

Evaluación técnico-económica para la ampliación de la capacidad de tratamiento en la facilidad de producción del campo ubicado en Llanos Norte

Luz Dary Milena Grass Luna

Trabajo de Grado para Optar el título de:
Especialista en Producción de Hidrocarburos

Director
Sandra Patricia Cabarcas Puello
Ingeniera Química, Magíster en Gestión de Organizaciones

Universidad Industrial de Santander
Facultad de Ingenierías Físicoquímicas
Escuela de Ingeniería de Petróleos
Especialización en Producción de Hidrocarburos
Bogotá
2023

Tabla de Contenido

	Pág.
INTRODUCCIÓN.....	11
1. OBJETIVOS	16
1.1 Objetivo General.....	16
1.2 Objetivos Específicos.....	16
2. MARCO DE REFERENCIA	17
2.1 Generalidades Facilidades de Producción	17
2.1.1 Sistema de Recolección y Manifold de entrada	18
2.1.2 Sistema de Separación	18
2.1.3 Sistema de tratamiento, almacenamiento y transporte de crudo.....	20
2.1.4 Sistema de tratamiento de Gas	20
2.1.5 Sistema de tratamiento y disposición de agua de producción.....	21
2.2 Procesos de Separación.....	23
2.2.1 Separadores Bifásicos (Separación Gas – Líquido).....	24
2.2.2 Separadores Trifásicos (Separación Gas – Crudo – Agua)	41
2.3 Generalidades del campo ubicado en Llanos Norte.....	43
3. DESCRIPCIÓN PROCESO FACILIDAD DE PRODUCCIÓN CPF1.....	44
3.1 Sistema Múltiple de entrada.....	46
3.2 Sistema de Separación primaria.....	48
3.2.1 Separador de prueba.....	49
3.2.2 Separadores de producción	49

3.3. Sistema Botas de gas y separadores de agua libre FWKOs.....	50
3.4 Sistema de gas de alta presión	52
3.5 Sistema de gas de media presión	54
3.6 Sistema de almacenamiento y bombeo de crudo hacia el oleoducto	56
3.7 Sistema de tratamiento de agua de producción.....	58
3.8 Sistema de inyección de agua	60
3.9 Sistema de Tratamiento de Sludge.....	62
3.10 Sistemas Auxiliares.....	62
3.10.1 Sistema de Drenajes.....	62
3.10.2 Sistema de Aire de Instrumentos e Industrial	63
3.10.3 Sistema de Inyección de Químicos.....	63
3.10.4 Sistema Contraincendio	64
4. ANÁLISIS TÉCNICO DE LAS ÁREAS DE PROCESO.....	66
4.1 Revisión manifold de entrada a la facilidad.....	66
4.2 Revisión sistema de separación primaria	67
4.2.1 Separador de prueba.....	67
4.2.2 Separadores de producción	74
4.3 Revisión sistema botas de gas y FWKOs	81
4.4 Revisión sistema de gas de alta presión	81
4.5 Revisión Sistema de gas de media presión	82
4.5.1 Operación tanque sumidero 16V-1505:.....	82
4.5.2 Operación tanque de condensados 16V-2003:	85
4.5.3 Acumulación de condensados línea de Tea	93

4.6 Revisión Sistema de almacenamiento y bombeo de crudo.....	94
4.7 Revisión sistema de tratamiento de agua de producción	95
4.8 Revisión sistema de inyección de agua.....	98
4.9 Revisión sistemas auxiliares	100
4.10 Revisión capacidad líneas internas de la Facilidad.....	100
4.11 Resumen Propuestas de operación para ampliación de capacidad de la facilidad	
CPF1	101
5. ANÁLISIS ECONÓMICO	106
5.1 Costos de inversión CAPEX.....	106
5.2 Costos de Operación OPEX.....	107
5.3 Ingresos	108
5.3 Cálculo de indicadores financieros	113
6. CONCLUSIONES.....	115
7. RECOMENDACIONES.....	117
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	118

Lista de Tablas

	Pág.
Tabla 1. <i>Tiempos de retención para separadores gas - líquido</i>	27
Tabla 2. <i>Parámetros de monitoreo agua de inyección CPF1</i>	61
Tabla 3. <i>Puntos de inyección de químico en la facilidad CPF1</i>	63
Tabla 4. <i>Tabla resumen de los sistemas de proceso de CPF1 con las condiciones actuales de operación</i>	65
Tabla 5. <i>Tiempos de estabilización rango de flujo para pozos de bajo caudal</i>	71
Tabla 6. <i>Capacidad actual disponible separadores de producción CPF1</i>	75
Tabla 7. <i>Propiedades fluido de producción CPF1</i>	76
Tabla 8. <i>Tabulación para cálculo de C_D</i>	78
Tabla 9. <i>Tabulación para cálculo de L_{ss} y relación de esbeltez</i>	78
Tabla 10. <i>Capacidad futura del sistema de separación con implementación de propuestas de ampliación</i>	79
Tabla 11. <i>Propiedades escenario de alimentación simultánea a separador 16V-2003</i>	87
Tabla 12. <i>Dimensiones requeridas en 16V-2003 para la separación de caso de alimentación simultáneo</i>	89
Tabla 13. <i>Capacidad hidráulica línea de salida de crudo de separador 16V-2003</i>	90
Tabla 14. <i>Escenarios de alimentación 16V-2002 incluyendo los condensados de Generación</i>	91
Tabla 15. <i>Evaluación separación gas - líquido en 16V-2002 incluyendo los condensados de Generación</i>	91
Tabla 16. <i>Capacidad actual máxima área celdas de flotación</i>	96
Tabla 17. <i>Capacidad actual máxima y propuesta para las áreas del proceso de tratamiento de la facilidad de producción de CPF1</i>	99
Tabla 18. <i>Costos de inversión para ampliación de la facilidad CPF1</i>	107
Tabla 19. <i>Costos de operación durante periodo de evaluación del proyecto.</i>	108
Tabla 20. <i>Ingresos anuales por venta de crudo durante periodo de evaluación del proyecto</i>	111
Tabla 21. <i>Cálculo de regalías por producción de hidrocarburos en Colombia</i>	111
Tabla 22. <i>Ingresos netos anuales durante periodo de evaluación del proyecto restando pago por regalías</i>	112

Tabla 23. <i>Ingresos netos anuales después del impuesto de renta</i>	112
Tabla 24. <i>Tiempo de recuperación de la inversión</i>	115

Lista de Figuras

	Pág.
Figura 1	12
Figura 2. <i>Pronósticos producción de crudo en la Facilidat CPF1 (2023-2026)</i>	13
Figura 3 <i>Pronósticos agua producida en la Facilidat CPF1 (2023-2026)</i>	14
Figura 4 <i>Separación primaria de fluidos en un separador bifásico horizontal</i>	19
Figura 5 <i>Etapa de separación de fluido en un Separador de agua libre (FWKO) con bota de gas</i>	19
Figura 6 <i>Proceso de tratamiento de agua de producción con tanque desnatador y celda de flotación</i>	21
Figura 7 <i>Secciones principales de un separador bifásico horizontal y vertical</i>	24
Figura 8 <i>Esquema Separador bifásico horizontal</i>	29
Figura 9 <i>Esquema Separador bifásico vertical</i>	30
Figura 10 <i>Patrón de flujo bifásico horizontal</i>	32
Figura 11 <i>Extractor de niebla en un separador vertical</i>	34
Figura 12 <i>Esquema de un separador horizontal con chorros de arena</i>	35
Figura 13 <i>Modelo de un separador horizontal - Longitud junta a junta</i>	38
Figura 14 <i>Modelo de un separador vertical – Longitudes aproximadas</i>	40
Figura 15 <i>Esquema Separador trifásico horizontal</i>	41
Figura 16 <i>Esquema etapas principales del proceso de tratamiento en Facilidat CPF1</i>	45
Figura 17 <i>Esquema fluido de pozos a la facilidat CPF1</i>	47
Figura 18 <i>Esquema Sistema de separación primaria en la facilidat CPF1</i>	48
Figura 19 <i>Esquema Sistema de botas de gas y FWKOs en la facilidat CPF1</i>	51
Figura 20 <i>Esquema Sistema de gas de alta presión en la facilidat CPF1</i>	52
Figura 21 <i>Esquema Sistema de gas de media presión en la facilidat CPF1</i>	54
Figura 22 <i>Esquema Sistema de almacenamiento y bombeo de crudo en la facilidat CPF1</i>	57
Figura 23 <i>Esquema Sistema de tratamiento de agua de producción en la facilidat CPF1</i>	58
Figura 24 <i>Esquema Sistema de inyección de agua facilidat CPF1</i>	60
Figura 25 <i>Configuración actual separador de prueba 16V-1001- Trifásico horizontal</i>	68
Figura 26 <i>Configuración Propuesta separador de prueba 16V-1001- Operación modo bifásico</i> ..	70
Figura 27 <i>Curva teórica % Cv vs porcentaje de aperura válvula FCV-10011 (LCV-10011)</i>	73

Figura 28 <i>Pronósticos producción de gas de entrada a la Facilidad CPF1 (2023-2026)</i>	80
Figura 29	83
Figura 30	84
Figura 31	85
Figura 32	93
Figura 33	94
Figura 34	96
Figura 35	102
Figura 35	103
Figura 37	109
Figura 38	109

Resumen

Título: Evaluación técnico-económica para la ampliación de la capacidad de tratamiento en la facilidad de producción del campo ubicado en Llanos Norte*

Autor: Luz Dary Milena Grass Luna**

Palabras Clave: Facilidades de producción, sistemas de separación, tratamiento de aguas de producción

Descripción: La facilidad de producción CPF1 ubicada en un campo de Llanos Norte en el departamento de Arauca, actualmente se encuentra limitada en algunas áreas del proceso de tratamiento, por lo cual no es posible recibir la totalidad de la producción del fluido de pozos de las distintas plataformas. Con la entrada de fluido adicional a la facilidad asociado a pozos nuevos como producto de las campañas exploratorias, trabajos de *Work Over* y campañas de reactivación, la operación se ve obligada a apagar otros pozos productores con cortes mayores de agua, generando pérdidas a la compañía asociadas a la producción de crudo de los pozos que requieren ser apagados.

La compañía tiene proyectado un incremento de producción para el periodo 2023-2026 en distintas fases, para lo cual se hace necesario realizar una evaluación técnica de las etapas de proceso existentes e identificar cuáles requieren ser ampliadas u optimizadas, adicionando nuevos equipos, líneas, servicios auxiliares y/o haciendo mejoras en la operación del sistema actual con el fin de aumentar la capacidad de tratamiento de la facilidad conforme a los requerimientos de producción.

Una vez identificadas las limitaciones existentes en cada etapa del proceso de tratamiento, se plantean propuestas de ampliación u optimización para la operación en la facilidad, y se realiza la evaluación económica de estas propuestas con el fin de conocer la relación beneficio/costo y así seleccionar la mejor propuesta que se adapte a los requerimientos de la compañía.

* Trabajo de Grado

** Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director: Sandra Patricia Cabarcas Puello. Magíster en Gestión de Organizaciones.

Abstract

Title: Techno-economic assessment for the expansion of the treatment capacity in the production facility in Llanos Norte's countryside*

Author: Luz Dary Milena Grass Luna**

Key Words: Production facilities, separation system, production water treatment

Description: Currently, in Llanos Norte's countryside, in the Arauca Department, the CPF1 production facility encounters several limitations in some areas of the treatment process, so it is not possible to receive all the fluid production from the wells of the different platforms. With the entry of additional fluid to the facility associated with new wells, as a result of exploratory campaigns, such as Work Over's, and reactivation campaigns, the operation is forced to switch off other producing wells with greater water cuts, leading to losses for the company associated with the production of crude oil from the wells that need to be turned off.

The company has projected an increase in production for the period 2023-2026 in different phases, for which it is necessary to carry out a technical evaluation of the existing process stages and identify which ones need to be expanded or optimized, by adding new equipment, lines, ancillary services and/or making enhancements to the operation of the current system in order to increase the treatment capacity of the facility in accordance with production requirements.

Once the existing limitations in each stage of the treatment process have been identified, proposals for expansion or optimization are presented for the operation in the facility, and the economic evaluation of these proposals takes place in order to know the cost-benefit ratio and thereby select the proposal that adapts best to the requirements of the company.

* Degree Work

** Universidad Industrial de Santander. Faculty of Physicochemical Engineering. Petroleum Engineering School. Director: Sandra Patricia Cabarcas Puello. Master in Organization Management.

Introducción

El campo ubicado en Llanos Norte dispone de una facilidad de producción CPF1 (*Central Production Facility 1*), la cual cuenta con una capacidad de tratamiento de fluido total de 260,000 BFPD, una capacidad de inyección de agua máxima de 240,000 BWPD y una capacidad de manejo de crudo de 30,000 BOPD. Lo anterior significa que cuando el fluido total de entrada a la facilidad contiene 240,000 BWPD, el flujo máximo de crudo a tratar es de 20,000 BOPD. O si por el contrario el flujo de crudo supera los 20,000 BOPD se debe reducir proporcionalmente el contenido de agua de manera que no se superen los 260,000 BFPD de fluido total.

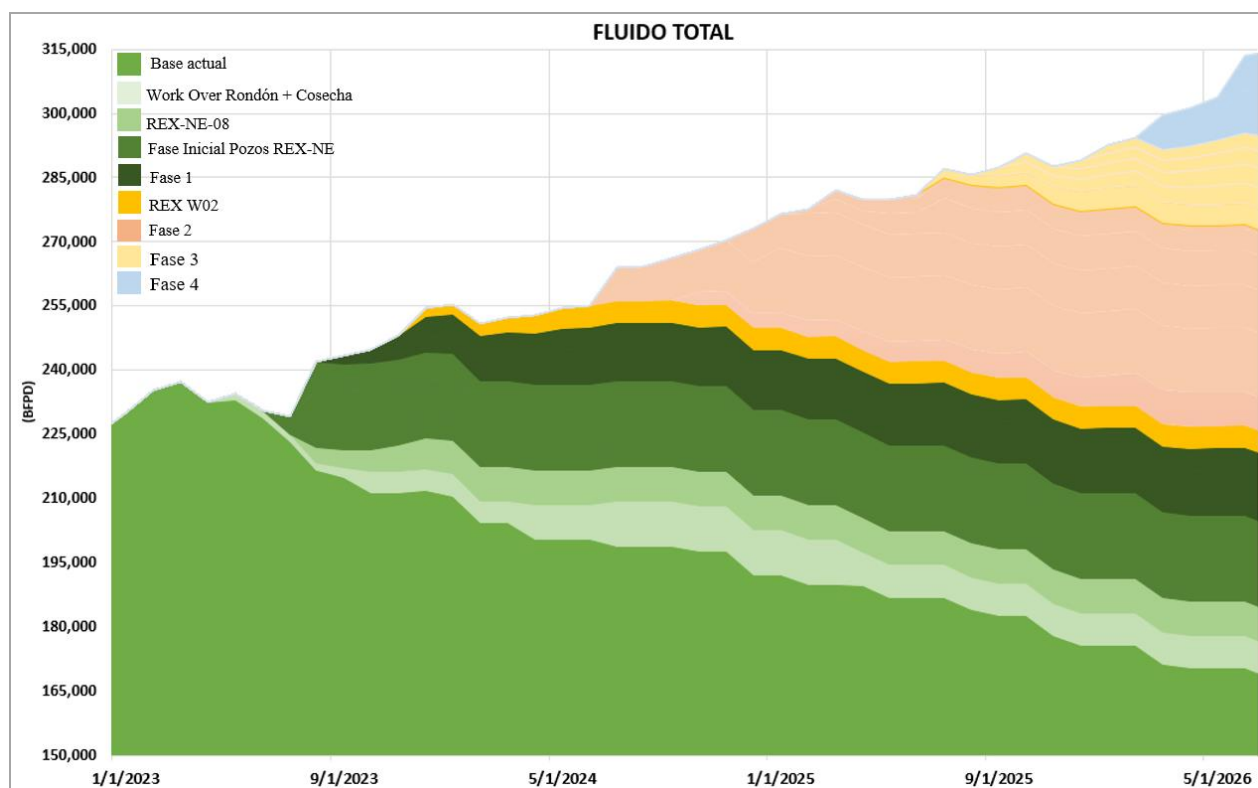
Actualmente en la facilidad se tratan alrededor de 15.000 BOPD de crudo, no obstante, con la entrada de nuevos pozos en las distintas plataformas que hacen parte del campo, la facilidad de producción se ha visto limitada en algunas de las áreas del proceso de tratamiento que la conforman, por lo cual durante algunos periodos de tiempo no ha sido posible recibir la totalidad de la producción del fluido de pozos, lo que ha obligado a mantener varios pozos productores apagados. Por ejemplo, en 2021 se tuvo un alto flujo de producción de pozos, y la operación se vio obligada a apagar pozos con alto corte de agua, impidiendo que ingresaran alrededor de 2,000 BOPD de crudo en pozos apagados según el reporte de producción de pozos inactivos en la compañía para la fecha, traducido en aproximadamente 97,000 USD de pérdida, de acuerdo con el precio de venta de crudo *Realized Price* (2021).

Actualmente el fluido total de entrada a la facilidad es inferior a la capacidad máxima que esta puede tratar, esto se debe en parte al control de producción para realizar limpieza y mantenimiento de tanques, los cuales permanecen fuera de línea entre 6 y 8 meses. No obstante, la compañía tiene proyectado un incremento gradual de producción hasta 2026, por lo que, de

acuerdo con las campañas de exploración, campaña de reactivación pozos y trabajos de *Work Over*, se tiene programada la entrada de fluido adicional en distintas fases, alcanzando un flujo total de tratamiento máximo cerca de 315,000 BFPD al año 2026, como lo indican los pronósticos en la siguiente gráfica:

Figura 1.

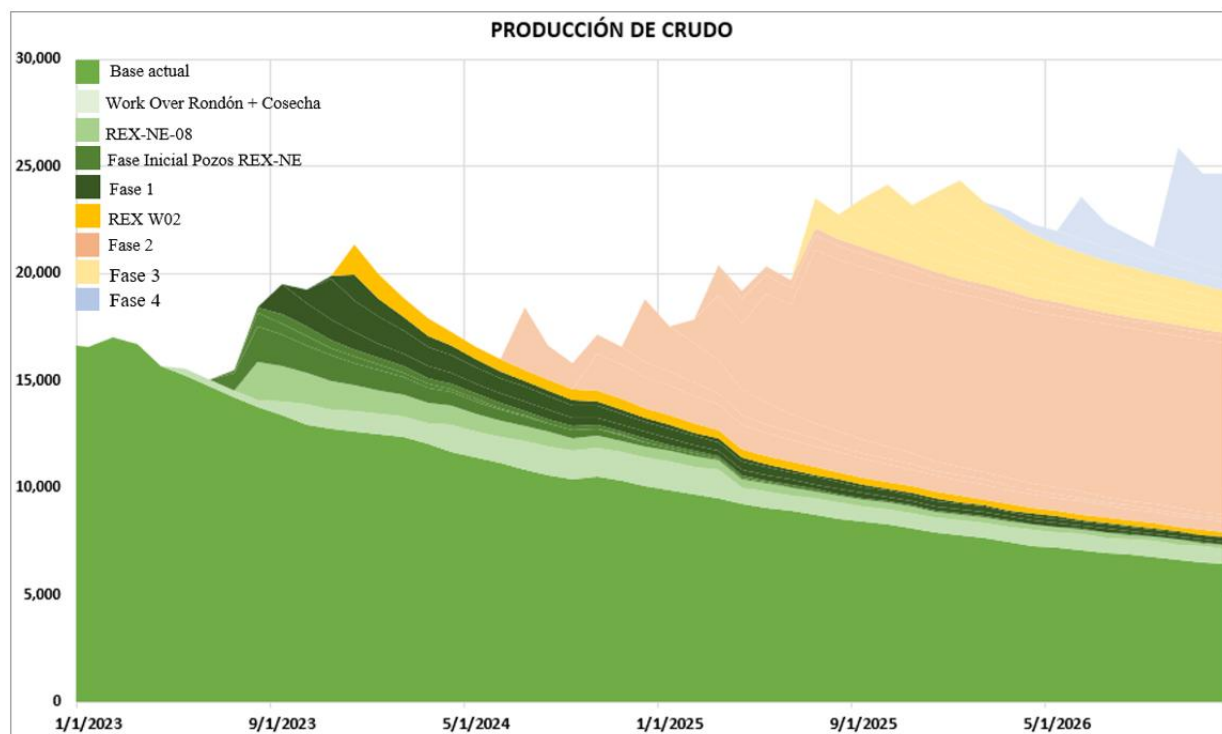
Pronósticos fluido total de producción de entrada a la Facilidad CPF1 (2023-2026)



Nota. La gráfica muestra el fluido incremental en unidades de BPD a recibir en la facilidad de producción CPF1 durante los años 2023, 2024, 2025 y 2026 con las distintas fases de entrada de pozos nuevos y trabajos de work over, incluyendo las respectivas curvas de declinación. Tomado de *Reporte de Balance de Fluido Cosecha-Rondón 2023* del Departamento de Yacimientos de la compañía.

Con la entrada de este fluido adicional en el periodo 2023-2026, se proyecta un incremento de producción de crudo de hasta 25,000 BOPD (incremento máximo de 10,000 BOPD), y de aproximadamente 290,000 BOPD de producción de agua (incremento máximo de 50,000 BOPD), por lo que se hace necesaria una pronta ampliación de la facilidad que pueda abarcar los escenarios de incremento de flujo proyectados desde 2023 hasta 2026, como se indica en los pronósticos en las Figuras 2 y 3:

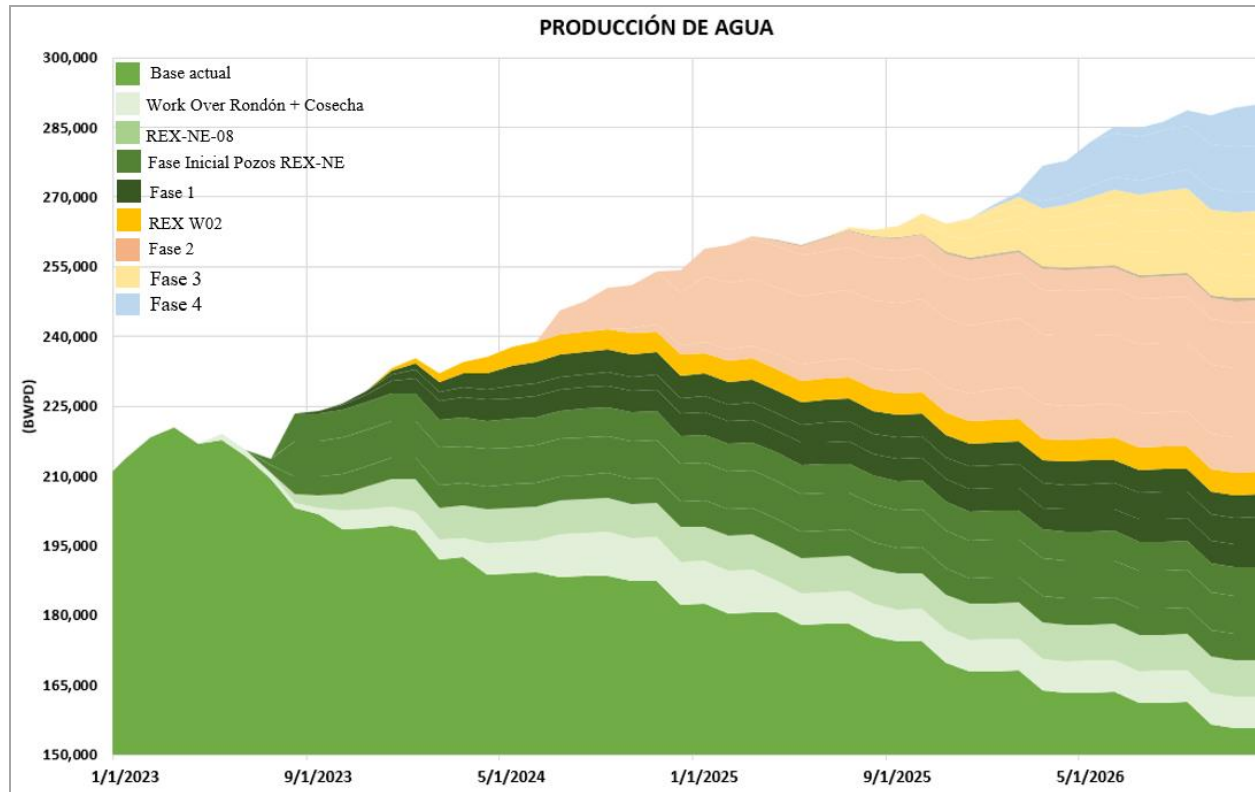
Figura 2. Pronósticos producción de crudo en la Facilidad CPF1 (2023-2026)



Nota. La gráfica muestra la producción incremental de crudo en unidades de BPD a producir en la facilidad CPF1 durante los años 2023, 2024, 2025 y 2026 con las distintas fases de entrada de pozos nuevos y trabajos de work over, incluyendo las respectivas curvas de declinación. Tomado de *Reporte de Balance de Fluido Cosecha-Rondón 2023* del Departamento de Yacimientos de la compañía.

Figura 3

Pronósticos agua producida en la Facilidad CPF1 (2023-2026)



Nota. La gráfica muestra el agua de producción incremental en unidades de BPD a producir en la facilidad CPF1 durante los años 2023, 2024, 2025 y 2026 con las distintas fases de entrada de pozos nuevos y trabajos de work over, incluyendo las respectivas curvas de declinación. Tomado de *Reporte de Balance de Fluido Cosecha-Rondón 2023* del Departamento de Yacimientos de la compañía.

Actualmente la facilidad de producción CPF1 del campo ubicado en Llanos Norte cuenta con cinco separadores de producción y uno de prueba, tres tanques FWKOs (*Free Water Knock Out*) con sus respectivas botas de gas, un tanque de desnatado, tres celdas de flotación con sus bombas efluentes, tres tanques de cabeza de agua de inyección, un sistema de bombas booster y

tres trenes de bombas principales de inyección. Algunas de las limitaciones para aumentar actualmente la capacidad de tratamiento, se encuentran en el área de separadores, sistema de condensados, celdas de flotación, bombas de inyección, entre otras.

Una vez identificadas las etapas del proceso que requieren ser ampliadas u optimizadas, adicionando nuevos equipos, eliminando los cuellos de botella, cambios en la instrumentación asociada, ampliación de servicios auxiliares, entre otros, se hace necesario realizar una evaluación técnica y económica para seleccionar el mejor escenario operativo y la propuesta final de incremento de capacidad de tratamiento de la facilidad conforme a los requerimientos de producción.

1. Objetivos

1.1 Objetivo General

Realizar una evaluación técnico-económica para ampliar la capacidad de tratamiento en la facilidad de producción del campo ubicado en Llanos Norte.

1.2 Objetivos Específicos

- Describir las etapas que conforman el proceso de tratamiento de la facilidad de producción, así como las condiciones actuales de operación y de diseño de cada una.
- Analizar las limitaciones o cuellos de botella existentes en cada etapa del proceso de tratamiento de la facilidad.
- Plantear escenarios de operación que permitan optimizar los equipos e instalaciones existentes, con nuevos equipos, líneas de proceso y utilidades necesarias para incrementar la capacidad de tratamiento conforme a los requerimientos de producción.
- Realizar un análisis técnico-económico para los diferentes escenarios planteados.

2. Marco de Referencia

2.1 Generalidades Facilidades de Producción

Los fluidos extraídos de los diferentes pozos, cuando salen del yacimiento corresponden a una mezcla de aceite (crudo), agua, gases y algunos sedimentos. Para realizar la separación de estos componentes en superficie, el fluido es ingresado a un proceso de separación y tratamiento conformado por diversos equipos y etapas de recolección, almacenamiento, medición, bombeo, entre otras, que permiten obtener cada uno de estos componentes (crudo, gas y agua) por separado para tratarlos y convertirlos en productos que cumplan con los requerimientos de calidad y medio ambiente para su posterior venta/quema (petróleo y gas) y disposición (agua).

A este conjunto de estos equipos y etapas de tratamiento se le conoce como facilidades de producción, y están constituidas a su vez por líneas de proceso (tuberías), accesorios, instrumentos y demás instalaciones de medición, supervisión, control y seguridad, que permiten que la operación se realice de una forma óptima y segura. Cada equipo y cada etapa del proceso cumplen con una función determinada, y varía de una facilidad a otra dependiendo de las características del fluido que se va a tratar en cada una.

Generalmente una facilidad de producción está compuesta por los siguientes elementos:

- Líneas de flujo
- Manifold de producción
- Separadores (de producción y de prueba)
- Tratadores térmicos.
- Inyección de químicos
- Tanques de almacenamiento

- Bombas de transferencia
- Unidades automáticas de medición (LACT)
- Sistemas de tratamiento de agua
- Piscinas de tratamiento de agua
- Sistemas de recolección y manejo de gas
- Compresores de gas y de aire
- Sistemas de seguridad y contraincendios
- Controles remotos de medidas y alarmas
- Sistema de comunicaciones

2.1.1 Sistema de Recolección y Manifold de entrada

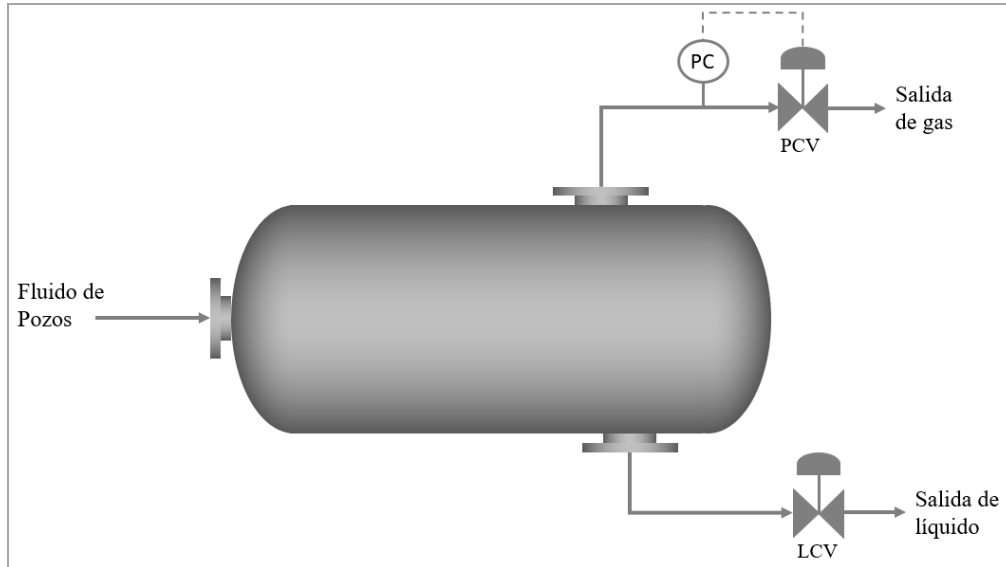
El sistema de producción comienza en cabeza de pozo, donde el fluido es recogido a través de líneas de flujo, que se unen en diferentes troncales, las cuales son diseñadas para manejar la producción de cierto número de pozos. Posteriormente éstas llegan al múltiple de producción, el cual reúne y centraliza el caudal de todos los pozos cuya producción se va a procesar en la facilidad de producción.

