divida en las siguientes etapas:

- **La Primera Etapa** se va a mantener la presión interetapas fija en 1800 psig y se va a disminuir la presión del Slug Catcher 10 psi cada día. Esto va a hacer que la relación de compresión de las turbinas de media presión se vaya aumentando, por eso hay que monitorear su comportamiento. Las simulaciones de HYSYS muestran que las turbinas nunca sobrepasan de 300 °F en la descarga ni la potencia requerida (25.000 hp) excede la de diseño (32.000 hp), cuando la relación de compresión se mantiene inferior a 3,5.

- **La Segunda Etapa** se va a mantener la relación de compresión determinada como máxima en la etapa anterior, que corresponde a la máxima que con la configuración actual pueden manejar las turbinas y se va a continuar disminuyendo la presión del Slug Catcher pero la presión interetapas se disminuirá 20 psig cada día. El objetivo es llegar a 480 psig en el Slug Catcher.

Las etapas se encuentran detalladas en la Tabla 6, es importante aclarar que esta solo será una guía que podrá ser modificada durante la prueba:

Tabla 6.

Etapas propuestas para realizar la Prueba

	Slug Catcher, psig	Succión n MP, psig	Descar ga MP, psig	Relación de Compresi ón, MP	Succión n HP, psig	Descar ga HP, psig	Relación de Compresi ón, HP
Día 0	615	580	1.800	3,05	1.785	4.800	2,68

		Slug Catcher, psig	Succión MP, psig	Descarga MP, psig	Relación de Compresión, MP	Succión HP, psig	Descarga HP, psig	Relación de Compresión, HP
ETA PA 1:	Día 1	600	565	1.800	3,13	1.785	4.800	2,68
	Día 2	590	555	1.800	3,19	1.785	4.800	2,68
	Día 3	580	545	1.800	3,24	1.785	4.800	2,68
	Día 4	570	535	1.800	3,30	1.785	4.800	2,68
	Día 5	560	525	1.800	3,36	1.785	4.800	2,68
	Día 6	550	515	1.800	3,43	1.785	4.800	2,68
	Día 7	540	505	1.800	3,49	1.785	4.800	2,68
ETA PA 2:	Día 8	530	495	1.784	3,50	1.769	4.800	2,70
	Día 9	520	485	1.749	3,50	1.734	4.800	2,75
	Día 10	510	475	1.714	3,50	1.699	4.800	2,81
	Día 11	500	465	1.679	3,50	1.664	4.800	2,87
	Día 12	490	455	1.644	3,50	1.629	4.800	2,93
	Día 13	480	445	1.609	3,50	1.594	4.800	2,99

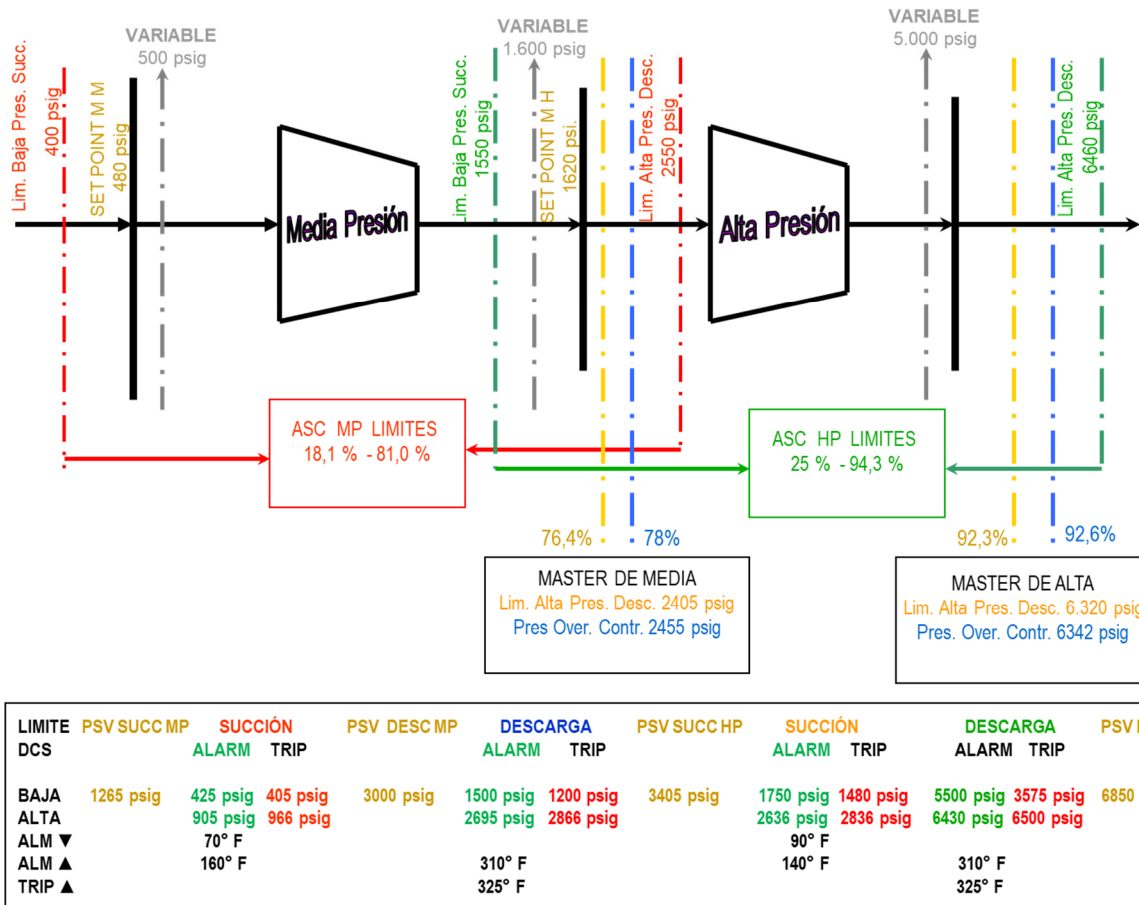
A las turbinas se les deberán modificar los setting de los controladores de CCC y los límites de proceso en el DCS. A continuación se muestra el caso para la presión mínima que se espera conseguir.

La reducción en presión de succión en las turbinas de media MP1, MP2 y MP3 no representa un inconveniente para la unidad siempre y cuando los valores de flujo no cambien significativamente y la relación de compresión no se incremente por encima de 4.0, esto es debido

a que variaciones en el flujo manejado o incrementos en la relación de compresión acercan la unidad a la línea de surge, o pueden llevar a alcanzar el límite de potencia de la unidad.

Figura 18.

Diagrama de operación turbinas de media y alta presión.



Si la unidad se acerca a la línea de surge por debajo de la línea de control, el sistema antisurge abre las válvulas de reciclo y la unidad entra en recirculación con el objetivo de alejarse del límite. Revisando las curvas operativas de las unidades, se aprecia que con relaciones de compresión superiores a 3.7, el compresor de media presión no puede entregar el flujo mínimo requerido para no entrar en surge a las rpm máximas.

