

**EVALUACIÓN DEL CONSUMO ENERGÉTICO REQUERIDO EN EL PROCESO
DE DESHIDRATACIÓN DE CRUDO Y TRATAMIENTO DE AGUA EN LA
ESTACIÓN JAGUAR**

JUAN MANUEL RODRIGUEZ CORRALES

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
MAESTRIA EN INGENIERÍA DE PETRÓLEOS Y GAS
BUCARAMANGA**

2018

**EVALUACIÓN DEL CONSUMO ENERGÉTICO REQUERIDO EN EL PROCESO
DE DESHIDRATACIÓN DE CRUDO Y TRATAMIENTO DE AGUA EN LA
ESTACIÓN JAGUAR**

JUAN MANUEL RODRIGUEZ CORRALES

**Trabajo de grado para optar por el título de
Magister en Ingeniería de Petróleos y Gas**

Director

NESTOR HUGO AGUIRRE VILLA

Magister en Gerencia de Negocios de Hidrocarburos

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
MAESTRIA EN INGENIERÍA DE PETRÓLEOS Y GAS
BUCARAMANGA**

2018

A Papá y Mamá por ser gestores de lo que soy hoy

A mis Hermanos por ser mis amigos Incondicionales

A mi amada esposa por ser el motor de mis días

A mis hijos, por ser mi alegría, orgullo y esperanza

A mi querido Fernando, mi guía permanente.

AGRADECIMIENTOS

El autor expresa sus agradecimientos a todas y cada una de las personas y entidades que de alguna forma posibilitaron el desarrollo de éste proyecto, en especial a:

Nestor Aguirre, Ingeniero de Petróleos. Director del proyecto. Cepsa Colombia. Empresa Soporte. Por sus valiosas asesorías y seguimiento general del proyecto.

Docentes de la Especialización, Ingenieros que de una u otra forma contribuyeron al desarrollo profesional y compartieron en gran medida su conocimiento, permitiendo obtener mayores habilidades para el futuro.

Compañeros de estudio, gracias a ellos el programa tuvo muchos más aportes que en una sola cátedra.

A mis amigos y compañeros de aventura, Sandra, David, Alex, Daniel por apoyar y ayudar en el difícil arte de la búsqueda del conocimiento.

CONTENIDO

	pág.
INTRODUCCIÓN	15
1. CONSUMO DE ENERGÍA EN LA ESTACIÓN JAGUAR	16
1.1 DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA	16
1.2 OBJETIVOS.....	17
1.2.1 Objetivo General	17
1.2.2 Objetivos específicos	17
1.3 JUSTIFICACIÓN	17
1.4 ALCANCE	18
1.5 HIPOTESIS.....	19
1.6 PREGUNTA DE INVESTIGACIÓN	19
2. MARCO DE REFERENCIA.....	20
2.1 ANTECEDENTES INVESTIGATIVOS	20
2.2 MARCO TEÓRICO CONCEPTUAL	20
2.3 MARCO PRÁCTICO	22
3. CARACTERIZACIÓN DEL SISTEMA	24
3.1 CARACTERIZACIÓN DE LOS FLUIDOS	24
3.1.1 Crudo	24
3.1.2 Agua	24
3.2 ESTACIÓN JAGUAR	27
3.2.1 Historia Del Bloque Caracara.....	27
3.2.2 Localización Geográfica.....	27
3.2.3 Producción de Crudo.	29
3.2.4 Producción de agua.	34
3.2.5 Sistema de tratamiento de agua – Planta A.....	35
3.2.6 Sistema de tratamiento de agua – Planta B.....	37
3.2.7 Inyección de agua.	38