2.1.2 Sistema de Separación

Una vez recolectado el fluido de pozos, este es ingresado a un proceso de separación inicial que se lleva a cabo en equipos mecánicos presurizados llamados separadores, en donde el gas es liberado del líquido (crudo y agua). En estos equipos se remueven los hidrocarburos más livianos para producir un crudo estable con una volatilidad (presión de vapor) que cumpla con los criterios de venta, su principal uso es la separación gas-líquido que permite aliviar el exceso de presión debido al gas asociado al petróleo producido.

Figura 4

Separación primaria de fluidos en un separador bifásico horizontal

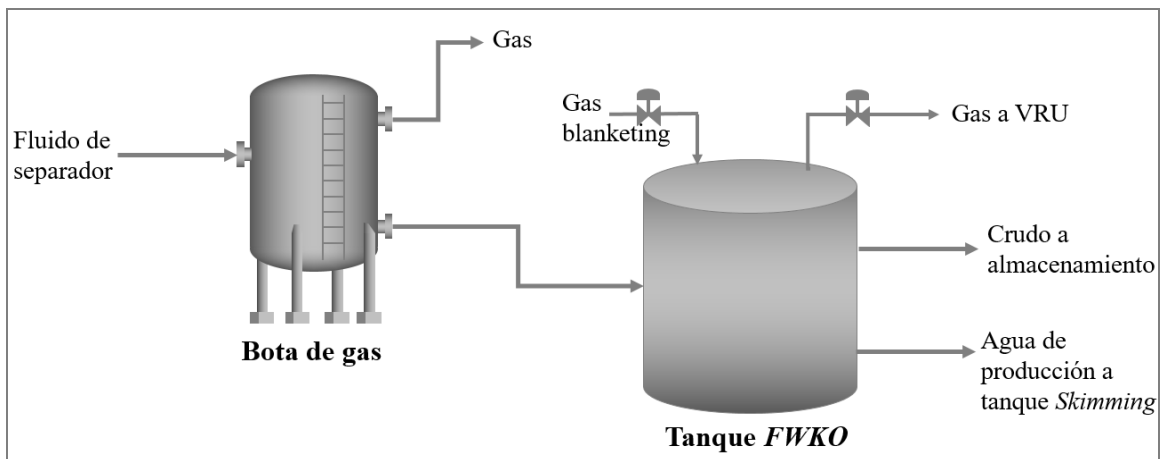


Nota. Elaborado por autor.

Cada facilidad de producción cuenta con cierto número de etapas de separación, según el tipo de fluido a procesar. En la práctica, el número de etapas está entre dos y cuatro, lo cual depende de la relación gas/aceite (GOR) y de la presión de la corriente.

Figura 5

Etapas de separación de fluido en un Separador de agua libre (FWKO) con bota de gas



Nota. Elaborado por autor.

Con el fin de lograr una óptima separación de los componentes que conforman la emulsión proveniente de los pozos, se hace necesario el uso de ayudas físico-mecánicas y químicas. El principal objetivo del tratamiento es neutralizar o destruir los agentes emulsificantes para después separar las emulsiones atacando a la sustancia emulsificante y neutralizar su efecto.

2.1.3 Sistema de tratamiento, almacenamiento y transporte de crudo

El almacenamiento constituye una etapa muy importante en las facilidades de producción, con la finalidad de proteger el producto de contaminantes o materiales extraños; además que este permite la sedimentación de aguas y otros materiales antes de ser despachado por oleoductos.

En Colombia, el porcentaje máximo de agua y sedimentos (%SW) es de 0.5% y el límite del contenido de sal en el agua remanente en el crudo es de 20 PTB (libras de sal por mil barriles de crudo).

- Unidad LACT: La unidad LACT (Lease Automatic Custody Transfer) consiste en un conjunto de equipos e instrumentos que permiten medir automáticamente la calidad y cantidad de crudo a transportar para venta.
- Bombas de transferencia: Las bombas son requeridas para circular el crudo a través de la unidad LACT y enviarlo con presión hacia las tuberías corriente abajo.

2.1.4 Sistema de tratamiento de Gas

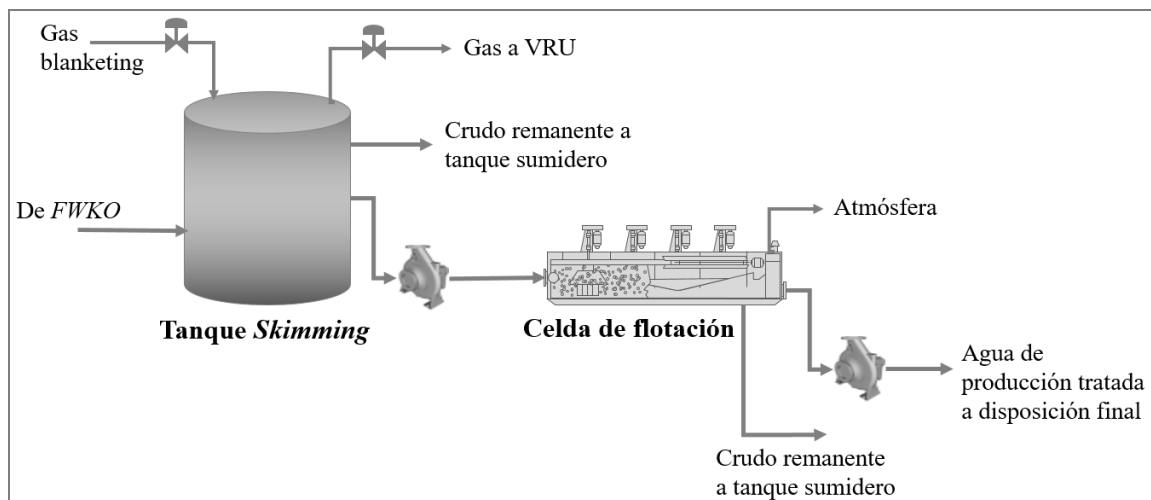
El gas liberado en cada una de las etapas de separación es enviado a un conjunto de equipos donde es retirado el líquido arrastrado para posteriormente enviarlo a un sistema de compresión. En algunas estaciones donde el gas producido es de baja presión, es enviado a quema directamente.

2.1.5 Sistema de tratamiento y disposición de agua de producción

El agua de producción obtenida en los procesos de separación siempre debe tener alguna forma de tratamiento primario previo a la descarga, con el fin de remover las partículas de aceite que se encuentran atrapadas dentro del agua. Este tratamiento primario puede darse en un tanque desnatador, el cual opera por el principio de gravedad para la separación, diseñado para proporcionar un tiempo de retención durante el cual pueda ocurrir la coalescencia y la separación gravitacional. Si la energía del sistema es alta las gotas se dispersan llegando a tamaños muy pequeños, difíciles de separar, por lo cual puede requerirse un tratamiento secundario usando un interceptor de platos corrugados, un separador de flujo transversal, o una unidad de flotación.

Figura 6

Proceso de tratamiento de agua de producción con tanque desnatador y celda de flotación



Nota. Elaborado por autor.

2.1.5.1 Principios de Separación.

➤ Separación por gravedad:

Por diferencia de densidades y la fuerza de boyanza que es ejercida sobre las gotas de aceite, estas tienden a desplazarse hacia arriba. De acuerdo con la Ley de Stokes, se tiene que:

- A mayor diámetro de partícula, mayor es la velocidad de asentamiento.
- A mayor diferencia de densidades entre el agua y el aceite, mayor será la velocidad de asentamiento.
- A mayor temperatura, la viscosidad se reduce y por lo tanto la velocidad de asentamiento es mayor.

Algunos equipos utilizados con el método de separación por gravedad son: tanques de desnatado, separadores API, pilas de desecho, pilas desnatadoras.

Los tanques de esquimado son equipos que se diseñan para remover gotas del orden de 100 a 150 micras (μm), logrando eficiencias hasta del orden del 70%. Los tiempos de residencia de estos equipos son del orden de 1 a 3 horas y dependen del caudal a manejar y de su capacidad. La separación de fases se mejora con la instalación de paquetes de coalescencia, que permiten elevar sustancialmente la eficiencia.

➤ Coalescencia

La coalescencia consiste en el proceso donde las gotas pequeñas chocan y van formando gotas de mayor tamaño. Uno de los coalescedores utilizados son los platos Interceptores de Placas Corrugadas (CPI) disponibles en módulos que se pueden adaptar a un separador convencional sin modificaciones estructurales importantes.

➤ Flotación

El proceso de flotación ayuda a mejorar la separación de las gotas de aceite de la fase continua de agua, incrementando la diferencia de densidad entre los dos fluidos por medio de la adición de burbujas de gas a las gotas de aceite. Uno de los equipos que hacen parte del

tratamiento de agua es la unidad de flotación inducida por gas, la cual genera pequeñas burbujas de gas que se dispersan en el agua, donde hacen contacto con las gotas de aceite y partículas sólidas, ayudando a las gotas de aceite a ascender rápidamente a superficie para su posterior recolección. También se agregan desémulsificantes para mejorar la eficiencia.

2.1.5.2 Disposición del agua. En la industria del petróleo existe de manera general dos soluciones o métodos para disponer del agua de producción, previo tratamiento para la minimización/eliminación de algunos componentes con el fin de cumplir con las normas ambientales:

- Vertimiento: Consiste en el vertimiento del agua de producción a cuerpos de agua como son los ríos, arroyos y lagos, que preferiblemente se encuentren en una zona cercana al campo donde se produce.
- Inyección: Este método de disposición consiste en la reinyección de agua a la formación, el cual puede realizarse en la misma formación productora como un proceso de recobro secundario, o en una formación no productora por medio de pozos de disposición.

2.2 Procesos de Separación

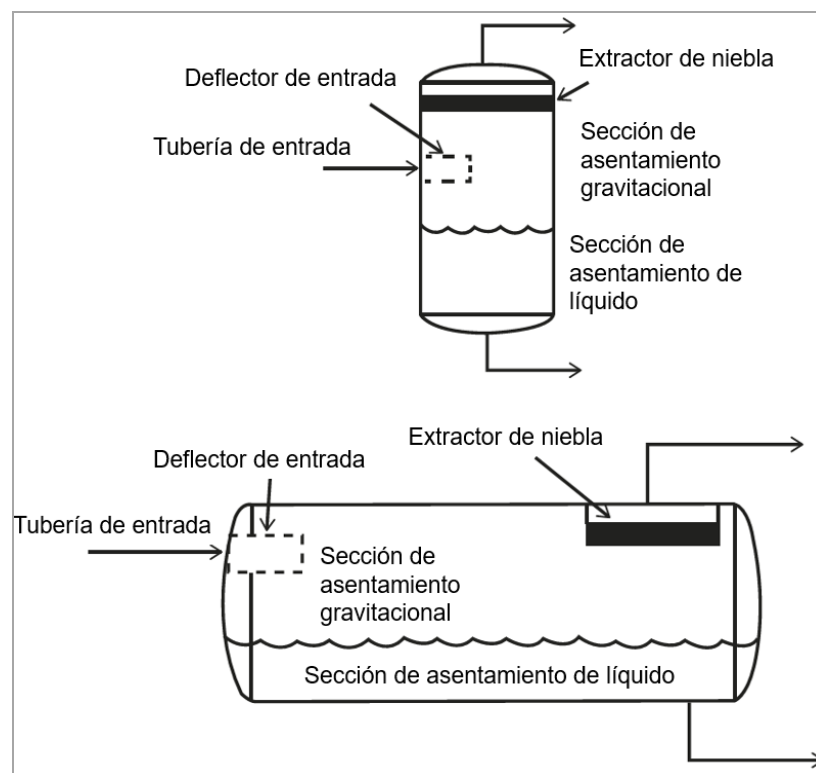
A medida que la corriente de un pozo fluye desde el yacimiento, experimenta reducciones de presión y temperatura, lo que ocasiona la primera separación de las fases. El separador es uno de los primeros equipos en recibir el fluido producido desde el yacimiento, donde ocurre la separación de las fases líquida y gaseosa a una presión y temperatura específica.

2.2.1 Separadores Bifásicos (Separación Gas – Líquido)

Las secciones principales de un separador son: la tubería de entrada, el deflector de entrada, la sección de asentamiento gravitacional, la sección de asentamiento de líquido y el extractor de niebla, como se indica en la siguiente figura:

Figura 7

Secciones principales de un separador bifásico horizontal y vertical



Nota. La gráfica muestra las partes principales de un separador bifásico horizontal y vertical.

Adaptado de *Gas/Liquids Separators—Part 2 Quantifying Separation Performance* (p.35), por

Mark Bothamley, John M. Campbell, 2013, PetroSkills.

2.2.1.1 Principios de la separación Gas – Líquido.

➤ Asentamiento: En la sección de asentamiento gravitacional las gotas de líquido se asientan a una velocidad determinada al relacionar la fuerza de gravedad en la gota con la fuerza de arrastre (fuerza de dragado) causada por su movimiento relativo en la fase continua de gas.

La fuerza de arrastre o fuerza de dragado está dada por la siguiente ecuación:

$$F_D = C_D A \rho \left(\frac{V_t^2}{2g} \right)$$

Donde:

F_D = Fuerza de arrastre (lb)

C_D = Coeficiente de arrastre

A = Área de un corte seccional de la gota (ft²)

ρ = Densidad de la fase continua (lb/ft³)

V_t = Velocidad terminal de asentamiento de la gota (ft/s)

g = Constante gravitacional = 32,2 ft/s².

Si el flujo alrededor de la gota es laminar, sea aplica la ley de Stokes y:

$$C_D = \frac{24}{Re}$$

Re = Número de Reynolds

La velocidad de asentamiento de la gota dispersa cuando el flujo es laminar está dada por la siguiente ecuación (Ley de Stokes):

$$V_t = \frac{1.78 \times 10^{-6} (\Delta G.E) d_m^2}{\mu}$$

V_t = Velocidad de asentamiento de la gota dispersa cuando el flujo es laminar (ft/s).

$\Delta G.E.$ = Diferencia en la gravedad específica entre la gota de líquido y la gota de gas.

d_m = Diámetro de la gota (micras)

μ = Viscosidad del gas (cp)

No obstante para el diseño de facilidades de producción no se cumple la ley de Stokes por cuanto el flujo no es laminar, por lo que se debe utilizar una ecuación mas completa para el coeficiente de arrastre:

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{Re^{1/2}} + 0.34$$

Con lo anterior, al igualar las fuerzas de arrastre y de dragado, se obtiene la siguiente ecuación para la velocidad de asentamiento gravitacional:

$$V_t = 0,0119 \left[\left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right) \frac{d_m}{C_D} \right]^{1/2}$$

Donde:

ρ_l = Densidad del líquido (lb/ft³)

ρ_g = Densidad del gas a la temperatura y presión en el separador (lb/ft³)

➤ Tamaño de gota: Generalmente el tamaño de partícula está definido por su diámetro en micrones ($1\mu = 1 \times 10^{-6}$ m). Las partículas con diámetros superiores a 20 micras pueden separarse mediante equipos diseñados apropiadamente. El diámetro de la gota depende de la velocidad con la que entra el fluido al separador, la cual debe estar en el rango de 20-30 ft/seg. Entre más alta sea la velocidad a la entrada del separador más pequeña será la partícula de líquido suspendida en el gas. El número de restricciones al flujo y la caída de presión en la tubería de entrada también incide directamente sobre el tamaño de las partículas.

- En el deflector de entrada la mayoría de los líquidos (partículas mayores que 500 micras) se remueven por cambio en el momento.
- En la sección de asentamiento gravitacional, la gravedad separa todas las partículas mayores que 150 micras.

- En la sección del extractor de niebla las gotas pequeñas coalescen en gotas más grandes, de manera que la corriente de salida de gas del separador tenga una distribución de partículas de 30 micras o menos.

Tiempo de retención: Corresponde al tiempo promedio durante el cual una molécula de líquido es retenida en el separador para garantizar que el líquido y el gas alcancen el equilibrio a la presión del separador. En la Tabla 1 se muestran los tiempos de retención sugeridos por la Norma API 12J, para separadores gas-líquido:

Tabla 1.

Tiempos de retención para separadores gas - líquido

Gravedad °API	Tiempo de Retención (minutos)
> 35% API	0.5 a 1
30	2
25	3
<20	4+

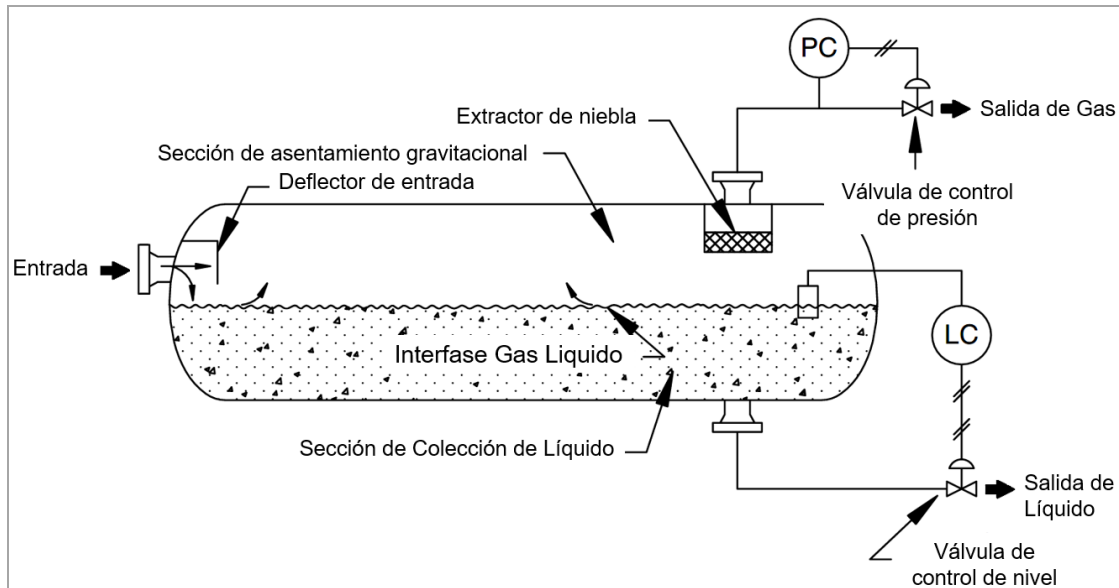
Nota. Adaptado de *Design of Oil Handling Systems and Facilities* (p.204), por K. Arnold and M. Stewart, 2008, Gulf Publishing.

- Redispersión de líquido: Se define como el fenómeno causado por altas velocidades de gas en la interfase gas-líquido del separador, donde la transferencia de cantidad de movimiento (momento) del gas al líquido hace que las gotas de líquido se rompan y pasen a la fase gaseosa.
- Coalescencia: Las gotas de tamaño muy pequeñas no pueden separarse por gravedad, por lo cual se deben juntar para formar gotas más grandes (coalescencia) y así poder ser separadas por gravedad. Este fenómeno se logra obligando a la corriente de gas a pasar por medios físicos tortuosos, en donde las gotas pequeñas empiezan a adherirse y a coalescer, como sucede en los extractores de niebla.

2.2.1.2 Descripción de un separador bifásico

2.2.1.2.1 Separador Horizontal. El fluido entra al separador y golpea el deflector de entrada lo que ocasiona un cambio súbito del momentum que genera la separación inicial de líquido y gas. La fuerza de gravedad causa que las gotas de líquido caigan al fondo del separador. Esta sección de recolección de líquido suministra el tiempo de retención requerido para que el gas disuelto se desprenda del líquido y ascienda (sección de asentamiento gravitacional). Posteriormente, el líquido sale por la válvula de descarga, la cual está regulada por un controlador que detecta los cambios en el nivel del líquido y controla la válvula de descarga.

El gas fluye sobre el deflector de entrada y luego horizontalmente a través de la sección de asentamiento gravitacional que se encuentra por encima del líquido. A medida que el gas fluye por esta sección, pequeñas gotas de líquido que estaban en el gas y no se separaron en el deflector, se separan por gravedad y caen en la interfase gas – líquido. Algunas de las gotas son de diámetros tan pequeños que no se separan fácilmente en la sección de asentamiento gravitacional. Por lo cual antes que el gas salga del separador, pasa a través de una sección de coalescencia o extractor de niebla (mist extractor). Esta sección utiliza elementos como veletas, malla de alambre o platos que proporcionan un área superficial grande que permite la coalescencia y remoción de las gotas de líquido más pequeñas. La presión en el separador se mantiene mediante un controlador de presión ubicado en la línea de salida de gas.

Figura 8*Esquema Separador bifásico horizontal*

Nota. Adaptado de *Design of Oil Handling Systems and Facilities* (p.153), por K. Arnold and M. Stewart, 2008, Gulf Publishing.

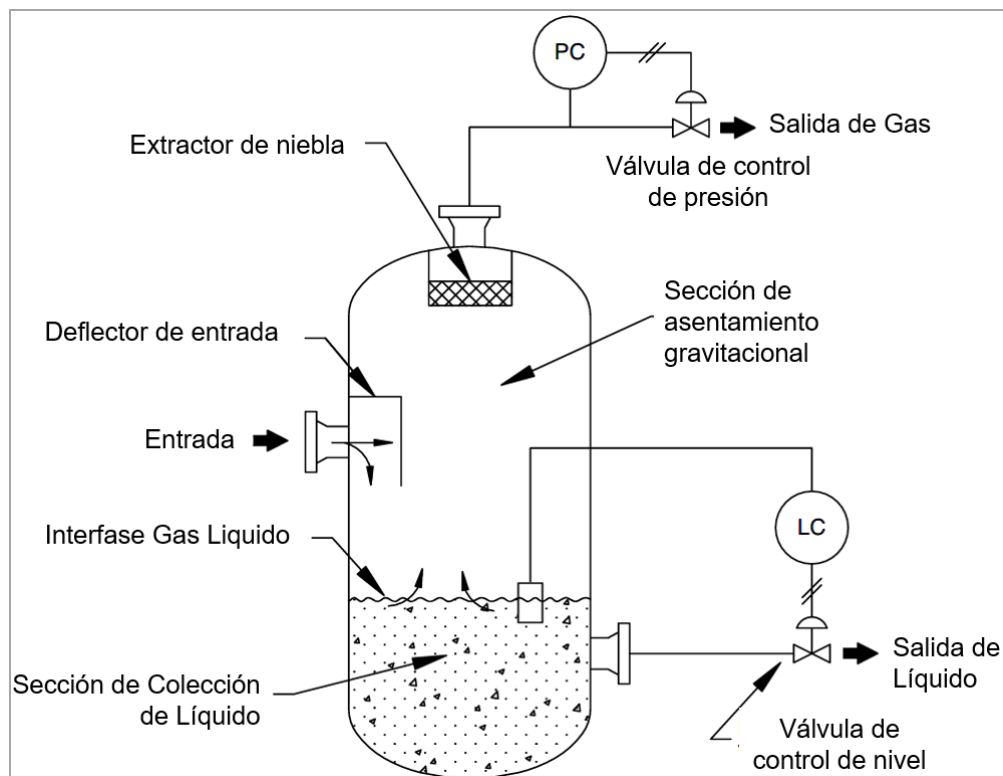
2.2.1.2.2 Separador Vertical. La corriente de alimentación entra al separador por un lado. El deflector de entrada realiza la separación inicial, y el líquido fluye hacia abajo a la sección de recolección del separador. El gas fluye sobre el deflector de entrada y luego verticalmente hacia arriba a la salida de gas.

A medida que el líquido alcanza el equilibrio, las burbujas de gas fluyen en contracorriente con la dirección de flujo de líquido hacia la zona superior del separador. La separación secundaria ocurre en la parte superior de la sección de asentamiento gravitacional. En esta sección, las gotas de líquido caen verticalmente en contracorriente con el flujo ascendente de gas. Si el tamaño de la gota es muy pequeño, ésta será arrastrada hacia arriba y saldrá con el gas.

Por lo tanto, se adiciona una sección de extracción de niebla para capturar las pequeñas gotas de líquido, por donde pasa el gas antes de salir del separador. Comúnmente, los separadores verticales se usan en corrientes de flujo con relaciones gas-líquido bajas a intermedias. Son apropiados cuando hay producción de arena y otros sedimentos.

Figura 9

Esquema Separador bifásico vertical



Nota. Adaptado de *Design of Oil Handling Systems and Facilities* (p.153), por K. Arnold and M. Stewart, 2008, Gulf Publishing.

2.2.1.3 Selección entre separador horizontal y vertical. Los separadores horizontales ofrecen las siguientes ventajas:

1. Son eficientes en el manejo y procesamiento de alto RGL (Relación Gas líquido).

2. Menor costo inicial.
3. Mayor capacidad en el manejo de crudos espumosos.
4. Mayor facilidad de transporte.
5. Más eficiente en el manejo de emulsiones.
6. Más eficiente en el manejo de producciones con altas relaciones gas/crudo.
7. Mayor facilidad en el manejo y mantenimiento de instrumentos de control.

Los separadores horizontales presentan también los siguientes inconvenientes:

1. Los separadores horizontales no son muy convenientes para el manejo de sólidos y acumulación de arena.
2. Los separadores horizontales requieren más área plana.
3. Tienen menor capacidad de manejo de oleaje.

Por otra parte, los separadores verticales ofrecen algunas ventajas tales como:

1. Fácil control de nivel.
2. Son más eficientes cuando el fluido contiene poco gas, bajas relaciones de GOR.
3. Mejor manejo de sólidos (arena).
4. Ocupa un menor espacio en la facilidad.
5. Fácil mantenimiento.
6. Poca re-evaporación de líquido.

Los separadores verticales tienen también algunas desventajas:

1. Alto costo inicial.
2. Requiere mayor diámetro para una capacidad dada de gas.
3. La válvula de alivio y algunos de los controles (disco de ruptura y otros accesorios) pueden ser difíciles de manejar sin escaleras o plataformas especiales.

4. El separador puede tener problemas en su transporte debido a las restricciones de altura.

2.2.1.4 Secciones e Internos de un separador bifásico.

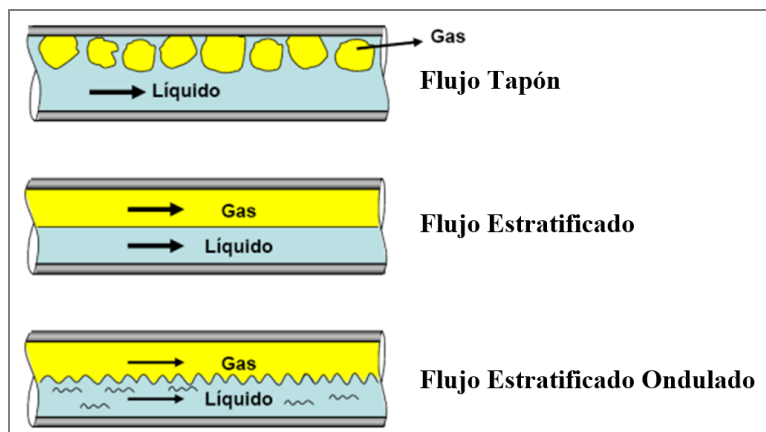
➤ Tubería de entrada:

El dimensionamiento y la geometría de la tubería de entrada al separador tiene gran importancia en la eficiencia de separación. Una mala distribución o geometría de entrada puede ocasionar: Pérdidas del tiempo de retención, espuma, redispersión y altas velocidades que causan arrastre; una pobre distribución del flujo que conduce a problemas en la separación y pérdidas en la eficiencia.

Patrón de flujo: En el diseño inicial de los separadores se debe asegurar un flujo uniforme en la entrada al separador, con un régimen de flujo laminar y un patrón de flujo estratificado o flujo tapón, lo cual se garantiza teniendo una tubería horizontal a la entrada del separador y una velocidad del fluido en un rango entre 20 ft/s y 30 ft/s.

Figura 10

Patrón de flujo bifásico horizontal



Nota. La gráfica muestra los patrones de flujo a tener en una tubería de entrada para asegurar un flujo uniforme. Tomado de *Sistemas de Tuberías para plantas Industriales – Parte 2* (p.9), por Javier Tirenti, Funsafe Engineering.

Geometría de la tubería de entrada: Debe asegurarse que el flujo alcance un estado estable en la tubería de entrada, lo cual no es posible si el flujo cambia bruscamente de dirección, por ejemplo codos y restricciones, o si el flujo ha experimentado fuertes caídas de presión aguas arriba del separador. Guías Prácticas recomendadas según Bothamley (2013):

- Proporcionar 10 diámetros de tubería recta corriente arriba de la boquilla de entrada: sin válvulas o codos.
- Si se requiere una válvula cerca de la tubería de entrada del separador, debe ser una válvula de bola o de apertura completa (full port gate).

➤ Deflector de entrada:

Los deflectores ocasionan un cambio rápido en la dirección y en la velocidad de los fluidos. Su función es impartir la dirección de flujo a la corriente entrante y proporcionar la separación primaria entre el líquido y el gas, por el cambio de momento (*momentum*) de la mezcla. En esta sección se separan las gotas de líquido mayores a 500 micras. El gas tiende a fluir alrededor del deflector mientras el líquido lo golpea y cae al fondo del separador.

