

Análisis y diseño de alternativas en el equipo estabilizador de agua para el aprovechamiento del gas residual en un campo de gas del Piedemonte Llanero

Edwin Gilberto Mendivelso Sánchez

Trabajo de Grado para Optar el título de Magister en Ingeniería de Petróleos y Gas

Director

Germán González Silva

Doctor en Ingeniería Química

Universidad Industrial de Santander

Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas

Escuela de Ingeniería de Petróleos

Maestría en Ingeniería de Petróleos y Gas

Énfasis en Gas y Procesos

Bucaramanga

2026

Dedicatoria

A Dios, por darme la fortaleza, la sabiduría y la perseverancia para culminar esta etapa tan importante de mi vida.

A mis hijas, quienes son mi mayor motivación y el motor que impulsa cada uno de mis esfuerzos. Este logro es también de ustedes, por su paciencia, amor y por recordarme cada día el verdadero sentido de superación.

A mi esposa, por su apoyo incondicional, comprensión y acompañamiento constante en este proceso. Gracias por creer en mí, por tu paciencia en los momentos difíciles y por ser mi soporte en cada paso de este camino.

A mi familia, por su respaldo, sus consejos y por estar siempre presentes, brindándome la confianza y el ánimo necesarios para seguir adelante.

Este logro representa el esfuerzo, la disciplina y el compromiso compartido con cada uno de ustedes, quienes han sido parte fundamental en este proceso.

Tabla de Contenido

	Pág.
Introducción	10
1. Objetivos.....	12
1.1 Objetivo General	12
1.2 Objetivos Específicos.....	12
2. Marco Referencial.....	13
2.1 Antecedentes Investigativos.....	13
2.2 Marco Teórico-Conceptual	18
2.3 Marco legal.....	22
3. Metodología	22
4. Caracterización de variables termodinámicas y operativas del estabilizador de agua.....	26
4.1 Campo de gas de estudio.....	26
4.2 Bases de diseño	30
5. Propuestas de alternativas de modificación para la reducción de quemas en tea	34
5.1 Alternativa 1: Ajuste operativo de proceso.....	34
5.2 Alternativa 2: Conexión línea de gas y crudo	36
5.3 Alternativa 3: Conexión de gas directo a la VRU.....	37
5.4 Alternativa 4: Envío de gas directo a desgasificador de crudo	38
5.5 Alternativa 5: Conexión a desgasificador por hot-tap.....	39
5.6 Alternativa 6: Conexión de gas al separador de baja presión	39
6. Diseño conceptual del sistema de modificación	41
6.1 Selección de alternativa.....	41

6.2 Diseño del esquema operativo del sistema de modificación.....	42
6.2.1 Cálculo de gas total.....	43
6.2.2 Dimensionamiento tubería de gas.....	43
6.2.3 Dimensionamiento válvula de control.....	48
6.2.4 Actualización válvula de control a tea de baja presión.....	52
8. Conclusiones.....	53
9. Recomendaciones.....	55
Referencias Bibliográficas.....	57

Lista de Tablas

Tabla 1. Composición de gas de cobertura	28
Tabla 2. Composición de crudo en estabilizador de agua	29
Tabla 3. Comportamiento estabilizador con ajuste de presión	35
Tabla 4. Resultados dimensionamiento de tubería.....	46
Tabla 5. Dimensionamiento válvula de control de presión.....	49

Lista de Figuras

Figura 1. Separador trifásico	13
Figura 2. Modelo CFD separador bifásico en estudio.....	16
Figura 3. Separador trifásico ciclónico	17
Figura 4. Separador trifásico	20
Figura 5. Metodología proyecto de grado	22
Figura 6. Equipo estabilizador de agua de campo.....	27
Figura 7. PFD de equipo estabilizador de agua.....	28
Figura 8. Líneas de proceso del equipo estabilizador de agua	36
Figura 9. P&ID de equipo desgasificador	38
Figura 10. Ruteo de tubería alternativa 6	40
Figura 11. Ruteo de tubería estabilizador-desgasificador	42
Figura 12. Piping Class tubería acero al carbono.....	43
Figura 13. Esquema del sistema de modificación	45
Figura 14. P&ID estabilizador de agua con alternativa diseñada	50
Figura 15. P&ID desgasificador con alternativa diseñada	51

Glosario

- BOPD: Barriles de crudo por día
- BWPD: Barriles de agua por día
- CV: Coeficiente de flujo, en válvulas de control de proceso
- GPSA: Gas Processors Suppliers Association
- MMSCFD: Millón de pies cúbicos de gas por día, a condiciones estándar
- SCFH: Pies cúbicos de gas por hora, a condiciones estándar
- SCH: Schedule

Resumen

Título: Análisis y diseño de alternativas en el equipo estabilizador de agua para el aprovechamiento del gas residual en un campo de gas del Piedemonte Llanero*

Autor: Edwin Gilberto Mendivelso Sánchez**

Palabras Clave: Estabilizador de agua, quema en tea, gas residual, aprovechamiento de gas

Descripción: En el contexto de la transición energética en Colombia y la necesidad de reducir emisiones en la industria de hidrocarburos, los campos de gas enfrentan el reto de minimizar la quema en tea y aprovechar corrientes residuales. En un campo del Piedemonte Llanero, el estabilizador de agua genera aproximadamente 20000 SCFD de gas residual, equivalente a 7,3 MMSCF/año, los cuales son enviados a quema, generando cerca de 584,3 toneladas de CO₂ equivalente anuales, evidenciando una pérdida energética y un impacto ambiental significativo.

El presente trabajo analizó las variables termodinámicas y operativas del estabilizador, identificando la presión, temperatura y caudal como factores determinantes en la eficiencia de separación y generación de gas residual. A partir de esta caracterización, se formularon seis alternativas de mejora orientadas al aprovechamiento del gas, evaluadas mediante criterios técnicos y operativos, así como simulaciones de proceso. Posteriormente, se desarrolló el diseño conceptual de la alternativa seleccionada, incluyendo el dimensionamiento hidráulico de la tubería y el sistema de control asociado.

Como resultado, se seleccionó el envío del gas desde el estabilizador de agua hacia el desgasificador de crudo mediante un ruteo de tubería, garantizando flujo monofásico y un diferencial de presión adecuado. El diseño contempló una tubería de 2" SCH 80, una válvula de control autopilotada con $C_v=10$ y ajustes en los set point de válvulas existentes a 30 psig. Esta solución permite la recuperación total del gas en la VRU, eliminando la quema en tea proveniente del estabilizador y minimizando las emisiones al ambiente.

*Trabajo de Grado

**Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director: Germán González Silva. Doctor en Ingeniería Química.

Abstract

Title: Analysis and design of alternatives in the water stabilization unit for the utilization of residual gas in a gas field in Piedemonte Llanero*

Author: Edwin Gilberto Mendivelso Sánchez**

Key Words: Water stabilization unit, gas flaring, residual gas, gas utilization

Description: In the context of Colombia's energy transition and the need to reduce emissions in the hydrocarbon industry, gas fields face the challenge of minimizing gas flaring and utilizing residual streams. In a gas field located in Piedemonte Llanero, the water stabilization unit generates approximately 20000 SCFD of residual gas, equivalent to 7,3 MMSCF/year, which is currently flared, producing around 584,3 tons of CO₂ equivalent per year. This represents both energy loss and a significant environmental impact.

This study analyzed the thermodynamic and operational variables of the stabilization unit, identifying pressure, temperature, and liquid flow rate as key factors influencing separation efficiency and residual gas generation. Based on this characterization, six improvement alternatives were proposed for gas utilization, evaluated through technical, operational, and economic criteria, as well as process simulations. Subsequently, the conceptual design of the selected alternative was developed, including hydraulic pipeline sizing and the associated control system.

The results led to the selection of routing the gas from the water stabilization unit to the crude oil degasser through a dedicated pipeline, ensuring single-phase flow and an adequate pressure differential. The design included a 2" SCH 80 pipeline, a self-operated control valve with $C_v = 10$, and adjustments of existing valve set points to 30 psig. This solution enables full recovery of the gas in the vapor recovery unit (VRU), eliminating flaring from the water stabilization unit and significantly reducing environmental emissions.

*Degree Work

**Faculty of Physicochemical Engineering. School of Petroleum Engineering. Director: Germán Gonzáles Silva. PhD in Chemical Engineering.

Introducción

En la actualidad, Colombia se encuentra inmersa en un proceso de transición energética orientado a la incorporación de fuentes de energía limpias y a la reducción de las emisiones de gases de efecto invernadero, complementando las estrategias de descarbonización implementadas en los sectores productivos. En este contexto, la industria de petróleo y gas enfrenta el desafío de mantener la viabilidad operativa de los campos en producción, al tiempo que reduce su impacto ambiental, particularmente las emisiones asociadas a la quema en tea y a los venteos de gas.

Dentro de esta transición energética, los campos de producción de gas natural del país han venido implementando ajustes operativos y mejoras en sus procesos con el objetivo de disminuir las emisiones de CO₂, CO y otros contaminantes. Estas acciones buscan reducir la pérdida de gas aprovechable y cumplir con los lineamientos ambientales y regulatorios vigentes, mientras se desarrollan y adoptan tecnologías alternativas como la eólica, solar y geotérmica.

En un campo de gas colombiano ubicado en el Piedemonte Llanero, la operación actual presenta quemas en tea asociadas a corrientes de gas residual provenientes de distintas etapas del proceso, entre ellas la estabilización del agua producida. A pesar de haberse implementado múltiples ajustes operativos como la modificación de variables de proceso para mejorar la eficiencia de separación en el slug catcher, la optimización de sistemas de filtración y purificación, y el diseño de esquemas para reducir el gas residual en los procesos de tratamiento de crudo, aún se registran volúmenes considerables de gas enviados a quema.

De manera específica, el equipo estabilizador de agua genera un flujo de gas residual del orden de 20000 SCFD, equivalente a aproximadamente 7,3 MMSCF/año, el cual, debido a limitaciones en su diseño y condiciones de operación, no es aprovechado dentro del sistema de producción y

es enviado directamente a la tea. La quema continua de este gas residual produce alrededor de 584,3 toneladas de CO₂ equivalente por año³, contribuyendo a las emisiones totales del campo, además de representar una pérdida energética y económica.

Teniendo en cuenta esta problemática, en el presente trabajo de grado se caracterizarán las variables termodinámicas y operativas que influyen en el desempeño del equipo estabilizador de agua en un campo del Piedemonte Llanero. Asimismo, se evaluarán alternativas de modificación del esquema de manejo del gas residual generado en dicho equipo y se diseñará conceptualmente una alternativa seleccionada con el fin de generar una reducción en la quema en tea y el impacto asociado en las emisiones al ambiente.

³ Valor estimado por el área de operaciones del campo de estudio

1. Objetivos

1.1 Objetivo General

- Analizar alternativas de modificación en el equipo estabilizador de agua orientadas al aprovechamiento del gas residual en un campo de gas del Piedemonte Llanero.

1.2 Objetivos Específicos

- Caracterizar las variables termodinámicas y operativas principales (presión, temperatura y caudal) que afectan el desempeño del equipo de estabilización de agua y su influencia en las operaciones posteriores del campo.
- Proponer alternativas de modificación del esquema de estabilización de agua orientadas a reducir el gas enviado a quema en tea, considerando las características técnicas de la operación y los requerimientos de producción del campo.
- Diseñar el esquema conceptual del sistema seleccionado, definiendo su integración con el equipo estabilizador de agua y verificando que no se comprometa la eficiencia operativa ni la producción.