3.2.8 Sistema De Generación De Vapor.....	39
3.2.9 Sistema de intercambio de calor.....	40
3.3 Condiciones operativas de La Estación Jaguar.	42
3.3.1 Flujo a través del sistema principal únicamente.....	44
3.3.2 Flujo a través del sistema principal y sistema de respaldo	45
4. BALANCE DE MASA Y ENERGIA.....	47
4.1 SIMULACIÓN DEL PROCESO.....	47
4.1.1 Entrada de datos.....	47
4.1.2 Generación balance de procesos	47
4.2 CONDICIONES OPERATIVAS DE LA ESTACIÓN JAGUAR.....	52
4.2.1 Tiempos de residencia en equipos de proceso.....	53
4.2.2 Temperatura actual de proceso	53
4.2.3 Productos químicos	54
5. IDENTIFICACIÓN DE LOS DIFERENTES ESQUEMAS DE AHORRO EN EL CONSUMO ENERGÉTICO.....	61
5.1 TIEMPOS DE RESIDENCIA.....	61
5.2 TEMPERATURAS DE PROCESO.....	63
5.3 APLICACIÓN DE PRODUCTOS QUÍMICOS	65
5.4 ESCENARIOS PROPUESTOS DE OPTIMIZACIÓN.....	67
5.4.1 Caso 2: Equipos primarios presurizados y de calentamiento.....	68
5.4.2 Caso 3: Equipo primario en paralelo con sistema actual y calentamiento	73
5.4.3 Caso 4: Equipos primarios presurizados, sostenimiento de la temperatura .	73
6. OPTIMIZACIÓN ENERGÉTICA DEL PROCESO	76
6.1 Resumen de alternativas propuestas.....	76
6.2 Análisis de alternativas	77
6.2.1 Sistemas de precalentamiento.....	78
6.2.2 Sistema de calentamiento antes del equipo primario.....	78
6.2.3 Sistema de calentamiento antes de los equipos secundarios.....	78
6.2.4 Bombas de transferencia de aceite emulsionado	79
6.2.5 Bombas de transferencia de agua al Surge Tank.....	79

6.2.6 Bombas de transferencia de agua Gun Barrels	79
6.2.7 Bombas de recirculación	80
6.3 Sistema de tratamiento e inyección de agua	80
6.4 Propuesta de optimización	80
7. CONCLUSIONES	83
8. RECOMENDACIONES	84
BIBLIOGRAFIA	85

LISTA DE TABLAS

pág.

Tabla 1. Análisis de Laboratorio crudo Estación Jaguar.	25
Tabla 2. Análisis de agua de producción Estación Jaguar.....	26
Tabla 3. Pre-calentadores HE 1100 A/B Estación Jaguar.	40
Tabla 4. Pre-calentador HE-1103 Estación Jaguar.....	41
Tabla 5. Calentadores HE-1102 A/B/C Estación Jaguar.....	42
Tabla 6. Balance de Demanda de energía térmica – Escenario de flujo a través del sistema principal únicamente.....	45
Tabla 7. Balance de Demanda energía térmica – Escenario de flujo a través del sistema principal y sistema de respaldo.	45
Tabla 8. Recopilación de Datos de Proceso.	48
Tabla 9. Energía Equipos Esquema Actual.	50
Tabla 10. Energía requerida por bombas.	51
Tabla 11. Consumo energético Estación Jaguar.	51
Tabla 12. Energía Total requerida por el sistema.	52
Tabla 13. Tiempos de Residencia Equipos Principales de Separación.	53
Tabla 14. Tiempo de residencia en separadores según temperatura del crudo	62
Tabla 15. Pruebas de deshidratación.	64
Tabla 16. Comparación escenario actual vs. nuevo escenario de trabajo	66
Tabla 17. Condiciones nuevas de productos químicos.....	66
Tabla 18. Evaluación de separadores L/L y G/L/L.	69
Tabla 19. Resumen escenarios de optimización.....	76
Tabla 20. Consumo energético por caso.	77
Tabla 21. Requerimiento térmico y eléctrico por caso.	81

LISTA DE FIGURAS

pág.

Figura 1. Ubicación del Bloque Caracara	28
Figura 2. Carretera hacia el Bloque Caracara	28
Figura 3. Ubicación de Estaciones Dentro del Bloque Caracara.	29
Figura 4. Sistema de deshidratación de crudo.....	33
Figura 5. Diagrama de despacho de crudo.....	34
Figura 6. Capacidad instalada para el manejo de agua en el Bloque Caracara. ...	34
Figura 7. Diagrama sistema de tratamiento de agua - Planta A.	36
Figura 8. Diagrama sistema de tratamiento de agua - Planta B.	38
Figura 9. Fotografía Caldera B-1000.	39
Figura 10. Diagrama esquemático sistema crudo-agua estación Jaguar.	43
Figura 11. Diagrama en ASPEN HYSYS de la Estación Jaguar.....	49
Figura 12. Sistema terciario en equilibrio.....	52
Figura 13. Aumento de temperatura para deshidratación de crudo.	53
Figura 14. Prueba de Botellas.....	58
Figura 15. Caída de agua en crudo Caracara.....	59
Figura 16. Muestras para selección de clarificador y demulsificante.	60
Figura 17. Pruebas de botella para fluido a la entrada de los Gun Barrels.....	65
Figura 18. Separador horizontal de dos fases.	70
Figura 19. Caso 2	72
Figura 20. Caso 3	74
Figura 21. Caso 4	74
Figura 22. Sistemas de calentamiento en el proceso actual.....	81
Figura 23. Diagrama Sistema Propuesto – Caso 4.....	82