➤ Sección de asentamiento gravitacional:

Según Ken Arnold (2008), a medida que la corriente de gas entra a la sección de asentamiento gravitacional, su velocidad disminuye y pequeñas gotas de líquido que están atrapadas en el gas y no fueron separadas en el deflector de entrada se separan por gravedad y caen a la interfase gas/líquido. La sección de asentamiento gravitacional se dimensiona generalmente de forma tal que las gotas de líquido mayores que 140 micras caigan a la interfase

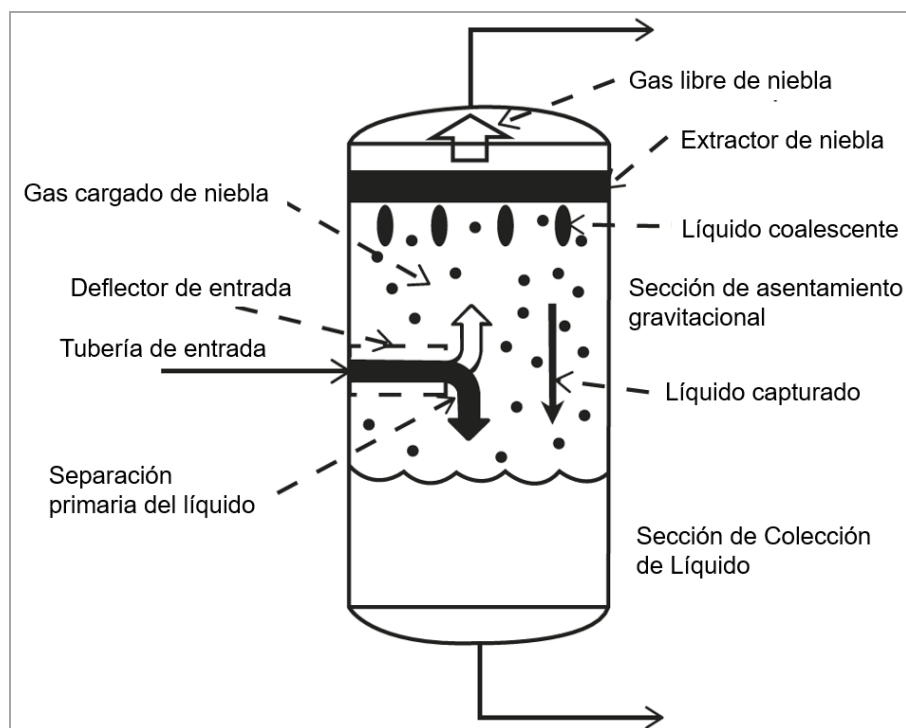
gas-líquido, mientras que las gotas de líquido más pequeñas permanecen en el gas para ser retenidas en el extractor de niebla localizado a la salida del separador.

➤ Extractor de niebla:

Según K. Arnold, el gas que abandona la sección de asentamiento gravitacional contiene pequeñas gotas de líquido, generalmente de un tamaño menor que 100 – 150 micras, por lo cual, antes que el gas salga del separador, pasa por una sección de coalescencia o extractor de niebla, donde se utilizan elementos coalescedores que proporcionan una gran área superficial que favorece la separación de las gotas de líquido más pequeñas (gotas mayores de 10 – 30 micras). Dichas gotas se agrupan en los elementos coalescedores y caen a la sección de asentamiento de líquido, al tener tamaño de gota más grande y por tanto mayor peso.

Figura 11

Extractor de niebla en un separador vertical



Nota. La gráfica muestra la coalescencia de gotas de líquido en el extractor de niebla de un separador vertical. Adaptado de *Gas/Liquids Separators—Part 2 Quantifying Separation Performance* (p.40), por Mark Bothamley, John M. Campbell, 2013, PetroSkills.

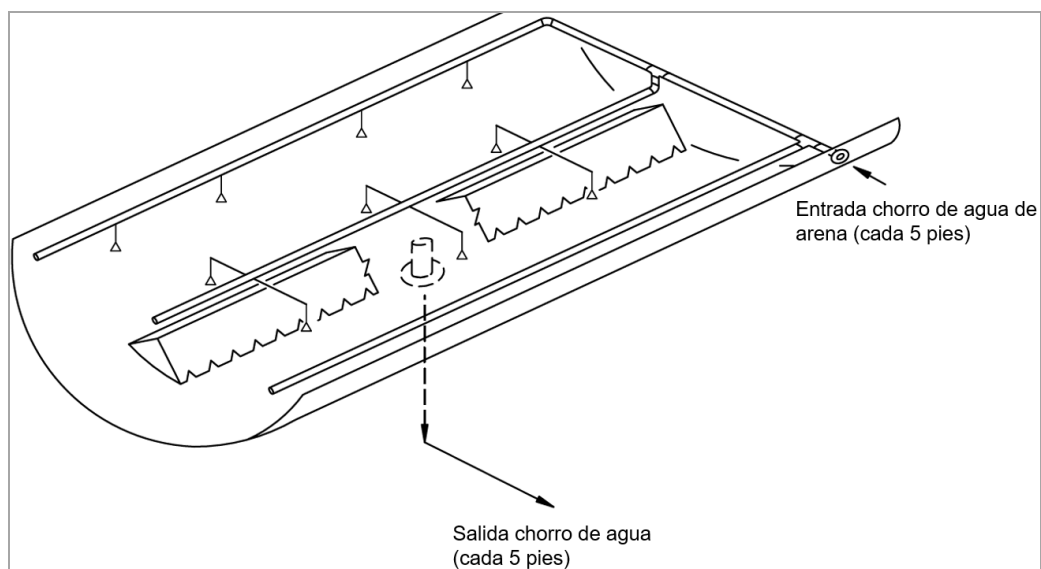
➤ Sección de almacenamiento de líquido

La sección de almacenamiento de líquido se localiza en la parte inferior del separador, y provee el tiempo de retención necesario para que el gas atrapado escape a la sección de asentamiento gravitacional.

Chorros y drenajes de arena: Este es un gran problema principalmente en la operación de los separadores horizontales, ya que puede causar el corte progresivo de los bordes interiores de las válvulas, el taponamiento de los componentes internos del separador, y la acumulación en el interior del separador, afectando la operación del separador al ocupar un volumen.

Figura 12

Esquema de un separador horizontal con chorros de arena



Nota. Adaptado de *Design of Oil Handling Systems and Facilities* (p.175), por K. Arnold and M. Stewart, 2008, Gulf Publishing.

Generalmente, los sólidos se depositan en el fondo y se hacen bastante compactos. Para removerlos, se abren los drenajes de arena de forma controlada, y luego, se bombea un fluido a alta presión a través de las boquillas para agitar los sólidos y llevarlos hacia los drenajes. Comúnmente, las boquillas se diseñan con una velocidad de chorro de 20 pies/s y se colocan cada 5 pies (1.5 metros).

2.2.1.5 Diseño de Separadores Bifásicos. Considera el efecto de la fuerza gravitacional y centrífuga, y las especificaciones técnicas de la Norma API 12J. Uno de los métodos más usados es el de Ajuste de Gota o Teoría de Asentamiento de Gota, en el cual se selecciona un tamaño de gota objetivo, lo cual permite dimensionar la sección de asentamiento gravitacional para la remoción de gotas de un tamaño igual o mayor al seleccionado.

2.2.1.5.1 Diseño separador bifásico horizontal. Se requiere seleccionar una longitud de soldadura a soldadura (junta a junta) que debe satisfacer las condiciones por capacidad de gas que permita que las gotas de líquido que van con el gas caigan a la zona de líquido a medida que el gas atraviesa la longitud efectiva del separador.

➤ Capacidad de gas

A través de la siguiente ecuación, se puede dimensionar un separador para una determinada tasa de flujo de gas, basado en los principios que rigen el asentamiento de las gotas de líquido a través del gas. Para un separador 50% lleno de líquido, y una separación de gotas de líquido de 100 micras que van en el gas, se tiene:

$$dL_{eff} = 420 \left[\frac{TZQ_g}{P} \right] \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{1/2}$$

d = Diámetro interno del separador (in)

L_{eff} = Longitud efectiva del separador en donde ocurre la separación (ft)

T = Temperatura de operación (R)

Q_g = Tasa de flujo del gas (MMSCFD)

P = Presión de operación de separador (psia)

Z = Compresibilidad del gas

C_D = Coeficiente de arrastre

d_m = gota de líquido a ser separada (micras)

ρ_g = densidad del gas (lb/ft³)

ρ_l = densidad del líquido (lb/ft³)

➤ Capacidad de líquido

Un separador bifásico horizontal debe dimensionarse para proporcionar el tiempo de retención requerido de manera que el líquido pueda alcanzar el equilibrio con el gas.

$$d^2 L_{eff} = \frac{t_r Q_l}{0,7}$$

d = Diámetro interno del separador (in)

L_{eff} = Longitud efectiva del separador en donde ocurre la separación (ft)

t_r = tiempo de retención deseado para el líquido (min).

Q_l = Tasa de flujo de líquido (BPD)

➤ Longitud de junta a junta (distancia entre cordones de soldadura), L_{ss}

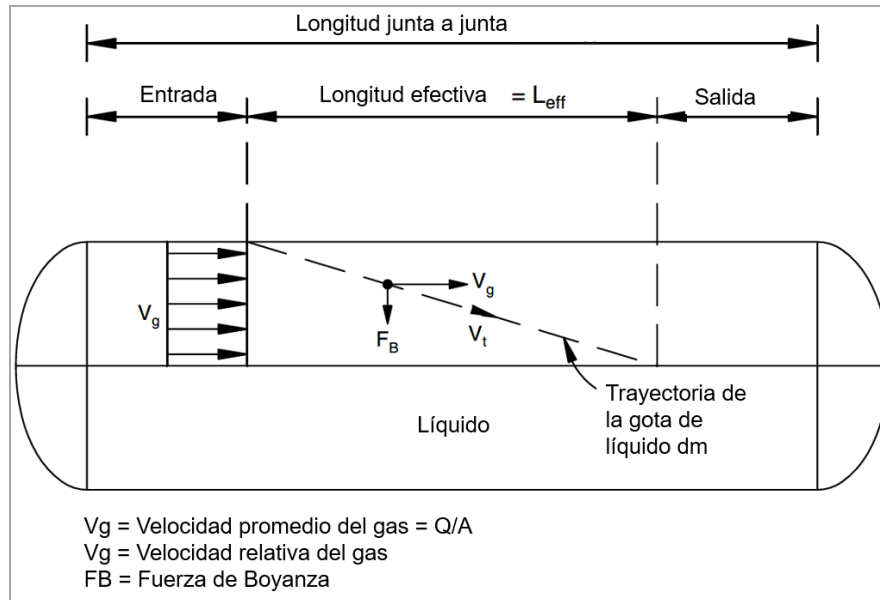
Una vez se determine la longitud efectiva, se determina la longitud de junta a junta, L_{ss} , del separador a partir de la geometría. En el dimensionamiento del separador se debe tomar en cuenta el área ocupada por el difusor de entrada y el extractor de niebla.

$$L_{SS} = L_{eff} + d/12 \text{ (para capacidad de gas)}$$

$$L_{SS} = (4/3)L_{eff} \text{ (para capacidad de líquido)}$$

Figura 13

Modelo de un separador horizontal - Longitud junta a junta



Nota. Adaptado de *Design of Oil Handling Systems and Facilities* (p.211), por K. Arnold and M. Stewart, 2008, Gulf Publishing.

➤ Relación de esbeltez: Es una combinación de diámetro y longitud efectiva del separador tomada en cuenta para reducir los costos del separador, y a su vez, para evitar la posibilidad de que se presente alta velocidad en el flujo de gas que genere redispersión. La mayoría de los separadores bifásicos se diseñan con relaciones de esbeltez entre 3 y 4:

$$SR = \frac{12L_{SS}}{d}$$

2.2.1.5.2 Diseño separador bifásico vertical. Se debe asegurar un diámetro mínimo para permitir que las gotas de líquido se separen del gas que se mueve verticalmente. Se puede seleccionar cualquier diámetro mayor que el mínimo requerido para la capacidad del gas.

➤ Capacidad de gas

A través de la siguiente ecuación, se puede dimensionar un separador para una

determinada tasa de gas.
$$d^2 = 5040 \left[\frac{TZQ_g}{P} \right] \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{1/2}$$

T = Temperatura de operación (R)

Qg = Tasa de flujo del gas (MMSCFD)

P = Presión de operación de separador (psia)

Z = Compresibilidad del gas

C_D = Coeficiente de arrastre

d_m = gota de líquido a ser separada (micras)

ρ_g = densidad del gas (lb/ft³)

ρ_l = densidad del líquido (lb/ft³)

➤ Capacidad de líquido

Un separador bifásico vertical debe dimensionarse para proveer el tiempo de retención requerido de manera que el líquido pueda alcanzar el equilibrio con el gas.

$$d^2 h = \frac{t_r Q_l}{0,12}$$

h = altura del volumen de líquido (in)

t_r = tiempo de retención deseado para el líquido (min)

Q_1 = Tasa de flujo de líquido (BPD)

➤ Longitud de junta a junta (distancia entre cordones de soldadura), L_{ss}

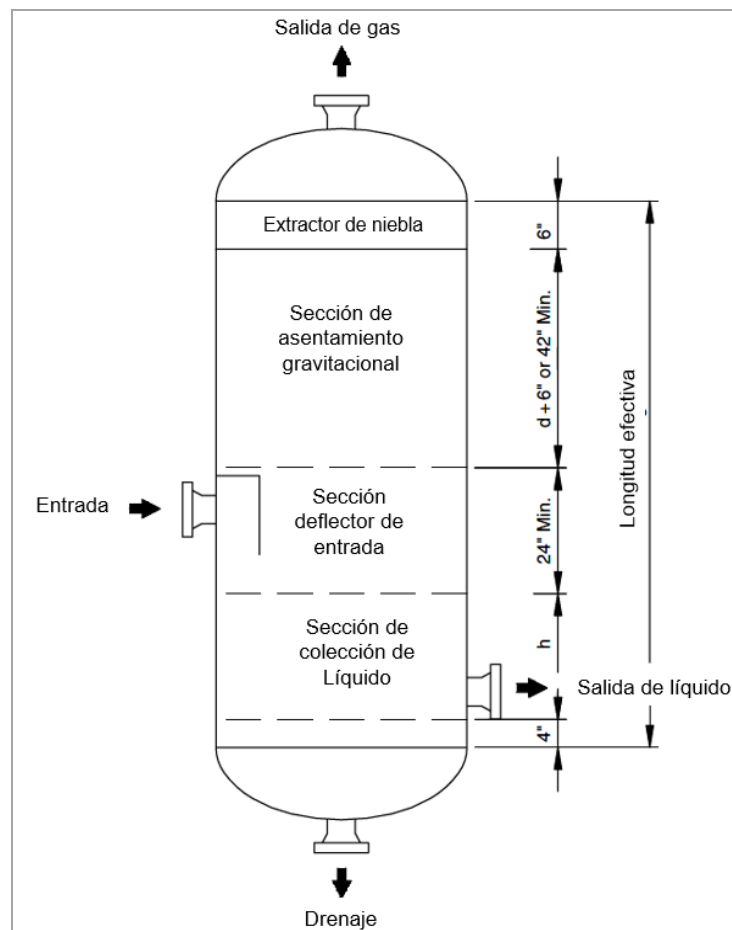
Una vez conocido el diámetro y la altura del volumen de líquido, se determina la longitud de junta a junta, L_{ss} , del separador a partir de la geometría. En el dimensionamiento del separador se debe tomar en cuenta la sección de asentamiento gravitacional, el extractor de niebla, y un espacio debajo de la salida del líquido:

$$L_{ss} = (h + 76)/12 \quad (\text{para diámetros} < 36 \text{ in})$$

$$L_{ss} = (h + d + 40)/12 \quad (\text{para diámetros} > 36 \text{ in})$$

Figura 14

Modelo de un separador vertical – Longitudes aproximadas



Nota. Adaptado de *Design of Oil Handling Systems and Facilities* (p.225), por K. Arnold and M. Stewart, 2008, Gulf Publishing.

➤ Relación de esbeltez: En separadores bifásicos verticales, cuyo diseño es dominado por el líquido, es común escoger relaciones de esbeltez entre 3 y 4, para mantener la altura de la sección de recolección de líquido en un nivel razonable.

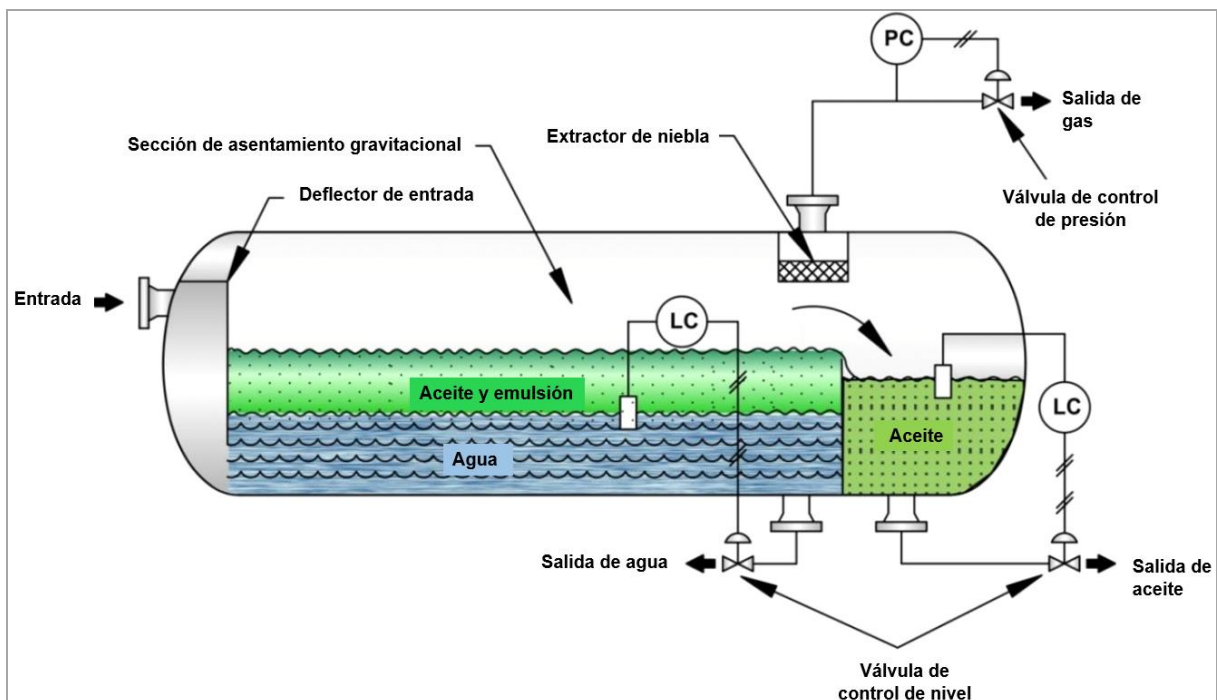
2.2.2 Separadores Trifásicos (Separación Gas – Crudo – Agua)

Los separadores trifásicos están diseñados para separar el gas que se libera del líquido, como también para separar el crudo del agua.

➤ Separador trifásico Horizontal:

Figura 15

Esquema Separador trifásico horizontal



Nota. Adaptado de *Sistemas de Separación* (p.416), por Nicolás Santos Santos, 2021, Universidad Industrial de Santander.

La separación inicial del fluido se da cuando éste entra al separador y golpea el deflector de entrada. En la mayoría de los diseños, el deflector de entrada posee un canaleta que dirige el flujo de líquido por debajo de la interfase crudo/agua, lo que permite la coalescencia de las gotas de agua.

La sección de recolección de líquido del separador debe suministrar suficiente tiempo para que el crudo y la emulsión formen una capa sobre el agua libre, la cual se asienta en el fondo. El controlador de nivel detecta la altura de la interfase crudo/agua y envía una señal a la válvula de salida de agua dejando salir la cantidad correspondiente para que la interfase crudo/agua se mantenga a la altura de diseño. El gas fluye horizontalmente y pasa por el extractor de niebla hacia una válvula de control de presión que mantiene constante la presión del separador.

➤ Free Water Knock Out:

Es un separador que trata una corriente de gas líquido con poco gas disperso, cuya finalidad principal es retirar el agua libre que lleva el crudo. La principal diferencia entre un FWKO y el separador trifásico convencional es que el FWKO solo tiene dos salidas de fluido; una para el crudo (con poca cantidad de gas) y la segunda para el agua. El diseño de un free – water knockout es el mismo que el de un separador trifásico, y puede ser vertical u horizontal.

➤ Separador Trifásico Vertical:

El flujo entra al separador a través de un costado, donde el deflector de entrada separa la mayor parte del volumen de gas. Se requiere de un canal para llevar el líquido a través de la interfase crudo-gas sin interferir en el desnatado del crudo. La salida del deflector se localiza en la interfase crudo-agua. Desde este punto a medida que el crudo sube, cualquier agua libre

atrapada dentro de la fase de crudo se separa. Las gotas de agua fluyen en contracorriente con el crudo.

2.3 Generalidades del campo ubicado en Llanos Norte

La facilidad de producción CPF1 se localiza en el departamento de Arauca, Colombia, en jurisdicción del municipio de Arauquita. Actualmente esta facilidad recibe la producción de los pozos de nueve plataformas distintas, con una capacidad de tratamiento total de 260,000 BFPD, una capacidad de inyección de agua máxima de 240,000 BWPD y una capacidad de manejo de crudo de 30,000 BOPD. El fluido de pozos recibido en la facilidad de CPF1 tiene una temperatura y presión promedio de 190°F y 35-40 psig, con un GOR (relación gas/aceite) aproximado de 150 SCF/Bbl y gravedad API del crudo de 33.

Esta facilidad fue construida y puesta en servicio en el 2007, con una capacidad de diseño inicial de 160,000 BWPD de inyección de agua, es decir, aproximadamente 190,000 BFPD de tratamiento de fluido. En agosto de 2010 se aumentaron los volúmenes de agua producida y por consiguiente los requerimientos de capacidad de inyección de agua. Para suplir estas necesidades se crearon proyectos temporales que permitieron el aumento de la capacidad de inyección a 184,000 BWPD. Posteriormente en el año 2011, se creó otro proyecto para aumentar la capacidad de inyección de agua a 206,000 BWPD con los equipos existentes.

En 2016, con la entrada de pozos exploratorios, la facilidad requirió otro aumento de capacidad de inyección a 220,000 BWPD, por lo cual se aumentó la capacidad de la salida de agua desde el tanque de desnatado hacia las celdas de flotación.

En 2018 se instaló un nuevo separador de producción, una nueva bomba booster, una nueva bomba de inyección y se realizaron otras adecuaciones en la salida de fluidos del tanque

de desnatado, lo que permitió incrementar la capacidad de tratamiento de la facilidad en aproximadamente 20,000 BFPD y la capacidad de inyección en 20,000 BWPD, llegando a la capacidad actualmente instalada.

3. Descripción Proceso Facilidad de producción CPF1

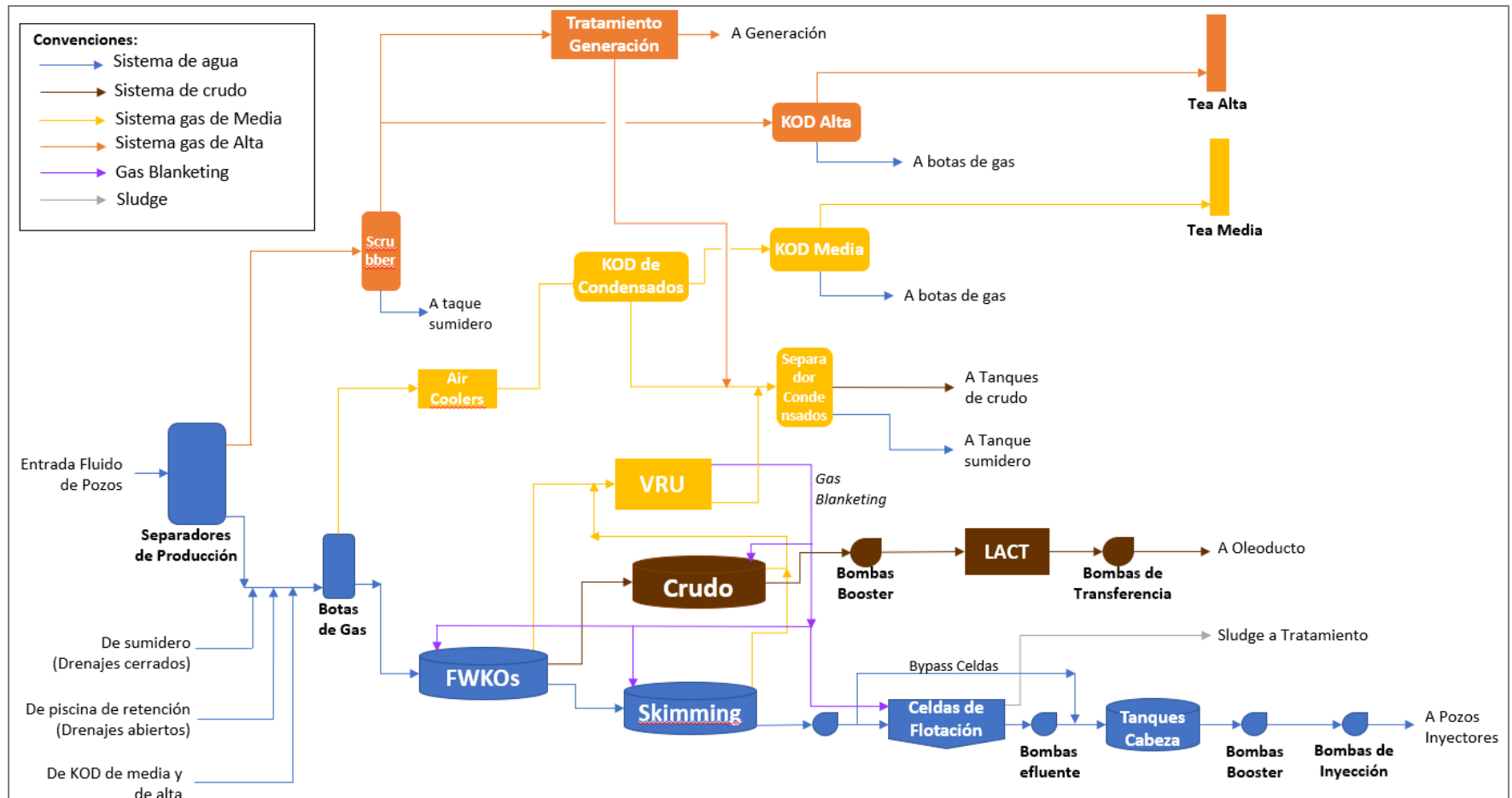
La facilidad de producción CPF1 se conforma por una serie de sistemas que permiten realizar las siguientes operaciones:

- ✓ Acondicionamiento y despacho de crudo al oleoducto.
- ✓ Acondicionamiento y disposición de gas de alta y media presión.
- ✓ Producción de gas para tratamiento y alimentación a la planta de generación.
- ✓ Tratamiento e inyección de agua de producción.

Dichos sistemas o áreas de proceso se detallan a continuación:

Figura 16

Esquema etapas principales del proceso de tratamiento en Facilad CPF1



Nota. Elaborado por autor con base en información disponible en Manual de Operaciones de la facilidad de producción CPF1 y planos P&IDs de la compañía. Esta imagen muestra un esquema de las principales etapas de tratamiento que conforman la facilidad de producción CPF1.

3.1 Sistema Múltiple de entrada

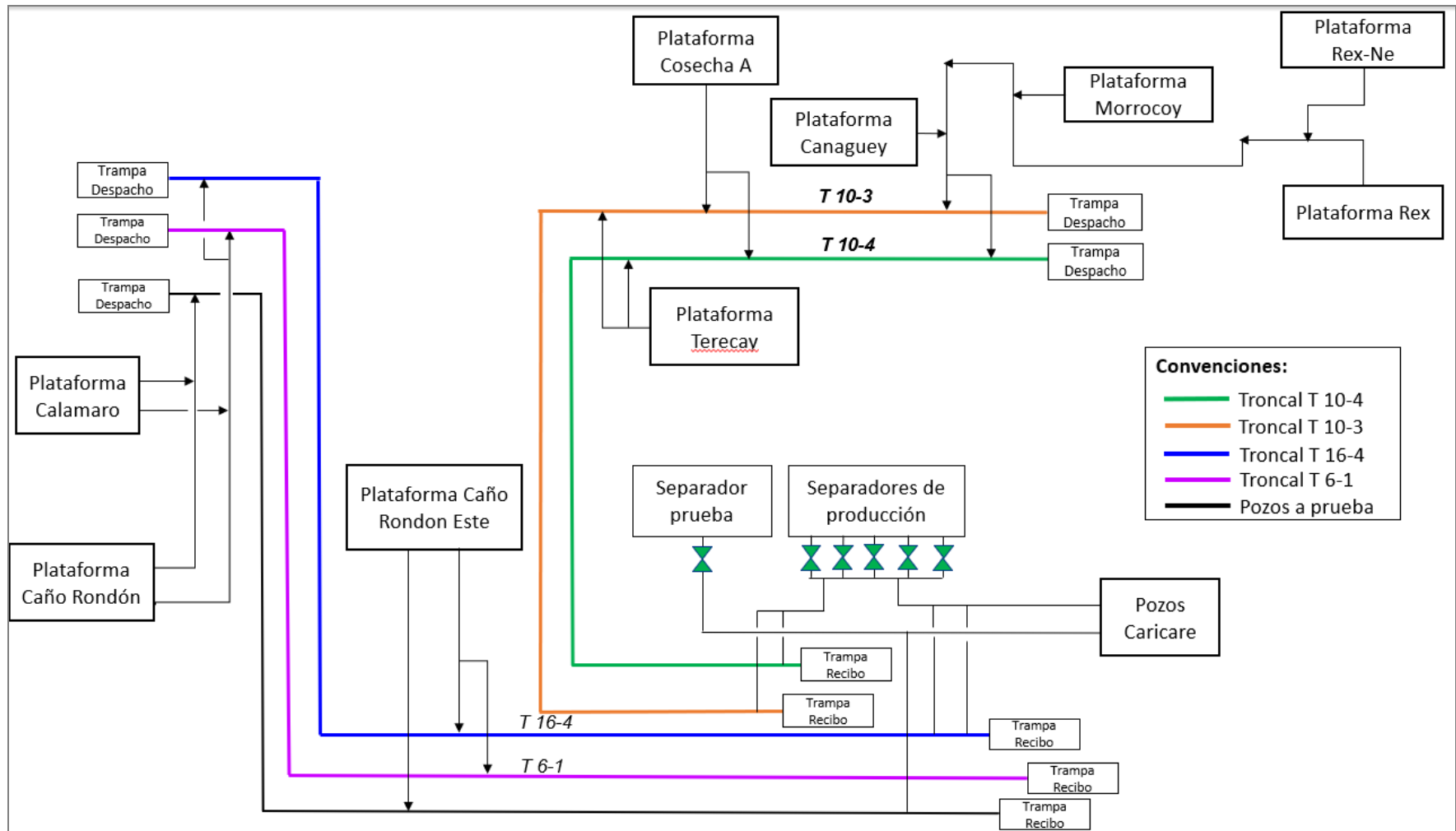
La facilidad CPF1 recibe el fluido de las siguientes plataformas: Caño Rondón, Caño Rondón Este, Calamaro, Terecay, Morrocoy, Canagüey, Rex, Rex-North Este, Cosecha A y los pozos ubicados al costado oriental de la facilidad de producción (pozos Caricare). En los límites de la facilidad se dispone de un manifold de producción y otro de prueba a donde se conectan las troncales principales que recogen el fluido de producción de líneas de flujo de pozos y de líneas intermedias (ver figura 17).