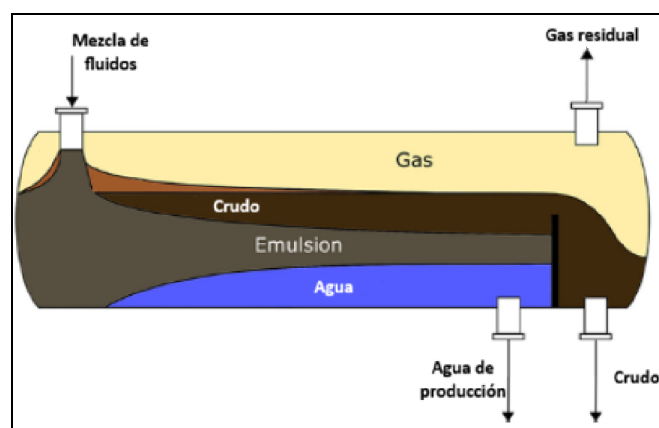
2. Marco Referencial

La estabilización de agua en campos de gas se centra en equipos bifásicos y trifásicos en los cuales se remueve el hidrocarburo y el gas para obtener el agua deseada. Esta separación ha sido estudiada buscando hacer más eficiente el equipo y en algunos casos aumentar la producción de un fluido en específico.

2.1 Antecedentes Investigativos

La estabilización de agua producida en campos de gas natural se realiza típicamente mediante equipos bifásicos o trifásicos, cuyo objetivo principal es la separación eficiente de gas, hidrocarburos líquidos y agua, garantizando que el efluente acuoso cumpla con las especificaciones de operación y disposición. Estos procesos de separación se encuentran gobernados por fenómenos de equilibrio de fases, transferencia de cantidad de movimiento y control dinámico, los cuales han sido ampliamente estudiados con el fin de mejorar la eficiencia del equipo y reducir la producción no deseada de gas o hidrocarburos en las corrientes de salida.

Figura 1.
Separador trifásico



Nota: Imagen tomada de Tian, Y, et al (2022). The Formation, Stabilization and Separation of Oil–Water Emulsions: A Review. In Processes (Vol. 10, Issue 4). MDPI.

<https://doi.org/10.3390/pr10040738>

Desde el punto de vista termodinámico, la mayoría de los estudios reportados en la literatura emplean modelos de equilibrio líquido–vapor (VLE) basados en ecuaciones de estado cúbicas, tales como Peng–Robinson (PR) y Soave–Redlich–Kwong (SRK), debido a su adecuada representación del comportamiento de mezclas de gas natural con hidrocarburos livianos y agua. Estas ecuaciones de estado permiten describir el equilibrio de fases a partir de expresiones del tipo:

$$P = \frac{RT}{v - b} - \frac{\alpha}{v(v + b) + b(v - b)} \quad (1)$$

donde los parámetros “ α ” y “ b ” dependen de las propiedades críticas y factores acéntricos de los componentes del sistema. En simulaciones de procesos, estos modelos son comúnmente implementados a través de paquetes termodinámicos comerciales disponibles en herramientas como Aspen Hysys, Aspen Plus o UniSim, los cuales han sido utilizados de forma recurrente en el modelado de separadores bifásicos y trifásicos.

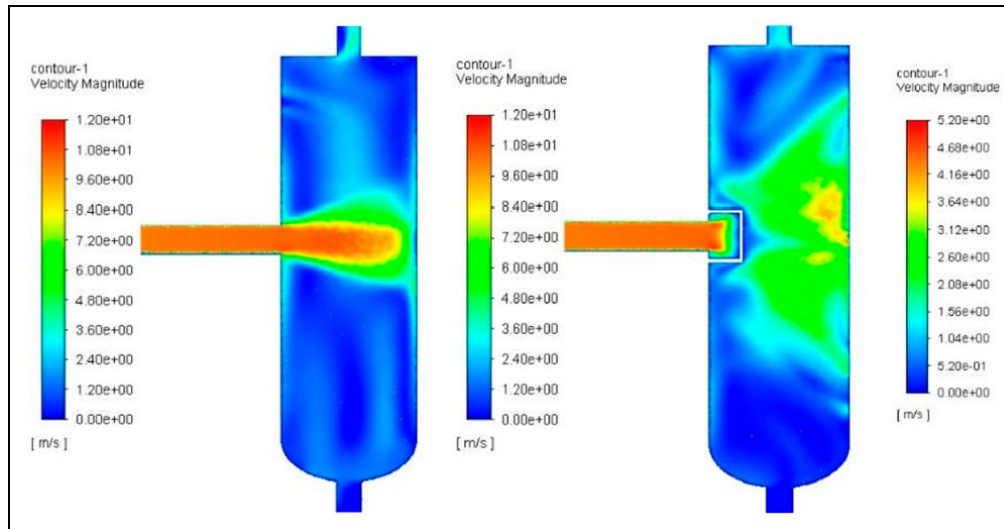
En este contexto, Huang et al. (2022) evaluaron la incorporación de tecnologías adicionales en procesos de separación existentes, utilizando modelos termodinámicos basados en ecuaciones de estado para analizar el efecto de la aplicación de campos eléctricos sobre la separación de fases. Sus resultados mostraron que la intensificación del campo eléctrico favorece la coalescencia de gotas y la separación gas–líquido, incrementando la eficiencia del equipo sin modificar significativamente las condiciones operativas base. Este tipo de estudios evidencia que la eficiencia de separación puede mejorarse mediante modificaciones al esquema del proceso, sin necesariamente alterar los caudales o presiones de operación.

Posteriormente, Song et al. (2023) desarrollaron simulaciones dinámicas de un separador trifásico, incorporando balances de masa y energía del tipo:

$$\frac{dM}{dt} = m_{\text{entra}} - m_{\text{sale}} \quad (2)$$

además de modelos de control de nivel y presión para evaluar la influencia de variables como la presión de operación y el nivel de agua sobre la eficiencia del proceso. En este estudio se encontró que el aumento de la presión favorece la separación gas-líquido al reducir la velocidad superficial del gas, mientras que un mayor nivel de agua incrementa el tiempo de residencia, mejorando la eficiencia de separación. Estos resultados resaltan la importancia de las variables operativas en la generación de gas residual.

De manera complementaria, Hu et al. (2023) analizaron, mediante simulaciones CFD, el efecto de la velocidad de entrada del fluido y la geometría interna de un separador bifásico crudo-gas. Utilizando modelos de flujo multifásico y turbulencia, demostraron que la incorporación de placas deflectoras y la modificación de la posición de la boquilla de entrada reducen el arrastre de gas hacia la salida líquida. Este tipo de análisis numérico pone de manifiesto que el diseño interno y las condiciones de entrada del equipo influyen directamente en la cantidad de gas separado o arrastrado.

Figura 2.*Modelo CFD separador bifásico en estudio*

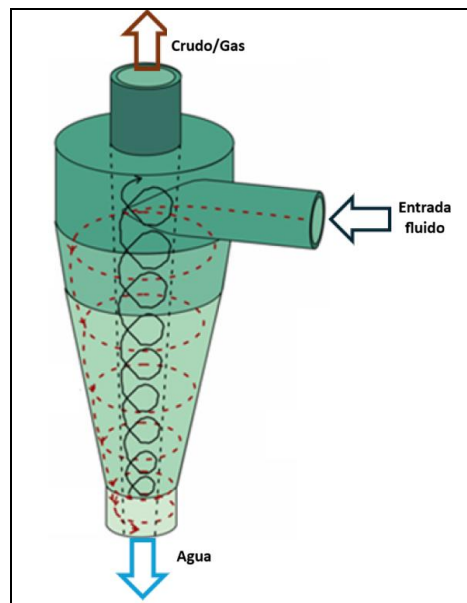
Nota: Imagen tomada de Hu, et al (2023). Optimization of an Oil–Gas Separator of Gas Storage Compressor with Consideration of Velocity Uniformity in Filter Inlets. *Energies*, 16(24). <https://doi.org/10.3390/en16248015>

En trabajos más recientes, Fadaei et al. (2024) incorporaron esquemas de control avanzado para evaluar el impacto del régimen de flujo en la eficiencia de separación. A través de modelos dinámicos acoplados a lazos de control de nivel y presión, demostraron que la eliminación del flujo tipo *slug* aguas arriba del separador permite operar a presiones más estables, favoreciendo la separación y aumentando la producción de hidrocarburos. Este enfoque resalta la relevancia del control dinámico en la operación de separadores industriales.

Adicionalmente, Ekechukwu et al. (2024) evaluaron el reemplazo de separadores convencionales por ciclones multifásicos, concluyendo que estos equipos permiten un control más preciso de los parámetros operativos y una reducción en la producción de gas no deseado. No obstante, los autores señalan que estas soluciones implican elevados costos de inversión y

modificaciones significativas de infraestructura, lo cual limita su aplicabilidad en campos en operación.

Figura 3.
Separador trifásico ciclónico



Nota: Imagen tomada de Ekechukwu, et al (2024). Recent Developments in Hydrocyclone Technology for Oil-in-Water Separation from Produced Water. In *Energies* (Vol. 17, Issue 13). Multidisciplinary Digital Publishing Institute (MDPI). <https://doi.org/10.3390/en17133181>

Finalmente, Chilala et al. (2025) emplearon programación matemática para analizar la influencia de variables operativas en un separador trifásico horizontal, encontrando que un aumento moderado del tiempo de residencia mejora la separación de gas, mientras que variaciones abruptas en el caudal de crudo reducen la eficiencia del proceso. Este resultado sugiere que, en sistemas en operación, las alternativas de modificación deben enfocarse en el esquema de separación y no en cambios drásticos de los caudales aguas arriba.

Los estudios revisados evidencian que la eficiencia de los procesos de separación en equipos bifásicos y trifásicos depende de la interacción entre modelos termodinámicos de equilibrio de fases, variables operativas (presión, temperatura y caudal), diseño del equipo y estrategias de control dinámico. Asimismo, la literatura muestra que es posible reducir la producción de gas no deseado mediante modificaciones al esquema de operación o al diseño conceptual del sistema, sin recurrir necesariamente a cambios radicales de infraestructura.

Sin embargo, la mayoría de los trabajos se enfocan en aumentar la producción de hidrocarburos o mejorar la eficiencia global del separador, mientras que existe un vacío en el análisis específico del gas residual generado en procesos de estabilización de agua y su impacto en la quema en tea, particularmente en campos de gas del Piedemonte Llanero.

En este contexto, el presente trabajo de grado se apoya en los modelos termodinámicos y numéricos reportados en la literatura (especialmente ecuaciones de estado tipo Peng–Robinson, balances de masa-energía y simulación de procesos) para analizar el desempeño del equipo estabilizador de agua y formular alternativas de modificación del esquema de manejo del gas residual, orientadas a evaluar su potencial aprovechamiento y la reducción del gas enviado a quema, bajo las condiciones reales de operación del campo.

2.2 Marco Teórico-Conceptual

Estabilización de agua

La estabilización de agua corresponde a un proceso físico mediante el cual se separa el agua producida de los hidrocarburos presentes en pozos de gas natural, así como de sales y

contaminantes disueltos tales como CO_2 , CO y H_2S (Tian et al., 2022). Este proceso es fundamental para garantizar que el agua producida cumpla con los requerimientos operativos y ambientales para su manejo, disposición o reinyección al yacimiento.