LISTA DE GRÁFICAS

pág.

Gráfica 1. Historia de producción Bloque Caracara.	30
Gráfica 2. Tiempo de separación con diferentes productos químicos.....	62

RESUMEN

TITULO: EVALUACIÓN DEL CONSUMO ENERGÉTICO REQUERIDO EN EL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN DE CRUDO Y TRATAMIENTO DE AGUA EN LA ESTACIÓN JAGUAR. *

AUTOR: JUAN MANUEL RODRÍGUEZ CORRALES **

PALABRAS CLAVE:

Facilidades de producción, simulación de procesos, deshidratación, consumo energético, variables operativas.

DESCRIPCIÓN:

En las facilidades de producción se realizan procesos de deshidratación de crudo, tratamiento e inyección de agua que involucran variables de temperatura, tiempo y adición de productos químicos principalmente. El tiempo es dependiente de las facilidades instaladas y de los productos químicos y las dosis en tanto que la energía térmica es suministrada por calderas que utilizan crudo de petróleo como combustible las cuales aportan el vapor a los diferentes intercambiadores a fin de tener los equipos primarios y secundarios a ciertos valores de temperatura para lograr la separación del crudo y del agua. La energía eléctrica es empleada para las transferencias internas, para el bombeo de crudo en especificaciones y para la inyección de agua en los pozos de disposición.

A medida que se incrementan los cortes de agua presentes en los fluidos de producción se elevan los costos de combustibles y de electricidad lo cual hace indispensable generar nuevos escenarios que den equilibrio a los costos de producción y a la baja en la producción producto del agotamiento de las reservas.

Esta propuesta involucra análisis de energía basados en datos reales, en variables operativas actuales y en simulaciones de proceso que aportan diferentes escenarios energéticos para el manejo adecuado de las facilidades de producción presentando escenarios de menor consumo energético.

* Trabajo de grado.

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director: M. Sc. Nestor Hugo Aguirre Villa

ABSTRACT

TITLE: EVALUATION OF THE ENERGY CONSUMPTION REQUIRED IN THE OIL DEHYDRATION PROCESS AND WATER TREATMENT AT THE JAGUAR STATION.¹

AUTHOR: Juan Manuel Rodríguez Corrales. ²

KEYWORDS: Oil production facilities, process simulation, dehydration, energy consumption, operational variables.

DESCRIPTION:

At oil production facilities, processes such as crude oil dehydration, oil treatment and water injection take place using thermal and electric energy, which primarily involve variations in temperature, time and chemical additions.

Time variations are dependent upon the available facilities and the amount and type of chemical products in which thermal energy is provided by boilers. These boilers use crude oil as fuel to provide steam to the different exchangers in order to maintain the primary and secondary equipment at specified temperatures in order to obtain oil and water separation.

Electricity is used for pumping oil in order to maintain the quality standards and for injecting water into the depository wells.

As the water cut-offs in fluids are increased, fuel and electricity costs are also increased, which makes it indispensable to generate new scenarios that balance the production costs and to avoid a decrease in production due to reserves depletion.

This proposal involves an energy analysis based on real data, factual operational variables and process simulation that compare different energetic scenarios for the production facilities proper handling, presenting less energy consumption options (thereby providing cost savings to the company).

¹ Degree work for a master

² Physic-chemist Engineering Faculty, Petroleum Engineering School, Magister of Petroleum and Gas, Director: M.Sc. Nestor Hugo Aguirre Villa.

INTRODUCCIÓN

La estación Jaguar es una facilidad sustentada en los procesos de deshidratación de crudo para obtener condiciones de venta (porcentajes de agua y sedimentos igual o inferior a 0.5%) y en el manejo al agua asociada la cual debe ser tratada e inyectada de nuevo al yacimiento. Por sus características, la relación agua/aceite es cada vez mayor lo cual obliga a incrementar el consumo de energía a medida que se desarrolla el campo.