Figura 19.

Curvas Operativas Compresores Centrífugos

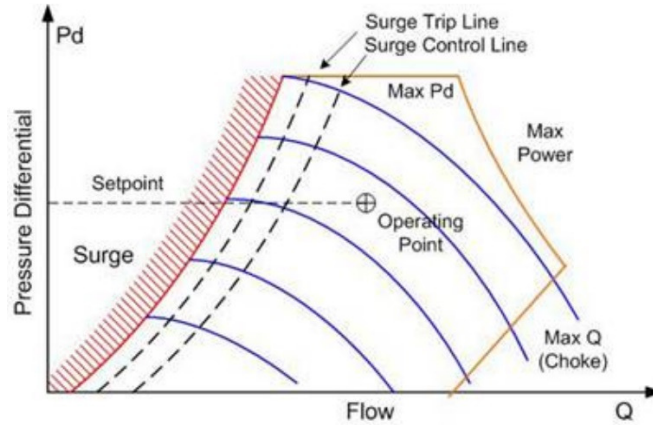
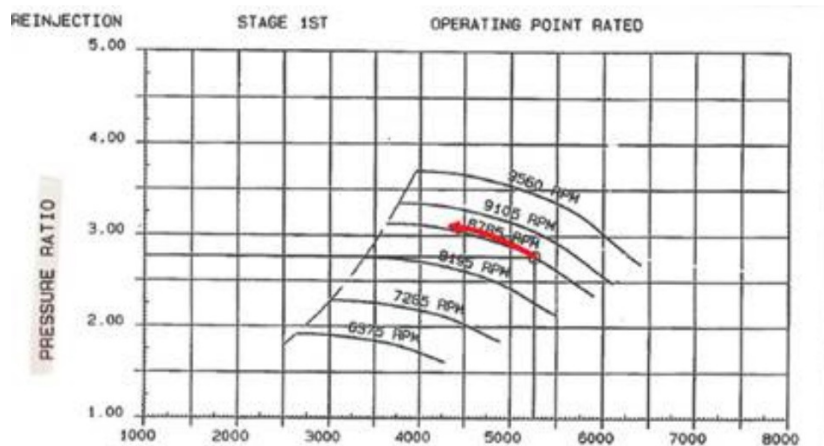


Figura 20.

Curva Rateada por Nuovo Pignone

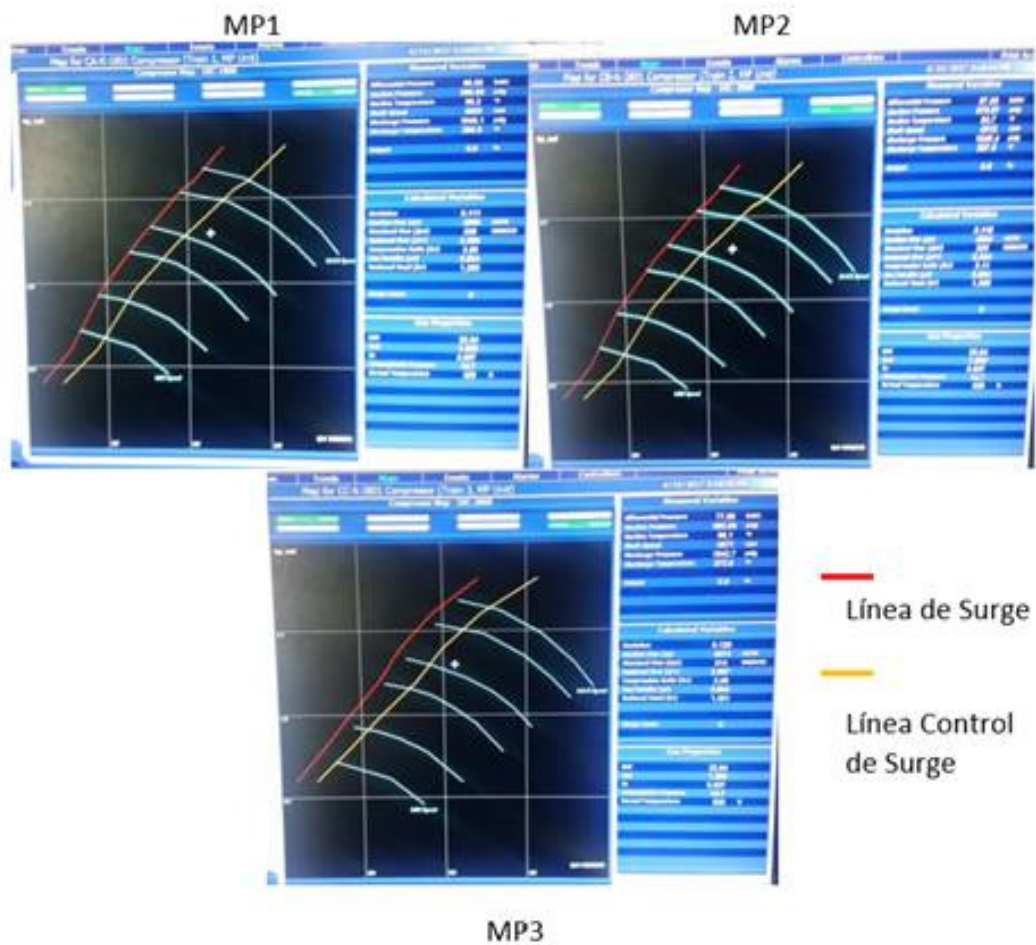


Nota. Tomado de: Curvas Nuovo Pignone Turbocompresores Cupiagua

Adicionalmente como se aprecia en las curvas de operación actuales, el punto operativo se encuentra cerca de la curva de control de surge, por tal motivo, durante la prueba en la medida que aumente la relación de compresión el sistema entrará a recircular.

Figura 21.