A la entrada de la facilidad, el fluido de estas troncales principales se mezcla con el fluido proveniente de un número importante de pozos ubicados cerca a la facilidad (pozos Caricare), y se recoge en un cabezal de producción de 20” para finalmente fluir hacia los separadores de producción. También se dispone de un cabezal de prueba de 8” que direcciona el fluido del respectivo pozo en prueba hacia el separador designado para tal fin. Uno de los principales problemas asociados al fluido de entrada a la facilidad es la producción de arena y sólidos.

Las tuberías que conforman el múltiple de entrada, troncales principales y líneas de flujo son rating 300 en acero al carbono, con una MAWP (Maximum Allowable Working Pressure) de 675 psi a 200°F.

Figura 17

Esquema fluido de pozos a la facilidad CPF1



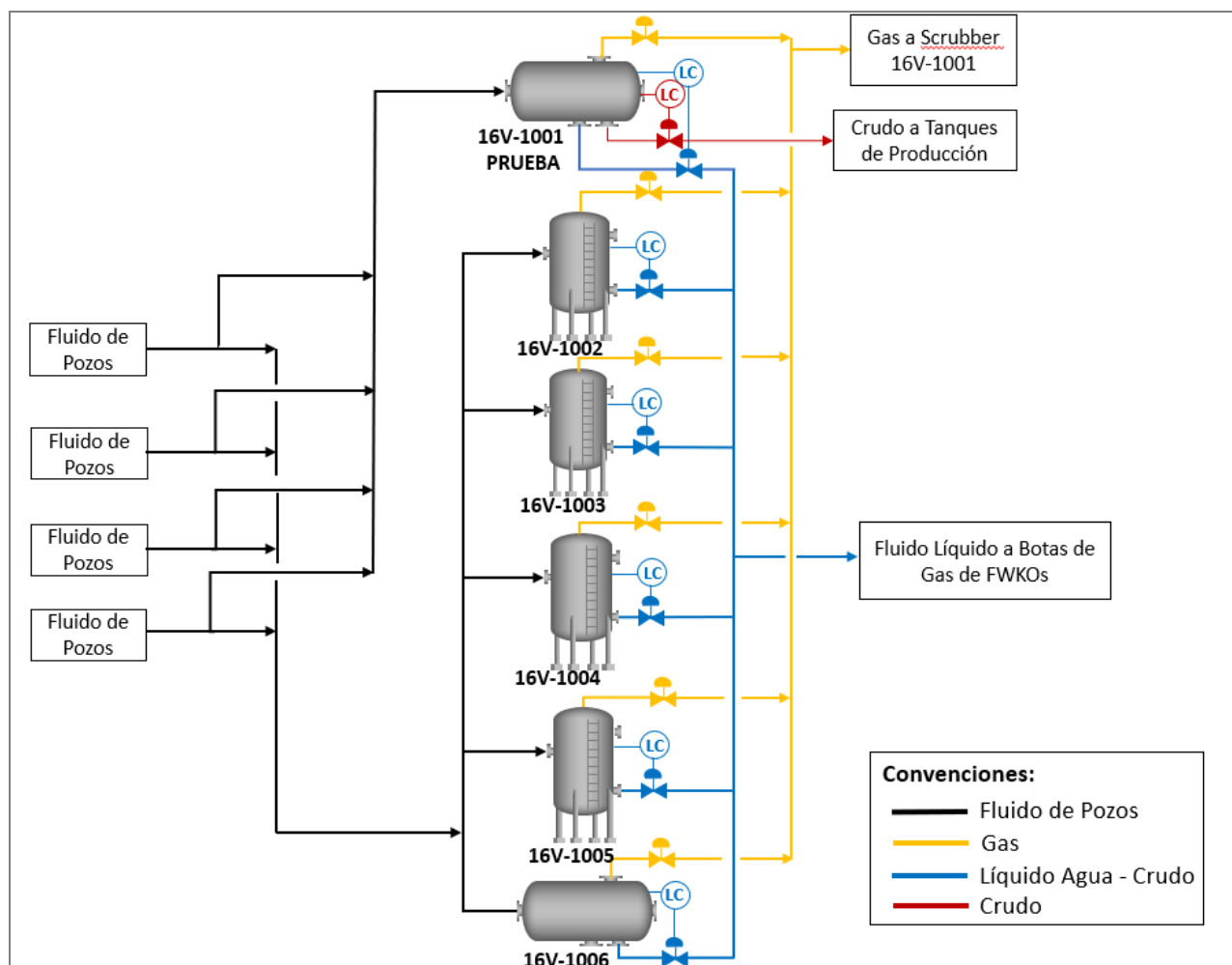
Nota. Elaborado por autor con base en información disponible en Manual de Operaciones de la facilidad de producción CPF1 y planos P&IDs de la compañía. En la imagen se muestra la distribución de flujo desde cada una de las plataformas hacia el múltiple de entrada de la Facilidad CPF1.

3.2 Sistema de Separación primaria

El sistema de separación de la facilidad está conformado por un separador de prueba y cinco separadores de producción.

Figura 18

Esquema Sistema de separación primaria en la facilidad CPF1



Nota. Elaborado por autor con base en información disponible en Manual de Operaciones de la facilidad de producción CPF1 y planos P&IDs de la compañía.

3.2.1 Separador de prueba

El separador de prueba, 16V-1001, es un separador horizontal trifásico, el cual fue diseñado para manejar la producción de un pozo en prueba, de hasta 15.000 BFPD de líquido y 2 MMSCFD de gas. Este está provisto de un bafle interno que aísla la salida de crudo de la salida de agua de producción. El separador libera el gas asociado del pozo, el cual se mezcla posteriormente con el gas de los separadores de producción para ingresar al sistema de alta presión directamente al scrubber. El crudo separado fluye hacia los tanques de almacenamiento de crudo, cumpliendo con las especificaciones de BSW menor a 0.5%. El agua de producción fluye hacia la línea común de salida de líquido de los separadores de producción que va hacia los FWKOs.

La presión de operación en el separador de prueba se ajusta mediante la válvula de control de presión de tal manera que se asegure una presión mínima de 20 psig en el *scrubber* de gas 16V-2001, la cual es la vasija de destino en donde se recoge el gas de todos los separadores. Este separador opera a una presión y temperatura promedio de 30 psig y 190°F. El separador de prueba 16V-1001 tiene una presión y temperatura de diseño de 100 psig y 300°F.

3.2.2 Separadores de producción

La facilidad de producción CPF1 cuenta con 4 separadores bifásicos verticales, 16V-1002, 16V-1003, 16V-1004 y 16V-1005, diseñados para manejar máximo 60,000 BFPD y 6 MMSCFD (limitados a máximo 1 MMSCFD por los cuadros de control, proyecto anteriormente ejecutado debido a la declinación de la producción de gas), y un separador bifásico horizontal, 16V-1006, con capacidad máxima de diseño de 40,000 BFPD de manejo de líquidos y 1

MMSCFD de gas, el cual cuenta con una limitación en la capacidad de recibo de fluido descrita en el capítulo 4.

El flujo de alimentación a cada separador se distribuye desde el manifold de producción. El diseño aguas abajo de las válvulas de corte de entrada es rating ANSI 150 con una MAWP (Maximum Allowable Working Pressure) de 275 psi a 200°F. El gas separado se mezcla con el gas de los demás separadores e ingresa al sistema de alta presión, directamente al *scrubber* 16V-2001. El líquido separado fluye hacia la línea de salida de líquido que lleva el fluido a las botas de gas de los FWKOs.

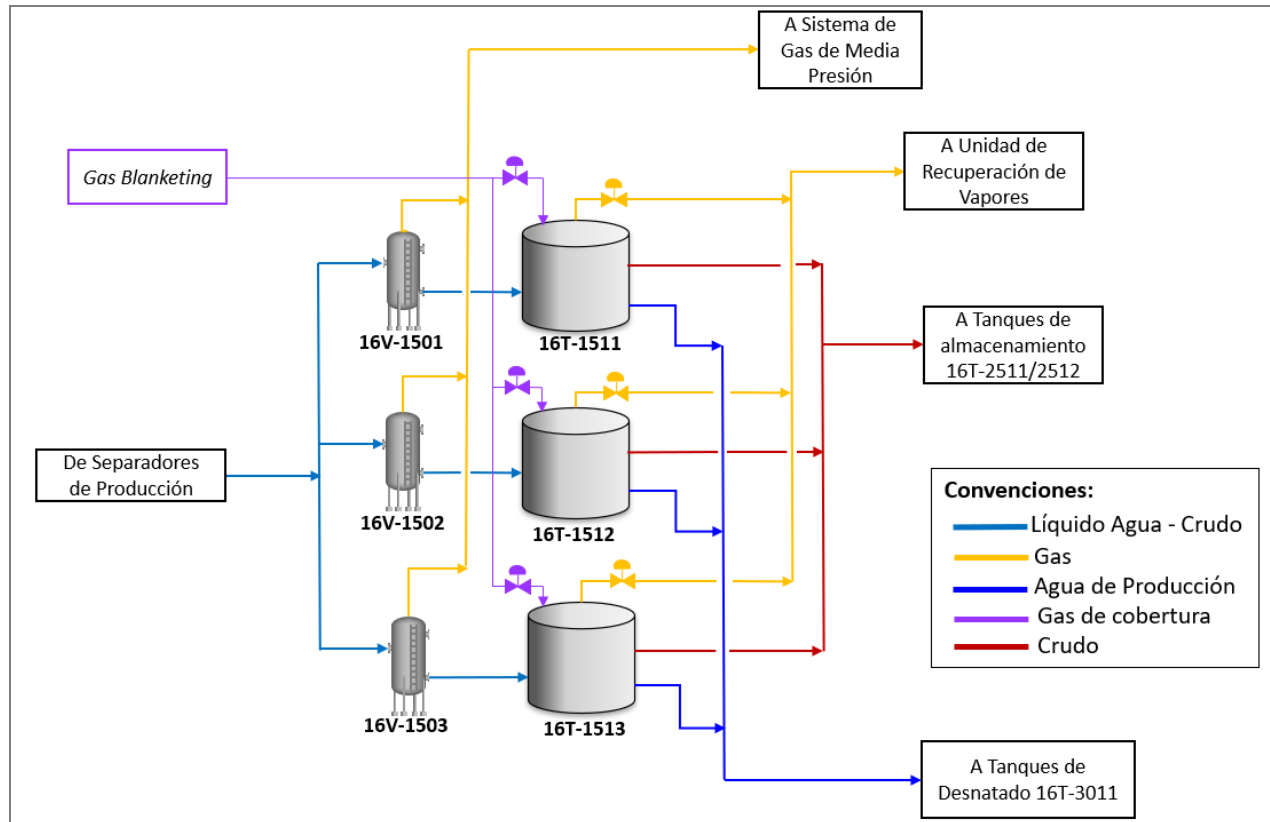
La presión de operación en los separadores se ajusta asegurando una presión mínima de 20 psig en el *scrubber*. Estos operan entre 28 y 35 psig, y 190°F promedio. Los separadores verticales 16V-1002, 16V-1003, 16V-1004 y 16V-1005 tienen una presión y temperatura de diseño de 100 psig y 230°F respectivamente, y el separador horizontal 16V-1006, de 100 psig y 300°F.

3.3. Sistema Botas de gas y separadores de agua libre FWKOs

La facilidad de producción CPF1 cuenta con 3 separadores de agua libre (FWKOs), 16T-1511, 16T-1512 y 16T-1513, con su respectiva bota de gas asociada, 16V-1501, 16V-1502 y 16V-1503. El fluido líquido de producción proveniente del separador de prueba y separadores de producción ingresa a las botas de gas a una temperatura promedio de 185 ° F y presión entre 3 y 6 psig. En las botas se remueve el gas asociado al fluido de producción que no se liberó en los separadores para ser enviado al sistema de tea de media presión. El líquido se desplaza hacia la sección del fondo de la bota y fluye hacia los FWKOs. Las botas cuentan con una presión y temperatura de diseño de 50 psig y 300°F.

Figura 19

Esquema Sistema de botas de gas y FWKOs en la facilidad CPF1



Nota. Elaborado por autor con base en información disponible en Manual de Operaciones de la facilidad de producción CPF1 y planos P&IDs de la compañía.

Los tanques FWKOs tienen un diseño tipo laberinto para separar todo el caudal de agua libre. Los FWKOs operan por el principio de gravedad, mediante sedimentación de agua libre a la zona de agua en el fondo. El fluido de producción entra por un costado, y luego atraviesa una serie de láminas que canalizan el flujo y le dan tiempo de residencia para favorecer la separación del crudo. El crudo separado sale a través de un compartimiento interno de rebose y fluye hacia los tanques de almacenamiento, cumpliendo con las especificaciones de BSW menor a 0.5%. El agua fluye a través de la caja elevada hacia el tanque de desnatado 16T-3011 para continuar el

tratamiento hasta finalmente ser inyectada. Mediante la adición de químicos, actualmente el agua tratada sale de los FWKOs con una concentración promedio de 40 ppm de aceite en agua, de acuerdo con los reportes de laboratorio de la compañía.

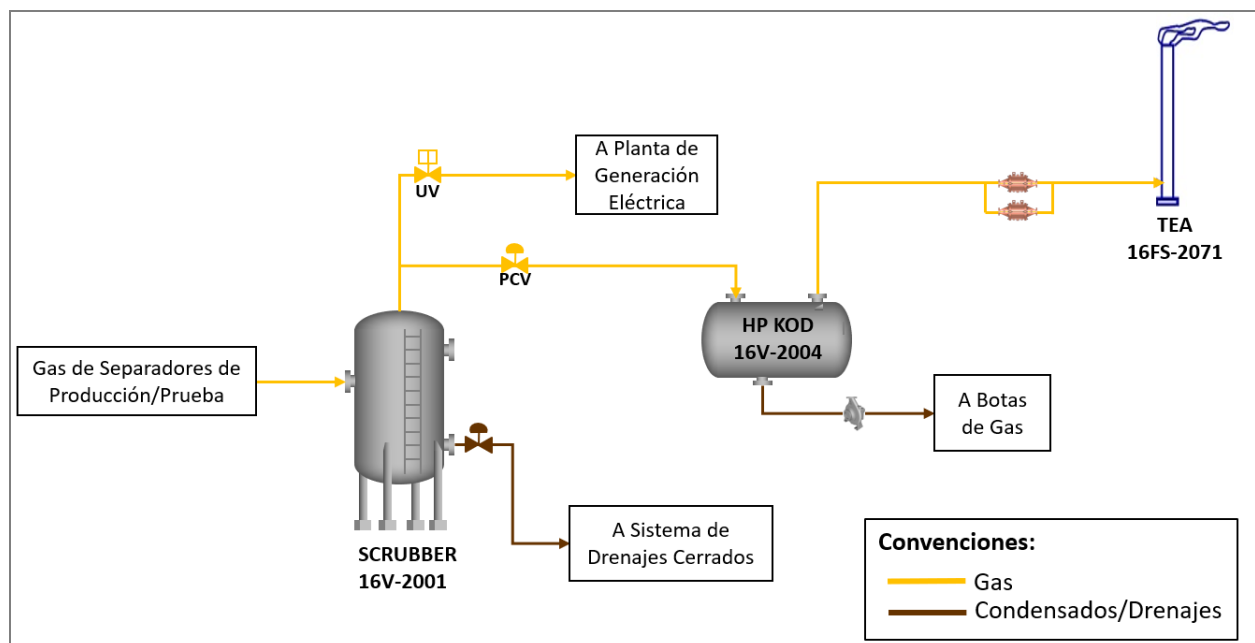
Los FWKOs son tanques atmosféricos y cuentan con un sistema de gas de cobertura que mantiene una presión positiva en los mismos de 0.5 Oz/in², proveniente de la unidad de recuperación de vapores de la facilidad.

3.4 Sistema de gas de alta presión

A continuación se muestran los equipos que conforman el sistema de gas de alta presión, que se recibe de los separadores de producción y de prueba:

Figura 20

Esquema Sistema de gas de alta presión en la facilidad CPF1



Nota. Elaborado por autor con base en información disponible en Manual de Operaciones de la facilidad de producción CPF1 y planos P&IDs de la compañía.

➤ Scrubber

El gas proveniente de los separadores de prueba y de producción es enviado hacia el scrubber 16V-2001, con el fin de remover el líquido de arrastre y los condensados formados en pequeñas gotas, antes de fluir hacia la planta de tratamiento de Generación Eléctrica y/o a la tea de alta presión. La planta de Generación es operada por un tercero.

El *scrubber* está diseñado para manejar un flujo máximo de 8 MMSCFD, presión y temperatura máxima de 100 psig y 200°F. Actualmente el scrubber trata alrededor de 2,100,000 SCFD de gas, y opera a una presión promedio de 20 psig. El gas que no es tratado en planta de generación es enviado a quema a la tea de alta presión. Los líquidos (principalmente condensados) que se acumulan en el *scrubber* se descargan hacia el sistema de drenajes cerrados al tanque sumidero 16V-1505.

➤ High Pressure Knock out drum

El tanque de alta presión HP KOD (*High Pressure Flare Knock Out Drum*) 16V-2004 retiene el líquido de arrastre y condensados formados para finalmente fluir hacia la tea de alta 16FS-2071. Este equipo está diseñado para manejar un flujo máximo de 8 MMSCFD / 800 BPD (escenario para condensación), y una presión y temperatura máxima de 100 psig y 200°F. Los condensados que se acumulan en el HP KOD dirigidos a las líneas de entrada a las botas de gas, previa medición de estos.

➤ Tea de alta presión

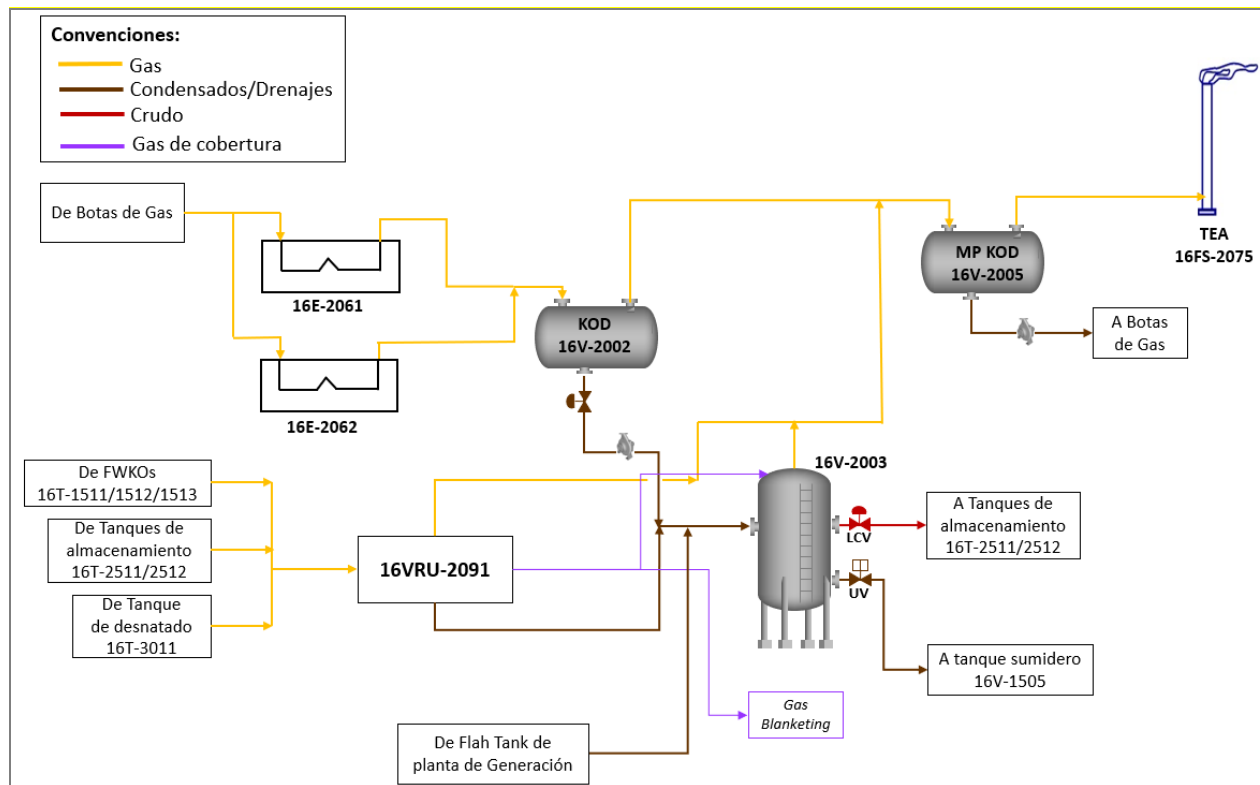
La facilidad CPF1 cuenta con una tea de alta presión 16FS-2071 que recibe el gas proveniente del HP KOD 16V-2004, libre de condensados. La tea 16FS-2071 no opera continuamente, solo cuando hay un incremento de presión hacia planta de Generación. La tea de alta presión tiene una capacidad de diseño de 8 MMSCFD.

3.5 Sistema de gas de media presión

El gas asociado que se libera en las botas de gas de cada FWKO fluye a través del sistema de media presión hacia la tea para su quema final, previa remoción de agua e hidrocarburos condensables. También maneja el gas procedente de la unidad de recuperación de vapores. El sistema tiene capacidad para operar con un flujo de 2 MMSCFD, siendo la limitante la capacidad de la tea de media presión.

Figura 21

Esquema Sistema de gas de media presión en la facilidad CPF1



Nota. Elaborado por autor con base en información disponible en Manual de Operaciones de la facilidad de producción CPF1 y planos P&IDs de la compañía.

➤ Aeroenfriadores

La facilidad dispone de dos aerofriadores 16E-2061 y 16E-2062 que enfrían el gas proveniente de las botas hasta temperatura ambiente 90-100 °F. El gas y los condensados luego del enfriamiento fluyen al separador de gas y líquido, 16V-2002. Los aerofriadores tienen una capacidad de 2.5 MMBtu/h cada uno, y presión y temperatura de diseño de 20 psig y 220°F. Actualmente la presión y temperatura de la corriente de entrada a los enfriadores es en promedio 3 psig y 185°F.

➤ *K.O. Condensate Drum*

El tambor separador *K.O. Condensate Drum*, 16V-2002, separa el líquido del gas enfriado proveniente de la salida de los aerofriadores. El gas de salida fluye hacia el 16V-2005, antes de ir a la tea de media presión. Los líquidos separados son transferidos al tambor separador de condensados 16V-2003 mediante unas bombas de diafragma.

➤ *MP K.O. Drum*

En el *MP KO Drum* 16V-2005 se retiran partículas más finas del gas, antes de ir a la tea de media presión 16FS-2075. Los condensados acumulados en el KOD 16V-2005 son dirigidos a las líneas de entrada a las botas de gas.

➤ *Tea de Media Presión*

La tea de media presión 16FS-2075 tiene una capacidad de diseño de 2 MMSCFD y opera de manera continua. Actualmente se quema en promedio 0.5 MMSCFD de gas.

➤ *Separador de Condensados*

El separador de condensados 16V-2003 es un separador vertical, trifásico, el cual recibe los condensados del KO Condensate Drum 16V-2002, los condensados de la unidad de recuperación de vapores VRU (*Vapor Recovery Unit*) y los condensados de planta de tratamiento de Generación. Este opera a una presión promedio de 20 psig. El aceite recuperado es enviado a

la línea de entrada de los tanques de almacenamiento de crudo para posterior despacho al oleoducto. El agua sale por gravedad y es dirigida al tanque sumidero 16V-1505, recolector de drenajes cerrados. Una sobrepresión en el separador ocasiona el disparo de la válvula de alivio de presión hacia la tea de media presión.

➤ Unidad de Recuperación de Vapores

La unidad de recobro de vapores 16VRU-2091 tiene una capacidad máxima de manejo de gas de 400,000 SCFD y máxima presión de salida de los compresores de 20 psig, es alimentada con el gas proveniente de los FWKOs, tanques de almacenamiento y tanque de desnatado. Tiene la función de recuperar condensados, suplir gas comprimido al sistema de distribución de gas *blanketing* y enviar el gas remanente a la tea de media presión. La presión de la corriente de gas de entrada oscila entre 0 y 1 psig y temperatura de 185 °F.

3.6 Sistema de almacenamiento y bombeo de crudo hacia el oleoducto

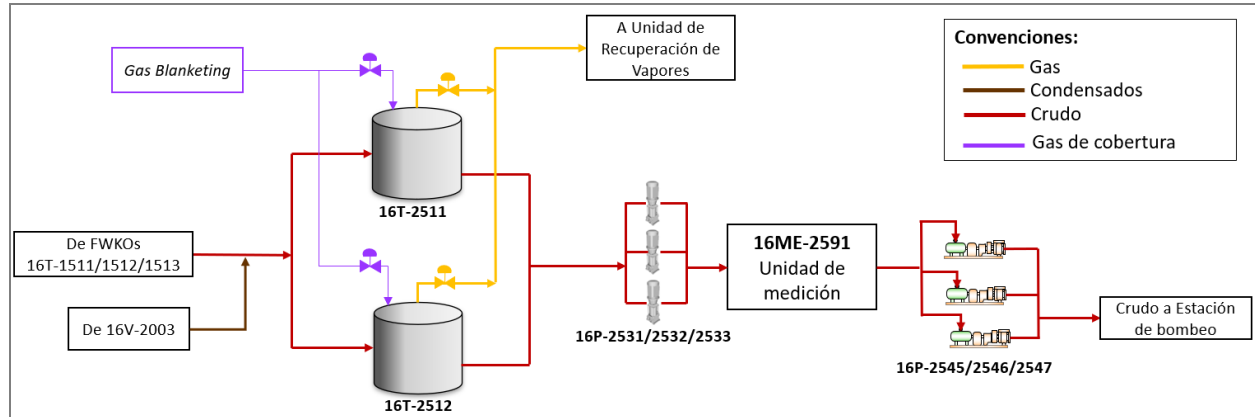
➤ Tanques de Almacenamiento

La facilidad de CPF1 cuenta con dos tanques de almacenamiento de crudo, 16T-2511 y 16T-2512. Estos son tanques cilíndricos verticales, de techo fijo y atmosféricos, en los cuales se almacena el crudo obtenido en especificaciones (BSW<0.5%), proveniente del separador de prueba y de los tanques FWKOs, así como los condensados recuperados en el sistema de media presión.

Estos tanques operan a muy baja presión por lo que también cuentan con sistema de gas de cobertura que mantiene una presión de 0.5 Oz/in². Cada tanque tiene una capacidad de almacenamiento de 15,000 barriles, y están diseñados a presión atmosférica y temperatura de 200°F.

Figura 22

Esquema Sistema de almacenamiento y bombeo de crudo en la facilidad CPF1



Nota. Elaborado por autor con base en información disponible en Manual de Operaciones de la facilidad de producción CPF1 y planos P&IDs de la compañía.

El crudo producido enviado hacia el oleoducto tiene un porcentaje de agua promedio de 0.035 (% BSW), gravedad API de 33.2, y 3 PTB (lb de sal/ 1000 barriles de crudo).

➤ Bombas de Crudo del Oleoducto

De los tanques de producción 16T-2511 y 16T-2512, se envía el crudo hacia las bombas booster del oleoducto, 16P-2531, 16P-2532 y 16P-2533 (una de respaldo), las cuales proporcionan la cabeza suficiente para que el crudo pase a través de la unidad LACT de fiscalización de crudo 16ME-2591 y llegue a la succión de las bombas principales del oleoducto, a la presión requerida (120 psig). Las bombas booster son centrífugas verticales, y tienen una capacidad de 15,000 BPD y 150 psig de descarga.