Esta energía es requerida para incrementar la temperatura de los fluidos provenientes de los pozos durante la separación del agua libre en la primera etapa y de la separación de la emulsión crudo-agua en la segunda etapa y también utilizada para transferir entre equipos volúmenes considerables de agua presente con el aceite durante su deshidratación y para todo el proceso de manejo e inyección de agua.

Mediante la caracterización del sistema y de los fluidos de los procesos se establecerán los balances de masa y de energía de cada una de las operaciones unitarias del proceso de deshidratación de crudo y tratamiento de agua a fin de Identificar los diferentes esquemas de ahorro en el consumo energético mediante simulación de procesos. Así mismo serán valorados y acotados por pruebas de laboratorio a fin de definir variables como tiempo de residencia, temperaturas y tipos y dosis de productos químicos.

Estos escenarios serán evaluados buscando así la mejor opción, la cual representa el menor uso de energía, además de minimizar el flujo de calor asociado al calentamiento de agua libre y poder llegar así a disminuir el consumo de vapor y energía, los cuales son un factor muy importante en el cálculo de los costos asociados a la producción de hidrocarburos.

1. CONSUMO DE ENERGÍA EN LA ESTACIÓN JAGUAR

En este capítulo se describirá la problemática referente al consumo de energía, el objetivo general, los objetivos específicos y la pregunta principal de investigación que conllevará a la hipótesis inicial.

1.1 DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA

El suministro de energía requerido para el abastecimiento en los campos petroleros es cada vez mayor como consecuencia del incremento en los cortes de agua en la producción, que hacen necesario aumentar continuamente la capacidad de manejo de fluidos tanto en los sistemas de levantamiento como en los sistemas de superficie. De igual forma tiende a incrementar la energía empleada para obtener las temperaturas necesarias para el adecuado tratamiento del petróleo y del agua en los equipos de proceso. Esto encarece considerablemente los costos asociados a la producción de cada barril de crudo producido.

Actualmente, el sistema utiliza crudo, como combustible para proveer temperatura a los fluidos en tratamiento, y energía eléctrica para el manejo de los sistemas de transferencia e inyección de las aguas producidas. A medida que en el perfil de producción se observa el incremento del volumen de agua con un volumen estable o menor de aceite, el balance de costos de producción se incrementa al igual que las rutinas de mantenimiento de equipos por tiempos de operación.

Los inconvenientes mencionados anteriormente pueden traer como consecuencias el incremento del requerimiento energético a valores no rentables para la producción del campo o que este llegue sobrepasar el límite máximo de energía establecido que obligaría a reducir la producción de fluidos.

1.2 OBJETIVOS

Los objetivos que se pretenden alcanzar en la presente investigación son enunciados en esta sección.

1.2.1 Objetivo General. Realizar la evaluación del consumo energético requerido en el proceso de deshidratación de crudo y tratamiento de agua en la estación Jaguar basado en las condiciones actuales y futuras de operación.

1.2.2 Objetivos específicos.

- ✓ Realizar una caracterización del sistema y de los fluidos de los procesos.
- ✓ Establecer los balances de masa y de energía de cada una de las operaciones unitarias del proceso de deshidratación de crudo y tratamiento de agua.
- ✓ Identificar los diferentes esquemas de ahorro en el consumo energético mediante simulación numérica de procesos.
- ✓ Realizar la optimización energética del proceso y un análisis de sensibilidad paramétrica.

1.3 JUSTIFICACIÓN

El manejo de cada vez mayores cantidades de agua asociada a los fluidos producidos, es un requerimiento que debe ser considerado como etapa de producción en los campos. Uno de los factores que generaron el incremento de la cantidad de agua en la producción fue la presencia de un acuífero activo como mecanismo de producción principal en la zona. Dado que la energía que proporciona el acuífero es insuficiente para llevar los fluidos hasta superficie, otro de los factores que ocasionaron el aumento de agua fue el uso de bombas electrosumergibles (ESP) como mecanismo de levantamiento artificial en todos los pozos, lo cual fue necesario para sostener el nivel de producción de petróleo.