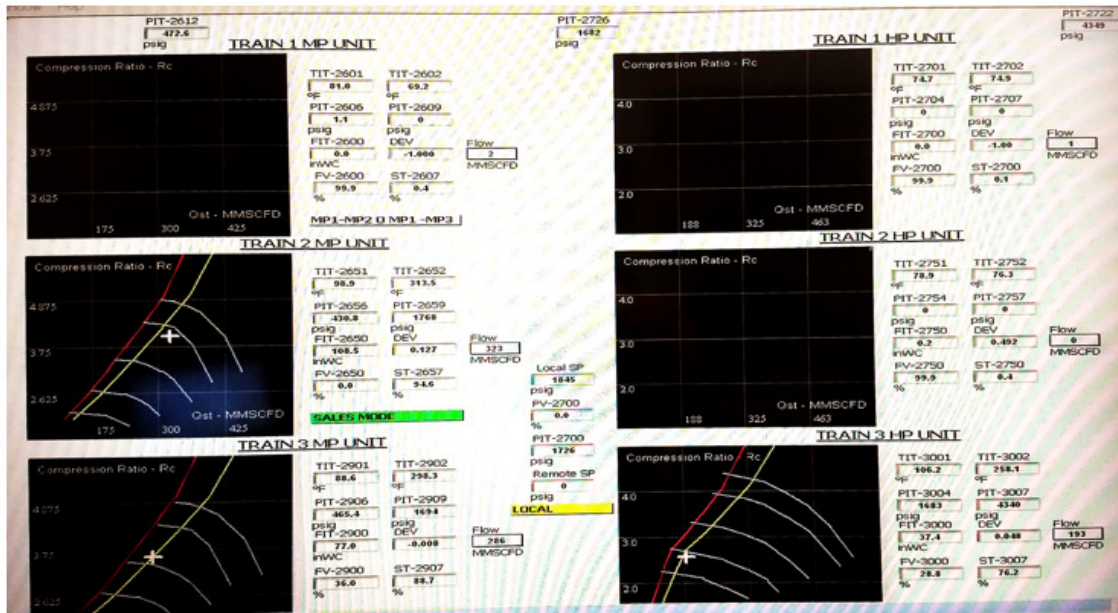
Punto Operativo Actual Unidades de Media Presión con Relación de Compresión 3.1



Se recomienda contratar a un especialista, para mediante pruebas reducir el margen de seguridad de la línea de control de surge acercándola a la línea de disparo, minimizando el flujo de recirculación y permitiendo una mejor operación de las unidades.

Figura 22.

Punto Operativo Actual Unidades de Media Presión CUPIGUA con Relación de Compresión de 3.56



3.1.5 Compresores de Alta Presión (Inyección).

La presión de descarga de los compresores de media presión va a disminuir, pero en la actualidad hay una turbina de inyección disponible y por otro lado la relación de compresión actual es moderada 2.7 y con los cambios pasa a 2.9, lo que ayudará a que trabajen con un poco más de carga mejorando su condición de operación actual, no se espera que haya ningún tipo de afectación.

3.1.6 Planta de gas

De acuerdo con las simulaciones de HYSYS de la planta, el hecho de disminuir la presión de entrada no debería tener ningún efecto en la operación de la planta de gas, siempre y cuando la

presión y la temperatura de la vasija fría se puedan mantener en los mismos valores actuales, lo que se traduce en que ni la cantidad ni la calidad del gas ventas se verán afectados.

Para la realización de esta prueba se recomienda tener en cuenta lo siguiente:

1. Distribuir equitativamente la carga hacia las torres de deshidratación con TEG para evitar sobre cargas.
2. La disminución de la presión deberá hacerse de manera escalonada (10 psig en una hora) con el fin de afectar lo menos posible los sistemas y luego manteniendo un tiempo de 48 horas para la estabilización de los mismos, antes de la toma de datos en cada condición.
3. El esquema de operación deberá probarse bajo los escenarios de recirculación de gas de la Planta de Gas y con y sin recirculación de condensados, con el fin de evaluar la sensibilidad de los sistemas bajo esos escenarios.

3.2 Diseño de prueba piloto para reducción de presión

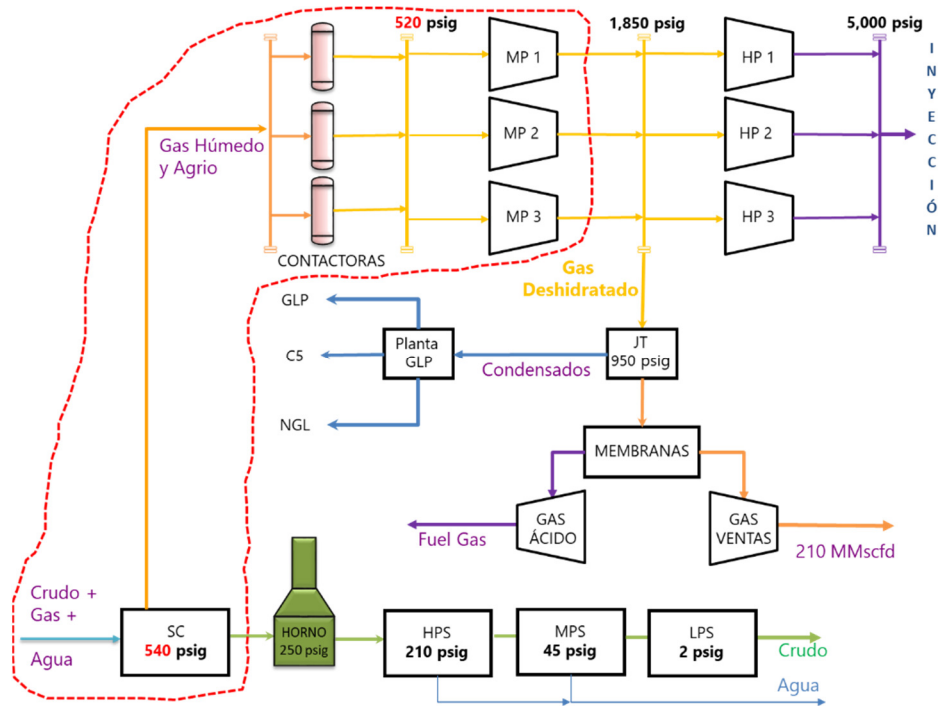
La prueba diseñada será desarrollada en un plazo de aproximadamente 10 días y el esquema objetivo propuesto de operación es para desarrollarlo en dos etapas. La primera etapa se busca disminuir hasta 540 psig, ver la Figura 23.

En la nube roja se encierran los equipos que van a tener afectación significativa durante la prueba, pues los demás equipos y plantas no se espera que sean afectados de forma significativa, dado que los volúmenes adicionales de producción esperados en líquidos no afectan la estabilidad del tren de crudo porque tiene un sobre diseño grande, en cuanto al gas el volumen adicional esperado tampoco va a sobrepasar la capacidad de manejo de gas ni en el compresor de proceso ni en los compresores de inyección. El objetivo es aprovechar al máximo la potencia y capacidad

disponibles en las turbinas de inyección, para maximizar la producción de crudo y gas que son los fluidos valiosos.

Figura 23.