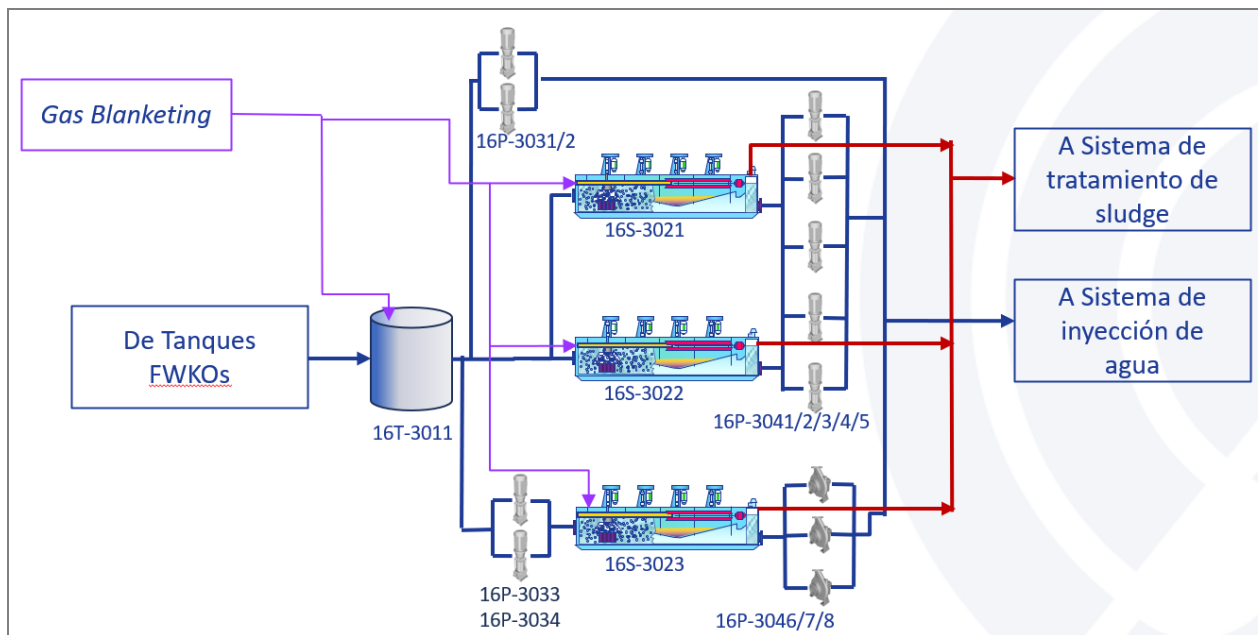
Las bombas principales 16P-2545, 16P-2546 y 16P-2547 (una de respaldo), proporcionan la presión necesaria para llevar el crudo a través del oleoducto hasta la estación de bombeo Caño Limón-Coveñas. Estas son bombas centrífugas horizontales con capacidad de 15,000 BPD y 800 psig de descarga.

3.7 Sistema de tratamiento de agua de producción

El sistema de tratamiento del agua producida en la facilidad de CPF1 está conformado por un tanque de desnatado y tres celdas de flotación con sus respectivas bombas efluente como se muestra a continuación:

Figura 23

Esquema Sistema de tratamiento de agua de producción en la facilidad CPF1



Nota. Elaborado por autor con base en información disponible en Manual de Operaciones de la facilidad de producción CPF1 y planos P&IDs de la compañía.

➤ Tanque de desnatado 16T-3011

El tanque de desnatado 16T-3011, con capacidad de 16,450 barriles es alimentado con el agua proveniente de los FWKOs, con el fin de realizar la remoción de crudo remanente a través de un rebosadero en la parte superior del tanque que conduce el lodo hacia el sistema de drenajes cerrados. Este tanque está diseñado a presión atmosférica y temperatura de 200°F, por lo cual opera con gas de cobertura. Actualmente la concentración de aceite en el agua de salida del

tanque 16T-3011 oscila alrededor de 20 ppm, de acuerdo con los reportes de laboratorio de la compañía.

El agua de producción sale del tanque por gravedad hacia las celdas de flotación 16S-3021/3022, y mediante las bombas de transferencia 16P-3033/34 (una de respaldo) hacia la celda 16S-3023. Las bombas de transferencia 16P-3033/3034 tienen una capacidad de 120,000 BPD a presión de descarga de 40 psig

➤ Celdas de Flotación

Las celdas de flotación 16S-3021, 16S-3022 y 16S-3023 realizan el tratamiento del agua de producción usando la flotación de aire/gas mecánicamente inducido, como tratamiento secundario para remover aceite y sólidos suspendidos, facilitando que el crudo sobrenade. La eficiencia de retiro total en las celdas de flotación es del 90-95% sin uso de químicos y 97-98% con tratamiento de químicos. Actualmente la concentración de aceite en agua a la salida de las celdas oscila entre 1 y 2 ppm, de acuerdo con los reportes de laboratorio de la compañía.

La nata de hidrocarburo separada en las celdas es almacenada en el compartimiento de sludge de cada una, y transferida hacia el tanque de separación estática de sludge. El volumen de sludge recuperado (esquimado) corresponde entre el 5% y el 10% del flujo total que ingresa a las celdas. Las celdas operan a una presión normal de 0.5 Oz/in², la cual se mantiene mediante el sistema de gas de cobertura.

➤ Bombas efluentes de agua de celdas de flotación

El agua de producción de salida de las celdas de flotación 16S-3021/3022/3023 es enviada a los tanques de cabeza de agua 16T-3511/12/13 mediante ocho bombas efluente 16P-3041/3042/3043/3044/3045/3046/3047/3048.

➤ Bombas de sludge

Las bombas 16P-3021, 16P-3022 y 16P-3023 envían la nata aceitosa recuperada hacia el sistema de separación estática de sludge.

➤ Bypass de Celdas de Flotación

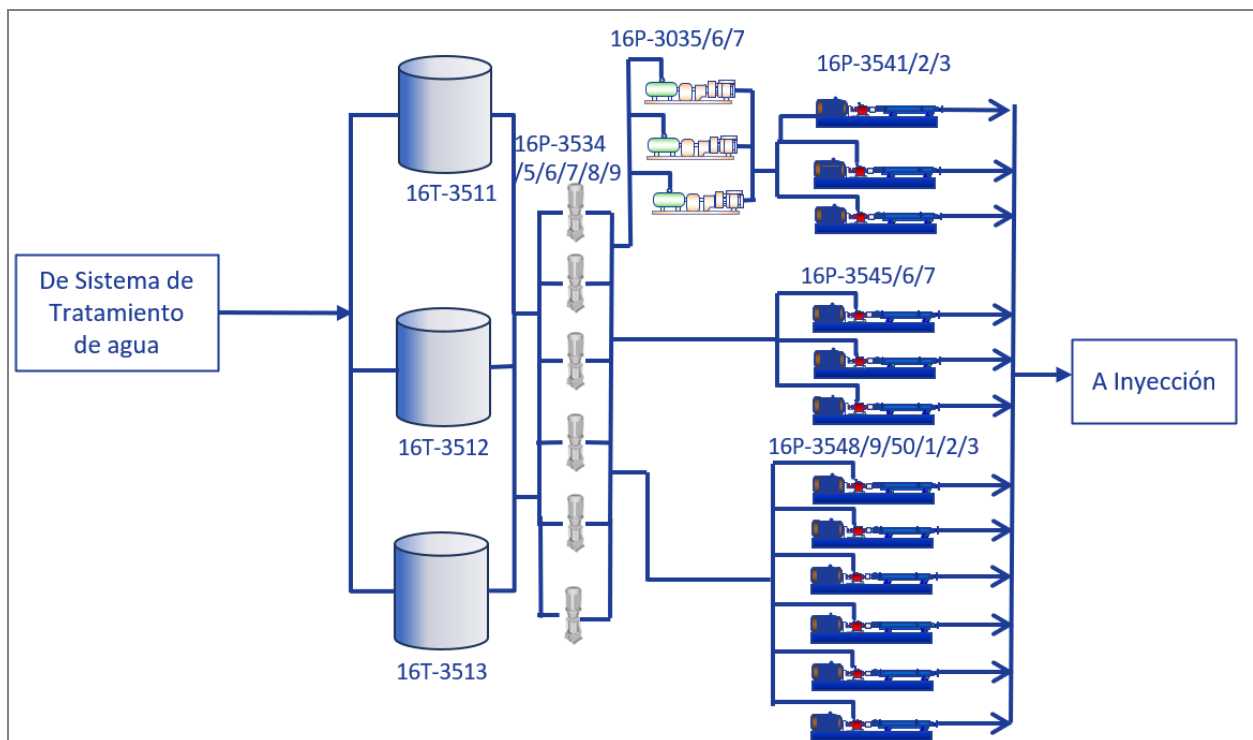
Esta línea de bypass de las celdas de flotación permite el paso de un flujo máximo de 20,000 BPD, directamente desde el tanque de desnatado 16T-3011 a los tanques de cabeza de agua de inyección 16T-3511/12/13.

3.8 Sistema de inyección de agua

El sistema de inyección de agua en la facilidad de CPF1 está conformado por los tanques de cabeza, las bombas booster y las bombas principales de inyección como se muestra a continuación:

Figura 24

Esquema Sistema de inyección de agua facilidad CPF1



Nota. Elaborado por autor, con base en información disponible en Manual de Operaciones de la facilidad de producción CPF1 y planos P&IDs de la compañía.

➤ Tanques de cabeza de agua

El agua de producción previamente tratada en las celdas de flotación se lleva hasta los tanques de cabeza de agua 16T-3511/3512/3513 dentro de especificaciones fisicoquímicas como contenido de aceite y sólidos, para ser inyectada en los pozos. En estos tanques también se recibe el agua separada del sistema de tratamiento estático de sludge.

➤ Bombas Booster y de inyección

El sistema de inyección de la facilidad CPF1 está compuesto por tres subsistemas de bombas principales, las cuales pueden generar una presión de 2,890 a 3,000 psig máximo, a un flujo de 20,000 BPD. Cada uno de estos subsistemas cuenta con un tren de bombas booster que succionan el agua de producción de los tanques de cabeza y proveen el fluido a las bombas principales a una presión de 150 psig.

Se tienen establecidos ciertos parámetros de monitoreo en el agua de inyección, los cuales están dados por la calidad requerida para evitar taponamientos en la formación. La frecuencia de monitoreo es quincenal y se realiza en la salida de los tanques de inyección y en la cabeza de pozo. Los análisis son realizados en el laboratorio interno y los parámetros monitoreados son los siguientes:

Tabla 2.

Parámetros de monitoreo agua de inyección CPF1

Parámetro	Valor límite
pH	6.5-9 unidades
Contenido de grasas y aceite en agua	≤ 5 ppm
Sólidos suspendidos totales (SST)	≤ 10 ppm

Hierro disuelto	<0.5 ppm
Oxígeno disuelto	<20 ppb
Dióxido de carbono disuelto	NA
Dureza total	NA
Dureza cálcica	NA
Conductividad	NA
Alcalinidad	NA
Cloruros	NA
Sulfito de sodio	>1 ppm

Nota. Tomado de *Programa para la Gestión Integral del Recurso Hídrico- PGIRH* de la compañía (p.23).

Adicional a estos monitoreos quincenales, para los parámetros de contenido de aceite en agua y sólidos suspendidos totales, se realiza monitoreo diario en los tanques de inyección y en cabeza de pozo.

3.9 Sistema de Tratamiento de Sludge

La facilidad de CPF1 cuenta con un sistema de tratamiento del sludge (nata aceitosa) obtenido en las celdas de flotación, con el fin de recuperar el crudo. El agua separada es enviada a los tanques de cabeza de inyección, y el crudo al sistema de almacenamiento para bombeo.

3.10 Sistemas Auxiliares

3.10.1 Sistema de Drenajes

El sistema de drenaje cerrado está conformado por un cabezal principal que recibe los drenajes del área de separación, sistemas de gas de alta y media presión, separador de condensados 16V-2003, tanques de producción 16T-2511/12 y rebose del skimming tank; y se dirige hacia el tanque sumidero 16V-1505, de donde el fluido es bombeado a la línea de entrada de la bota de gas por medio de las bombas del sumidero 16P-1545/46.

El sistema de drenaje abierto cuenta con un sistema de cajas de recolección a lo largo de toda la facilidad que recogen las aguas lluvias y/o aceitosas y por medio de cunetas dirigen el fluido hacia la piscina de retención de la facilidad, de acuerdo con el diseño civil de las cunetas de aguas lluvias.

3.10.2 Sistema de Aire de Instrumentos e Industrial

Se tienen dos sistemas de aire, el sistema de aire de instrumentos y el sistema de aire industrial. El sistema de aire de instrumentos consta de dos paquetes, uno de 75 SCFM y el otro de 60 SCFM, con operación alterna. La presión de descarga de los compresores es de 125 psig. El aire en especificaciones se almacena en un acumulador a una presión de operación de 90-150 psig. El sistema de aire industrial cuenta con dos unidades paquete de compresión de 85 SCFM, con operación alterna. La presión de descarga de los compresores es de 150 psig. El aire se almacena en un acumulador con una presión de operación de 90-175 psig.

3.10.3 Sistema de Inyección de Químicos

A continuación, se indica la lista de químicos que son inyectados en la facilidad de producción y cada uno de los puntos de inyección:

Tabla 3.

Puntos de inyección de químico en la facilidad CPF1

Químico	Punto de inyección
Rompedor Directo (Disolvan 3361)	Manifold de prueba y de producción
Rompedor Inverso (Floc treat 13236)	Manifold de prueba y de producción
Clarificador (Floc treat 13237)	Entrada a celdas de flotación 16S-3021, 16S-3022, 16S-3023
Secuestrante de oxígeno	Salida tanque 16T-3511, 16T-3512, 16T- 3513
Biocida (Biotreat 4707)	Piscina de aguas aceitosas CPF1

Inhibidor de incrustaciones (Scaletreat 12367)	Manifold de prueba y de producción
Inhibidor dual (Multitreat 15711)	Capilar de pozos productores
Inhibidor de corrosión (Corrtreat 14655)	Capilar de pozos productores

Nota. Tomado de *Manual de Operaciones de la Facilidad de Producción CPF1*. Departamento de Ingeniería de Facilidades y Construcción de la compañía.

En las distintas plataformas también se dispone de skids para la inyección de algunos químicos.

3.10.4 Sistema Contra incendio

➤ Sistema de agua:

El sistema de agua para las Facilidades de Producción CPF1 básicamente está conformado por: tanque de almacenamiento de agua, bomba de reposición de agua para el tanque, bombas contra incendio, red Contra Incendio de 10", Hidrantes-Monitores de Agua y anillos de refrigeración.

➤ Sistema de espuma:

El sistema de espuma para la Facilidad de Producción CPF1 básicamente está conformado por: tanque de almacenamiento de concentrado de espuma, equipo de proporcionamiento de presión balanceada (dos bombas principales y dos proporcionadores), hidrantes-monitores de agua-espuma y múltiple de distribución de espuma.

Tabla 4.

Tabla resumen de los sistemas de proceso de CPF1 con las condiciones actuales de operación

Condiciones actuales de operación			
Equipos / Sistema	Flujo promedio (BPD)	Presión promedio (psi)	Temperatura promedio (°F)
Manifold de entrada	255,000	35-40	190
Separador de prueba	100 - 15000	30	190
Separadores de producción	255,000	28 a 35	190
Botas de gas	255,000	3 a 6	185
FWKOs	255,000	Atmosférica	185
Sistema de almacenamiento y bombeo de crudo	15,000	Tanques: atm. Bombas: 550 psi	185
Tanque de esquimado	240,000	Atmosférica	185
Tanques de cabeza de inyección	240,000	Atmosférica	185
Celdas de flotación	240,000	Atmosférica	185
Bombas booster de inyección	240,000	150	185
Bombas principales de inyección	240,000	2500	185
Equipos / Sistema	Flujo promedio (MMSCFD)	Presión promedio (psi)	Temperatura promedio (°F)
Separador de prueba	-	30	190
Separadores de producción	2.6	28 a 35	190
Botas de gas	0.7	3 a 6	185
Sistema de gas de alta presión	2.1	Scrubber: 20	185
Sistema de gas de media presión	0.7	Salida enfriadores: 3	Salida enfriadores: 90

Nota. Elaborado por autor con base en datos históricos reportados en el Sistema iFIX (SCADA), de la compañía.

4. Análisis Técnico de las áreas de proceso

Se actualizó la simulación existente del proceso de la facilidad de producción CPF1 en el software Aspen HYSYS, incluyendo el flujo adicional a recibir en la estación durante el periodo 2023-2026 en agua, crudo y gas, para un valor máximo de 315,000 BFPD de fluido total.

Con base en los resultados de la simulación actualizada con el flujo adicional, se verificó el cambio en las condiciones de operación, las propiedades de los fluidos, y capacidades de equipos y líneas existentes, con el fin de identificar los cambios que se requieren implementar en cada sistema para eliminar las condiciones de limitación o de cuellos de botella existentes en la facilidad, y dimensionar así los nuevos equipos requeridos.

También se hizo la revisión técnica de los distintos sistemas del proceso que conforman la facilidad de producción CPF1, con el fin de identificar las capacidades máximas de cada una, así como las limitantes existentes en cada sistema a mejorar/solucionar, para el tratamiento requerido.

4.1 Revisión manifold de entrada a la facilidad

Se revisó la capacidad de las líneas de flujo de entrada a la facilidad, con el fin de evitar velocidades erosivas en el sistema, la cual de acuerdo con la norma API RP 14E, para fluido multifásico depende de la densidad de la mezcla y de la constante empírica o Factor C, que para servicio continuo debe ser máximo de 100:

$$V_e = \frac{c}{\sqrt{\rho m}}$$

Donde:

V_e = Velocidad erosional del fluido (ft/s)

c = constante empírica

ρ = Densidad de la mezcla (lb/ft³)

Haciendo la revisión en el software GAP para fluido multifásico, versión 13.5, para el cabezal común de producción de 20” que es el punto más crítico debido que recibe el fluido de las diferentes troncales, con las condiciones actuales del fluido y factor C de 100, el flujo máximo permisible en este cabezal es de 340,000 BFPD, por lo cual con el fluido adicional que se recibirá en la facilidad (máx. 315,000 BFPD) con el cual se obtiene un factor C de 95.5, no se requiere ampliar el manifold principal.

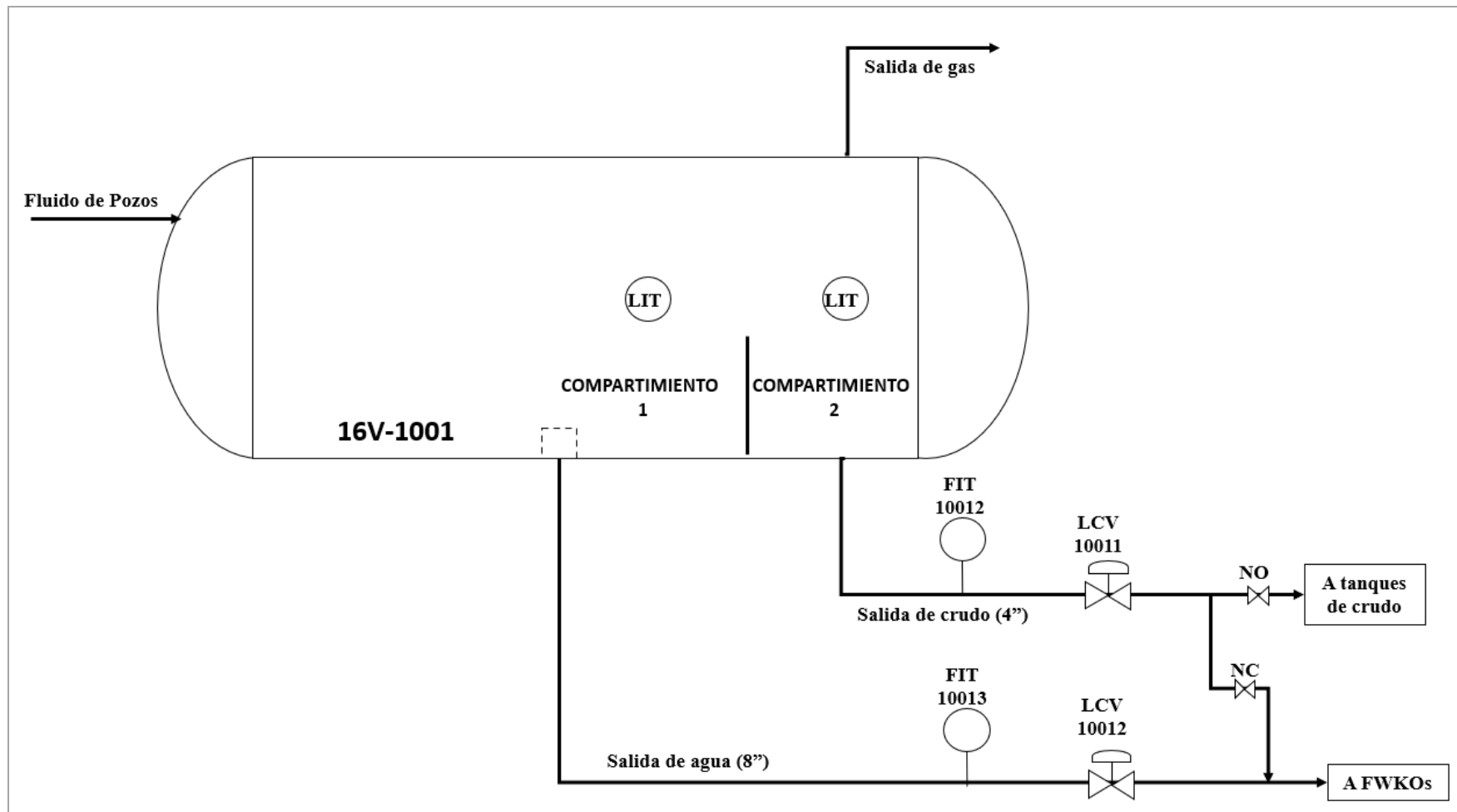
4.2 Revisión sistema de separación primaria

4.2.1 Separador de prueba

El separador de prueba, horizontal trifásico 16V-1001, está diseñado para manejar la producción de un pozo en prueba, de hasta 15.000 BFPD de líquido y 2 MMSCFD de gas, por lo cual dentro de los pozos nuevos proyectados que entrarán a la facilidad y que serán probados en el separador 16V-1001, no se espera superar estos valores máximos de líquido y gas, no obstante, actualmente se tiene un inconveniente para probar los pozos, debido a que las tasas de flujo total, así como de crudo y gas son más pequeñas que con las que se diseñaron, por lo que se ha requerido realizar modificaciones en los diferentes elementos de control y medición. En el año 2018, se reemplazaron los medidores de flujo de gas y crudo por instrumentos de menor diámetro, con el propósito de manejar las bajas tasas de caudal de varios de los pozos a probar, sin embargo, la válvula de control de nivel en la línea de salida de crudo no se encuentra operando dentro del rango de control para asegurar la medición de flujo.

Figura 25

Configuración actual separador de prueba 16V-1001- Trifásico horizontal



Nota. Adaptado de Plano P&ID separador 16V-1001 de la compañía.

Teniendo en cuenta que varios de los pozos nuevos que llegarán a la facilidad para el aumento de capacidad de tratamiento deben ser probados en el separador 16V-1001, a continuación, se expone una propuesta para asegurar el proceso de prueba de estos y la correcta operación del separador y la instrumentación asociada:

➤ Operación en modo bifásico

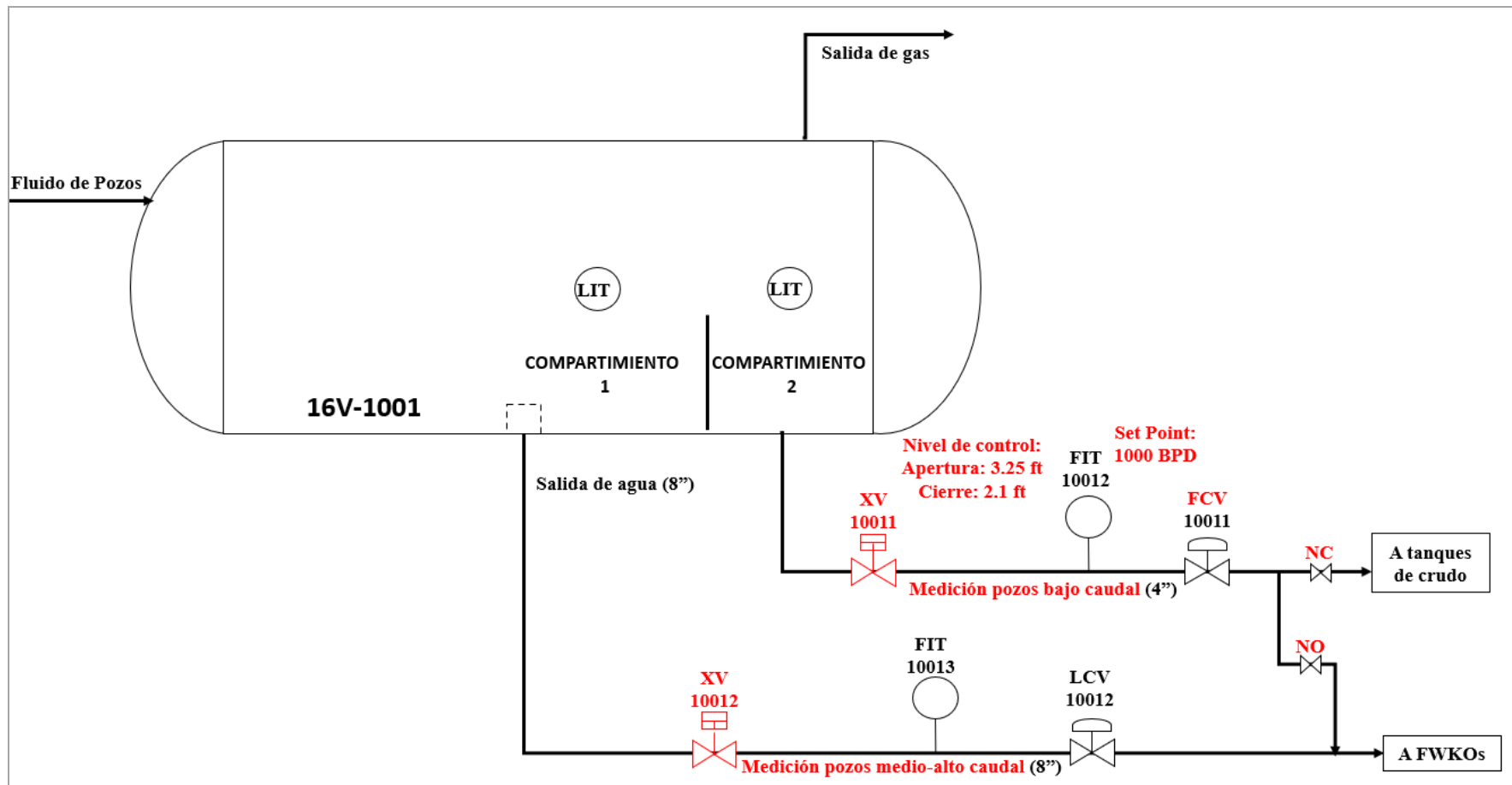
Se propone modificar la filosofía de operación y de medición del separador de prueba 16V-1001 a modo bifásico de la siguiente manera:

- El gas continuará siendo medido por la misma línea como se hace actualmente.
- Por la actual línea de salida de crudo de 4", se medirá el flujo líquido de pozos de bajo caudal (pozos con flujo de 100 a 2000 BFPD).
- Por la actual línea de salida de agua de 8" se medirá el flujo de pozos de medio - alto caudal (pozos con flujo total de 2000 a 15000 BFPD).
- Se realizará alineación automática de los pozos de bajo, medio y alto caudal instalando válvulas de corte automáticas en las líneas de salida de crudo y de agua.

En la siguiente imagen se indica el esquema propuesto del separador operando en modo bifásico y se muestra en color rojo las modificaciones a realizar:

Figura 26

Configuración Propuesta separador de prueba 16V-1001- Operación modo bifásico



Nota. Adaptado de Plano P&ID separador 16V-1001 de la compañía.

De esta manera se asegura la prueba las fases gas y líquido para cada pozo, y con la medición de BSW realizada por la operación en cabeza de pozo, se establecería la proporción de crudo y de agua para reportar ante la autoridad (ANH – Agencia Nacional de Hidrocarburos).

Medición de pozos de bajo caudal (100 - 2000 BFPD)

La medición de los pozos de bajo caudal se realizará por baches, manteniendo un rango de nivel de control en el compartimiento actual de crudo. El control de flujo para estos pozos de bajo caudal se realizaría a través de la válvula de control de nivel LCV-10011, la cual operaría como FCV haciendo lazo de control con el FIT existente (FIT-10012), asegurando que el flujo se mantenga dentro de un rango de precisión para el medidor y de control para la válvula.

Inicialmente, el fluido del pozo a medir ingresaría al compartimiento de agua (compartimiento 1), el cual tiene un volumen operativo de 5.2 barriles aproximadamente (medido entre la altura del rebose de 3.25 ft y el nivel de alarma de muy bajo nivel de 1.62 ft). Es decir, el fluido del pozo se estabilizará hasta que el LIT indique un nivel de 3.25 ft, nivel en el que empezará a rebosar hacia el compartimiento actual de crudo (compartimiento 2).

En la siguiente tabla se muestra el tiempo de estabilización (llenado inicial) en los compartimientos 1 y 2 (antes de iniciar la prueba) para ciertos rangos de flujo de pozos de bajo caudal.

Tabla 5.

Tiempos de estabilización rango de flujo para pozos de bajo caudal

Rango Flujo (BPD)	Tiempo (horas)	Tiempo (min)
100-189	2	120
190-399	1	60
400-799	0.5	30

800-1499	1.25	15
1500-2000	0.16	10

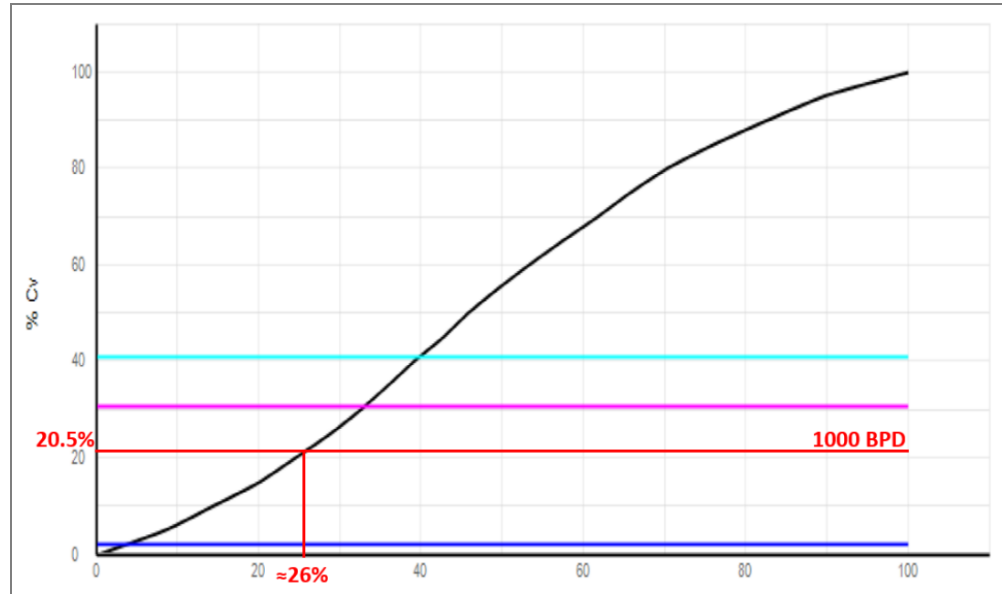
En el compartimiento 2 (actual compartimiento de crudo) se tendrá un nivel de control por alto en 3.25 ft, valor en el que se abrirá la válvula de corte a ser instalada (XV-10011) y la válvula de control existente FCV-10011, para evacuar el fluido por la línea de 4" y ser medido a través del FIT, el cual tendrá un set point definido de 1000 BPD para la prueba de todos los pozos. Cuando el nivel descienda al nivel de control por bajo (2.1 ft), se cerrará la válvula de corte y la FCV.