Este incremento de producción de fluidos se intensifica hasta alcanzar valores que hacen complicado el manejo y el tratamiento, el cual debe ser adecuado para la separación de los componentes (crudo, agua, sedimentos y gas principalmente), de modo que se logren parámetros de calidad para inyección de agua y para venta de crudo y gas. Los costos asociados de estos volúmenes adicionales que se generan al tratar el agua producida reducen y hasta puede anular la rentabilidad del campo.

A pesar de tener un corte de agua del 90%, la operación se debe mantener rentable mediante el tratamiento y manejo que se les da a los fluidos en superficie, para lo cual, el mejoramiento de las técnicas de manejo de la producción de agua durante la última década permite hoy día un diverso rango de acciones: desde minimizar el volumen producido, hasta transformar grandes volúmenes considerados como un residuo en un recurso que puede favorecer y soportar parte del proceso de explotación.

1.4 ALCANCE

El presente trabajo de grado tendrá un alcance de tipo explicativo, en vista de que se adquiere la información de manera real, obteniendo una descripción general de todas las variables de proceso necesarias para el tratamiento de crudo y agua incluyendo el manejo final de disposición y despacho de crudo. Todo esto con la intención de correlacionar los datos para generar variables conforme a los requerimientos energéticos del proceso de la estación Jaguar.

Así mismo, el planteamiento del problema es delimitado y específico, se consideran las condiciones de proceso actuales con los equipos de tratamiento y manejo de fluidos instalados, así como con los requerimientos para despacho de crudo por oleoducto y calidad de agua para disposición. De manera semejante, la presentación de datos se hace en forma numérica y se realiza a través de tablas y figuras que presenten claramente los resultados obtenidos.

1.5 HIPOTESIS

Los consumos de energía en los procesos de deshidratación de crudo y manejo de agua en la estación Jaguar son dependientes de los cortes de agua existentes, de las condiciones operativas de los equipos y del desempeño de los productos químicos utilizados. Estos consumos afectan directamente los costos de producción en vista de que inciden en todos los puntos del proceso, desde el calentamiento hasta la disposición del agua.

1.6 PREGUNTA DE INVESTIGACIÓN

¿Qué requerimientos de energía son necesarios para los procesos de deshidratación de crudo y manejo de agua en la estación Jaguar?

2. MARCO DE REFERENCIA

Para enmarcar en su contexto la presente investigación, en los siguientes apartados se hace una reseña de los antecedentes y conceptos que conservan estrecha relación con la temática del proyecto, incluyendo aspectos investigativos, teóricos y prácticos.

2.1 ANTECEDENTES INVESTIGATIVOS

La energía para la operación de un Campo de explotación de hidrocarburos puede ser suministrada a través de la red eléctrica local, combustibles refinados y crudo utilizado como combustible, los cuales son insumos sujetos a la variación de precios de acuerdo al comportamiento del mercado. Cerca del 11% de lo que sale del pozo se consume antes de que el gas o el crudo se vendan³.

Se usa principalmente para calefacción, bombeo, compresión y procesos de tratamiento asociados, y a menudo esta energía se produce localmente con equipos de generación térmica de eficiencia relativamente baja. Lo más común es una eficiencia comprendida entre el 20% y el 40%, con una media razonable de aproximadamente el 25%. Estos valores, bajo escenarios de bajos precios de venta de hidrocarburos, hacen inviables operaciones que requieran valores considerables de energía para su operación.

2.2 MARCO TEÓRICO CONCEPTUAL

El Bloque Caracara es un proyecto de producción de petróleo situado en la Cuenca de los Llanos Orientales en Colombia. La compañía Cepsa es el operador del Bloque, siendo ECOPETROL el único socio del proyecto. El Bloque se divide en varios Campos de explotación: Peguita I, II y III, Caracara sur A, B y C, Rancho

³ DEVOLD, Håvard y TAYLOR, Sandy. Petróleo y gas, la energía que nos encanta odiar. En: Revista ABB, Vol. 1, No. 2. 2011, p. 12.

quemado, Toro Sentado, Unuma y Jaguar South West. El crudo producido en Caracara se considera un crudo semipesado con una gravedad API media entre 21,7°- 22,0° y baja presencia de gas asociado (GOR 7-11 scf/bbl). Los yacimientos están soportados por un fuerte acuífero dando una fuente natural de conservación de presión en las formaciones, pero insuficiente para proveer una producción espontánea por flujo natural, por lo que el Campo está completado con sistemas de levantamiento artificial. El mecanismo principal para disposición del agua producida es la inyección en pozos de disposición.