Slug Catcher Operando a 540 psig



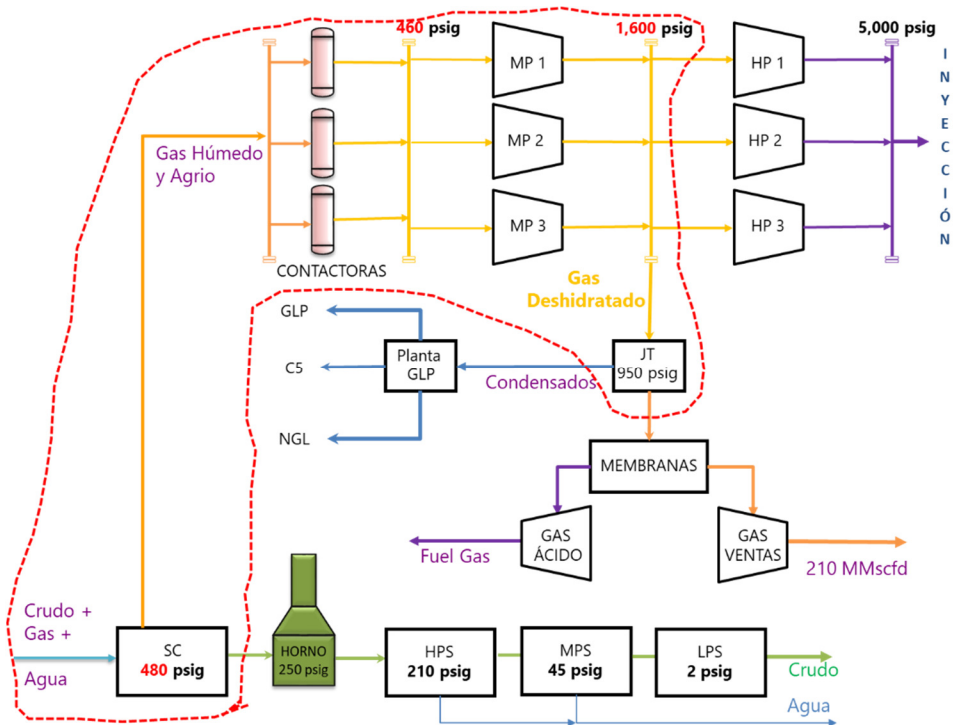
En la segunda etapa se busca bajar la presión del Slug Catcher hasta 480 y para lograrlo se va a disminuir la presión del cabezal interetapas, que tiene la limitación que desde este se alimenta la planta de gas que necesita que el gas de alimento tenga unas condiciones específicas de presión y temperatura para poder entregar el gas en especificaciones de exportación.

En la Figura 24 se muestra el esquemático de la prueba donde se incluye dentro de una nube roja los equipos afectados durante esta etapa de la prueba, que incluye parte de la planta de gas porque se podría afectar la calidad del gas y producirlo fuera de especificaciones, lo que puede

ocasionar pérdidas económicas por menores ventas y/o multas por entrega de producto fuera de especificaciones.

Figura 24.

Slug Catcher Operando a 480 psig



3.2.1 Variables de proceso y ventanas de operación a ser modificadas antes de la prueba.

Tabla 7.

Variables de Proceso y Ventanas Modificadas en Plantas de Crudo, Gas y líneas de Flujo.

TAG	Servicio	Set	Set	Configuración actual				Configuración propuesta			
		actual	propuesto	HH	H	L	LL	HH	H	L	LL
SLUG CATCHER Y SEPARACIÓN											

TAG	Servicio	Set actual	Set propuesto	Configuración actual				Configuración propuesta			
				HH	H	L	LL	HH	H	L	LL
PI 0252	Presión V- 0201A Slug Catcher	613	480	1020	400			630	300		
PT 0253	Presión V- 0201A Slug Catcher	607	475	1020	400			630	300		
PI 0254	Presión V- 0201A Slug Catcher	614	480	1020	400			630	300		
PI 0272	Presión V- 0201B Slug Catcher	613	480	1020	400			630	300		
PI 0273	Presión V- 0201B Slug Catcher	610	475	1020	400			630	300		
PI 0274	Presión V- 0201B Slug Catcher	610	475	1020	400			630	300		
PIC 0276	Control Gas a Tea	680	550	1020	600			600	300		
COMPRESIÓN DE GAS DE PROCESO											
PIC 2192	Presión descarga 3ª etapa K-2102	675	500	1000	640			630	300		
DESHIDRATACIÓN DE GAS											
PIC 1262	Presión Contactora Tren A	950	465	1000	450			550	340		
PIC 2262	Presión Contactora Tren B	950	465	1000	450			550	340		

TAG	Servicio	Set	Set	Configuración actual				Configuración propuesta				
		actual	propuesto	HH	H	L	LL	HH	H	L	LL	
	Presión											
PIC 3262	Contactora Tren C	950	465		1000	450			550	340		
COMPRESORES DE MEDIA PRESIÓN												
	Presión de											
PI 1822	Succión K- 1801				966	510			650	350		
	Presión de											
PI 2822	Succión K- 2801				966	510			650	350		
	Presión de											
PT 3822	Succión K- 3801				966	510			650	350		
	Presión de											
PT 1824	Descarga K- 1801				2866	1200			2000	1200		
	Presión de											
PI 2824	Descarga K- 2801				2866	1200			2000	1200		
	Presión de											
PT 3824	Descarga K- 3801				2866	1200			2000	1200		
LÍNEAS DE FLUJO												
	LÍNEA XC,											
PIT 0235	Alarmas de alta y baja presión				1085	950	500	450	950	800	350	300
	LÍNEA U,											
PIT 0211	Alarmas de alta y baja presión				1085	950	500	450	950	800	350	300

TAG	Servicio	Set actual	Set propuesto	Configuración actual				Configuración propuesta			
				HH	H	L	LL	HH	H	L	LL
PIT 0221	LÍNEA T, Alarmas de alta y baja presión			1085	950	500	450	950	800	350	300
PIT 0231	LÍNEA YB, Alarmas de alta y baja presión			1085	950	500	450	950	800	350	300
PIT 0201	LÍNEA XW, Alarmas de alta y baja presión			1085	950	500	450	950	800	350	300
PIT 0246	LÍNEA Q, Alarmas de alta y baja presión			1085	950	500	450	950	800	350	300
PLANTA DE GAS CUPIAGUA (PGC)											
PIT 1414	Trip por baja presión a la entrada de PGC						1650			150	0
PIT 1401	Alarmas			1900	1700			1750	1550		
PIT 1402	Alarmas			1900	1700			1750	1550		
PIC 1404	Set de control de la PV-1404	660	Presión SC+60	669	640			660	530		
PIT 1406	Trip por alta presión 2oo3			2000				200	0		
PIT 1407	V-1402			700			600	680			500
PIT 1408	V-1402			700			600	680			500

La Tabla 7 muestra todas las variables que hay que ajustar en el DCS, plantas y pozos antes de iniciar la prueba de disminución de presión, esto es importante porque al no hacerlo se pone en riesgo la continuidad operacional de la planta y es posible que con solo un ajuste que falte se tengan paradas de planta no deseadas o inclusive riesgos de integridad.

3.2.2 Variables de proceso y ventanas de operación a ser monitoreados durante la prueba.

Tabla 8.