El fluido líquido de producción medido en cada bache fluirá hacia la línea común de salida de líquido de los separadores de producción general. El número de baches en cada prueba variará dependiendo de la producción del pozo y del tiempo de prueba establecido para cada uno. El resultado de la prueba será el flujo acumulado en la totalidad de los baches.

Con un flujo de 1000 BPD, la FCV-10011 estaría regulando en un porcentaje de apertura de aproximadamente 26%, como se muestra en la gráfica:

Figura 27

Curva teórica % Cv vs porcentaje de apertura válvula FCV-10011 (LCV-10011)



Nota. Adaptado de Curva original de la válvula tomada de la *Datasheet* disponible en base de datos del Departamento de Ingeniería y facilidades de la compañía.

Medición de pozos de medio - alto caudal (2000 - 15000 BFPD)

Para los pozos de medio-alto caudal, el control de nivel se seguirá realizando con la LCV-10012 ubicada sobre la línea actual de salida de agua de 8", y los dos transmisores de nivel LIT-10011/10012 existentes ubicados en el compartimiento de agua. Bajo esta nueva filosofía de operación del separador, los transmisores de nivel de interfase quedarían inhabilitados. La contabilización del fluido líquido de los pozos de alto caudal se realizará mediante el respectivo medidor de flujo existente ubicado sobre la línea de salida de 8" (FIT-10013).

Posteriormente el fluido de producción medido fluirá hacia la línea común de salida de líquido de los separadores de producción.

4.2.2 Separadores de producción

Actualmente la distribución hidráulica de fluido a los separadores no es homogénea, debido a la configuración mecánica de la tubería de entrada y localización física de los separadores, lo que ocasiona que algunos separadores sean sobrecargados en flujo de gas, y otros reciban muy poco o nada de gas. Los separadores que reciben mayor cantidad de gas son los separadores 16V-1006 y 16V-1002, alcanzando incluso en algunas ocasiones los valores de alarma (0.9 MMSCFD); mientras que el separador 16V-1004 no recibe nada de gas, y los separadores 16V-1003 y 16V-1005 reciben menor cantidad de gas o algunas veces también marcan flujo cero.

Debido a esta distribución de flujo hacia los separadores, el separador 16V-1006 desde la puesta en servicio en 2018, hidráulicamente no le es posible tomar más de 20,000 BPD de fluido líquido, aunque está diseñado para un flujo de líquido de 40,000 BPD.

Adicional, el arreglo mecánico de las líneas de entrada a los separadores no permite que el fluido alcance un estado estable (flujo uniforme) antes de ingresar al separador, debido a los cambios bruscos de dirección en la tubería, cambios de elevación, presencia de codos y otros accesorios, que impiden cumplir con las recomendaciones de diseño especificadas en la sección 2.2.1.3.

Debido a lo anterior, se recomienda realizar un estudio hidráulico detallado del sistema que permita encontrar una configuración mecánica adecuada eliminando todas las restricciones hidráulicas, asegurando una distribución de flujo homogénea entre los separadores, y un flujo uniforme de entrada a los separadores que permita a su vez mejorar la eficiencia de separación, y que cumpla con las guías prácticas recomendadas por Bothamley (2013).

- Proporcionar 10 diámetros de tubería recta corriente arriba de la boquilla de entrada: sin válvulas o codos.

A continuación, se indica la capacidad total de fluido disponible en los separadores con las restricciones mencionadas anteriormente:

Tabla 6.

Capacidad actual disponible separadores de producción CPF1

Separador	Capacidad Líquido (BPD)	Capacidad Gas (MMSCFD)
16V-1002	60,000	1
16V-1003	60,000	1
16V-1004	60,000	1
16V-1005	60,000	1
16V-1006	20,000	1
Total	260,000	5

Nota. Tomado de *Manual de Operaciones de la Facilidad de Producción CPF1*. Departamento de Ingeniería de Facilidades y Construcción de la compañía.

Se puede observar que se tiene una capacidad total actual de tratamiento en separadores de 260,000 BFPD. Una vez se realicen los ajustes mecánicos de la tubería de entrada y se pueda optimizar la capacidad del separador horizontal 16V-1006, esta capacidad se incrementará a 280,000 BFPD, no obstante, no se abarcaría el total de flujo adicional proyectado hasta 2026, de máx. 315,000 BFPD, por lo cual se propone la instalación de un separador adicional, con una capacidad de 40,000 BFPD de líquido y 0.5 MMSCFD de gas.

A continuación, se indica el procedimiento de selección y diseño de este:

Configuración:

Teniendo en cuenta que el fluido de CPF1 actualmente tiene un bajo GOR (aprox. 150 SCF/bbl), y con base en los pronósticos hasta 2026 este tiende a disminuir alrededor de 100 SCF/bbl, se selecciona un separador vertical el cual es más eficiente cuando se tienen relaciones gas-líquido bajas e intermedias, de acuerdo con lo descrito en el ítem 2.2.1.2. Adicional, estos son más apropiados cuando hay producción de arena y acumulación de sólidos, como lo es el caso de CPF1. Otra ventaja es que requiere menor área de construcción, puesto que en el área de los separadores de producción de CPF1 no se dispone de suficiente espacio.

Diseño:

Para dimensionar el separador bifásico vertical es importante tener en cuenta que debe asegurarse un diámetro mínimo para permitir que las gotas de líquido se separen del gas que se mueve verticalmente.

1. Inicialmente se establecen las bases de diseño, como lo son las tasas de flujo de líquido y de gas a manejar, condiciones de presión y temperatura de operación, propiedades del fluido y tamaño de gota a remover:

Tabla 7.

Propiedades fluido de producción CPF1

Propiedad	Valor	Unidades
Caudal Gas, Qg	0.5	MMSCFD
Densidad Gas, ρ_g	0.265	lb/ft ³
Viscosidad Gas	0.012	cp
Caudal Líquido, Ql	40,000	BPD
Densidad Líquido, ρ_l	58.71	lb/ft ³
Presion de operacion	30	psig
Presion de operacion	44.5	psia
Temperatura de operación	655	°R
Compresibilidad de gas	0.981	

Tamaño gota a remover	140	micras
Tiempo de retención	1	min

2. Usando el método de ajuste del tamaño de gota, se determina el diámetro mínimo requerido para la capacidad de gas. Se puede seleccionar cualquier diámetro mayor a este.

$$d^2 = 5040 \left[\frac{TZQ_g}{P} \right] \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{1/2}$$

Teniendo en cuenta que el diámetro depende del coeficiente de arrastre, se calcula C_D a través de la ecuación de velocidad de asentamiento terminal mediante un procedimiento iterativo con las ecuaciones descritas en la sección 2.2.1.1 de asentamiento.

Primero se asume un valor inicial de C_D , luego se calcula V_t :

$$V_t = 0,0119 \left[\left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right) \frac{d_m}{C_D} \right]^{1/2}$$

Se calcula Reynolds:

$$Re = 0,0049 \frac{\rho_g d_m V}{\mu}$$

Y luego se determina el valor de C_D a través de la siguiente ecuación hasta que C_D calculado sea igual que el asumido:

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{Re^{1/2}} + 0.34$$

A continuación, se muestran los resultados de la tabulación:

Tabla 8.*Tabulación para cálculo de C_D*

C_D Asumido	V_t (ft/s)	Re	C_D Calculado
2.0000	1.4786	22.3994	2.0453
2.0453	1.4621	22.1497	2.0610
2.0610	1.4566	22.0655	2.0663
2.0663	1.4547	22.0370	2.0681
2.0681	1.4540	22.0272	2.0688
2.0688	1.4538	22.0239	2.0690
2.0690	1.4537	22.0228	2.0691
2.0691	1.4537	22.0224	2.0691

Una vez determinado el valor de C_D de 2.0691, se calcula el diámetro mínimo requerido, obteniendo un valor de 17.26 in.

3. Posteriormente se calcula la altura del volumen de líquido, con un tiempo de retención de 1 minuto, dado por la siguiente ecuación:

$$d^2 h = \frac{t_r Q_l}{0,12}$$

4. Conocido el diámetro y la altura del volumen de líquido, se procede a calcular la longitud entre cordones de soldadura, L_{ss} , del separador, así como la relación de esbeltez ($12L_{ss}/d$) escogiendo valores en el rango de 3 a 4.

A continuación, se muestran los resultados obtenidos para distintos valores de diámetro, superiores al diámetro mínimo requerido.

Tabla 9.*Tabulación para cálculo de L_{ss} y relación de esbeltez*

Tr (min)	Diámetro (in)	h (in)	L_{ss} (ft)	$12L_{ss}/d$
1	24	578.70	54.56	27.28

30	370.37	37.20	14.88
36	257.20	27.77	9.26
42	188.96	22.08	6.31
48	144.68	19.39	4.85
54	114.31	17.36	3.86
60	92.59	16.05	3.21

De acuerdo con lo indicado por la norma API 12J para la selección de un separador con dimensiones estándar, el diámetro se incrementa cada 6" a partir de un diámetro de 24"; y la Lss aumenta en segmentos de 2.5 ft.

Teniendo en cuenta lo anterior se selecciona un diámetro estándar de 60 in (5 ft) y longitud junta a junta Lss de 17.5 ft, con los cuales se obtiene una relación de esbeltez de 3.5, asegurando suficiente área para facilitar el equilibrio termodinámico de las fases y la separación de estas.

Con este nuevo separador a instalar y optimizando la capacidad de líquido del separador existente 16V-1006, se abarcaría el flujo total adicional requerido a tratar en la facilidad, obteniendo una capacidad total de líquido disponible en el sistema de separación de 320,000 BFPD.

Tabla 10.

Capacidad futura del sistema de separación con implementación de propuestas de ampliación

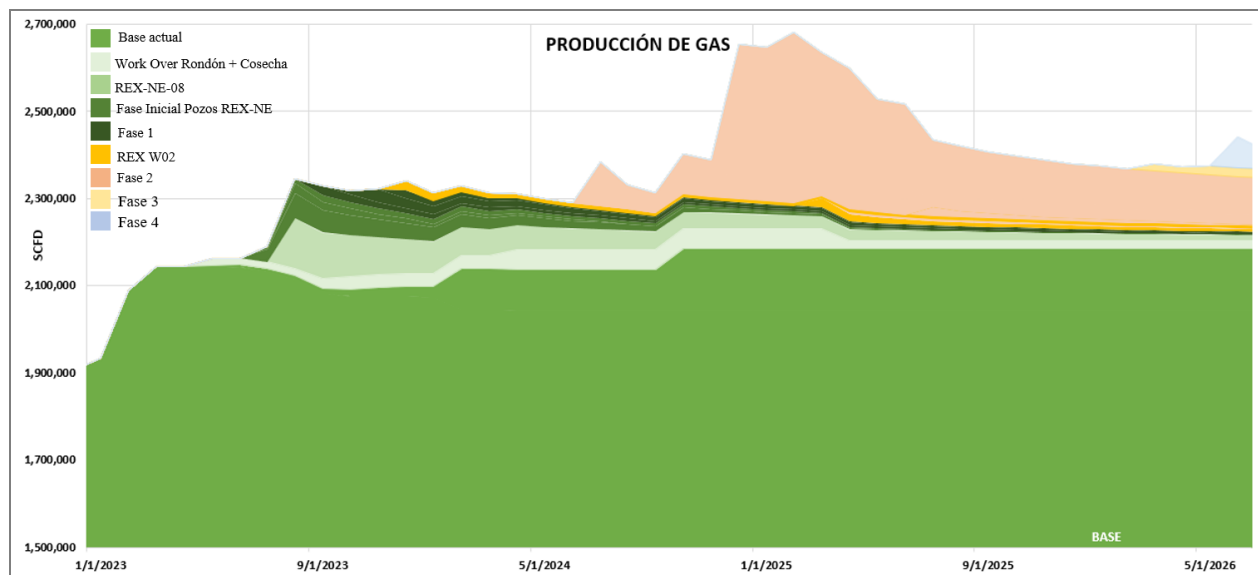
Separador	Capacidad Líquido (BPD)	Capacidad Gas (MMSCFD)
16V-1002	60,000	1
16V-1003	60,000	1
16V-1004	60,000	1
16V-1005	60,000	1

16V-1006 (Optimizado)	40,000	1
Nuevo	40,000	0.5
Total	320,000	5.5

En cuanto a la capacidad de gas, asegurando una distribución homogénea de fluido de entrada a los separadores, el sistema tendrá una capacidad de gas disponible muy superior a la requerida de acuerdo con lo indicado en los pronósticos, para los próximos años, como se muestra en la siguiente imagen (máximo $\approx 2,700,000$ SCFD).

Figura 28

Pronósticos producción de gas de entrada a la Facilidad CPF1 (2023-2026)



Nota. La gráfica muestra el fluido incremental en unidades de SCFD a recibir en la facilidad de producción CPF1 durante los años 2023, 2024, 2025 y 2026 con las distintas fases de entrada de fluido a la facilidad. Tomado de *Reporte de Balance de Fluido Cosecha-Rondón 2023* del Departamento de Yacimientos de la compañía.

4.3 Revisión sistema botas de gas y FWKOs

Las botas de gas 16V-1501/1502/1503 tienen un diámetro de 8 ft y altura (Lss) de 20 ft. Partiendo de estas dimensiones y mediante el método de ajuste de tamaño de gota para separadores bifásicos verticales, especificado en el ítem 2.2.1.5, se calculó la capacidad máxima de gas y de líquido, obteniendo un valor máximo de 4 MMCSFD y 140,000 BPD de líquido, asumiendo un tamaño de partícula de 160 micras y un tiempo de residencia de 1.3 minutos.

Por otra parte, haciendo la misma revisión para los tanques FWKOs 16T-1511/1512/1513, se encontró que estos tienen una capacidad máxima de 140,000 BPD de fluido total (126,000 BWPD y 14,000 BPD de crudo) con un tiempo de retención para el crudo de 13 horas y tamaño de gota de 150 micras. Lo anterior indica que la facilidad dispone de suficiente capacidad de manejo de fluido en las botas de gas y separadores de agua libre, por lo cual no se requiere ampliación en esta parte del proceso para la producción de fluido que se espera recibir durante los próximos años de acuerdo con los pronósticos.

4.4 Revisión sistema de gas de alta presión

No se evidencian inconvenientes en la capacidad del scrubber ni el sistema de la tea de alta presión para el requerimiento de manejo de gas durante los próximos años. En cuanto a la planta de Generación Eléctrica que es operada por un tercero, tiene la suficiente capacidad para el recibo de este gas, por lo cual la prioridad sigue siendo el envío de gas a Generación antes que a quema. Según los históricos de iFIX, se evidencia que en años anteriores se ha tratado en la facilidad volúmenes de gas superiores a los que se indican en los pronósticos para los próximos años.

4.5 Revisión Sistema de gas de media presión

Con la capacidad actual de tratamiento en la facilidad, durante la operación normal se vienen presentando algunos problemas operativos en el sistema de gas de la tea, el separador de condensados 16V-1003 y tanque sumidero:

- Aumento de alarmas de alta presión en la salida de las botas de gas, área de enfriadores, línea de gas a la tea, y separador de condensados.
- Clasificación del área del tanque sumidero con presencia de nube de gas.
- Problemas operativos en el tanque 16V-2003: el sistema de control de nivel de interfase presenta problemas cuando se ensucian los detectores de densidad de los switches de nivel de interfase, haciendo que se descontrole el sistema y se vaya agua en la corriente de salida de aceite hacia los tanques de almacenamiento de crudo, generando un aumento del BSW. Así mismo la corriente de salida de agua hacia el tanque sumidero sale con trazas de crudo.
- Acumulación de líquidos en las trampas de condensado en la línea de tea de media presión.

Haciendo una revisión detallada de los históricos de distintas variables en el sistema supervisorio de iFIX (SCADA), información técnica, capacidades de equipos, y simulaciones del proceso, se tienen los siguientes hallazgos:

4.5.1 Operación tanque sumidero 16V-1505:

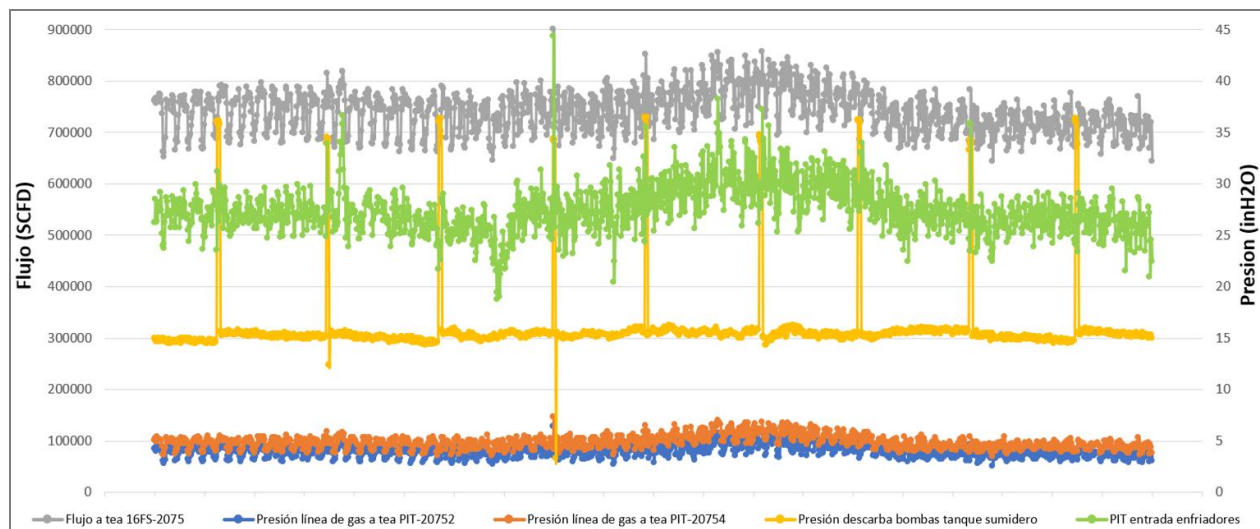
El tanque sumidero 16V-1505 recoge los drenajes aceitosos cerrados provenientes del scrubber, separadores, separador de condensados, tanques de producción, FWKOs y tanque skimming. El sumidero cuenta con dos bombas 16P-1545/46 que permite el bombeo de los

líquidos drenados y acumulados, de retorno a la línea de entrada a las botas de gas. Este opera a presión atmosférica y está provisto de una válvula de seguridad de presión y vacío PRV con cuello de ganso en el extremo, para protección por presión (ventea a la atmósfera) y vacío (succiona aire). El control de nivel se realiza mediante sensores de bajo y alto nivel, que accionan las bombas 16P-1545 y 16P-1546 y las ponen en operación para mantener un bajo nivel.

Revisando los datos históricos en iFIX se evidencia que cuando se encienden las bombas del tanque sumidero para enviar el fluido a las botas de gas donde se mezcla con el fluido de producción, se producen picos de alta presión en todo el sistema aguas abajo de las botas.

Figura 29

Pronósticos producción de gas de entrada a la Facilidad CPF1 (2023-2026)

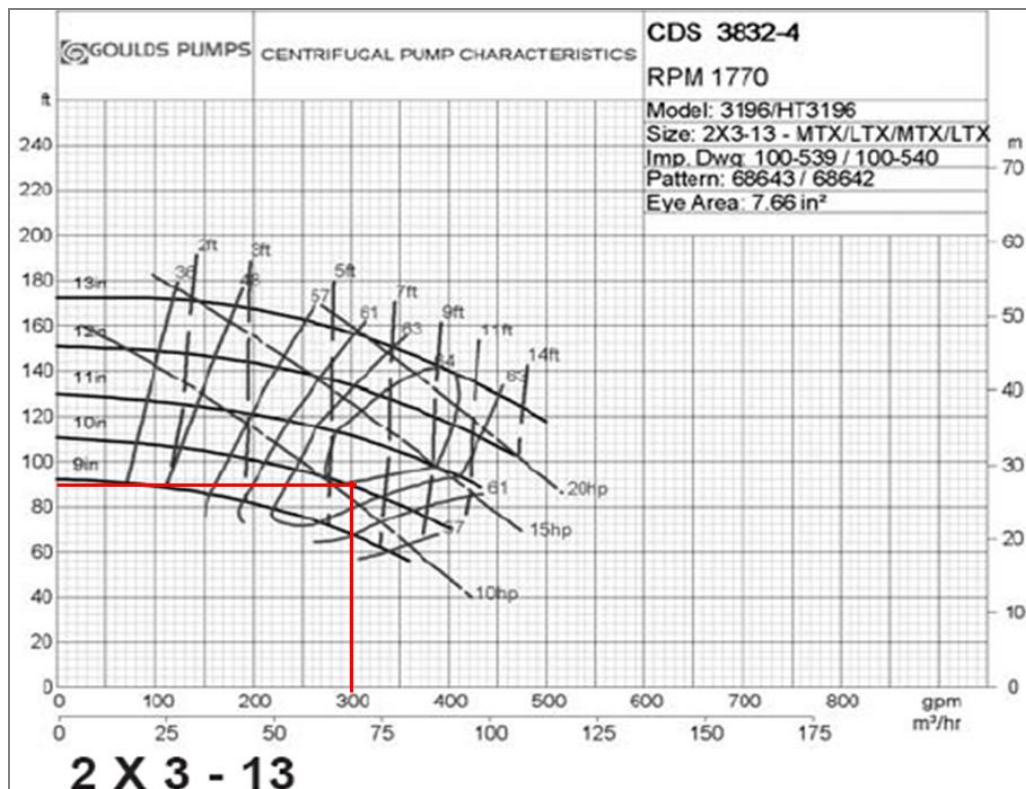


Nota. La gráfica muestra el comportamiento de la presión de la línea de descarga de las bombas 16P-1545/46 del tanque sumidero, y la presión en distintos puntos sobre la línea de gas de media aguas abajo de las botas de gas, así como la variación de flujo de gas enviado a la tea. Tomado de Datos históricos del Sistema iFIX (SCADA), de la compañía.

Debido a esto, se propone conectar la descarga de las bombas del tanque sumidero directamente al manifold de entrada de la facilidad en vez de enviarlo a las botas de gas. Para esto se requiere cambiar el impulsor de las bombas 16P-1545/1546 a un diámetro superior (10 in) con el fin de alcanzar una mayor presión de descarga para que pueda igualar la presión de operación del manifold (35 psi promedio).

Figura 30

Curva característica bombas 16P-1545, 16P-1546



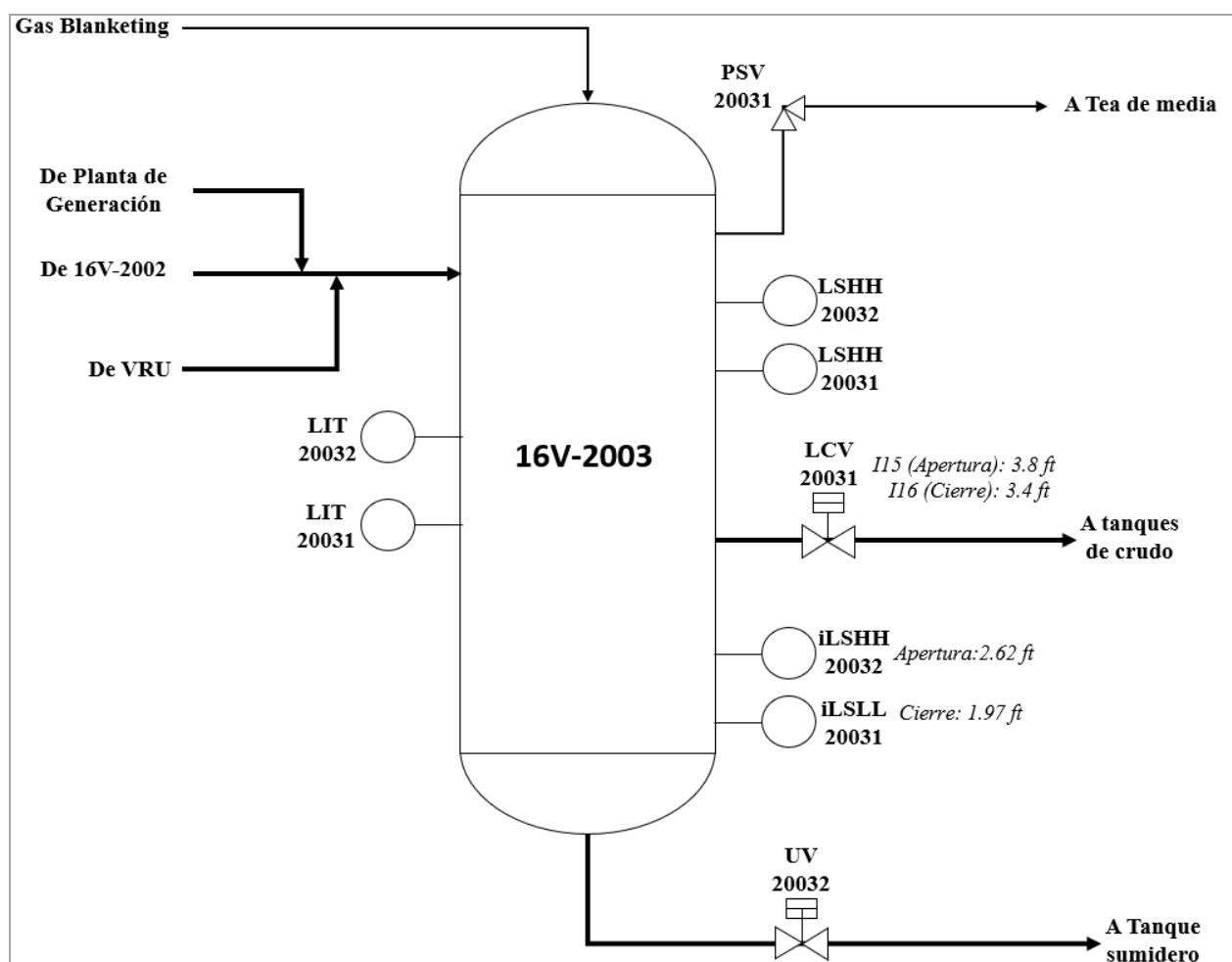
Nota. Tomado de catálogo Goulds Pumps

4.5.2 Operación tanque de condensados 16V-2003:

El tanque 16V-2003 actualmente recibe los condensados provenientes del Knock Out Drum 16V-2002, del tambor de condensados de la VRU, y los condensados de la planta de tratamiento de gas de Generación Eléctrica.

Figura 31

Configuración actual separador de condensados 16V-2003



Nota. Adaptado de Plano P&ID separador 16V-2003 de la compañía.

El separador de condensados 16V-2003 cuenta con los transmisores de nivel LIT-20031/32, los switches de nivel de alto-alto LSHH-20031/32, bajo-bajo LSLL-20031, alto-alto

nivel de interfase iLSHH-20031, bajo-bajo nivel de interfase iLSLL-20031, la válvula de control LCV-20031 para salida de crudo, y la válvula de corte UV-20032 para la corriente de salida de agua.

El control de nivel de condensado en el 16V-2003 se efectúa a través de los interlocks I15 e I16. El interlock I15 abre la válvula de control LCV-20031 cuando el nivel en el LIT-20031/32 alcanza un set de 3.8 ft; y el interlock I16 la cierra cuando el nivel alcanza un set de 3.4 ft.

El control de nivel de agua en el 16V-2003 se efectúa a través los switches de nivel de interfase bajo-bajo iLSLL-20031 y alto-alto iLSHH-20031, o por los transmisores de nivel total LIT-20031/32.

La válvula de corte UV-20032 abre cuando el nivel de interfase (agua) activa el switch iLSHH-20031 en 2.62 ft; y la válvula de corte UV-20032 cierra cuando el nivel de interfase (agua) toca el switch iLSLL-20031 en 1.97 ft. En el caso de los transmisores de nivel total LIT-20031/32, la válvula de corte UV-20032 abre cuando el nivel total alcanza un set de 5.5 ft (votación 1 de 2); y cierra cuando el nivel total en el LIT-20031/32 alcanza un set de 3.6 ft (votación 1 de 2).

El separador de condensados 16V-2003 recibe gas blanketing para mantener la presión en el 16V-2003 a la presión de salida de la VRU (aprox. 20 psig). La sobrepresión en el separador causa el disparo de la válvula de seguridad PSV hacia la tea de media presión 16FS-2075.

Revisión capacidad separador de condensados 16V-2003:

El proceso de alimentación al separador de condensados puede variar con distintos escenarios, en un momento específico puede recibir fluido solamente de la VRU, o del KOD 16V-2002 y Generación al mismo tiempo, o en su defecto de las tres fuentes de alimentación en

simultáneo que es el caso más crítico y es el caso que se va a evaluar, teniendo en cuenta las siguientes consideraciones:

1. La entrega de condensados desde el recipiente 16V-2002 se realiza a través de las bombas de diafragma 16P-2041/42 (una de respaldo), las cuales se encienden cuando se alcanza el nivel de 1.5 ft, y se apagan cuando se llega al nivel de 0.9 ft. Para el análisis se asume como flujo de descarga la capacidad de la bomba, que equivale a 1714 BPD.
2. La entrega de condensados desde el recipiente 16V-2008 de la Unidad de Recuperación de Vapores se realiza a través de las bombas centrífugas 16P-2048/49 (una de respaldo). Para el análisis se asume como flujo de descarga la capacidad de la bomba, que equivale a 882 BPD.
3. La entrega de condensados desde el Flash Tank de la planta de tratamiento de Generación se realiza a través de la válvula de control LCV-05, enviando baches de condensado cada vez que se observa un cambio en el nivel de líquido de 1 in. Con esto, se estima que el flujo de descarga de condensados desde el Flash Tank es aproximadamente 56 BPD.