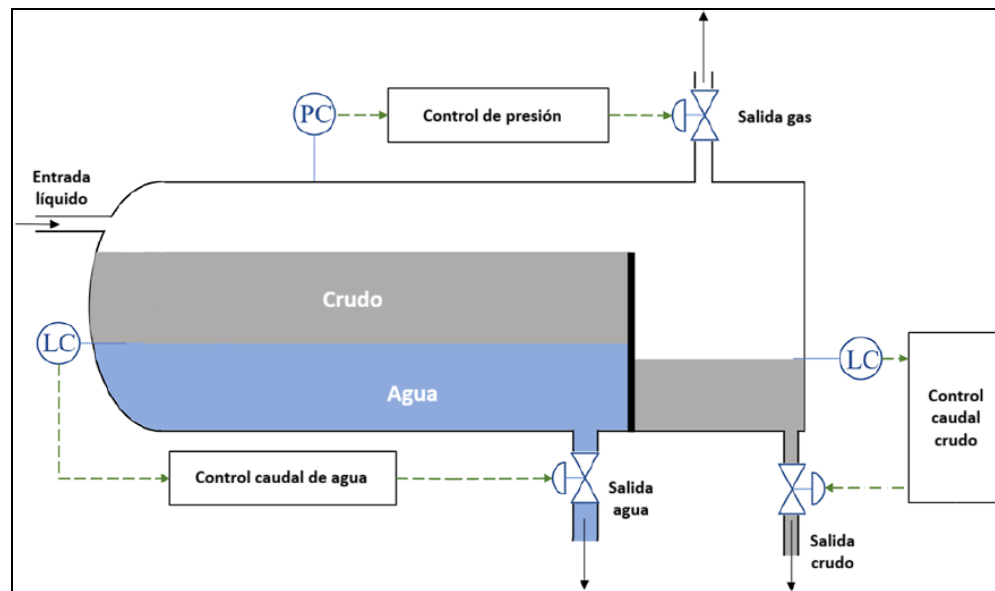
El acondicionamiento del agua se realiza a través de equipos de separación bifásicos y trifásicos, cuyo objetivo es remover de forma eficiente el gas y el crudo presentes en la corriente líquida. Al finalizar el proceso, el agua es almacenada en tanques o enviada a sistemas de reinyección, garantizando bajos contenidos de hidrocarburos y gas libre (Igunnu & Chen, 2014).

El desempeño de estos equipos influye directamente en las operaciones posteriores del campo, como la compresión de gas, el manejo de crudo y el control ambiental, lo que justifica el análisis detallado de su comportamiento operativo.

Variables termodinámicas y operativas en equipos de separación

Las variables operativas de un proceso corresponden a parámetros termodinámicos que describen el comportamiento de los fluidos dentro de las operaciones unitarias de un campo de gas. En la industria de hidrocarburos, las principales variables operativas son la presión, la temperatura, el caudal y la composición del fluido, las cuales permiten operar de manera segura, estable y eficiente, además de minimizar pérdidas de producto y costos operativos (Arya, 2022).

Figura 4.
Separador trifásico



Nota: Imagen tomada de Arya, A. K. (2022). A critical review on optimization parameters and techniques for gas pipeline operation profitability. In *Journal of Petroleum Exploration and Production Technology* (Vol. 12, Issue 11, pp. 3033–3057). Springer Science and Business Media Deutschland GmbH. <https://doi.org/10.1007/s13202-022-01490-5>

En equipos de estabilización de agua, estas variables determinan el tiempo de residencia, la eficiencia de separación de fases y la cantidad de gas que puede permanecer arrastrado en la corriente líquida. Variaciones no controladas en presión, temperatura o caudal pueden generar incrementos en el gas liberado aguas abajo del equipo, lo que impacta directamente la cantidad de gas enviado a quema en tea. Por ello, el análisis de estas variables resulta clave para identificar oportunidades de mejora operacional orientadas a la reducción de gas quemado.

Quema de gas en tea

La quema en tea consiste en la combustión intencional del gas natural asociado a las operaciones de producción y procesamiento de hidrocarburos, realizada en teas diseñadas bajo

criterios técnicos y ambientales específicos. Este proceso se emplea comúnmente cuando no existe infraestructura para capturar, transportar o procesar el gas, cuando la recuperación no resulta económicamente viable o como mecanismo de alivio de presión en situaciones operativas críticas (Elvidge et al., 2009).

En campos de gas, una fracción del gas enviado a quema puede originarse por ineficiencias en los equipos de separación, incluyendo los sistemas de estabilización de agua. Por tanto, la reducción del gas enviado a tea no solo depende de inversiones en infraestructura, sino también de la optimización operativa de los equipos existentes, lo que sustenta la necesidad de plantear alternativas de modificación enfocadas en condiciones reales de operación.

Diseño de sistemas en procesos de separación

El diseño de sistemas en procesos de separación busca incrementar la eficiencia de los equipos existentes sin comprometer la continuidad operativa ni la producción del campo. En el contexto de la estabilización de agua, este diseño puede involucrar ajustes en condiciones operativas, incorporación de dispositivos internos, mejoras en sistemas de control o modificaciones en la configuración del proceso, siempre manteniendo la integridad del equipo estabilizador y los requerimientos de producción.

Un diseño adecuado debe basarse en el análisis previo de las variables termodinámicas y operativas del sistema, asegurando que cualquier modificación propuesta permita reducir la liberación de gas sin generar impactos negativos en la separación de crudo ni en el manejo del

agua producida. Este enfoque permite priorizar soluciones de bajo costo y alta aplicabilidad en instalaciones existentes.

2.3 Marco legal

Teniendo en cuenta que la quema de gas en Colombia tiene limitaciones en cuanto al volumen quemado, para evitar desperdicio y afectación ambiental, de debe tener presente la Resolución 40317 de 2023 del Ministerio de Minas y Energía (MME) donde se incluyen disposiciones sobre el volumen de quema de gas natural económicamente inviable, el Decreto 948 de 1995 del Ministerio del Medio Ambiente que regula permisos de emisión atmosférica en campos de hidrocarburos y la disposición de la Agencia Nacional de Hidrocarburos (ANH) hacia la prohibición de emisiones a la atmosfera.

3. Metodología

La metodología seguida para la ejecución del proyecto de grado se basó en 3 fases correspondientes a los 3 objetivos planteados.

Figura 5.
Metodología proyecto de grado



- **Caracterización de variables termodinámicas y operativas principales del estabilizador de agua**

En esta fase inicial, se realiza la caracterización del campo de estudio y del comportamiento operativo del equipo estabilizador de agua en un campo de gas del Piedemonte Llanero, con el propósito de identificar las variables críticas que influyen en su desempeño y en la generación de gas enviado a tea.

Como parte de las actividades principales, se lleva a cabo la identificación de las variables de operación relevantes para el posterior análisis de la influencia de dichas variables sobre el desempeño del sistema, evaluando su efecto en tres aspectos clave: la eficiencia de separación de fases, el volumen de gas dirigido hacia la tea y el comportamiento e integridad operativa de los equipos ubicados aguas abajo del estabilizador

Para el desarrollo de esta fase se emplean métodos basados en el análisis descriptivo y comparativo de datos operativos reales donde los criterios de análisis y toma de decisión se fundamentan en el cumplimiento de condiciones de operación seguras y estables, así como en la coherencia de los parámetros evaluados con los rangos recomendados por literatura técnica especializada y las hojas de datos de los equipos en campo.

- **Propuesta de alternativas de modificación para la reducción de quemas en tea**

En esta fase, se desarrollan y analizan alternativas técnicas orientadas a la reducción del gas actualmente enviado a quema, mediante su aprovechamiento dentro del sistema de producción. El enfoque principal consiste en evaluar modificaciones al esquema de estabilización de agua, así

como la posible incorporación de equipos auxiliares que permitan mejorar la eficiencia de separación y recuperación de hidrocarburos en fase gaseosa.

Como actividad principal, se realiza la identificación de alternativas tecnológicas viables, considerando tanto ajustes operacionales en el estabilizador de agua como cambios en la configuración del proceso. Estas alternativas incluyen modificaciones en condiciones de operación, rediseño del sistema de separación y la implementación de equipos complementarios.

Para el desarrollo de esta fase, se emplean dos métodos de análisis. En primer lugar, se lleva a cabo un análisis comparativo del proceso de estabilización, tomando como referencia la condición base identificada en la fase anterior y contrastándola con las configuraciones propuestas, de manera complementaria, se desarrollan escenarios de proceso, en los cuales se simulan o conceptualizan diferentes configuraciones operativas para evaluar su impacto en la recuperación de gas y el desempeño global del sistema.

Los criterios de análisis y toma de decisión se establecen priorizando la reducción efectiva del gas enviado a tea, como indicador principal de desempeño. En segundo lugar, se evalúa la compatibilidad de las alternativas con la infraestructura existente, considerando restricciones operativas, espaciales y de integración con los equipos actuales. Finalmente, se verifica el cumplimiento de los requerimientos de producción del campo, asegurando que las soluciones propuestas no afecten negativamente la capacidad de manejo de fluidos ni la continuidad operacional.

- **Diseño conceptual del sistema de modificación**

En esta fase final, se consolida la alternativa técnica más adecuada para la reutilización del gas actualmente enviado a tea, mediante un proceso de selección basado en el desempeño técnico y la viabilidad operativa de las opciones evaluadas previamente. Esta etapa tiene como objetivo desarrollar un esquema de proceso validado mediante herramientas de simulación, que permita optimizar el sistema de estabilización de agua.

Como primera actividad, se realiza la selección de la alternativa con mejor desempeño técnico, considerando los resultados obtenidos en la fase anterior. Esta selección se fundamenta en la capacidad de la alternativa para maximizar la recuperación de gas, mantener la estabilidad operativa del sistema y asegurar la integridad de los equipos involucrados.

Posteriormente, se lleva a cabo el diseño conceptual del esquema operativo del sistema propuesto, en el cual se definen las condiciones óptimas de operación, tales como presión, temperatura y caudales, así como la configuración de las operaciones unitarias requeridas. Este diseño incluye la integración de los equipos principales y auxiliares dentro del proceso, garantizando coherencia con las condiciones reales del campo y las restricciones existentes.

Como parte fundamental de esta fase, se desarrolla la simulación del sistema propuesto, empleando herramientas especializadas que permiten modelar el comportamiento termodinámico y operativo del proceso. A través de esta simulación se evalúan diferentes escenarios operativos, con el fin de validar la eficiencia del sistema en la reducción del gas enviado a tea y su impacto sobre el desempeño global del proceso.

Para el desarrollo de estas actividades se utilizan diversas herramientas de ingeniería, entre las cuales se destaca el software de simulación de procesos Aspen Hysys, diagramas de flujo de proceso (PFD) y diagramas de tuberías e instrumentación (P&ID), que permiten identificar de manera clara la configuración del sistema y sus variables de control.

4. Caracterización de variables termodinámicas y operativas del estabilizador de agua

Para poder cumplir con los objetivos trazados en el presente trabajo de grado, en primer lugar, se debe entender el proceso operativo del estabilizador de agua incluyendo la influencia de las variables termodinámica asociadas para un posterior planteamiento y diseño de modificaciones.

4.1 Campo de gas de estudio

El campo de gas se encuentra ubicado en el Piedemonte Llanero con una producción rica en metano (aproximadamente 80%), una baja composición de GLP (aproximadamente 10%) y el restante en gasolinas (C_5+) y contaminantes (H_2S , H_2O , CO_2).