Variables de Proceso y Ventanas de Operación a ser monitoreados durante la prueba.

Instrumento	Descripción	Ubicación de la señal
<i>SLUG CATCHER Y SEPARACIÓN</i>		
PI-0252	Presión V-0201A Slug Catcher	DCS
PI-0272	Presión V-0201B Slug Catcher	DCS
PIC-0276	Control gas a tea	DCS
FIT-2022	Flujo de gas separador de alta tren B hacia Demag	DCS
FIT-2040	Flujo de gas del MPS del tren B hacia Demag	DCS
FIT-2121	Flujo de gas LPS del tren B hacia Demag	DCS
FIT-2061	Flujo de crudo hacia tanques, tren B	DCS
<i>COMPRESIÓN DE MEDIA PRESIÓN</i>		
PI-1822	Presión de succión MP1	DCS
PI-2822	Presión de succión MP2	DCS
PI-3822	Presión de succión MP3	DCS
PI-1800	Presión de succión cabezal turbinas de Media	DCS
PI-1824	Presión de descarga MP1	DCS
PI-2824	Presión de descarga MP2	DCS
PI-3824	Presión de descarga MP3	DCS

Instrumento	Descripción	Ubicación de la señal
TI-1842	Temperatura salida HE-1801	DCS
TI-2842	Temperatura salida HE-2801	DCS
TI-3842	Temperatura salida HE-3801	DCS
COMPRESIÓN DE GAS DE PROCESO		
LI-2102	Nivel V-2101	DCS
PI-2100	Presión de succión 1ª etapa K-2101	DCS
PI-2107	Presión de descarga 1ª etapa K-2101	DCS
TI-2102	Temperatura descarga 1ª etapa K-2101	DCS
LI-2131	Nivel V-2102	DCS
PI-2151	Presión de succión 2ª etapa K-2101	DCS
PI-2153	Presión de descarga 2ª etapa K-2101	DCS
TI-2152	Temperatura descarga 2ª etapa K-2101	DCS
LI-2172	Nivel V-2103	DCS
PI-2173	Presión de succión 3ª etapa K-2101	DCS
PI-2175	Presión de descarga 3ª etapa K-2101	DCS
TI-2172	Temperatura descarga 3ª etapa K-2101	DCS
FT-2450	Flujo de gas primera etapa K-2101	DCS
FI-2121	Flujo de reciclo de gas primera etapa K-2101	DCS
FT-2150	Flujo de gas segunda etapa K-2101	DCS
FT-2171	Flujo de gas tercera etapa K-2101	DCS
FI-2192	Flujo salida V-2104	DCS
<i>DESHIDRATACIÓN DE GAS</i>		
PIC-1262	Presión Contactora Tren A	DCS
PIC-2262	Presión Contactora Tren B	DCS
PIC-3262	Presión Contactora Tren C	DCS
LI-1262	Nivel de la Contactora V-1202	DCS
LI-2262	Nivel de la Contactora V -2202	DCS
LI-3260	Nivel de la Contactora V -3202	DCS
PDI-1263	Presión diferencial CT-1202	DCS

Instrumento	Descripción	Ubicación de la señal
PDI-2263	Presión diferencial CT-2202	DCS
PDI-3263	Presión diferencial CT-3202	DCS
FIC-1260	Flujo Contactora Tren A	DCS
FIC-2260	Flujo Contactora Tren B	DCS
FIC-3260	Flujo Contactora Tren C	DCS
TI-1261	Temperatura entrada de gas a CT-1202	DCS
TI-2261	Temperatura entrada de gas a CT-2202	DCS
TI-3261	Temperatura entrada de gas a CT-3202	DCS
AI-1260	Contenido de agua en gas de CT-1202	DCS
AI-2260	Contenido de agua en gas de CT-2202	DCS
AI-3260	Contenido de agua en gas de CT-3262	DCS
<i>PLANTA DE GAS</i>		
FT-1401	Flujo gas a PGC	DCS
PIT-1414	Trip por baja presión en 1650 psig a la entrada de PGC	DCS
<i>CALIDAD</i>		
	RVP del crudo	Laboratorio
	BS&W del crudo	Laboratorio
	Condiciones RUT Gas Ventas	Cuarto de Control
	Calidad entrada glicol	Laboratorio
	Cromatografía fuel gas	Laboratorio
	Contenido CO ₂ en gas entrada a membranas	Laboratorio
	Contenido CO ₂ en gas Ventas	Cuarto de Control
	Contenido Agua en gas entrada a Contactoras	Laboratorio
	Contenido Agua en gas salida de Contactoras	Laboratorio
	Consumo de TEG	Cuarto de Control
	Consumo de MEG	Cuarto de Control

El monitoreo de las variables se deben realizar desde el cuarto de control y durante las rondas operativas con el objetivo de identificar de manera temprana cualquier desviación o riesgo con anticipación.

Luego para el análisis de los resultados la mayoría de las variables se encuentran en el historiador IP21, donde es posible consultar cada variable en tiempo real y con una anterioridad de hasta un año.

3.3 Desarrollo de prueba piloto en campo Cupiagua

A continuación se describe el procedimiento para el desarrollo de la prueba y algunas premisas que se deben tener en cuenta antes de iniciar, como las que se confirmaron con el equipo de mantenimiento:

- Los equipos de medición y monitoreo se encontraban instalados y que se hubieran modificado el listado de variables de la Tabla 8, para asegurar que la planta estaba en condiciones para iniciar la prueba.
- Se aseguró que se hubieran realizado el ajuste de las protecciones, controles y trip implicados en el cambio en la presión de la Planta, ajuste de los parámetros de control de las turbinas de media presión: Antisurge, Master Performance, Load Sharing y línea de control de surge.
- Se aseguró que se hubiera realizado el ajuste de los switches de baja presión de los pozos productores.

3.3.1 Inicio de la prueba.

La prueba se realizó de manera escalonada disminuyendo 10 psig en una hora, se permitió estabilizar el proceso y mantener esa condición como mínimo 24 horas.

La prueba se dividió en dos etapas a saber:

- La primera etapa, determinó la máxima relación de compresión que las turbinas de media pueden manejar con la configuración actual. Para esto manteniendo la presión interetapas fija en 1850 psig, se disminuyó la presión del Slug Catcher 10 psi cada 24 horas. Cuando se encontró que las FV antisurge de recirculación se empezaron a abrir, esa se clasificó como la máxima relación que pueden manejar los compresores de media presión.

- La segunda etapa, encontró la mínima presión del cabezal inter etapas en la cual la planta de gas puede mantener el gas dentro de especificaciones, se determinó la presión a partir de la cual la planta de gas tiene problemas para entregar el gas en especificaciones de calidad RUT.