La producción de petróleo tiene asociada el manejo de un volumen tanto de crudo como de agua, por lo cual es de vital importancia que se realice un proceso de separación de fluidos. Para ello, los diferentes pozos son distribuidos en determinadas estaciones de recolección, las cuales ha sido diseñadas para realizar el tratamiento de deshidratación, clarificación, disposición de agua y despacho del crudo en especificaciones de inyección y comercialización respectivamente.

El proceso de tratamiento durante su periodo de actividad ha sufrido diversas modificaciones, principalmente con el objeto de incrementar la capacidad de manejo de agua.

Con la ampliación del sistema de tratamiento de agua de producción en la estación Jaguar, terminada en el 2016, se incrementó la capacidad de manejo de fluidos a tratar en la planta de deshidratación de crudo de la estación, lo cual exige un mayor consumo de combustible en las calderas para generar el vapor necesario para el proceso.

El fluido inicia la deshidratación en el tanque FWKO (Free Water Knock Out) denominado Surge Tank principal, el cual retira el agua libre del fluido. Luego pasa a los Gun barrels, donde se produce una segunda separación en la cual se remueve agua libre y agua emulsionada buscando que el crudo llegue a sus especificaciones

de venta. Para asegurar el calentamiento en el Surge Tank principal, se cuenta con dos etapas de precalentamiento. El calentamiento asociado al Surge Tank pequeño se encuentra a cargo de un intercambiador de calor. El fluido que ingresa a los Gun Barrels también es calentado en los intercambiadores de calor. El incremento de fluidos ha hecho necesario el incremento del consumo de vapor y el consumo de crudo como combustible de calderas, hasta valores sobre los 275BOPD.

2.3 MARCO PRÁCTICO

Actualmente los costos de producción en el campo se encuentran alrededor de 10-12 USD/BBL, donde uno de los grandes componentes es el de consumo energético, valorado en energía eléctrica, crudo de autoconsumo para combustible de calderas y diésel para generación en contingencias. Esto constituye actualmente un 20-25% del costo total de operación en las facilidades.

Esta energía es empleada en el proceso de deshidratación de crudo y disposición de agua, dada la necesidad de calentar los fluidos que llegan de los pozos para facilitar la separación del agua libre y de la emulsión crudo-agua que se genera.

Las causas del consumo energético son:

- a) La temperatura de los fluidos es insuficiente para separar los fluidos, disminuyendo la coalescencia de las gotas de agua en el fluido generando una emulsión más estable
- b) El incremento de fluidos en la estación a fin de mantener la producción de crudo constante, genera una disminución en la eficiencia de los equipos de separación de agua libre por el alto corte de agua que se maneja.
- c) La falta de estudios termodinámicos para conocer la eficiencia energética del sistema.
- d) La baja eficiencia de separación que incrementa la necesidad de aumentar la temperatura y la cantidad de los productos químicos empleados para la deshidratación del crudo y manejo del agua.

Los efectos que se generan a partir de este problema, además del uso inadecuado de la energía del proceso por transferencia de calor al agua libre, parten del alto consumo de crudo en la estación para funcionamiento de las calderas (las cuales son utilizadas en las operaciones), necesarias para incrementar la temperatura y mejorar la eficiencia en la separación de la emulsión. Por consiguiente, esto afecta la producción neta teniendo menos crudo disponible para la venta, generando una menor ganancia por venta de crudo al igual que un aumento en los tiempos de retención de fluido en los tanques.

3. CARACTERIZACIÓN DEL SISTEMA

Con el fin de lograr obtener el contexto general, en este capítulo se realizará la descripción del proceso, así como la caracterización de los fluidos en el proceso.

3.1 CARACTERIZACIÓN DE LOS FLUIDOS

La producción de los campos trae consigo la extracción de crudo y de agua asociada. De las características de cada uno de ellos se deben realizar los tratamientos térmicos, físicos y químicos necesarios para la obtención de parámetros óptimos.