Dentro del campo se encuentran 3 líneas de tratamiento y procesamiento de fluidos las cuales se originan del slug catcher principal. En primer lugar se cuenta con la línea de tratamiento de crudo compuesta por separadores trifásicos los cuales envían el crudo limpio a tanques de almacenamiento y los efluentes de agua y gas pasan a sus líneas correspondientes.

El proceso de gas consiste en tratamiento por medio de deshidratación y endulzamiento con aminas, el procesamiento del gas para la remoción de blancos (GLP) y la compresión para venta, generación y transporte.

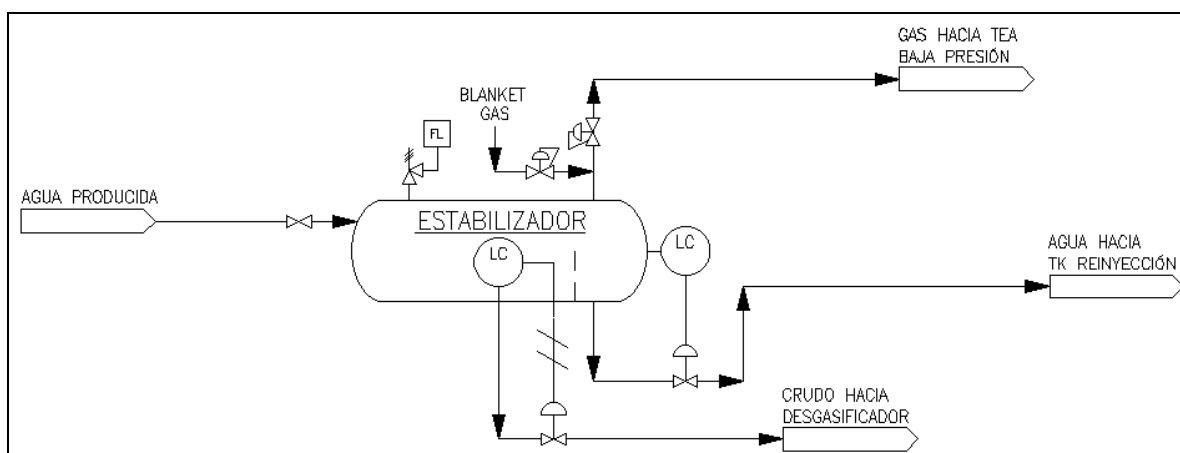
Finalmente, la línea de agua se centra en el tratamiento del fluido obtenido de pozo para su posterior reinyección. En este tratamiento se encuentran separadores bifásicos y trifásicos los cuales finalizan con el estabilizador de agua el cual tiene una capacidad máxima de 12000 BWPD tomando toda el agua proveniente directamente del slug catcher junto con el agua producida en los trenes de tratamiento de crudo para su última purificación y posterior reintegro a subsuelo.

Figura 6.
Equipo estabilizador de agua de campo



El estabilizador es un separador trifásico convencional, que opera a 122 °F, donde el crudo recuperado es enviado a un desgasificador para su posterior almacenamiento, mientras el gas desprendido es enviado directamente a la tea de baja presión. El equipo cuenta también con un gas de cobertura el cual se emplea para mantener la presión del separador en 19 psig; esto por medio de 2 válvulas de presión donde una de ellas permite el ingreso del gas en caso de disminución de presión y otra con apertura en caso de llegarse a los 20 psig para evitar sobrepresión.

Figura 7.
PFD de equipo estabilizador de agua



Nota: Adaptado de PFD de agua de producción de campo

El gas de cobertura o gas blanketing es una corriente de Fuel Gas rica en metano la cual se suma al gas desprendido del agua estabilizada y es enviado también a quema en tea de baja presión. A continuación se presenta la composición del gas de cobertura empleado en el equipo.

Tabla 1.
Composición de gas de cobertura

Componentes		% Molar
CO ₂	Dióxido de Carbono	3,553
N ₂	Nitrógeno	0,541

	Componentes	% Molar
C1	Metano	80,503
C2	Etano	8,664
C3	Propano	3,791
iC4	i-Butano	0,947
nC4	n-Butano	1,025
iC5	i-Pentano	0,367
nC5	n-Pentano	0,194
C6	Hexanos	0,119
C7	Heptanos	0,094
C8	Octanos	0,086
C9	Nonanos	0,060
C10	Decanos	0,033
C11	Undecanos	0,016
C12	Dodecanos	0,007

Nota: Reporte cromatografía Fuel Gas de campo

El crudo, proveniente de los trenes de tratamiento, ingresa al estabilizador con la siguiente composición

Tabla 2.

Composición de crudo en estabilizador de agua

	Componentes	% Molar
CO₂	Dióxido de Carbono	1,30
N₂	Nitrógeno	0,03
C1	Metano	12,46
C2	Etano	5,18
C3	Propano	5,70
iC4	i-Butano	2,70
nC4	n-Butano	4,31
iC5	i-Pentano	3,24
nC5	n-Pentano	2,60
C6	Hexanos	12,32
C7-C10	Assay	31,48
C11-14	Assay	10,58
C15-20	Assay	5,93
C21-29	Assay	1,83
C30+	Assay	0,34

Nota: Reporte simulaciones de producción de campo

4.2 Bases de diseño

Los criterios y premisas utilizados para la evaluación y toma de decisiones para el desarrollo del diseño del sistema de modificación, en el equipo estabilizador de agua, son fundamentales para establecer los límites que se deben tener, donde no solo se analizan las condiciones del proceso sino las implicaciones termodinámicas en los equipos buscando mantener la seguridad de las personas, de los procesos y del ambiente.

Para el dimensionamiento de tuberías de proceso se debe considerar básicamente la velocidad del fluido y la caída de presión existente donde se pueden emplear algunas recomendaciones generales teniendo en cuenta si el fluido es líquido, gas, o multifásico.

De acuerdo con la GPSA, para líneas de gas combustible se tiene una velocidad máxima de flujo de 100 ft/s con el fin de evitar la vibración de las tuberías y posibles fallos en la integridad. Adicionalmente para tuberías de longitud mayor a 100 ft, la caída de presión no puede ser mayor a 1 psi/100ft.

Por otro lado, las válvulas de control de presión ya sean con señales electrónicas o autopilotadas consideran la caída de presión y el Cv (coeficiente de flujo) como principales criterios de diseño donde según recomendación de la GPSA para líneas de gas la caída de presión mínima son 3 psi aunque puede ser menor dependiendo del proceso. En cuanto al flujo para el cálculo del Cv se debe considerar un flujo máximo del 150% del operativo y un mínimo del 50%.

El porcentaje de apertura de la válvula, para lograr un buen control del proceso se recomienda entre 30% y 70% donde el modelo de la válvula se define de acuerdo con las condiciones de proceso.

4.3 Variables que influyen en el desempeño del equipo

- **Presión**

La presión es el factor principal del proceso de separación trifásica ya se afecta directamente la solubilidad del gas además de la densidad y viscosidad de los líquidos como agua y crudo.

El aumento de la presión en el estabilizador genera un incremento en la solubilidad del gas por lo que el flujo de este es menor en la corriente que se dirige hacia la tea de baja presión pero la corriente de crudo quedaría cargada con gas el cual debe ser liberado en el equipo desgasificador o llevado al ambiente en los tanques de almacenamiento por medio de las válvulas de presión. En caso de reducirse la presión en el equipo se favorece la liberación de gas, haciendo el proceso más eficiente pero conllevando a problemas mecánicos como espuma, turbulencia y arrastre de líquidos que se quemarían en tea aumentando la contaminación ambiental.

Los líquidos, por otro lado, son afectados por la densidad y viscosidad dado que un aumento de presión conlleva a una reducción de la diferencia de densidad y a una mayor viscosidad por lo que la separación es más lenta afectando equipos aguas abajo como desgasificador y a su vez el proceso de reinyección de agua.

El control de niveles de crudo y de agua también se ven afectados debido a la presión debido al arrastre mencionado con anterioridad, ya que con un arrastre mayor de líquidos en el gas, se genera un mayor tiempo de residencia en el equipo y para compensar esto sería necesario la reducción de los set point de nivel de los lazos de control de nivel.

- **Temperatura**

La temperatura es un factor importante en la separación dado que en el caso del gas el aumento de la temperatura repercute en una menor solubilidad y por ende en una mayor liberación de gas aumentando la eficiencia de separación, mientras una menor temperatura aumenta la solubilidad reduciendo las quemas de en tea pero con riesgo ambiental dado que el gas disuelto puede ser liberado en tanques de almacenamiento.

En el caso de los líquidos, el incremento de la temperatura conlleva a una menor viscosidad por lo que las gotas de agua sedimentan más rápido aumentando la eficiencia de separación, beneficiándose también por una más fácil ruptura de emulsiones crudo-agua.

Lo anteriormente mencionado es técnicamente favorable pero de difícil ejecución en operación dado que el equipo estabilizador de agua de campo no tiene controles de temperatura por lo que el equipo opera con la temperatura de operaciones aguas arriba. Para ajustar la temperatura del estabilizador es necesario un ajuste de la presión del slug catcher de campo lo cual operativamente es inviable para toda la cadena de producción, por otro lado, el ajuste de la presión en etapas de tratamiento de crudo de inviable ya que el crudo tiene un valor comercial

para el campo de gas mientras el agua solo se emplea para reingreso a subsuelo por lo que operativamente no se permite la afectación a los trenes de separación de crudo.

- **Flujo de líquidos**

El aumento del flujo de líquidos que ingresa al separador disminuye el tiempo de residencia disminuyendo la eficiencia de la separación y disminuyendo el flujo de gas que se envía a quemarse en tea pero en el caso del agua, el equipo estabilizador es la última etapa de purificación del agua previa al tanque de almacenamiento por lo que una reducción de la eficiencia puede acarrear mayor flujo de crudo en tanque de agua y por ende pérdidas en ventas de crudo.

El flujo de líquidos también está limitado por las especificaciones técnicas de construcción del equipo dado que el diseño está dado para 12000 BWPD y la operación fuera de límites seguros puede conllevar a fallas como ruptura de tuberías, empaques y bridas, rebose de líquidos o contraflujo de líquido por las tuberías de entrada.

- **Set point de nivel en LIC de agua**

La reducción del set point genera un menor colchón de agua, un mayor arrastre de aceite hacia la corriente de agua y pérdidas económicas por venta de crudo además de riesgos ambientales por emisión de gas al ambiente en tanques de almacenamiento.

Por otro lado, el aumento del set point conlleva a la reducción del volumen disponible de aceite y el riesgo de inversión de emulsión, además de menor tiempo de residencia y mayor gas disuelto en la fase líquida.

- **Set point de nivel en LIC de crudo**

La disminución del set point conlleva a un menor volumen de crudo en el separador por lo que hay menor tiempo para la ruptura de emulsiones y por ende afectándose la eficiencia del equipo estabilizador, además de causar inestabilidad en la lectura de nivel del lazo de control.

El aumento del set point reduce el espacio disponible para el gas, aumenta la velocidad del mismo y ocasiona el arrastre de gotas de caite y crudo al demister del equipo causando el deterioro o incluso el fallo del mismo, por lo que las gotas de líquido pueden llegar a tea y aumentar la contaminación ambiental.

5. Propuestas de alternativas de modificación para la reducción de quemas en tea

Una vez analizadas las principales variables de operación se puede pensar en maneras o alternativas que modifiquen el proceso de estabilización de agua con miras a la reducción de gas que se envía quema en tea. Teniendo en cuenta esto, a continuación se presentan 6 opciones encontradas técnicamente para alcanzar el objetivo propuesto.