Con estos flujos de condensado para cada una de las corrientes de alimentación y las propiedades de las corrientes obtenidas de la simulación en HYSYS, se plantea el caso más crítico de alimentación simultánea al 16V-2003, con el fin de realizar los cálculos de dimensionamiento preliminar para verificar las dimensiones del recipiente:

Tabla 11.

Propiedades escenario de alimentación simultánea a separador 16V-2003

Parámetro	Escenarios
-----------	------------

	16V-2002	VRU	Flash Tank de Generación	16V-2002 + 16VR-2091 + Flash Tank
Presión (psig)	20	20	20	20
Temperatura (°F)	100.6	94.5	61.2	98.8
Flujo de gas (lb/h)	0	0	103	0
Densidad del gas (lb/ft ³)	0.240	0.294	0.308	0.238
Viscosidad del gas (cP)	0.010	0.010	0.008	0.010
Flujo de condensado (lb/h)	6154	4217	506	10978
Densidad del condensado (lb/ft ³)	47.18	46.30	40.20	46.31
Viscosidad del condensado (cP)	0.5461	0.4757	0.2551	0.4782
Flujo de líq acuoso (lb/h)	16849	7200	32	24083
Densidad del líq acuoso (lb/ft ³)	62.27	62.43	63.30	62.32
Viscosidad del líq acuoso (cP)	0.6752	0.7222	1.1014	0.6888
Flujo total de Líquido (BPD)	1714.1	882.3	56.0	2665.2

Nota. Tomado de Aspen Hysys

Mediante el método de ajuste de tamaño gota (Arnold, K. y Stewart, 2008) para separadores trifásicos verticales, se calcularon las dimensiones y altura de líquido requerida para el caso más crítico (alimentación simultánea de las tres corrientes). La altura de líquido requerido está en función de los caudales de aceite y de agua y los tiempos de retención, como se indica:

$$h_o + h_w = \frac{[(t_r)_o Q_o + (t_r)_w Q_w]}{0.12d^2}$$

Donde:

h_o = Altura de capa de crudo (in)

h_w = altura desde la salida de agua hasta la interfase (in)

Q_o = Tasa de flujo de crudo (BPD)

Q_w = Tasa de flujo de agua (BPD)

t_{ro} = tiempo de retención de crudo (min)

t_{rw} = tiempo de retención de agua (min)

d = diámetro interno del separador (in)

Para estos cálculos asume un tiempo de residencia de 3 min de acuerdo con la API 12J, tanto para el condensado como para el agua, y un tamaño de gota de 130 μm .

Tabla 12.

Dimensiones requeridas en 16V-2003 para la separación de caso de alimentación simultáneo

Parámetro	Escenario			
	16V-2002	VRU	Generación	16V-2002 + 16VRU-2091+ Flash Tank
Diámetro (ft)	4.0	4.0	4.0	4.0
Longitud S/S (ft)	8.9	8.1	7.4	9.7
Altura de líquido hw+ho req. (ft)	1.55	0.80	0.05	2.41

De los resultados de la tabla anterior se puede concluir que, con las dimensiones actuales del recipiente, de 4 ft de diámetro y 12 ft de longitud son suficientes para llevar a cabo la separación líquido-líquido.

Capacidad línea de salida de crudo

Se hicieron cálculos para revisar la capacidad hidráulica de la línea de condensado del 16V-2003 a los tanques de producción 16T-2511/12. La hidráulica se hizo en HYSYS, asumiendo tres presiones de llegada a los tanques de almacenamiento, correspondiente a tres alturas de líquido: alta (9.8 psig), media (5.8 psig) y baja (2.9 psig).

La capacidad de la línea se estimó usando tres composiciones diferentes:

Escenario 1: Fluido VRU + Fluido de 16V-2002 + Fluido de Generación (generan vapores)

Escenario 2: Fluido VRU y Fluido de Generación (generan vapores)

Escenario 3: Fluido VRU y Fluido de 16V-2002 (estable)

Los flujos utilizados fueron los descritos anteriormente, 1714 BPD del 16V-2002, 882 BPD de la VRU, y 56 BPD de Generación. En la siguiente tabla se muestran los resultados:

Tabla 13.

Capacidad hidráulica línea de salida de crudo de separador 16V-2003

Escenario	Flujo (BPD)	Diámetro (in)	Presión 16V-2003 (psig)	Presión 16T-2512 (psig)	Velocidad (ft/s)
1	1200	2	20	9.8	3.43
	1500	2	20	5.8	5.9
	1620	2	20	2.9	7.7
2	1000	2	20	9.8	5.6
	1210	2	20	5.8	11.7
	1240	2	20	2.9	13.9
3	1215	2	20	9.8	3.4
	1620	2	20	5.8	4.63
	1850	2	20	2.9	5.3

Nota. Tomado de Aspen Hysys

De la tabla anterior se puede concluir que para los casos 1 y 2 en los cuales se generan vapores, se tiene menor capacidad de manejo de fluidos. Esto se debe a que en estos dos escenarios se está incluyendo los condensados de Generación, que no están estabilizados, puesto que provienen de un recipiente que opera entre 30 y 50 psig, a diferencia de los condensados de la VRU y del 16V-2002, que provienen de recipientes operando a presiones muy bajas (< 2 psig).

Debido a lo anterior se propone enviar los condensados del Flash Tank de Generación a otro recipiente para que se estabilicen, y luego enviar los condensados estabilizados al 16V-2003. Se propone utilizar el 16V-2002, para lo cual se hace una revisión de la capacidad del mismo, y verificar si este tiene la capacidad suficiente para recibir esos condensados adicionales de Generación.

En la siguiente tabla se muestran las características de la corriente de alimentación al 16V-2002 antes y después de agregar los condensados del Generación. Los datos fueron estimados a partir de las corrientes de la simulación, y el flujo de alimentación de líquido al 16V-2002 estimado por variaciones de nivel según los históricos del sistema iFIX. El flujo de condensados proveniente del Flash Tank corresponde al especificado anteriormente (56 BPD).

Tabla 14.

Escenarios de alimentación 16V-2002 incluyendo los condensados de Generación

Parámetro	Escenario	
	Sin fluido de Generación	Con fluido de Generación
Presión (psig)	0.3248	0.3248
Temperatura (°F)	100.6	95.8
Flujo de gas (Ib/h)	4775	5147
Densidad del gas (Ib/ft3)	0.101	0.104
Viscosidad del gas (Cp)	0.01	0.01
Flujo de líquido (Ib/h)	7857	8126
Densidad del líquido (Ib/ft3)	57.37	57.06
Viscosidad del liquido (cP)	1.0424	1.5766

Nota. Tomado de Aspen Hysys

Con los datos anteriores se hizo una evaluación de la separación gas- líquido en el 16V-2002. A continuación, se comparan los resultados obtenidos para ambos casos.

Tabla 15.

Evaluación separación gas - líquido en 16V-2002 incluyendo los condensados de Generación

Parámetro	Escenario	
	Sin Flash Tank	Con Flash Tank
Tiempo de residencia del líquido (min)	12.4	11.9
Velocidad terminal (ft/s)	1.94	1.93

Velocidad del gas (ft/s)	1.59	1.66
Longitud minima del recipiente (ft)	4.7	4.8
Longitud del recipiente (ft)	12	12

De acuerdo con los resultados de la tabla anterior se puede concluir que al evaluar la capacidad de separación del recipiente 16V-2002 con el flujo adicional de los condensados provenientes del Flash Tank de la planta de tratamiento de Generación, las dimensiones del recipiente siguen siendo adecuadas para que se dé la separación líquido-gas sin inconvenientes.

Revisión del sistema de control de nivel en el 16V-2003:

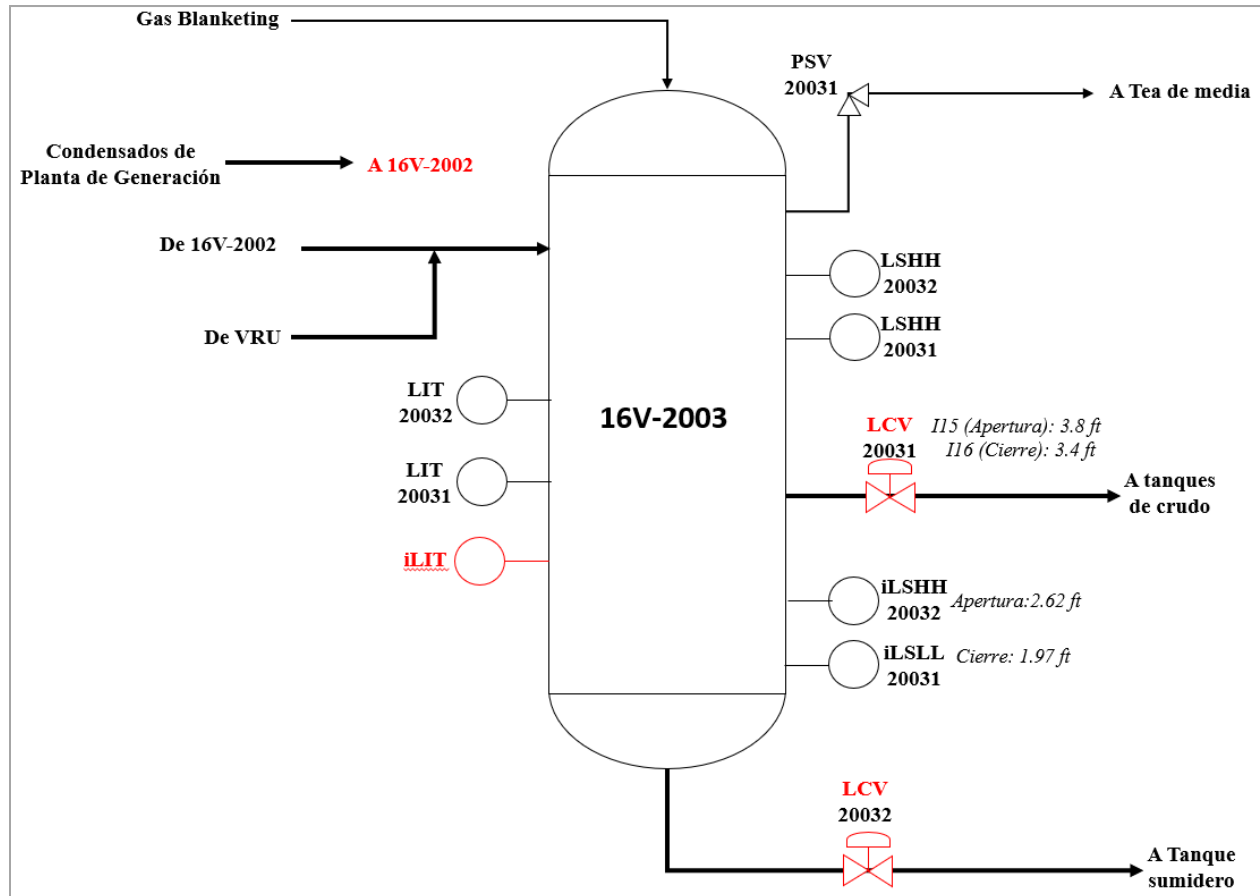
Luego de validar la capacidad del separador 16V-2003, se recomienda realizar otras modificaciones para mejorar el control de nivel total y de interfase de acuerdo con las recomendaciones de la norma API 12J.

El sistema de control de nivel de interfase presenta problemas cuando se ensucian los detectores de densidad de los switches de nivel de interfase, situación que descontrola al sistema de control, enviando agua a los tanques de producción y sacando el crudo de especificación. En este orden de ideas, se recomienda lo siguiente:

- Cambiar el sistema de control de nivel actual basado en interlocks por un sistema de control de nivel continuo, cambiando las válvulas actuales LCV-20031 y UV-20032 de salida de condensados y agua, respectivamente, por nuevas válvulas de control que aseguren un control regulatorio de nivel total y nivel de interfase. Adicional, instalar un transmisor de nivel con lectura de interfase que permita realizar el control de las dos válvulas de control.

Figura 32

Configuración propuesta en separador de condensados 16V-2003



Nota. Adaptado de Plano P&ID separador 16V-2003 de la compañía.

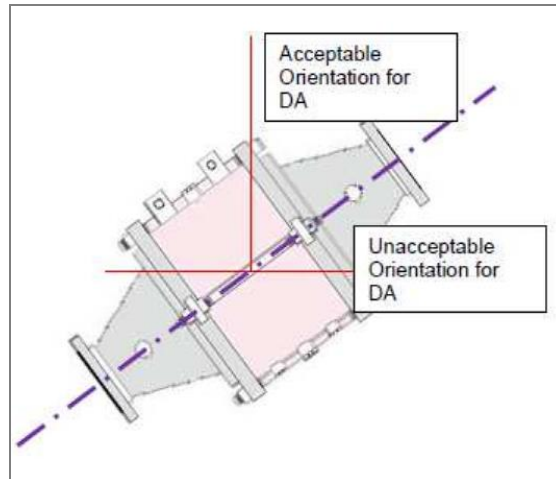
4.5.3 Acumulación de condensados línea de Tea

Se encontró que la acumulación de líquido en las trampas de condensado y en los drenajes de los *detonation arrestor* de la línea de gas de media presión, obedece a una incorrecta instalación de los *detonation*, puesto que estos se encuentran ubicados en una posición horizontal, y de acuerdo con el Manual de Mantenimiento y Operación de Tornado – Modelo ILSFB, estos equipos se deben instalar a un ángulo igual o mayor a 45° respecto a la horizontal,

con el fin de permitir el adecuado drenaje de fluidos condensados y evitar la acumulación de los mismos en el equipo, que pueda ocasionar taponamientos.

Figura 33

Esquema de instalación de los detonation arrester ILSF-B DA



Nota. Tomado de *Tornado Sure Stop Detonation Arrester Model: ILSF-B (2" to 12") Operating and Maintenance Manual*, por Tornado Combustion Technologies, Inc.

Con base en esto, se recomienda hacer las modificaciones respectivas en la elevación de la tubería aguas abajo de los *detonation* y en la tea, con el fin de darle la orientación correspondiente, con un ángulo de 45° con respecto al piso y asegurar así su correcta operación.

4.6 Revisión Sistema de almacenamiento y bombeo de crudo

El sistema de tanques de almacenamiento, unidad LACT y bombas de transferencia, disponen de una capacidad de manejo de crudo de 30,000 BOPD, por lo cual no se requiere ampliación de este sistema para la producción adicional (aprox. 25,000 BOPD) durante los próximos años de acuerdo con los pronósticos.

4.7 Revisión sistema de tratamiento de agua de producción

4.7.1 Tanque de desnatado 16T-3011

El tanque de desnatado tiene un volumen de 16,450 barriles, diámetro de 70 ft y altura de 24 ft, con base en estas dimensiones se revisó la capacidad de flujo del tanque, la cual depende del tamaño de partícula a remover.

Asumiendo un tamaño de partícula de 100 micras y un tiempo de residencia de 1.5 horas, lo máximo que este tanque podría manejar es 278,600 BPD de fluido. Sin embargo, de acuerdo con los pronósticos se espera un flujo máximo de agua producida de 290,000 BWPD, por lo cual, teniendo en cuenta que el flujo faltante es tan solo de 11,400 BPD, y que esta es la etapa previa a una fase de remoción de gotas de tamaño inferior como lo son las celdas de flotación, se recomienda operar únicamente con este tanque aun cuando se supere el flujo de 278,600 BPD, operando con un tiempo de residencia ligeramente menor y también se recomienda instalar internos que favorezcan la coalescencia y permitan mejorar la eficiencia de separación. Según K. Arnold (2008), con la instalación de un adecuado paquete de coalescencia, la eficiencia de remoción de aceite puede incrementar hasta en un 90%, y favorece la reducción de los tiempos de retención.

Se realizó el ejercicio en la memoria de cálculo, modificando el tiempo de residencia a 1.3 y se aumentando el tamaño de partícula a 103 micras, y se obtuvo el incremento de flujo hasta 290,000 BFPD. Sin embargo, debe ser verificada la instrumentación para proteger por presión y vacío el tanque y la entrada de gas de cobertura y salida de gas a la VRU.

4.7.2 Celdas de flotación

Las celdas de flotación 16S-3021 y 16S-3022 que son alimentadas por gravedad cuentan con una capacidad nominal de 55,000 BPD con un tiempo de residencia de 4 minutos, no

obstante, con un tiempo mínimo de residencia de 3 minutos estas pueden operar a una capacidad máxima de 65,000 BPD. La celda 16S-3023 que es alimentada mediante las bombas 16P-3033/3034 (una de respaldo) tiene una capacidad nominal de 80,000 BPD con 4 minutos de tiempo de residencia, y una capacidad máxima de 107,000 BPD con un tiempo mínimo de 3 minutos.

Incluyendo el baipás de las celdas, se dispone de una capacidad máxima en este sistema de 257,000 BFPD:

Tabla 16.

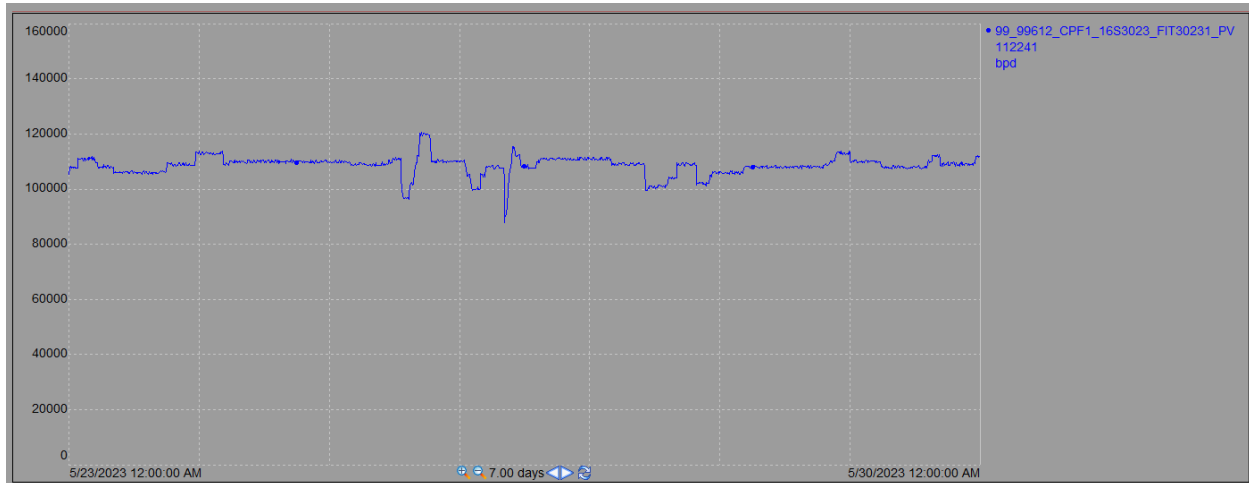
Capacidad actual máxima área celdas de flotación

Celdas de flotación CPF1	Capacidad Máxima (BPD)
16S-3021	65,000
16S-3022	65,000
16S-3023	107,000
Bypass Celdas	20,000
Total	257,000

No obstante, revisando los datos históricos de flujo de entrada a las celdas, se encontró que la celda de flotación 16S-3023 opera en valores de 100,000 a 120,000 BFPD, como se muestra en la siguiente gráfica:

Figura 34

Flujo de alimentación celda 16S-3023



Nota. Tomado de Sistema Supervisorio de Ifix (SCADA) de la compañía.

Por otra parte, se evidencia en los datos históricos que el flujo máximo de entrada a las celdas 16S-3021/3022, oscila alrededor de 59,000 BFPD, por lo que se procedió a validar la hidráulica debido a que estas celdas son alimentadas por gravedad desde el tanque 16T-3011, encontrando que el nivel operativo del tanque de 15 ft no es suficiente para vencer el nivel operativo de las celdas, con todas las pérdidas por fricción y accesorios de la línea. Debido a lo anterior, se recomienda instalar una bomba a la salida del tanque 16T-3011 para alimentación de las celdas de flotación 16S-3021/3022, asegurando que el fluido llegue con la suficiente presión a las celdas y se pueda garantizar el flujo máximo de estas y la capacidad instalada del sistema. Como una alternativa opcional se propone mover una de las bombas 16P-3033/34 disponible (opera de respaldo) que actualmente se tienen para el envío de agua desde el tanque 16T-3011 a la celda 16S-3023.

Teniendo en cuenta que los pronósticos de producción de agua para las fases de incremento de flujo en los próximos años tienen un pico máximo de aproximadamente 290,000 BPD, se hace necesario instalar una celda de flotación adicional al sistema para cubrir el

tratamiento total de agua de producción a recibir en la facilidad, incluyendo el volumen de nata aceitosa que se recupera en la celda.

Se propone instalar una celda con una capacidad de 50,000 BPD con el fin de asegurar suficiente tiempo de retención en todas las celdas, favoreciendo la separación y garantizando que el agua de salida cumpla con los parámetros de calidad de inyección, y así mismo evitando en lo posible tener que fluir por la línea del baipás de las celdas. La celda requiere ser instalada con sus respectivas bombas efluente de las mismas especificaciones que las demás (25,000 BPD a 30 psig) en operación 2+1, y bomba de alimentación si hidráulicamente es requerida.

4.8 Revisión sistema de inyección de agua

4.8.1 Tanques de cabeza de inyección

Los tanques de cabeza de inyección 16T-3511/3512/3513 son atmosféricos de 26 ft de diámetro y 32 ft de altura, con capacidad volumétrica de 3,000 barriles cada uno. Estos tanques tienen la función de dar cabeza de succión a las bombas booster y sirven de reserva para almacenamiento de agua en casos de contingencias operativas, es decir, en estos no ocurre proceso de separación. Su filosofía contempla la operación continua de dos tanques mientras que el otro se mantiene con un bajo nivel disponible para contingencia. Teniendo en cuenta lo anterior se hace necesaria la instalación de otro tanque de cabeza para recibir el agua de producción adicional, de manera que se garantice una ventana de tiempo de aproximadamente 30 minutos para almacenamiento, ante cualquier evento (ejemplo eléctrico) que no permita realizar la inyección de agua.

4.8.2 Bombas booster de inyección

Con las 6 bombas booster 16P-3534/35/36/37/38/39 se dispone de una capacidad total de 270,000 BPD (45,000 BPD c/u), por lo cual se hace necesario la instalación de una bomba

adicional de inyección (30,000 BPD a 150 psi), con lo que se tendría una capacidad total de aproximadamente 300,000 BPD de bombeo de agua en esta etapa.

4.8.3 Bombas principales de inyección

Con las 12 bombas principales de inyección 16P-3541/42/43/45/46/47/48/49/50/51/52/53 actualmente la facilidad dispone de una capacidad total de inyección de 240,000 BPD (20,000 BPD c/u), por lo cual se hace necesario la instalación de un nuevo tren de bombas principales conformado por tres bombas de las mismas especificaciones que las demás (20,000 BPD a 3000 psi), para un total de capacidad de inyección de 300,000 BPD.

A continuación, se muestra una tabla resumen con la capacidad actual máxima de las principales áreas que conforman el proceso de tratamiento, y la capacidad propuesta con la implementación de los cambios descritos anteriormente:

Tabla 17.

Capacidad actual máxima y propuesta para las áreas del proceso de tratamiento de la facilidad de producción de CPF1

Equipos / Sistema	Capacidad Actual Líquido (BPD)	Capacidad Propuesta Líquido (BPD)
Manifold de entrada	340,000	N/A
Separador de prueba	15,000	Realizar mejoras
Separadores de producción	260,000	320,000
Botas de gas	420,000	N/A
FWKOs	420,000	N/A
Sistema de almacenamiento y bombeo de crudo	30,000	N/A
Tanque de esquinado	278,600	290,000 307,000
Celdas de flotación	257,000	(Con bypass)

Tanques de cabeza de inyección	9000 Bbls	12000 Bbls
Bombas booster de inyección	270,000	300,000
Bombas principales de inyección	240,000	300,000
Equipos / Sistema	Capacidad de Gas actual (MMSCFD)	Capacidad Propuesta Gas (MMSCFD)
Separador de prueba	2	Realizar mejoras
Separadores de producción	5	5.5
Botas de gas	12	N/A
Sistema de gas de alta presión	8	N/A
Sistema de gas de media presión	2	Realizar mejoras

4.9 Revisión sistemas auxiliares

Para las modificaciones propuestas anteriormente se requiere la ampliación de los siguientes sistemas de servicios auxiliares:

- 3 paquetes de inyección de químicos para manifold, celda de flotación y tanque de cabeza
- Extender la red del sistema contraincendio de agua
- Extender la red del sistema contraincendio de espuma
- Extender el sistema de drenajes cerrados
- Extender el sistema de drenajes abierto

4.10 Revisión capacidad líneas internas de la Facilidada

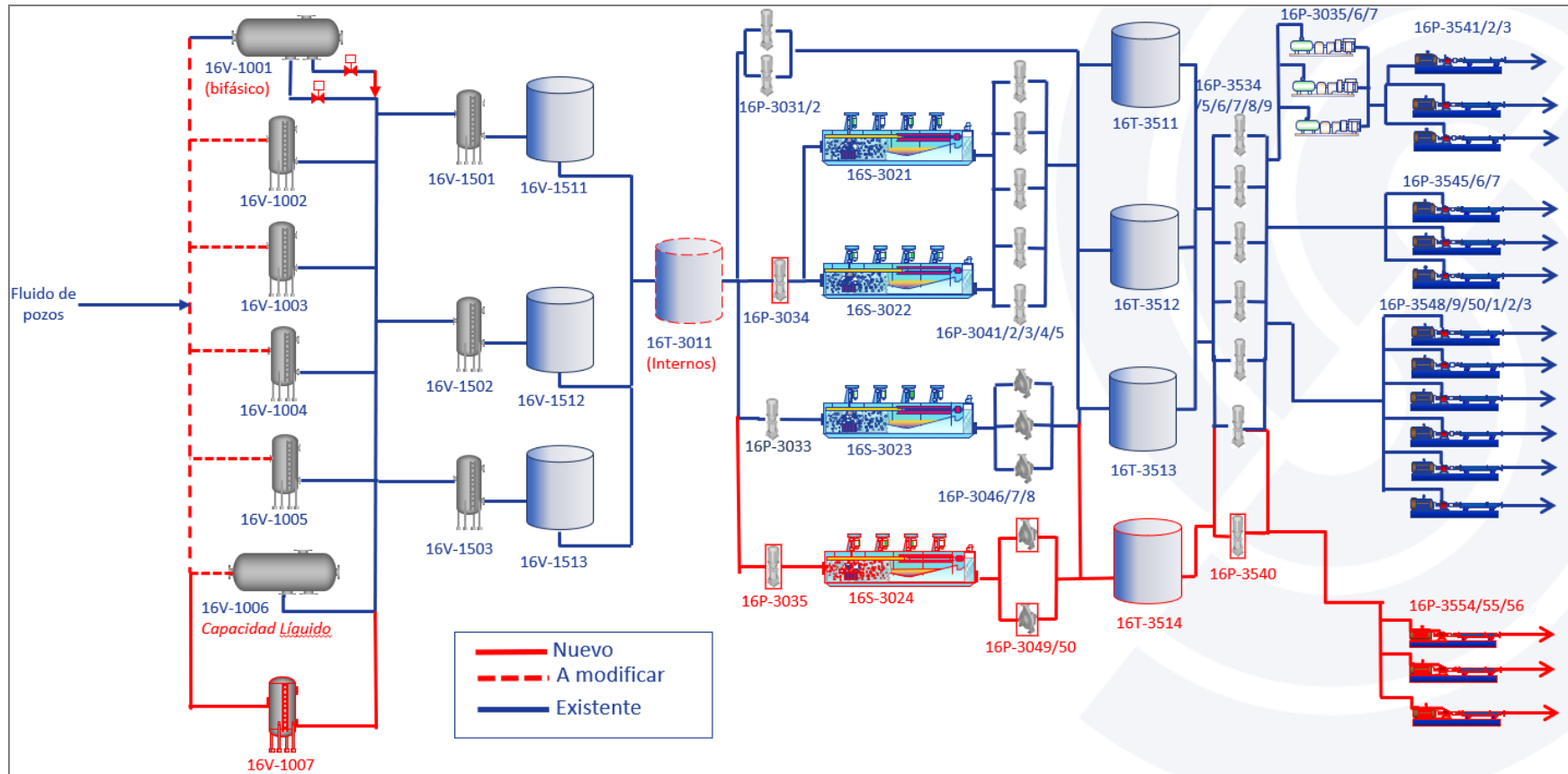
Se hizo la validación de la capacidad de las líneas principales o líneas más críticas del sistema, como lo son los cabezales comunes de descarga de líquido de los separadores, líneas de separadores a botas de gas, de salida de líquido de botas de gas a FWKOS, salida de agua de FWKOs a tanque de desnatado, del tanque de desnatado a celdas de flotación, y del sistema aguas abajo de las celdas de flotación, encontrando que las líneas existentes pueden manejar sin inconveniente los flujos máximos indicados en los pronósticos durante los próximos años.

4.11 Resumen Propuestas de operación para ampliación de capacidad de la facilidad CPF1

En las siguientes imágenes se muestran los cambios propuestos a realizar en cada uno de los sistemas analizados que conforman la facilidad de producción de CPF1, donde se encontraron limitantes y/o problemas operativos para ampliación de la capacidad de flujo de acuerdo con los requerimientos.