Con los movimientos anteriores se logró reducir la presión del Slug Catcher, vasijas de gas de proceso, contactoras de TEG, succión y descarga de los compresores de media presión. Fue necesario ajustar las variables implicadas en la planta de gas (bypass caliente, etc.) para mantener las condiciones de presión y temperatura de la vasija fría, con las nuevas variables operativas.

4. Resultados y Análisis

La reducción escalonada del perfil de presión permitió encontrar las mínimas condiciones de trabajo de los diferentes sistemas sin afectar el volumen de venta de gas, la especificación de calidad de los productos (crudo y gas ventas), condiciones seguras de operación de los compresores y turbinas de media, ni exceder los límites de las variables de proceso previamente estipulados. Se logró tener una mínima presión en el *Slug Catcher* de 510 psig.

Se presentan los resultados de la disminución de presión de línea de cada uno de los pozos de producción y por esa razón se obtiene un incremento en la producción de los productos valiosos crudo y gas. Ver Tabla 10 con el listado de los pozos del campo Cupiagua y Recetor que se reciben en el CPF Cupiagua y su potencial de producción a una presión inicial de 615 psig y la presión final con el *Slug Catcher* a 510 psig.

Tabla 9.

Resultados de producción Campo Cupiagua, Cupiagua Sur y Recetor.

Presión SC = 615 Psi		Presión SC = 510 Psi		Diferencia	
Oil Bopd	Gas kscfd	Oil Bopd	Gas kscfd	Oil Bopd	Gas kscfd
9,630	498,949	9,937	516,703	307	17,754

En la Tabla 9 podemos observar los resultados del incremento en producción al reducir la presión desde 615 psi hasta 510 psi, donde se obtiene un incremental de 307 Bopd y 17,8 Mmscfd totales de los pozos de Cupiagua y Recetor.

Tabla 10.

Listado de Pozos con Producciones Iniciales y Finales.

Pozos	Presión SC = 615 psig		Presión SC = 510 psig		Diferencia	
	Oil Bopd	Gas kscfd	Oil Bopd	Gas kscfd	Oil Bopd	Gas kscfd
CUPIAGUA A-1Z	135	7,378	135	8,148	0	770
CUPIAGUA B-25 ST1	730	52,174	754	54,704	24	2,530
CUPIAGUA E-14Z	249	12,699	258	13,032	9	333
CUPIAGUA H-11	852	62,235	854	63,972	2	1,736
CUPIAGUA H-8	473	26,175	474	26,631	1	455
CUPIAGUA K-5Z	180	7,324	191	7,774	10	450
CUPIAGUA Q-6	243	19,389	242	20,072	0	682
CUPIAGUA S-26	1,084	86,064	1,085	88,603	1	2,540
CUPIAGUA T-27	413	23,038	493	26,692	80	3,654
CUPIAGUA U-13X	174	14,131	180	14,909	6	779
CUPIAGUA XC-19 Y	415	19,489	437	20,482	22	993
CUPIAGUA XD-24 Y	342	9,458	365	10,215	24	757
CUPIAGUA XD-44	353	4,525	388	4,998	35	473
LIRIA YD-2 ST1	249	3,584	263	3,718	14	134
LIRIA YR-4	774	38,073	793	38,587	19	515
LIRIA YT-8 Y	1,177	57,292	1,179	57,829	3	537
LIRIA YZ-10	1,046	40,942	1,073	41,431	28	488
VOLCANERA A-1	89	2,926	96	3,027	7	101
VOLCANERA C-2	654	12,052	677	11,879	23	-172
Total	9,630	498,949	9,937	516,703	307	17,754

En la Tabla 11, se pueden observar la disminución de presión en cabeza de los pozos al reducir presión del slug c atcher en el CPF Cupiagua.

Tabla 11.

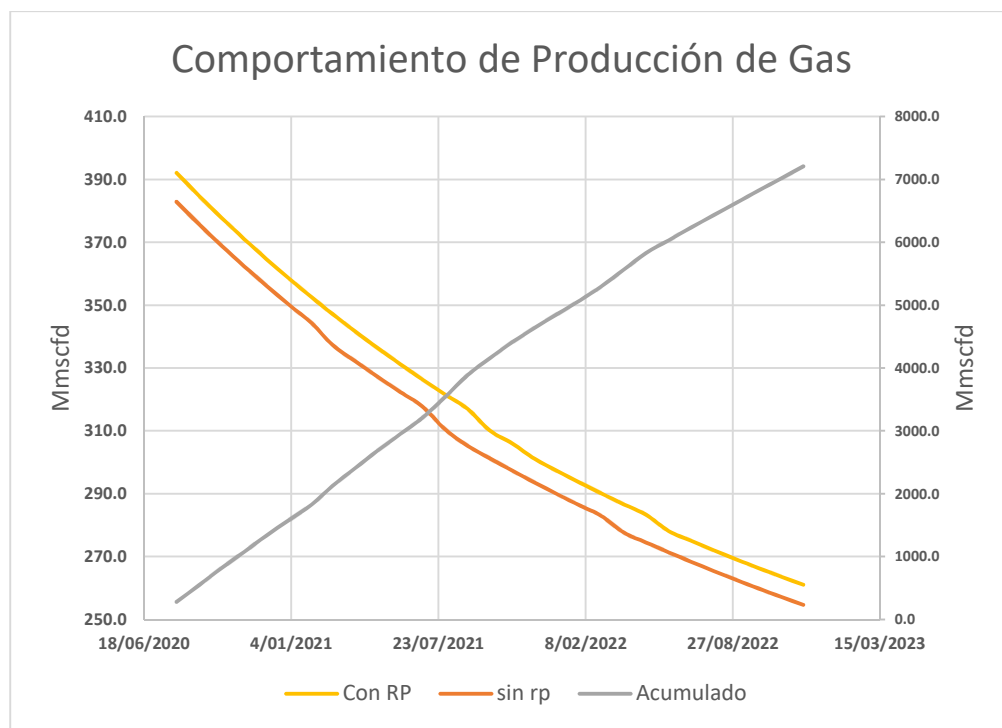
Comparación de presión inicial y final.