5.1 Alternativa 1: Ajuste operativo de proceso

Esta alternativa contempla el cambio más sencillo desde el punto de vista económico ya que contempla únicamente la modificación de la presión de operación teniendo en cuenta todas las restricciones en equipos aguas arriba y aguas abajo que se mencionaron en la sección previa de este trabajo de grado.

Para el ajuste de la presión se realizó un modelo de simulación en el software Aspen Hysys donde se simuló el equipo estabilizador como un separador trifásico sin calentamiento, empleando el paquete de fluido Peng-Robinson, la cromatografía de fuel gas y la cromatografía de crudo. El modelo se ajustó para operar con una presión entre 15 y 30 psig con una carga de agua en el gas de cobertura de 3 Lb/MMSCFD. A continuación se presentan el comportamiento del equipo estabilizador

Tabla 3.

Comportamiento estabilizador con ajuste de presión

Presión Operación [psig]	Flujo Gas [MMSCFD]	Flujo Crudo [BPD]	Flujo Agua [BPD]
15	0,1836	1,9440	7320,2287
16	0,1832	1,9600	7320,2909
17	0,1828	1,9757	7320,3496
18	0,1824	1,9913	7320,4052
19	0,1821	2,0066	7320,4578
20	0,1818	2,0218	7320,5078
21	0,1814	2,0369	7320,5553
22	0,1811	2,0517	7320,6006
23	0,1809	2,0665	7320,6439
24	0,1806	2,0810	7320,6853
25	0,1803	2,0955	7320,7249
26	0,1801	2,1098	7320,7629
27	0,1799	2,1239	7320,7994
28	0,1796	2,1379	7320,8345
29	0,1794	2,1518	7320,8683
30	0,1792	2,1656	7320,9009

Como se observa en la tabla, con el aumento de la presión aumenta la solubilidad del gas permitiendo que menos flujo salga por la corriente hacia la tea por lo que se reduce técnicamente las emisiones, pero los cambios son demasiado bajos por lo que los beneficios obtenidos son poco apreciables descartando esta alternativa.

No se contempla adicionalmente, el ajuste de la temperatura del equipo dado que no se cuenta con control de temperatura en el estabilizador por lo que los ajustes deberían realizarse al slug catcher y a los trenes de estabilización de crudo, lo cual es inviable operativamente ya que un ajuste de la presión del slug catcher afecta toda la cadena de producción y el ajuste de la presión en etapas de tratamiento de crudo afectan la eficiencia de los equipos reduciendo el impacto comercial del crudo.

5.2 Alternativa 2: Conexión línea de gas y crudo

Dado que las líneas de salida de gas y crudo del equipo estabilizador se encuentran contiguas físicamente, se plantea el diseño de un arreglo de tubería desde la línea de gas hasta la línea de crudo; esto con el fin que los dos fluidos se dirijan hacia el desgasificador y posteriormente el gas vaya a la VRU de campo.

Figura 8.

Líneas de proceso del equipo estabilizador de agua



La implementación de esta alternativa reduce el 100% del gas que se envía a quema pero requiere del aumento del set point de presión de las válvulas del gas de cobertura para evitar que se abran y envíen el gas a tea, adicionalmente se requiere del diseño de una nueva válvula de control de presión para mantener el equipo en 19 psig.

La implementación de esta alternativa presenta una complicación operativa debido al régimen de flujo bifásico que se presentaría en la línea de crudo dado que al alcanzarse un régimen intermitente se podrían presentar fallos en empaques, válvulas o incluso erosión en codos y accesorios adicionales.

Finalmente, al operarse todo el equipo a la misma presión; la corriente de gas y de crudo tienen la misma condición por lo que el diseño de la alternativa no asegura que el gas entre en la tubería de crudo y hay probabilidad de contra flujo y que las válvulas a tea se abran por sobrepresión.

5.3 Alternativa 3: Conexión de gas directo a la VRU

Esta alternativa se plantea como el método más eficiente para evitar realizar modificaciones a otros equipos de proceso donde con un arreglo de tubería se envía el gas, saliente del estabilizador de agua, directamente a la VRU para su reutilización.

La alternativa es técnicamente inviable ya que la presión de operación de la VRU existente es cercana a 17 psig por lo que el gas proveniente del estabilizador (a 19 psig) no ingresaría completamente a la tubería de entrada de la unidad de vapores y ocurriría un contraflujo sobrepresionando el estabilizador y activando las válvulas a tea ocasionando mayores quemas e

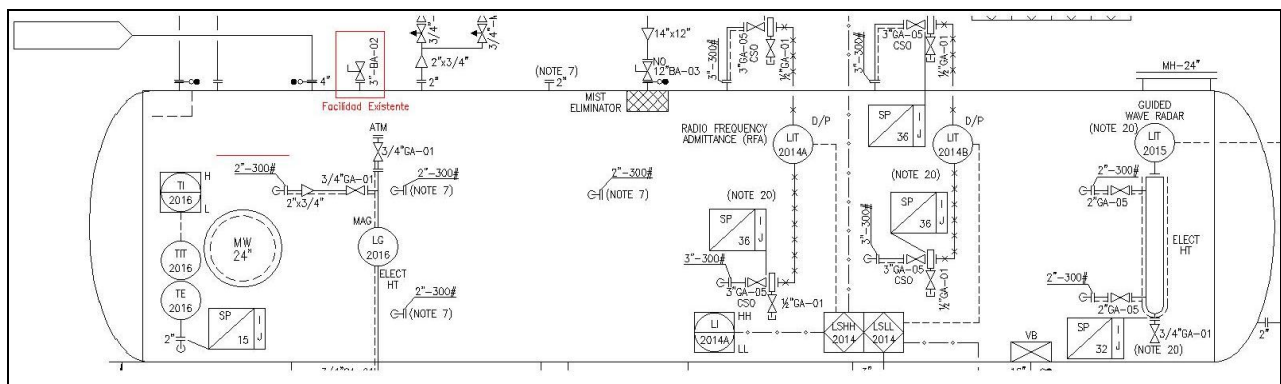
impactos ambientales. Adicionalmente, la VRU del campo de estudio no puede parar su operación para la conexión del nuevo gas entrante.

5.4 Alternativa 4: Envío de gas directo a desgasificador de crudo

El desgasificador de crudo, es un separador bifásico convencional el cual opera a una presión de 1,5 psig⁴ donde el gas disuelto y el crudo remanente de los trenes de estabilización se separan para conseguir dos fluidos de mayor pureza y posterior disposición. El crudo generado es enviado a tanques de almacenamiento mientras el gas desprendido se envía a la VRU para su reutilización.

La alternativa contempla un arreglo de tubería desde el equipo estabilizador de agua hasta el desgasificador empleando una facilidad existente de 3 pulgadas la cual se diseñó para conexiones futuras al equipo de crudo. Adicionalmente, se requiere del diseño de una válvula de control de presión para el estabilizador de agua y ajustar el set point de las válvulas a tea.

Figura 9.
P&ID de equipo desgasificador



Nota: Tomado de P&ID de campo

⁴ Valor tomado de campo

La figura 8 presenta el P&ID del equipo desgasificador empleado como destino del gas residual proveniente del estabilizador de agua. Este equipo opera a una presión aproximada de 1,5 psig y constituye una alternativa favorable para la integración del nuevo sistema debido a que el diferencial de presión disponible garantiza el transporte natural del gas sin requerir equipos adicionales de compresión. Asimismo, el diagrama permite identificar algunos elementos de control y conexiones existentes que facilitan la integración de la modificación propuesta.

5.5 Alternativa 5: Conexión a desgasificador por hot-tap

La alternativa plantea la conexión al desgasificador dadas las ventajas presentes tanto en diseño como en operación, con la excepción de no parar el equipo existente para la construcción del arreglo de tubería sino realizarse la conexión a una tubería previa al ingreso al desgasificador empleando un hot-tap.

La conexión por este medio se evaluó en 8 líneas disponibles las cuales llegan a la tubería de entrada del desgasificador donde la presión de operación de todas es cercana a los 3 psig por lo hidráulicamente es viable pero económicamente es inviable dado los costos tan elevados que conlleva la realización del hot-tap además de los ajustes al equipo estabilizador de agua y los costos de la línea de gas.

5.6 Alternativa 6: Conexión de gas al separador de baja presión

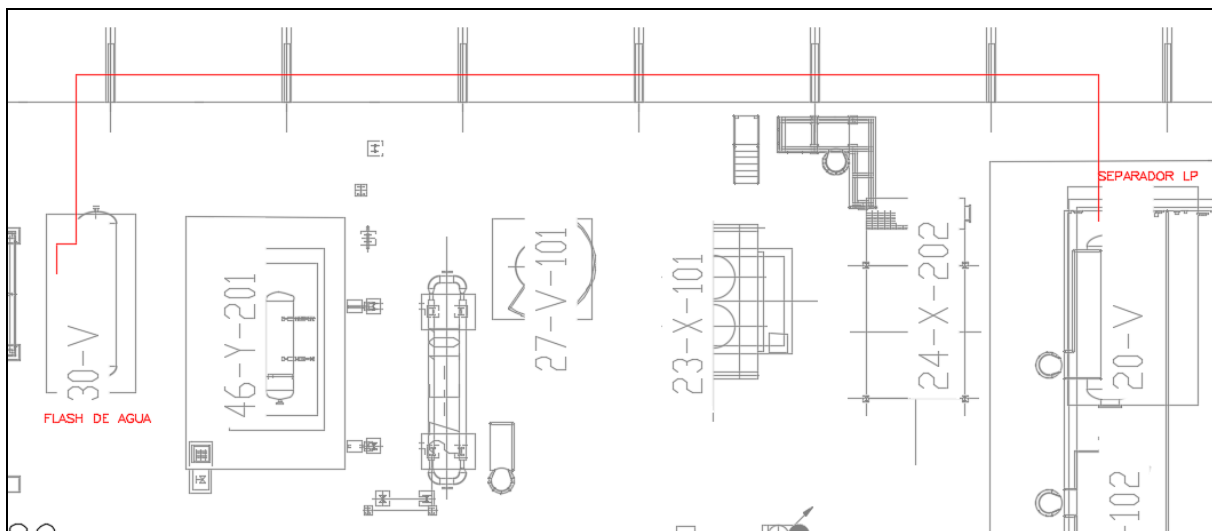
El separador de baja presión de crudo es un equipo bifásico, perteneciente a los trenes de crudo el cual se ubica a 20 metros lineales del estabilizador de agua donde el gas es enviado a unidades de mayor presión y posteriormente a la VRU y el crudo al desgasificador. El equipo

opera a 27 psig donde además se encuentran elementos restrictivos de presión los cuales reducen la línea de gas saliente a 22 psig.

Dadas las condiciones de cercanía de los dos equipos se puede establecer una factibilidad técnica al reducirse la presión del gas del separador de baja presión hasta 18 psig, para asegurar el ingreso del gas del estabilizador de agua pero la caída de presión de la válvula que se debe diseñar para el estabilizador, sería aproximadamente de 1 psi lo cual no es recomendable según las bases de diseño establecidas además de la dificultad operativa del proceso con un muy cerrado margen y la dificultad para la compra de una válvula con dichas características.

Figura 10.