Figura 35

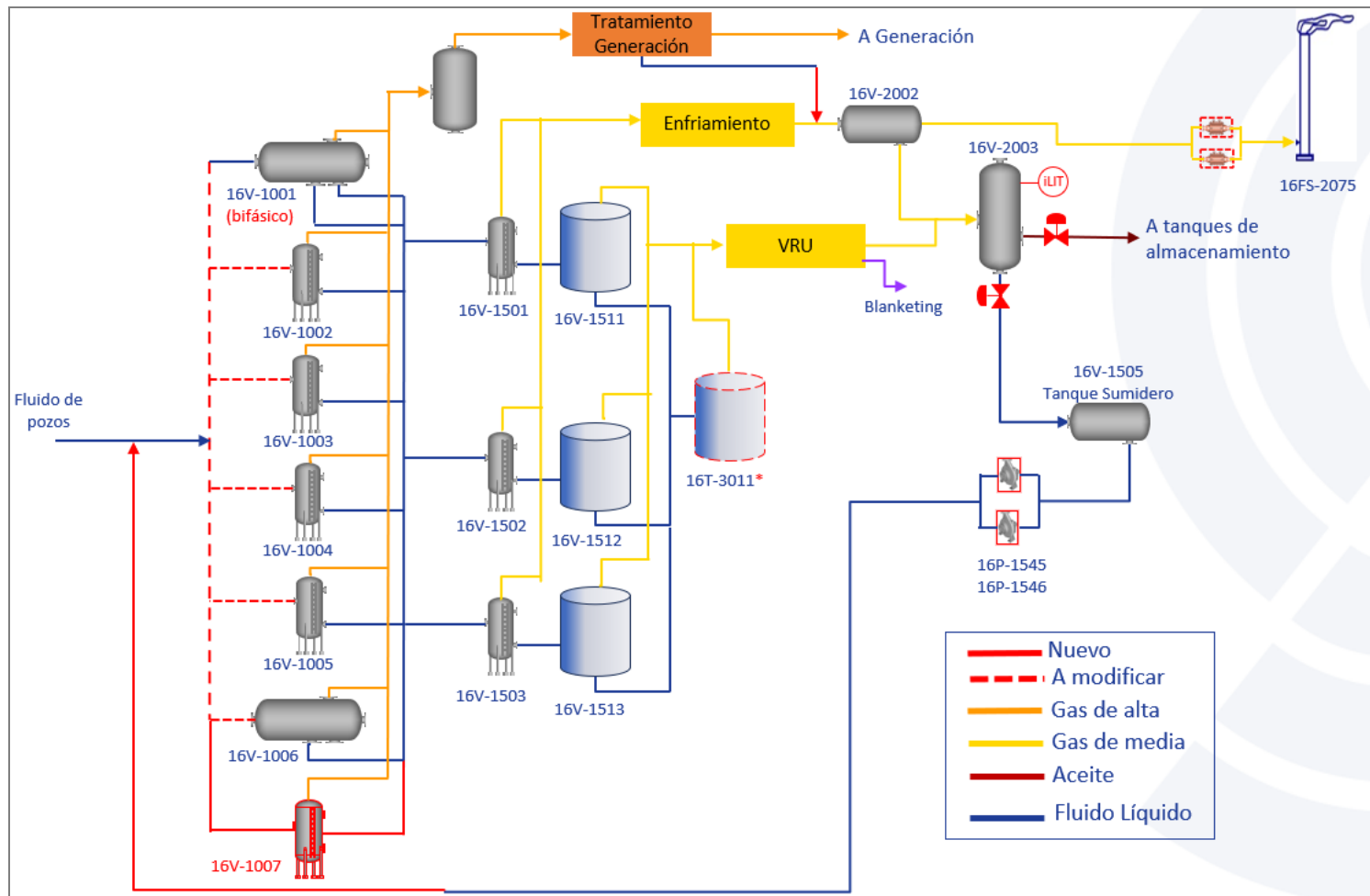
Modificaciones propuestas para ampliación de capacidad - Sistema de líquido CPF1



Nota. Elaborado por autor con base en información disponible en planos P&IDs de la compañía y resultados de la evaluación técnica.

Figura 36

Modificaciones propuestas para ampliación de capacidad - Sistema de gas CPF1



Nota. Elaborado por autor con base en información de planos P&IDs de la compañía y resultados de la evaluación técnica.

Estos cambios son:

1. Cambio de filosofía de operación del separador de prueba 16V-1001 a modo bifásico, y adecuaciones necesarias para medición de pozos de bajo, medio y alto caudal.
2. Adecuaciones mecánicas en las líneas de entrada a los separadores que garantice una distribución de flujo homogénea y flujo uniforme de entrada a los mismos, y que permita optimizar la capacidad del separador 16V-1006 tomando los 40,000 BPD de capacidad nominal de líquido.
3. Instalación de un nuevo separador vertical bifásico 16V-1007 de 5 ft de diámetro y 17.5 ft de altura para una capacidad de 40,000 BFPD y 0.5 MMSCFD.
4. Instalación de internos en el tanque 16T-3011 que favorezcan la coalescencia y permitan mejorar la eficiencia de separación.
5. Instalación de una nueva celda de flotación con capacidad de 50,000 BPD, bomba de alimentación a la misma en caso de ser requerida hidráulicamente, y 2 bombas efluente de 25,000 BPD y 30 psig de descarga.
6. Reubicar bomba 16P-3034 (respaldo de bomba 16P-3033) para alimentación de celdas 16S-3021/3022.
7. Instalación de un nuevo tanque de cabeza con volumen de 3,000 BPD.
8. Instalación de una nueva bomba booster de inyección de 45,000 BPD y 150 psig de descarga.
9. Instalación de un nuevo tren de bombas principales de inyección de agua, con tres bombas de 20,000 BPD y 3000 psig de descarga.

10. Redireccionar los condensados de la planta de tratamiento de Generación para ser enviados a estabilización al KOD 16V-2002, y que ya no entren directamente al separador 16V-2003
11. Cambiar el sistema de control de nivel del separador 16V-2003 por un sistema de control continuo de nivel total y de interfase, para lo cual se requiere la instalación de nuevas válvulas de control en las líneas de salida de agua y de crudo y un transmisor de nivel de interfase.
12. Redireccionar los drenajes acumulados en el tanque sumidero hacia el manifold de entrada de la facilidad y ya no directamente a las botas de gas, para lo cual se requiere aumentar el diámetro del impeller de las bombas del tanque sumidero 16P-1545 y 16P-1546.
13. Realizar adecuaciones en el sistema de la tea para modificar la ubicación de los *detonation arrestor*, asegurando un ángulo de mínimo 45° con respecto a la horizontal y evitar la acumulación de condensados.
14. Ampliación de los respectivos sistemas auxiliares de inyección de químicos, sistema contraincendio de agua y de espuma, y sistemas de drenajes cerrados y abierto.

5. Análisis Económico

Para realizar el análisis económico del proyecto de la ampliación de la facilidad de CPF1, con las modificaciones indicadas en el capítulo anterior, se evaluarán 4 criterios fundamentales para definir la rentabilidad y/o viabilidad de la propuesta. Estos son Valor Presente Neto (VPN), Tasa Interna de Retorno (TIR), relación costo/beneficio y el plazo de recuperación o Pay Back. Este análisis se realizará tomando como moneda el dólar estadounidense (USD).

5.1 Costos de inversión CAPEX

Dentro de los costos de inversión CAPEX se incluyen los costos iniciales asociados a la compra de nuevos equipos a adquirir, necesarios para la ampliación de la facilidad en 50 KBWPD de inyección, así como los servicios auxiliares requeridos. A continuación, se indican los equipos necesarios para el proyecto de la ampliación de capacidad de la facilidad CPF1 y los costos asociados.

Los costos de los nuevos equipos/servicios fueron estimados con base en indicadores KPIs de instalación y compra de equipos que ya se han adquirido en la compañía para proyectos similares, obteniendo un valor total de 50,550,000 USD de inversión inicial, como se indica en la siguiente tabla:

Tabla 18.*Costos de inversión para ampliación de la facilidad CPF1*

Item	Cant.	Configuración / Capacidad	Presupuesto Instrumentación v Automatización	Presupuesto Equipos	Presupuesto Piping	Presupuesto Civil	Presupuesto Eléctrico	Ingeniería/ Interventoria
Áreas de proceso principal								
Adecuaciones en Manifold de recibo de pozos	1		\$ 250,000		\$ 6,500,000			
Separador de prueba	1	Adecuacion a bifásico	\$ 100,000					
Separador de producción	1	Vertical 40,000 BFPD	\$ 210,000	\$ 280,000	\$ 140,000	\$ 140,000		
Tanque de desnatado	1	Instalación Internos	\$ 100,000	\$ 900,000				
Celda de flotación	1	WEMCO 50,000 BPD	\$ 200,000	\$ 1,500,000	\$ 270,000	\$ 180,000		
Bomba alimentacion a celda nueva	1		\$ 80,000	\$ 150,000	\$ 100,000	\$ 75,000		
Bombas de efluentes de celdas	3	Vertical 25,000 BPD / 25 HP	\$ 200,000	\$ 300,000	\$ 150,000	\$ 75,000		
Separador de Condensados	1	Adecuaciones	\$ 200,000					
Bombas del sumidero	2	Cambio impellers	\$ 50,000					
Tanque de cabeza de inyección	1	Vertical 3000 Bbbs	\$ 150,000	\$ 600,000	\$ 200,000	\$ 200,000		
Bombas booster de agua de inyección	1	Vertical 45,000 BPD / 200 HP	\$ 200,000	\$ 300,000	\$ 100,000	\$ 130,000		
Bombas de inyección	3	Horizontal 20,000 BPD / 1000 HP	\$ 600,000	\$ 10,200,000	\$ 900,000	\$ 300,000		
Adecuaciones en Pendiente de Detonación	1				\$ 250,000			
Servicios Auxiliares								
Sistema de inyección de qcos	3	Paquetes (manifold, celda, tanque de cabeza)	\$ 50,000	\$ 450,000	\$ 50,000	\$ 50,000		
Sistema Contraincendio - agua		Extender la red		\$ 500,000				
Sistema Contraincendio - espuma		Extender la red						
Sistema de drenajes cerrados		Extenderlo				\$ 500,000		
Sistema de drenaje abierto		Extenderlo				\$ 500,000		
Obras Civiles								
Relleno						\$ 3,500,000		
Obras Civiles (Edificios, diques, cerramientos, cimentaciones, vias)						\$ 1,000,000		
Eléctricos								
Ingeniería y Diseños (5%)							\$ 4,680,000	\$ 1,879,000
Interventoria a la construcción (12% del montaje)								
		Total (USD):	\$ 2,390,000	\$ 15,180,000	\$ 8,660,000	\$ 6,650,000	\$ 4,680,000	\$ 4,565,000
		Total Presupuestos:	\$ 42,125,000					
		Contingencia (20%)	\$ 8,425,000					
		Gran Total (USD):	\$ 50,550,000					

5.2 Costos de Operación OPEX

Dentro de los costos de operación se consideran los costos asociados al personal operativo (salarios, alimentación, transporte, etc.), costos de tratamiento del gas, agua de inyección y crudo producido, mantenimiento de equipos, locativos, costos de energía, etc. Estos costos operacionales se integran en el *Lifting Cost* que corresponde al costo operativo asociado a la producción y tratamiento de un barril de crudo en campo. Este dato fue suministrado por la

compañía, equivalente a un valor de 16.4 USD/barril para 2023, proyectándose un incremento del 11% para el año 2024 respecto a 2023, un 10% para 2025 respecto a 2024, un 10% para 2026 respecto a 2025, un 9% para 2027 respecto a 2026 y un 9% para 2028 respecto a 2027.

En la siguiente tabla se indican los costos asociados a los costos operativos con el valor del *Lifting Cost*.

Tabla 19.

Costos de operación durante periodo de evaluación del proyecto.

	Año				
	2024	2025	2026	2027	2028
Flujo de Crudo (Barriles/año)	474,704	3,604,829	5,230,788	4,393,862	3,690,844
Costos de producción y tratamiento OPEX (USD)	8,641,513	72,184,542	115,217,723	105,493,347	96,589,709

5.3 Ingresos

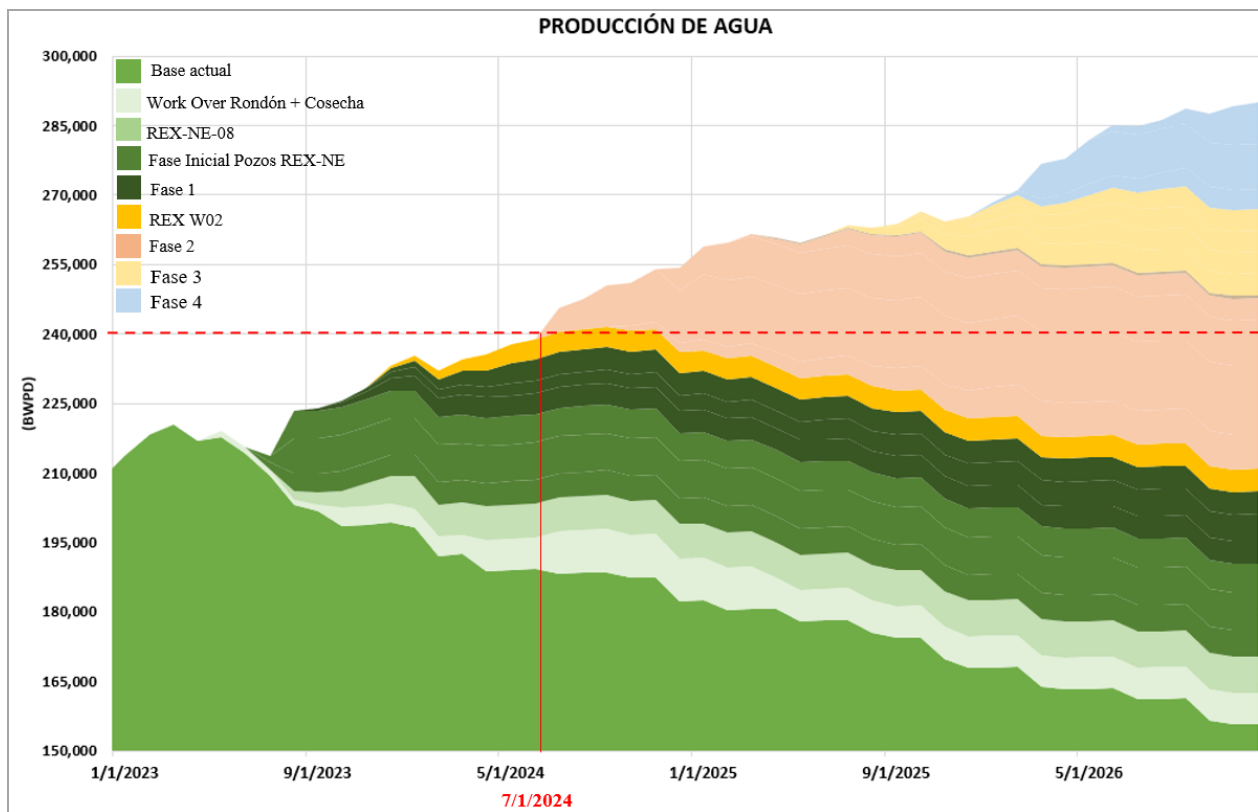
5.3.1 Ingresos asociados a la venta del crudo

El análisis económico se basa en un periodo de evaluación de 5 años, siguientes a la fecha de implementación del proyecto, debido a que la compañía no analiza proyectos a mayor periodo de tiempo debido a la incertidumbre existente en la asignación de los contratos de exploración y en la extensión de los contratos de asociación. La fecha de implementación del proyecto se define a partir del mes de julio de 2024, fecha en la cual el incremento de producción de las distintas fases supera la capacidad de inyección de agua en la facilidad de 240,000 BWPD como se muestra a continuación. Este incremento de agua de producción está determinado por la

entrada de fluido de la fase 2 que equivale a 6 pozos nuevos, y se continúa incrementando con la entrada de las fases 3 y 4.

Figura 37

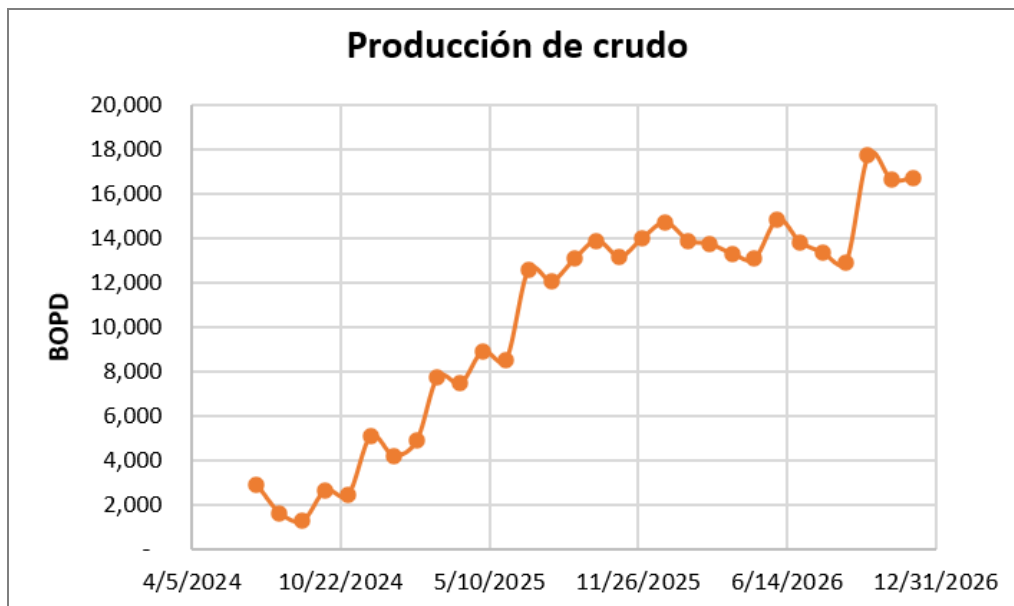
Pronósticos producción de agua (2023-2026) – Fecha inicio implementación del proyecto



A continuación, se muestra la producción de crudo asociada a la entrada del fluido de los pozos nuevos de las fases 2, 3 y 4:

Figura 38

Pronósticos producción de crudo con la entrada de fluido de las Fases 2, 3 y 4



Teniendo en cuenta que el periodo de evaluación del proyecto se realizará hasta 2028, y los pronósticos disponibles en la compañía están dados hasta 2026 (pico máximo) y posteriormente estos empiezan a declinar, se asumió una tasa anual de declinación similar a la que se tiene actualmente para la producción de crudo en los pozos existentes que hacen parte de la base actual, siendo un valor de 16% anual, debido a la incertidumbre que se tiene del éxito de la campaña planteada.

El precio de venta de crudo asumido para la evaluación del proyecto es el precio actual de venta Realized Price con el marcador Brent suministrado por la compañía durante el desarrollo del presente trabajo de grado, el cual es de 75.76 USD/bbl, sin embargo, se le debe restar 1.2 USD/bbl asociado al costo de transporte por el oleoducto, obteniendo un precio de venta real de 74.56 USD/bbl.

En la siguiente tabla se muestra el volumen de crudo producido anualmente para cada uno de los años a evaluar, así como el ingreso en dólares asociado a la venta de este.

Tabla 20.

Ingresos anuales por venta de crudo durante periodo de evaluación del proyecto

	Año				
	2024	2025	2026	2027	2028
Producción Crudo (Barriles/Año)	474,704	3,604,829	5,230,788	4,393,862	3,690,844
Ingreso por venta de crudo (USD/Año)	35,393,934	268,776,064	390,007,528	327,606,323	275,189,312

5.3.2 Egresos

➤ Regalías por venta de crudo

Adicional a la inversión inicial es importante tener en cuenta el descuento por regalías según lo establecido por la ley 756 de 2002 por explotación de un recurso natural no renovable (subsuelo) del Estado Colombiano. El porcentaje de regalía varía entre el 8% y el 25% del valor de la producción de crudo.

Tabla 21.

Cálculo de regalías por producción de hidrocarburos en Colombia

Producción diaria promedio	Porcentaje
Hasta 5,000 barriles por día	8%
Entre 5,000 y 125,000 barriles por día	$8 + (\text{producción} - 5,000) * 0.10$
Entre 125,000 y 400,000 barriles por día	20%
Entre 400,000 y 600,000 barriles por día	$20 + (\text{producción} - 400,000) * 0.025$
Más de 600,000 barriles por día	25%

Dado que el campo donde se ubica la facilidad de CPF1 tiene una producción entre 5,000 y 125,000 barriles por día, el porcentaje de regalías está dado por la ecuación: $8 + (\text{producción BPD} - 5,000) * 0.1$. En la siguiente tabla se muestra el egreso equivalente a regalías por la

producción de crudo adicional durante los años 2024 a 2028 y así mismo el cálculo de ingresos netos una vez restado este valor de egreso.

Tabla 22.

Ingresos netos anuales durante periodo de evaluación del proyecto restando pago por regalías

	Año				
	2024	2025	2026	2027	2028
Porcentaje Regalías	8.00%	8.00%	8.50%	8.95%	8.72%
Ingreso por venta de crudo (USD/Año)	35,393,934	268,776,064	390,007,528	327,606,323	275,189,312
Regalías por venta de crudo (USD/Año)	2,831,515	22,849,571	34,917,361	28,568,966	23,460,534
Ingresos netos (USD/AÑO)	32,562,419	245,926,493	355,090,167	299,037,358	251,728,778

➤ Impuesto de renta

Una vez determinados los ingresos netos se procede a calcular el impuesto de renta sobre las ganancias obtenidas que según lo dispuesto en el inciso 1 del artículo 240 del Estado Tributario, modificado por el artículo 10 de la ley 227 de 2022, la tarifa general del impuesto de renta de las personas jurídicas para el año gravable 2023 y siguientes es del 35%.

En la siguiente tabla se muestran los ingresos después de descontar el impuesto de renta según lo estipulado por el estado colombiano.

Tabla 23.

Ingresos netos anuales después del impuesto de renta

	2024	2025	2026	2027	2028
Ingresos netos (USD/AÑO)	32,562,419	245,926,493	355,090,167	299,037,358	251,728,778
Ingresos después del impuesto de renta (USD/AÑO)	21,165,573	159,852,221	230,808,609	194,374,283	163,623,706

5.3 Cálculo de indicadores financieros

A continuación, se procede a calcular los indicadores financieros: VPN, TIR, costo/beneficio y *PayBack*. La compañía establece una tasa de oportunidad del 18% efectiva anual.

➤ Valor Presente Neto (VPN):

Consiste en traer todos los ingresos y egresos futuros de un flujo de caja a valor presente utilizando una tasa de interés. Si el indicador VPN es positivo (>0) el proyecto es viable, mientras que si es negativo (<0) no es rentable el proyecto. Este indicador está dado por la siguiente ecuación:

$$VPN = -I_0 + \sum_{n=0}^n \frac{\text{Flujo de caja}}{(1+i)^n}$$

Donde:

n = periodos de tiempo

i = tasa de interés

I_0 = Inversión inicial

Para el cálculo del Valor Presente Neto del proyecto de ampliación de capacidad de la facilidad CPF1 es necesario conocer los costos iniciales de inversión, los costos operacionales y los ingresos durante los 5 años de evaluación, los cuales se especificaron anteriormente. Con esto se obtiene un valor de VPN de 168,552,329 USD, tomando un valor de precio del crudo de 74,56 USD/Bbl.

➤ Tasa Interna de Retorno (TIR):

Es una tasa de rendimiento utilizada en el presupuesto de capital para medir y comparar la rentabilidad de un proyecto. El término de “interna” se refiere al hecho de que no tiene en cuenta factores externos como la tasa de interés o la inflación. La tasa interna de retorno es una tasa de interés para la cual el VPN es cero. Si la TIR es mayor a la tasa de oportunidad el proyecto es rentable.

Para el proyecto en evaluación la TIR calculada es de 99.57%.

➤ Relación Beneficio/Costo: está dada por la relación ingresos/egresos que se genera en la ejecución del proyecto, y se analiza bajo las siguientes consideraciones:

- Si la relación $B/C > 1$, el proyecto es rentable (ingresos $>$ egresos).
- Si la relación $B/C = 1$, (ingresos = egresos).
- Si la relación $B/C < 1$, el proyecto no es rentable (ingresos $<$ egresos).

Para el proyecto en evaluación se obtiene un valor de relación B/C 4.33.

Una vez calculados estos indicadores se procede a determinar el tiempo de recuperación de la inversión realizada (PayBack).

➤ Tiempo de recuperación de la inversión (PAY BACK):

Este criterio da una idea aproximada del tiempo que tardará la compañía en recuperar la inversión inicial través del flujo de caja neto.

Payback Simple: este método considera los flujos de efectivo sin tener en cuenta el valor del dinero en el tiempo. Para que un proyecto sea aceptado, el *payback* simple debe ser menor a la vida económica del proyecto, lo cual asegura que se recupere la inversión inicial antes de por terminado el mismo.

$$\text{Payback Simple} = \frac{\text{Inversión Inicial}}{\text{Flujo de caja anual}}$$

Tabla 24.

Tiempo de recuperación de la inversión

		Año				
		2024	2025	2026	2027	2028
PayBack	(50,550,000)	(38,025,940)	49,641,738	208,587,139	330,902,091	433,995,959
Periodo de recuperación (años)	1.43					

El periodo de recuperación de la inversión es de 1.43 lo que sucedería aproximadamente a 1 año y 5 meses de haber sido implementado el proyecto.

6. Conclusiones

- La revisión técnica realizada en cada una de las etapas del proceso permitió identificar las capacidades máximas de equipos y líneas existentes, así como los cuellos de botella y problemas operativos actuales en los diferentes sistemas del proceso para el recibo adicional de fluido.
- Con base en los resultados de la evaluación técnica se planteó una propuesta de cambios a realizar en algunos sistemas, la cual se resume en el ítem 4.11, para eliminar estas limitaciones y condiciones existentes, optimizando los equipos existentes y asegurando la correcta operación de la facilidad con el flujo adicional de tratamiento.

- Estas propuestas planteadas garantizan la entrega de cada uno de los productos en condiciones de calidad que cumpla con la normatividad y entes regulatorios, como lo es el crudo enviado al oleoducto, el agua a inyección y el gas a quema.
- Aunque los costos de inversión CAPEX de la propuesta planteada son altos, los costos operativos asociados a la producción y tratamiento del crudo son relativamente bajos debido a que el crudo extraído de los pozos del campo Caricare es un crudo liviano, por lo que el tratamiento no requiere de muchas etapas de separación ni etapas adicionales de calentamiento o reducción de viscosidad, como sí lo requieren otros campos en Colombia.
- Los indicadores financieros muestran que las propuestas planteadas para el proyecto de ampliación de la capacidad de la facilidad para un total de fluido de 315,000 BWPD, con un incremento máximo a 2026 de cerca de 10,000 BOPD de crudo a un precio de venta de 74.56 USD, es económicamente viable, puesto que la TIR da un valor superior a la tasa de oportunidad.
- El precio de venta actual de crudo, con el cual se desarrolló todo el análisis económico, es oportuno para realizar esta inversión ya que permite recuperarla en un corto tiempo, de aproximadamente 1.5 años, de los 5 años evaluados. Si esta tarifa disminuye significativamente por alguna causa externa, es necesario realizar nuevamente la evaluación económica y verificar que continúe siendo viable.
- El tiempo de recuperación de la inversión obtenido para este proyecto es consistente con el logrado en las dos últimas ampliaciones realizadas en la facilidad, en las cuales los tiempos de recuperación han sido de 2 años y 8 meses, siendo el tiempo de 8 meses para la última ampliación de 20.000 BWPD implementada en 2018.

7. Recomendaciones

- Se debe considerar la inclusión de equipos de respaldo de tal forma que permita los mantenimientos preventivos sin pérdidas de producción para equipo rotativo tales como bombas booster y de inyección y demás bombas de transferencia que operan de manera continua sin *spare*. Además, hay que tener en cuenta que la facilidad de producción CPF1 entró en servicio en 2007, por lo que la mayoría de los equipos tendrán 17 años de operación para la fecha de implementación de este proyecto, cerca de la vida útil de muchos equipos (≈ 20 años) que van a requerir mantenimiento, para garantizar la confiabilidad de la operación.
- Considerar escenarios operativos para limpieza y mantenimiento de tanques debido a que la acumulación de sedimentos es cada 3 a 4 años. Actualmente, el tanque 16T-1512 que es un FWKO también cuenta con las facilidades para operar como *spare* del tanque de desnatado 16T-3011, pero se pierde capacidad de tratamiento, por lo cual se recomienda considerar la construcción de un nuevo FWKO con su respectiva bota de gas para prever estos escenarios de mantenimiento y construirlo dual (FWKO/Almacenamiento de crudo) para mayor aprovechamiento cuando no se requiera hacer mantenimientos.
- Se recomienda reevaluar la reubicación de la bomba 16P-3034 (respaldo de la bomba 16P-3033 de alimentación a la celda 16S-3023) para alimentación de las celdas 16S-3021/3022, de tal manera que no se quite esta bomba de *spare* sino que se asegure la instalación de una nueva bomba.

Referencias Bibliográficas

- Archbold De La Peña, Derrick (2020). *Evaluación técnica y Financiera de un Sistema de Bombeo Electrosumergible para la implementación en un campo colombiano de crudo Mediano*. Tesis de especialización. Escuela De Ingeniería De Petróleos. Bucaramanga: UIS.
- Arnold, K. y Stewart, M. (2008) Design of Oil Handling Systems and Facilities, Surface Productions Operations, 1 (3). Houston, Texas: Gulf Publishing.
- Bacca, Guillermo. (2005). Ingeniería Económica, (8). Fondo educativo Panamericano. Colombia.
- Bothamley, M. y Cambell Jhon M. (2013). *Gas Liquid Separators, Quantifying separation performance Part 1*. Petroskills.
- Botahmey, M. y Cambell Jhon M. (2013). *Gas Liquid Separators, Quantifying separation performance Part 2*. Petroskills.
- Campbell, J. (2004). *Gas Conditioning and processing*. The Equipment Modules, 2(8).
- 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. Revista Fuentes, El Reventón Energético, 14(1), 67.
- Gil, Carlos (2021). *Análisis Técnico Económico del sistema de levantamiento artificial PCP metal-metal implementado en un campo del Valle del Magdalena Medio*. Tesis de especialización. Escuela De Ingeniería De Petróleos. Bucaramanga: UIS.
- Medina Medina, Y. H. (2018). *Evaluación técnico-financiera de facilidades de producción tipo con tecnología victaulic mediante simulación*. Tesis de maestría. Fundación Universidad de América.

Santos, Nicolás. (2021) *Sistemas de Separación*. Escuela De Ingeniería De Petróleos.

Bucaramanga: UIS.

Sierracol Energy. (2019). *Manual de operaciones de la facilidad de producción*. Rev 11.

Departamento de Ingeniería de Facilidades y Construcción. Bogotá.

Sierracol Energy. (2023). *Pronósticos Cosecha & Rondon 2023*. Departamento de Ingeniería de

Yacimientos. Bogotá.