Pozos	Presión SC = 615 Psi		Presión SC = 510 Psi		Diferencia	
	W.H. Press (psig)	FLP (psig)	W.H. Press (psig)	FLP (psig)	W.H. Press (psig)	FLP (psig)
CUPIAGUA A-1Z	621	618	508	504	-113	-114
CUPIAGUA B-25 ST1	734	713	610	584	-124	-129
CUPIAGUA E-14Z	774	763	688	673	-86	-90
CUPIAGUA H-11	1,214	1,068	1,187	1,037	-27	-31
CUPIAGUA H-8	1,059	1,049	1,028	1,018	-31	-31
CUPIAGUA K-5Z	783	761	698	676	-85	-85
CUPIAGUA Q-6	630	621	519	509	-111	-112
CUPIAGUA S-26	786	697	708	605	-78	-92
CUPIAGUA T-27	673	671	541	538	-132	-133
CUPIAGUA U-13X	644	630	535	518	-109	-112
CUPIAGUA XC-19 Y	938	810	859	692	-79	-118
CUPIAGUA XD-24 Y	711	708	580	577	-131	-131
CUPIAGUA XD-44	715	709	585	576	-130	-133
LIRIA YD-2 ST1	797	785	695	679	-102	-106
LIRIA YR-4	1,184	1,180	1,180	1,177	-4	-3
LIRIA YT-8 Y	1,269	1,251	1,265	1,245	-4	-6
LIRIA YZ-10	1,324	1,307	1,306	1,286	-18	-21
VOLCANERA A-1	1,527	1,510	1,555	1,538	28	28
VOLCANERA C-2	1,514	1,486	1,540	1,515	26	29

Con los resultados obtenidos a una presión de 510 psi, basandose en la misma declinación de los pozos, y teniendo en cuenta la información de yacimientos sobre el limite económico de los pozos, en la Figura 25 tenemos que los pozos permanecieran un poco mas de tiempo fluyendo y se estima a finales de 2022 un acumulado recuperado de 7.2 gigas de pies cubicos.

Figura 25.

Comportamiento de la producción de gas en el tiempo.



La disminución de presión fue escalonada en la medida que día a día se fue disminuyendo la presión del Slug Catcher y que a la vez se lograba bajar la presión de succión de las turbinas de media, cambio que lo hace el técnico de operación de las máquinas, este cambio se realiza en el “Load Sharing” y en el “Master Performance” para que la turbina aumente paulatinamente la velocidad. En la medida que día a día se disminuyó la presión, la potencia que tiene que entregar

la turbina se incrementó y la relación de compresión del compresor también se incrementó, ya que se mantuvo fija la presión del cabezal interetapas en 1850 psig.

Cuando el compresor se acerca a la línea de surge por debajo de la línea de control, el sistema antisurge abre las válvulas de reciclo y la unidad entra en recirculación, con el objetivo de alejarse del límite. La configuración actual de las curvas operativas de las unidades, muestran que con relaciones de compresión superiores a 3.7, el compresor de media presión ya no pudo entregar el flujo que se tenía el día de la prueba, y a pesar de estar a las rpm máximas empezó a entrar en surge. Esto quiere decir que el volumen que estaba recibéndose en la planta supera la capacidad de los compresores de media. Se espera que en la medida que vaya disminuyendo el volumen de gas recibido, por la declinación natural del campo, será posible incrementar la relación de compresión porque el punto de operación se desplaza permitiendo disminuir un poco más la presión de succión y por ende también en esa misma proporsión la presión del *Slug Catcher*.

No se evidenciaron problemas de incremento de humedad del gas ni mayores pérdidas de TEG en el sistema de deshidratación de gas, pues el gas al estar a una menor presión incrementa la velocidad a través de las tuberías y también en las torres contactoras lo que podría generar mayores arrastres de TEG con el gas o aumento de la humedad en el gas, pero ninguna de estas situaciones se presentaron durante la prueba.

En el compresor de gas de proceso no se presentaron problemas porque como se esperaba, al tener un poco más de carga no tuvo inestabilidades y sus condiciones operativas fueron estables.

Para la segunda etapa donde se buscaba disminuir la presión interetapas se encontró que a presiones inferiores a 1800 psig se empiezan a presentar problemas de calidad en el poder calorífico por mayor temperatura en la vasija fría y de mayor concentración de CO₂ en el gas ventas por pérdida de eficiencia de las membranas de endulzamiento.

5. Conclusiones

- Se concluye que la opción de reducción de presión es viable desde el punto de vista técnico y desde el punto de vista económico es excelente, porque se obtiene un incremento de producción de fluidos valiosos como el gas y el crudo con una inversión de cero pesos.
- Se pudo comprobar el beneficio para el yacimiento que se evidenció en el incremento de producción de gas en 17.7 MMscfd y de crudo en 307 barriles por día, sobre todo en los pozos considerados “Lazy” los cuales que aunque el incremento en producción es menor, la disminución de presión en la línea se mantiene por debajo de la energía natural de los pozos.
- Se logra obtener un beneficio al alargar el límite económico para algunos pozos de entre 2 a 3 meses. Y con respecto al gas se tiene hasta el 2022 un acumulado de 7 Gigas de scf recuperadas.
- Se encontró que las turbinas de media presión pueden entregar una máxima relación de presión de 3.7, luego la mínima presión alcanzable en el Slug Catcher es 510 psig, con la configuración actual de las curvas de control de surge.
- Se concluye que el modelo de análisis nodal de GAP predijo unos resultados que se aproximaron a los encontrados en planta con un error del 3% lo que deja ver la utilidad de utilizar este tipo de modelos, sobre todo en arreglos tan complejos como el que tiene Cupiagua, donde resulta casi imposible hacer un cálculo a mano.
- 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) 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 modificaciones de los equipos.

6. Recomendaciones

- Dado el beneficio obtenido, que es muy ajustado al que predijo las simulaciones de GAP, se recomienda mantener la presión en el *Slug Catcher* tan baja como se pueda con los equipos existentes.
- Se recomienda desarrollar un proyecto para disminuir la presión del Slug Catcher hasta 200 psig y obtener todo el beneficio que predicen las simulaciones y además se logra una mayor vida útil del yacimiento maximizando su producción de productos valiosos como el gas y el crudo.
- Se recomienda adelantar un proyecto para reemplazar las válvulas de control de nivel del tren de crudo, pues están operando con aperturas inferiores al 5% y las buenas prácticas recomiendan que para asegurar la controlabilidad del proceso la apertura debe mantenerse entre 25 y 75%.
- Se recomienda hacer una prueba de operar el cabezal inter-etapas a una presión menor de 1800 psig, compensando con una menor presión en la vasija fría aprovechando la capacidad de potencia disponible con que cuenta el compresor de ventas.
- Es muy importante la evaluación de las caídas de presión en todo el sistema (Yacimientos, Sistema de Producción, Facilidades de Superficie, Punto de entrega), por lo anterior se recomienda en futuros estudios revisar el impacto de la caída de presión en los equipos de superficie, especialmente en las condiciones de yacimientos. Estos análisis van a permitir la identificación de los KPI's a evaluar.