Ruteo de tubería alternativa 6



Nota: Tomado de vista superior de campo

La figura anterior muestra el ruteo planteado para la alternativa correspondiente a la conexión hacia el separador de baja presión. A partir del análisis de la distribución física y la cercanía entre equipos se evidenció una posible factibilidad constructiva; sin embargo, las restricciones hidráulicas asociadas a la baja caída de presión disponible y el reducido margen operacional

generan limitaciones importantes para su implementación. Estas condiciones aumentan la complejidad del control del proceso y reducen la confiabilidad operativa de la alternativa.

6. Diseño conceptual del sistema de modificación

6.1 Selección de alternativa

Para la selección de la modificación a diseñarse para el equipo estabilizador de agua se tomó en cuenta la alternativa que no solo presente viabilidad técnica y operativa sino que también posea el menor impacto económico y no afecte las operaciones principales del campo.

La alternativa 4 fue seleccionada para el estabilizador, donde el gas saliente del equipo se envía al desgasificador por medio de un arreglo de tubería y se conecta a una facilidad existente de 3 pulgadas.

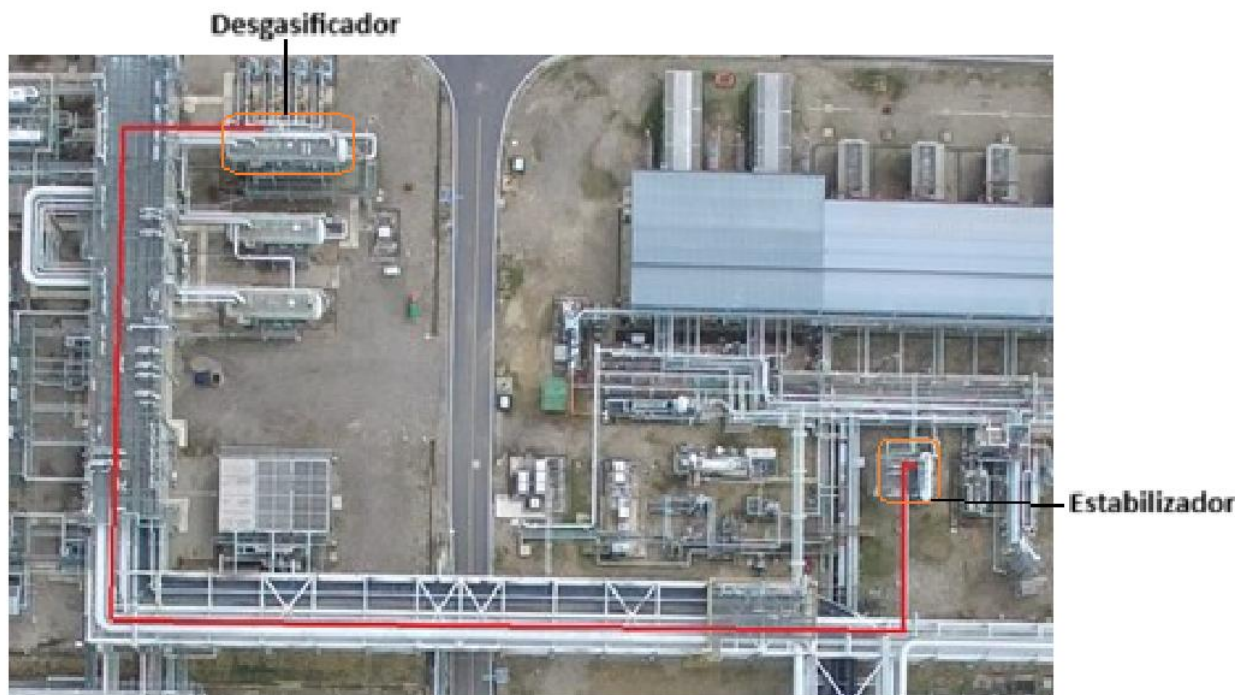
Esta alternativa emplea un flujo de fluido monofásico por lo cual no se puede presentar intermitencia de flujo permitiendo una operación segura para el proceso, también se encuentra un diferencial de presión disponible entre el estabilizador de agua y el desgasificador por lo que no se presentará contraflujo indeseado y sobrepresiones. Adicional a lo anterior, el impacto económico es menor comparado con el diseño por hot-tap, se asegura el ingreso del gas al destino sin complicaciones y el 100% del gas llega a la VRU después del desgasificador por lo que se reduce totalmente la quema de gas en tea, por parte del estabilizador de agua.

6.2 Diseño del esquema operativo del sistema de modificación

Para el diseño se verificó la distancia que requiere el trazado de tubería desde el estabilizador de agua hasta el desgasificador donde no se encontró un camino directo para emplearse soportería por lo que se optó por emplearse los pipe-racks disponibles y diseñarse un tendido de 208 metros de tubería siguiendo el esquema rojo en la siguiente figura.

Figura 11.

Ruteo de tubería estabilizador-desgasificador



Nota: Tomado de vista de campo

Aparte del ruteo de 208m de tubería se requiere una válvula de control de presión nueva, con su bypass correspondiente, la cual mantenga la presión del equipo estabilizador de agua y aumentar el set point de la válvula que lleva el gas a tea para mantener la seguridad del proceso.

6.2.1 Cálculo de gas total

Para conocer la cantidad total de gas que circula a la salida del estabilizador de agua (gas cobertura + gas desprendido) se recurrió a las hojas de datos de las válvulas instaladas actualmente hacia tea de baja presión, donde se encuentra un caudal máximo de gas de diseño de 7500 SCFH (0,18 MMSCFD), el cual será tomado para el diseño hidráulico de la tubería y dimensionamiento de la válvula de control.

Lo anterior planteado se debe a la variación de la operación del campo, donde se están quemando 20000 SCFD pero los equipos de proceso permiten un máximo de 0,18 MMSCFD y el diseño de la modificación se debe realizar para cumplir con el máximo operativo en caso de que se llegue a presentarse dicho escenario en el futuro.

6.2.2 Dimensionamiento tubería de gas

Dada la tendencia de los campos de producción de Colombia hacia las normas internacionales ASME, para el dimensionamiento de la tubería de gas se recurrió a la norma ASME B16.5 “Pipe Flanges and Flanged Fitting” para conocer el rating aplicable a los diseños.

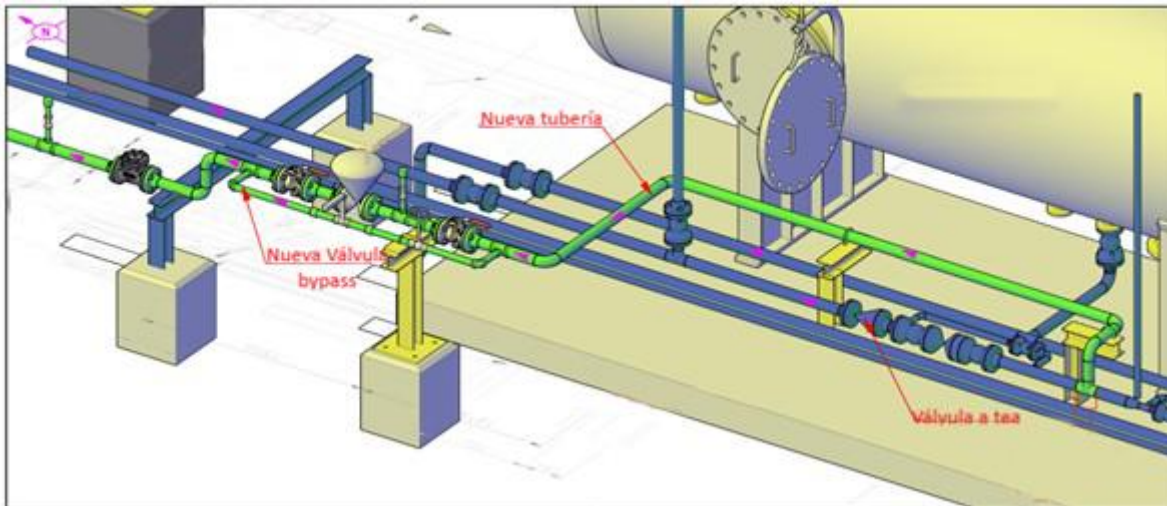
Figura 12.

Piping Class tubería acero al carbono

Nominal Designation	Forgings	Castings		Plates			
C–Si	A 105 (1)	A 216 Gr. WCB (1)		A 515 Gr. 70 (1)			
C–Mn–Si	A 350 Gr. LF2 (1)		A 516 Gr. 70 (1), (2)				
C–Mn–Si–V	A 350 Gr. LF6 Cl. 1 (4)		A 537 Cl. 1 (3)				
3 ¹ / ₂ Ni	A 350 Gr. LF 3						
Working Pressures by Classes, psig							
Class Temp., °F	150	300	400	600	900	1500	2500
–20 to 100	285	740	985	1480	2220	3705	6170
200	260	680	905	1360	2035	3395	5655
300	230	655	870	1310	1965	3270	5450
400	200	635	845	1265	1900	3170	5280
500	170	605	805	1205	1810	3015	5025

Teniendo en cuenta que la temperatura operativa del equipo es 120-125 °F y la presión operativa es 17-20 psig, se encontró en la figura anterior que es aplicable un rating 150 donde la máxima presión que soporta la tubería en dicho rating son 260-285 psig los cuales para el estabilizador de agua son imposibles de alcanzar dada la presencia de instrumentación de control para presión y una válvula PSV (apertura en 100 psig), esto manteniendo la seguridad del proceso existente y de la modificación.

Para el tendido de tubería se consideró también la presencia de una nueva válvula de control de presión la cual debe diseñarse para mantener la presión del estabilizador. A continuación se presenta una representación del inicio del tendido de tubería con la válvula a diseñarse y su bypass.

Figura 13.*Esquema del sistema de modificación*

Las corridas hidráulicas del tendido de tubería se realizaron teniendo en cuenta la cromatografía de fuel gas (gas cobertura+3Lb H₂O/MMSCFD), la composición del crudo, una distancia de tubería aguas arriba de la nueva válvula de control de aproximadamente 5 m y aguas abajo de la válvula de 208 m, flujo de 0,18 MMSCFD, concentración de crudo de 500 ppm⁵ y temperatura de 122 °F. La presión del estabilizador se varió entre 19 psig y 30 psig buscando que la presión de llegada del gas al desgasificador sea 1,6 psig para no afectar la operación del equipo y un diámetro variable entre 1-1/2", 2" y 3". A continuación, se presentan los resultados de las corridas analizando la velocidad y caída de presión aguas arriba y abajo de la válvula.

⁵ Valor promedio tomado del Reporte de Integridad Sistema de Agua producida de campo

Tabla 4.
Resultados dimensionamiento de tubería

	Aguas arriba válvula				Aguas abajo válvula			
	Presión Operación [psig]	Caída Presión en válvula nueva [psi]	Velocidad Final Tubería [ft/s]	ΔP tubería [psi]	ΔP [psi]/100ft	Velocidad Final Tubería [ft/s]	ΔP tubería [psi]	ΔP [psi]/100ft
1-1/2" SCH 80	19	-12,898	81,833	0,839	0,418	163,352	29,764	0,313
	20	-11,878	79,175	0,809	0,405	163,256	29,769	0,311
	21	-10,861	76,686	0,780	0,392	163,221	29,780	0,310
	22	-9,847	74,350	0,754	0,380	163,180	29,793	0,308
	23	-8,836	72,153	0,729	0,369	163,129	29,806	0,307
	24	-7,830	70,083	0,706	0,358	163,070	29,821	0,305
	25	-6,825	68,129	0,684	0,348	163,046	29,840	0,304
	26	-5,826	66,281	0,663	0,338	162,972	29,858	0,303
	27	-4,828	64,531	0,644	0,329	162,961	29,883	0,301
	28	-3,837	62,871	0,625	0,321	162,784	29,898	0,300
	29	-2,842	61,294	0,608	0,312	162,971	29,943	0,299
	30	-1,861	59,794	0,591	0,305	162,821	29,969	0,298
	31	-0,874	58,366	0,575	0,297	162,942	29,999	0,297
	32	0,329	57,004	0,560	0,290	163,201	29,811	0,297
	33	1,531	55,704	0,546	0,283	163,075	29,620	0,297
	34	2,840	54,462	0,532	0,277	162,948	29,327	0,298
	35	4,043	53,273	0,519	0,271	162,781	29,135	0,298
	36	5,247	52,135	0,507	0,265	162,634	28,944	0,299
	37	6,450	51,044	0,495	0,259	162,426	28,747	0,299
	38	7,547	49,998	0,484	0,254	162,362	28,669	0,299
39	8,754	48,993	0,473	0,248	162,216	28,472	0,299	
40	10,229	48,028	0,463	0,243	162,198	28,018	0,301	
2" SCH 80	19	5,926	48,507	0,237	0,418	98,810	11,962	0,506
	21	7,942	45,557	0,221	0,405	99,184	12,034	0,504
	23	9,957	42,942	0,207	0,392	99,690	12,129	0,501
	25	11,969	40,609	0,194	0,380	100,395	12,263	0,498
	27	13,980	38,513	0,183	0,369	101,746	12,247	0,495
	29	15,990	36,621	0,173	0,358	98,277	11,708	0,493
	31	17,999	34,904	0,164	0,348	95,110	11,211	0,490
	33	20,007	33,339	0,156	0,338	92,140	10,714	0,488
	35	22,015	31,906	0,148	0,329	92,632	10,836	0,485
37	24,022	30,590	0,141	0,321	88,743	10,128	0,483	

	Aguas arriba válvula				Aguas abajo válvula			
	Presión Operación [psig]	Caída Presión en válvula nueva [psi]	Velocidad Final Tubería [ft/s]	ΔP tubería [psi]	ΔP [psi]/100ft	Velocidad Final Tubería [ft/s]	ΔP tubería [psi]	ΔP [psi]/100ft
	39	29,496	29,376	0,135	0,418	96,307	8,069	0,510
	40	30,430	28,804	0,132	0,305	96,221	8,136	0,484
3" SCH 40	19	16,384	57,004	0,035	0,303	46,644	2,148	0,568
	21	18,387	57,004	0,032	0,284	46,725	2,179	0,558
	23	20,389	57,004	0,030	0,267	46,868	2,230	0,554
	25	22,390	57,004	0,029	0,252	46,596	2,150	0,000
	27	24,392	57,004	0,027	0,238	45,272	1,751	0,000
	29	26,393	57,004	0,025	0,226	43,925	1,315	0,000
	31	28,395	57,004	0,024	0,215	42,785	0,928	0,000
	33	30,396	57,004	0,023	0,205	42,685	0,924	0,000
	35	32,397	57,004	0,022	0,196	42,592	0,920	0,000
	37	34,398	57,004	0,021	0,188	42,506	0,917	0,000
	39	36,399	57,004	0,020	0,180	42,425	0,913	0,000
	40	37,399	57,004	0,020	0,176	42,386	0,912	0,000

Teniendo en cuenta los criterios de velocidad y caída de presión establecidos en las bases de diseño, para una tubería de 1-1/2" las pérdidas de carga son más elevadas donde como mínimo se requiere una operación de la válvula de control de presión de 34 psig por lo que el estabilizador de agua tendría que operar a dicho valor afectándose la eficiencia del equipo. Adicionalmente, en todos los escenarios se alcanzan velocidades superiores a 100 ft/s por lo que la tubería con este diámetro presentaría problemas por vibración y desalineamiento de bridas.

Por otro lado, la operación de la línea de gas al degasificador empleando tubería de 2" o 3" no presenta puntos de alta vibración o ruido y la pérdida de carga cada 100 ft no es significativa por lo que se puede operar con ambos diámetros, pero tomando en cuenta el menor impacto

económico se optó por seleccionarse una tubería 2" SCH 80 ya que es más económica que en 3 pulgadas.

El set point de la válvula de presión se puede mantener en 19 psig dado que la caída de presión a través es de 5,9 psi, lo cual es coherente con válvulas de campo del estabilizador además que representa un menor diferencial disminuyendo la probabilidad de formación de condensados o fase acuosa.

6.2.3 Dimensionamiento válvula de control

El sistema de control de presión se puede establecer por medio de un lazo de control empleándose una válvula con actuador o por medio de una válvula autopilotada la cual no requiere instrumentación.

Para el ruteo de tubería especificado se seleccionó una válvula autopilotada dado que las válvulas de campo tienen este mismo mecanismo de actuación, también buscando reducir el impacto económico que involucra la instrumentación de una válvula con actuador (cables, programación, PLC, etc).

Las válvulas autopilotada tienen un diseño rápido donde el principal parámetro a calcular es el coeficiente de flujo (C_v) a las condiciones de operación ya sea por medio matemático o empleando algún software como el Fisher Valve Specification Manager del proveedor Emerson.

La válvula para el ruteo de tubería nueva del estabilizador de agua se dimensionó empleando el software libre de Emerson donde se plantearon 3 escenarios:

- **Escenario 1 (Mínimo):** 0,18 MMSCFD de gas natural con apertura a 18 psig y temperatura de 122 °F, se genera una presión diferencial de 4,719 psi a través de la válvula con una tubería de entrada y salida en 2 pulgadas SCH 80.
- **Escenario 2 (Normal):** 0,18 MMSCFD de gas natural con apertura a 19 psig y temperatura de 122 °F, se genera una presión diferencial de 5,717 psi a través de la válvula con una tubería de entrada y salida en 2 pulgadas SCH 80.
- **Escenario 3 (Máximo):** 0,18 MMSCFD de gas natural con apertura a 29 psig y temperatura de 123 °F, se genera una presión diferencial de 15,610 psi a través de la válvula con una tubería de entrada y salida en 2 pulgadas SCH 80.

A continuación se presentan los resultados obtenidos

Tabla 5.

Dimensionamiento válvula de control de presión

Parámetro	Unidad	Escenario 1 (Mínimo)	Escenario 2 (Normal)	Escenario 3 (Máximo)
Datos Entrada				
Flujo de Gas	MMSCFD	0,18	0,18	0,18
Presión Entrada	psig	18	19	29
Presión diferencial	psi	4,719	5,717	15,610
Temperatura	F	122	122	123
Peso Molecular		21,31	31,31	31,25
Viscosidad	cSt	6,559	6,407	4,969
Cp/Cv		1,244	1,244	1,246
Compresibilidad (Z)		0,993	0,993	0,995
Resultados Simulación				
Coeficiente Flujo (Cv)		9,984	9,08	5,484
Presión Salida	psig	13,281	13,283	13,390

Parámetro	Unidad	Escenario 1 (Mínimo)	Escenario 2 (Normal)	Escenario 3 (Máximo)
Número Reynolds		115497,75	1202910,04	1543625,50

Como se evidencia en la anterior tabla el coeficiente de flujo más alto es de 9,9 por lo que se tomó como un $C_v=10$ para la válvula de control de presión para la nueva tubería del equipo estabilizador de agua.

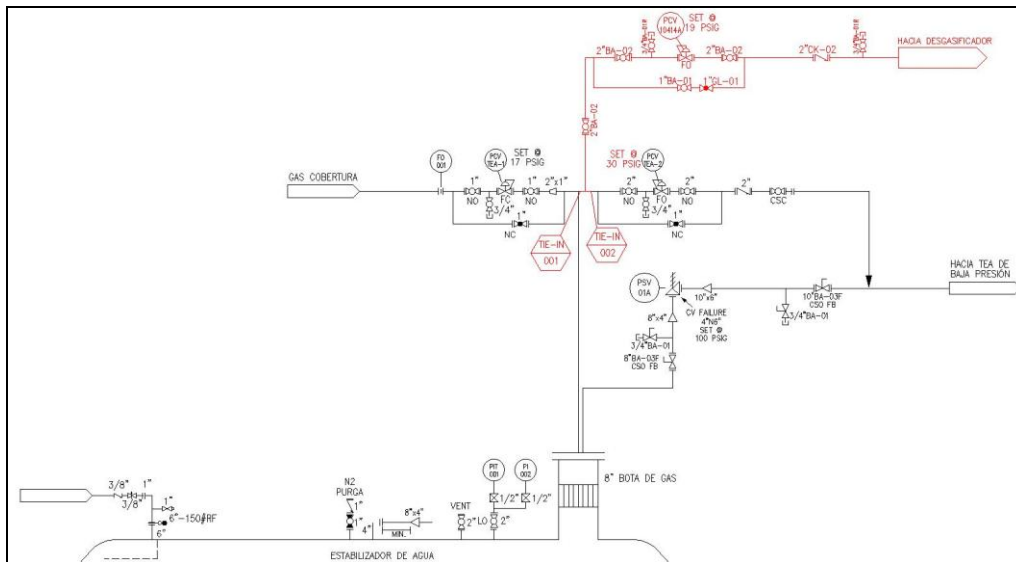
Debido al modo de operación de la válvula como back pressure se analizó el accesorio en modo de cierre en falla. Al estar cerrada operando a una presión de 19 psig, en el equipo habría aumento de presión progresivo debido al gas en solución liberado por lo que se puede llegar a sobrepresiones y activarse otra válvula llevando el gas a tea generando quemas.

Por otro lado, analizando la apertura en falla, la línea de gas quedaría habilitada permitiendo el paso de todo el gas del recipiente, por lo que a la vez que sale el gas en solución también sale el fuel gas contenido generando que continúe el suministro del gas de cobertura. El sistema se mantendría entrando y saliendo gas, pero se recuperaría en el desgasificador por lo que no habría pérdidas en tea o al ambiente.

Teniendo en cuenta los dos escenarios se estableció que la válvula quede abierta en falla para evitar sobrepresión en el estabilizador de agua y se envíe el gas a tea.

Figura 14.

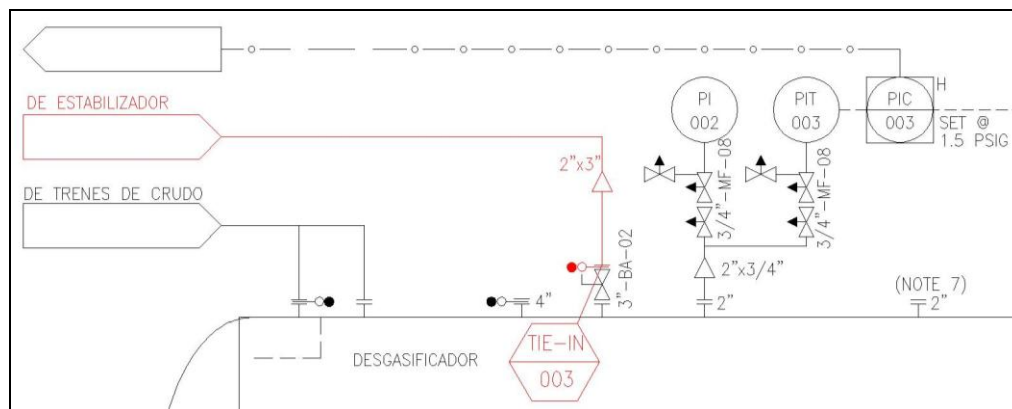
P&ID estabilizador de agua con alternativa diseñada



Nota: Adaptado de P&ID de campo

Teniendo el dimensionamiento de la válvula, se realizó un P&ID representativo del esquema diseñado donde en color rojo se incluye la válvula de control, los puntos de conexión entre las válvulas de tea existentes (Tie-in 001 y 002) y el bypass de la válvula de control. También se incluye a continuación el P&ID del desgasificador donde el ruteo de tubería termina, luego de la válvula de control, en una expansión de 2” a 3” para conectarse a la facilidad existente (Tie-in 003).