Referencias Bibliográficas

- Ale Ruiz, L., Mercado, L. & Erdmann, E. (2008). A. “Análisis de Sensibilidad Paramétrica y Económico para un Proceso de Deshidratación y Desgasolinaje de Gas Natural”, I Reunión Interdisciplinaria de Tecnología y Procesos Químicos- RITeQ, Complejo Vaquerías, Valle Hermoso – Córdoba – Argentina. Actas publicadas en formato digital. Octubre de 2008.
- Ale Ruiz, L., Mercado, L., Tarifa, E. & Erdmann, E. (2009). B. “Natural Gas Dew Point Adjustment”. Parametric Sensitivity Analysis, 8th World Congress of Chemical Engineering. Montreal - Quebec- Canadá. Actas publicadas en formato digital. Agosto de 2009.
- Análisis cromatográfico CIC-CUP-151-18-CRT-292, análisis cromatográfico CIC-CUS-104-18-CRT-203, Análisis cromatográfico de gases CIC-CUP-120-18-CRT-222, análisis cromatográfico gas ácido CIC-CUP-052-18-CRT-074-0, análisis cromatográfico salida de gas Vasija V-1402 17-10-2018. CIC-CUS-103-18-CRT-200.
- API (2014) Recommended Practice 521 sixth edition, January
- Arnold, K.; Steward, M. (1999) “Surface Production Operations”, Volume 1 & 2, Second Edition.
- Aspen Hysys - Aspen tech. (2009). Tutorial and Application - Version Number 7.1. Aspen Technology Inc. Cambridge, MA 02141-2201- USA.
- Brown & Root (1986) Compressors selection and sizing.. Tercera Edicion. Ed. Elsevier
- Brown & Root (s.f.) Cupiagua as tested performance curves for BCL405/C
- Cabarcas, M.; Padron, R. E.; Valle, G. A. (2015). Caracterización y mitigación del flujo intermitente en sistemas de recolección multifásicos bajo condiciones dinámicas. Fuentes, el reventón energético, vol. 13, no 2.

Caceres, E. F. Tellez, et al. (2002) Estudio de los procesos de endulzamiento aplicables al gas natural producido en los campos cusiana y montaña. Fuentes, el reventón energético, vol. 2, no 1.

Camargo, D. B., et al. (2020) Consumo de energía, crecimiento económico y emisión de dióxido de carbono en Colombia. Fuentes: El reventón energético, vol. 18, no 1, p. 41-50.

Cerquera Rojas, C. A.; Conde León, R. D; Villamizar Delgado, S. I., (2016) Propuesta para la mejora de las facilidades de producción del campo A. Fuentes, el reventón energético, , vol. 14, no 1, p. 67-78.

CGP-F-SG-P1-PRU-00-013-1 Planta de gas Cupiagua Fase I – Sistema Joule Thompson reporte estudio sistema fuel gas. 2010. Tipiel.

Dale Beggs,H. (2003) “Production Optimization Using Nodal Analysis”, Second Edition.

Ecopetrol (1998) Manual de Operaciones Planta de Crudo Cupiagua,

Ecopetrol (2012) Manual de Operaciones Planta de Gas Cupiagua,

Ecopetrol (2019) Manual de Operaciones Planta de GLP Cupiagua,

Ecopetrol (s.f.) Draft P131867 Cupiagua Feasibility Study of K-2101 Centrifugal Compressor Upgrade

Erdmann, E.; Ruiz, L.; Benítez, L.; Tarifa E. (2011) “Sensitivity Analysis Using Dehydration Process Simulation of a Conditioning Plant For Natural Gas”.

Escobar, F: (2005) “Fundamentos de ingeniería de yacimientos” Universidad Surcolombiana,

Giraldo, L.; Calle, A.; Pineda, C. (2009) Discriminación de gas comercial y gas fizz mediante análisis de atributos avo y modelado de sustitución de fluidos. Fuentes, el reventón energético, vol. 7, no 2.

GPSA. Engineering Data Book” 12th Edition.

Greene, R (s.f.). “Compresores”.

Guardia, V. M.; Díaz, et al. (2011) Análisis de riesgo y simulación de monte carlo en la valoración de proyectos–aplicación en la industria de los hidrocarburos. Fuentes, el reventón energético, vol. 9, no 2.

Huerta Quiñones, V. A. (2015) Caracterización termodinámica de un reservorio a alta presión y temperatura: caso estudio lote 64. Fuentes, el reventón energético, vol. 13, no 1, p. 5-20.

Joya, P., et al. (2003) Análisis y evaluación de las variables y condiciones de operación de la planta deshidratadora de gas ballena. Fuentes, el reventón energético, vol. 3, no 1.

López, F. Ortiz, I. (2013) “Ingeniería de Producción y Productividad de Pozos”, Tesis para obtener título de Ingeniero de Petrolesos, Universidad Nacional Autónoma de Mexico.

Márquez Quintero, R., et al. (2016) Ajuste de la presión anular en pozos con bloqueo por gas para optimización de producción en el campo cira infantas. Fuentes, el reventón energético, , vol. 14, no 2, p. 65-74.

Meza, E. B.; Cornejo, W. Navarro. N. (2016) Forchheimer effect for a maximum gas flow rate in a gas condensate reservoir. Fuentes, el reventón energético, vol. 14, no 1, p. 43-52.

Montes Páez, E. G.; Calvete González, F. E.; Mantilla Duarte, C. A. (2016) Aplicación de series de tiempo en la realización de pronósticos de producción. Fuentes: El reventón energético, vol. 14, no 1, p. 79-88.

Montes, E. (2015). Aplicación de la simulación numérica de yacimientos en el análisis de los factores que afectan los pronósticos de producción de petróleo.

Mukherjee H. (1991) (Schlumberger), “Well performance manual”

- Nind, T.E.W. (1987) “Fundamentos de Producción y Mantenimiento de Pozos Petroleros”, Editorial Limuza, México,.
- Pabón, M. Quiroga, E. (2008). “Diseño de las facilidades de superficie para la captación y distribución del gas producido en un campo – caso práctico”, Tesis para obtener título de Ingeniero de Petróleos, Universidad Industrial de Santander,
- PDVSA, (2005) “Producción, cuadernos soberanía petrolera”, 2005.
- Pinzón, J. Medina, J. (2014) “Reducción de Presión del Slug Catcher de Cusiana”.
- Pinzón, J. Rodríguez, J. (2009) “Construcción Línea de Baja Presión en Cupiagua, LPTL”
- Pinzón, J. Yañez, E. (2012) “Disminución de la Presión de Inyección en Cusiana”,.
- Ribón, H. M.; Santos Santos, N.; Ortiz Cancino, O. P. (2010) Métodos de deshidratación de gas natural. Fuentes, el reventón energético, vol. 8, no 2.
- Sigcho, M. (2017). “Estudio y optimización del modelo integrado de pozos-redes en el campo Victor Hugo Ruales mediante análisis nodal”, Universidad Central de Ecuador, Tesis para obtener el título de ingeniero químico,
- Sintef industrial Management. (2002) Oreda Handbook Offshore reliability data 4ta Edicion.
- Valle Tamayo, G. A.; Romero Consuegra, F.; Cabarcas Simancas, M. E. (2017) Predicción de flujo multifásico en sistemas de recolección de crudo: descripción de requerimientos. Fuentes: El reventón energético, , vol. 15, no 1, p. 87-99.