Figura 15.
P&ID desgasificador con alternativa diseñada



Nota: Adaptado de P&ID de campo

6.2.4 Actualización válvula de control a tea de baja presión

Dado que la válvula nueva se diseñó con apertura en 19 psig, las válvulas actuales en campo que llevan el gas a tea con apertura en 20 psig deben ser ajustadas para aumentar su presión de acción y evitar que por pequeños cambios de operación se quemara el gas saliente.

Al consultarse la hoja de datos de la válvula existente que envía el gas a tea se obtuvo la siguiente información:

- Modelo: Fisher 63EG
- Servicio: Regulador BackPressure con Whisper III Trim Cage
- Conexión: 2" 150# RF Flange
- Presión normal entrada: 18 psig
- Rango de operación: 10-40 psig
- Material: Acero al carbono (CS)
- Fluido de trabajo: Gas natural
- Capacidad requerida: 7500 SCFH (0,18 MMSCFD)

La válvula de control es una válvula Fisher autopilotada de 2" con un reductor de ruido donde como se evidencia en el rango de operación, la presión a la cual puede ser ajustada la válvula es 10-40 psig por lo que se definió como presión de apertura 30 psig.

Teniendo el modelo del piloto, se consultó también el bulletin de libre acceso de la válvula donde se verifica que el piloto de la válvula puede ajustar su set point hasta 40 psig con el mismo serial por lo que la modificación a 30 psig es posible y se estableció para mantener todo el gas

circulando por el nuevo ruteo de tubería y en caso de emergencia por sobrepresión no afectarse la integridad del estabilizador y enviar el gas a tea de baja presión.

Con el diseño del sistema que incluye un ruteo de tubería desde el estabilizador de agua hasta el desgasificador, el diseño de la válvula de control autopilotada y la propuesta de ajuste del set point de las válvulas existentes a tea, se completa el diseño conceptual de la modificación seleccionada permitiendo una operación segura, eliminando totalmente las emisiones en tea por parte del estabilizador de agua (equivalentes a 584,3 toneladas de CO₂ equivalente anuales) y sin afectarse otras líneas de proceso del campo tales como trenes de crudo o el slug catcher.

8. Conclusiones

- El análisis desarrollado permitió identificar que la presión constituye la variable operativa con mayor influencia sobre el comportamiento del estabilizador de agua, debido a su efecto directo sobre la liberación y solubilidad del gas residual. Aunque otras variables como temperatura y caudal presentan impacto sobre la eficiencia de separación, estas dependen de condiciones operativas externas al sistema, limitando su capacidad de ajuste dentro del alcance operacional del equipo estudiado.
- La alternativa seleccionada, consistente en el envío del gas residual desde el estabilizador hacia el desgasificador de crudo. Esta alternativa permitió establecer una solución técnicamente viable y operacionalmente segura, aprovechando infraestructura existente y

garantizando un diferencial de presión adecuado para evitar fenómenos de contraflujo e inestabilidad hidráulica.

- El diseño conceptual desarrollado permitió optimizar el sistema mediante la selección de una tubería de 2" SCH 80 y una válvula de control autopilotada con $C_v = 10$, configurada en apertura en falla. Estas condiciones garantizan estabilidad operacional y reducen riesgos asociados a vibración, sobrepresiones y pérdida de continuidad operativa, manteniendo la integridad del sistema existente.
- Desde el punto de vista ambiental, la implementación de la solución propuesta presenta implicaciones relevantes debido a la eliminación total de la quema proveniente del estabilizador de agua. Esto permitiría recuperar aproximadamente 7,3 MMSCF/año de gas y evitar emisiones cercanas a 584,3 toneladas de CO_2 equivalente anuales, contribuyendo al cumplimiento de metas de reducción de emisiones y estrategias de transición energética del sector hidrocarburos.
- La metodología implementada demuestra que es posible desarrollar soluciones de optimización en campos en operación mediante modificaciones de bajo impacto sobre la infraestructura existente. Este enfoque representa una alternativa aplicable a instalaciones con problemáticas similares asociadas a corrientes residuales y sistemas de quema.
- A pesar de que el volumen de gas residual generado por el estabilizador de agua es relativamente bajo comparado con los caudales totales manejados por el campo de

estudio, su aprovechamiento adquiere relevancia dentro de las políticas operativas y ambientales actualmente implementadas. La tendencia de la industria hacia la descarbonización, junto con los compromisos corporativos orientados a la reducción de emisiones y minimización de quemas en tea, hacen que el beneficio ambiental obtenido tenga una mayor relevancia que el impacto económico directo asociado al volumen recuperado.

9. Recomendaciones

- Aunque el alcance del presente trabajo se enfocó en el análisis técnico-ambiental y el diseño conceptual de la alternativa seleccionada, se considera recomendable desarrollar una evaluación económica detallada durante etapas posteriores de ingeniería.

Como referencia preliminar, se realizó una consulta con el área de operaciones del campo de estudio, donde se indicó que el costo aproximado de implementación del proyecto se estima en alrededor de USD 23000, con un tiempo esperado de recuperación de la inversión cercano a seis meses. Sin embargo, esta información corresponde a una estimación operativa y no incluye análisis detallados de costos CAPEX, OPEX, sensibilidad económica o indicadores financieros como VPN y TIR, por lo cual se recomienda desarrollar una viabilidad económica antes de la etapa de ejecución.

- Se recomienda desarrollar un análisis de integridad mecánica de la facilidad existente de 3 in empleada para la conexión propuesta hacia el desgasificador. Aunque la alternativa

seleccionada aprovecha infraestructura disponible en campo, resulta necesario verificar el estado estructural de la tubería mediante revisión de espesores remanentes, historial de corrosión, condiciones operativas y criterios de integridad aplicables.

- Se recomienda realizar un análisis dinámico y de vibraciones de la nueva línea de gas diseñada entre el estabilizador de agua y el desgasificador. Aunque el dimensionamiento hidráulico efectuado indica velocidades dentro de rangos aceptables según criterios de diseño, la presencia de accesorios, cambios de dirección, soportes y variaciones operativas puede generar fenómenos vibracionales no identificados durante la etapa conceptual.
- Una vez implementada la modificación propuesta, se recomienda efectuar un proceso de validación operacional mediante la comparación entre los resultados obtenidos en campo y las predicciones realizadas durante la simulación y diseño conceptual. Esta verificación debe incluir variables como presión, caudales, comportamiento de la válvula de control y volumen real de gas recuperado. El contraste entre resultados simulados y condiciones reales permitirá evaluar la precisión de los modelos utilizados, identificar desviaciones operativas y generar oportunidades de mejora para futuras aplicaciones.

Referencias Bibliográficas

- Agencia Nacional de Hidrocarburos-ANH. (2014). Fiscalización-Quema de gas. <https://www.anh.gov.co/documents/3362/CIRCULAR20No.201820DE202120AGOSTO202014.pdf>
- Arya, A. K. (2022). A critical review on optimization parameters and techniques for gas pipeline operation profitability. *Journal of Petroleum Exploration and Production Technology* (Vol. 12, Issue 11, pp. 3033–3057). Springer Science and Business Media Deutschland GmbH. <https://doi.org/10.1007/s13202-022-01490-5>
- Chilala, A. J., Stanko, M., & Mkinga, O. J. (2025). Effects of uncertainty in the design parameters during the design of horizontal gravity oil, gas and water separators. *Journal of Petroleum Exploration and Production Technology*, 15(2). <https://doi.org/10.1007/s13202-024-01922-4>
- Ekechukwu, O. M., Asim, T., & Hawez, H. K. (2024). Recent Developments in Hydrocyclone Technology for Oil-in-Water Separation from Produced Water. *Energies* (Vol. 17, Issue 13). Multidisciplinary Digital Publishing Institute (MDPI). <https://doi.org/10.3390/en17133181>
- Elvidge, C. D., Ziskin, D., Baugh, K. E., Tuttle, B. T., Ghosh, T., Pack, D. W., Erwin, E. H., & Zhizhin, M. (2009). A fifteen year record of global natural gas flaring derived from satellite data. *Energies*, 2(3), 595–622. <https://doi.org/10.3390/en20300595>

- Fadaei, M., Ameri, M. J., Rafiei, Y., Asghari, M., & Ghasemi, M. (2024). Experimental design and manufacturing of a smart control system for horizontal separator based on PID controller and integrated production model. *Journal of Petroleum Exploration and Production*. <https://doi.org/10.1007/s13202-024-01824-5>
- Fawole, O. G., Cai, X. M., & Mackenzie, A. R. (2016). Gas flaring and resultant air pollution: A review focusing on black carbon. *Environmental Pollution* (Vol. 216, pp. 182–197). Elsevier Ltd. <https://doi.org/10.1016/j.envpol.2016.05.075>
- Gas Processors Suppliers Association (GPSA). (2004). *Engineering Data Book* (12th ed.). Gas Processors Suppliers Association.
- Hu, X., Peng, Z., Chen, D., Ma, Z., Liu, W., & Zhao, B. (2023). Optimization of an Oil–Gas Separator of Gas Storage Compressor with Consideration of Velocity Uniformity in Filter Inlets. *Energies*, 16(24). <https://doi.org/10.3390/en16248015>
- Huang, S., He, X., Chen, J., Wang, X., Zhang, J., Dong, J., & Zhang, B. (2022). Study on the Performance of an Electric-Field-Enhanced Oil–Water Separator in Treating Heavy Oil with High Water Cut. *Journal of Marine Science and Engineering*, 10(10). <https://doi.org/10.3390/jmse10101516>
- Igunnu, E. T., & Chen, G. Z. (2014). Produced water treatment technologies. *International Journal of Low-Carbon Technologies*, 9(3), 157–177. <https://doi.org/10.1093/ijlct/cts049>

Ministerio de Minas y Energía. (2023). *Resolución 40317 de 2023*.

<https://gestornormativo.creg.gov.co/>

Presidencia de la República de Colombia. (1995). Decreto 948 de 1995.

https://www.corpamag.gov.co/archivos/normatividad/Decreto0948_19950605.htm?utm_source=chatgpt.com

Song, S., Liu, X., Li, C., Li, Z., Zhang, S., Wu, W., Shi, B., Kang, Q., Wu, H., & Gong, J. (2023).

Dynamic Simulator for Three-Phase Gravity Separators in Oil Production Facilities. *ACS Omega*, 8(6), 6078–6089. <https://doi.org/10.1021/acsomega.2c08267>

Tian, Y., Zhou, J., He, C., He, L., Li, X., & Sui, H. (2022). The Formation, Stabilization and

Separation of Oil–Water Emulsions: A Review. *Processes* (Vol. 10, Issue 4). MDPI. <https://doi.org/10.3390/pr10040738>