3.1.1 Crudo. El crudo producido en Caracara se considera semipesado con una densidad media de 21 - 22 ° API y presencia de gas en algunos pozos asociados a la estación Caracara Sur, GOR (7-11 scf/bbl). Los yacimientos están soportados por un fuerte acuífero dando una fuente natural de presión, pero insuficiente para proveer una producción espontánea, por lo que el campo esta completado con levantamiento artificial. Las principales propiedades del crudo se identificaron mediante análisis en laboratorio y sus valores se presentan en la Tabla 1.

3.1.2 Agua. El agua producida en el Bloque Caracara se caracteriza principalmente por su salinidad, por el contenido relativamente alto de Sodio y Cloruros. Bajo las condiciones de operación no produce generalmente problemas de incrustación. Para su disposición el agua debe ser tratada para disminuir su contenido de hidrocarburos totales y sedimentos suspendidos a menos de 5 mg/L cada uno, que corresponde a los niveles establecidos por la normatividad vigente. El mecanismo principal para manejo del agua tratada es la inyección en pozos de disposición. La Tabla 2 muestra el análisis de laboratorio realizado al agua que sale de los equipos de deshidratación de crudo e ingresa a las plantas de tratamiento de agua.

Tabla 1. Análisis de Laboratorio crudo Estación Jaguar.

ANALISIS			
<u>NOMBRE Y NUMERO DE LA PRUEBA</u>		<u>UNIDAD</u>	<u>RESULTADO</u>
Gravedad API @ 60°F (seco)	ASTM D-1298		21,5
Punto de inflamabilidad (Flash Point)	ASTM D-93	°C	13
Punto de fluidez (Pour Point)	ASTM D-97	°C	<-33
Azufre por Rayos X (Sulfur X-Ray)	ASTM D-4294	% masa	1
Agua y Sedimentos	ASTM D-4007	% vol	0,3
Vanadio	ASTM D-5863	mg/kg	114
Niquel	ASTM D-5863	mg/kg	35
Contenido de Sal	ASTM D-3230	PTB	6,5
Asfaltenos	IP-143	% masa	9,8
Contenido de Parafina	UOP-46	% masa	4,1
Ceniza	ASTM D-482	% masa	0,010
Viscosidad @ 100 °F	ASTM D-445	cP	61,3
Viscosidad @ 122 °F	ASTM D-445	cP	33,4
Viscosidad @ 210 °F	ASTM D-445	cP	6,5
Índice Total de Acidez	ASTM D-664	mgKOH/g	0,011
Destilación	ASTM D-86	°F	
Punto Inicial de Ebullición (IBP)			220
5%			338
10%			458
20%			568
30%			636
40%			662

Fuente: SAYBOLT COLOMBIA, Laboratory Analysis Report, Bogotá, Oct. 2014.

Tabla 2. Análisis de agua de producción Estación Jaguar.

PARÁMETRO	UNIDADES	TECNICA ANALITICA	METODO	TOMA MUESTRAS ENTRADA DE LOS HIDROCICLOS	TOMA MUESTRAS SALIDA DE LOS FILTROS DE CASCARA DE NUEZ	%REMOC.	LIMITES DECRETO 1594/84 MIN. DE SALUD Y MIN. DE AGRICULTURA	
				ANTEK 10529	ANTEK 10530		Art. 72	Art. 74
HORA	h.	-		09:00 - 06:00			N.E.	N.E.
COORDENADA N.				04°13'06,1"	04°13'06,0"		N.E.	N.E.
COORDENADA W.				072°01'45,8"	072°01'45,3"		N.E.	N.E.
COORDENADA PLANA N.				958282,793	958274,702		N.E.	N.E.
COORDENADA PLANA E.				894313,398	894332,815		N.E.	N.E.
TEMPERATURA MUESTRA	°C	TERMOMETRICO	SM 2559 B	63,6	65,9		<=40	N.E.
pH	UNIDADES	CO	SM 4500H+ B	8,75	8,51		5,0-9,0	N.E.
CONDUCTIVIDAD	µS/mg	CO	SM 2510 B	1050	1253		N.E.	N.E.
TURBIEDAD	NTU	O	SM 2130 B	149	11,7		N.E.	N.E.
CAUDAL	L/s	VOLUMETRICO	GUIA PARA EL MONITOREO DE VERTIMIENTOS CAPITULO 4 IDEAM. 2005	107,59	107,59		N.E.	N.E.
DUREZA TOTAL	mg/L CaCO3	VOLUMETRICO-EDTA	SM 2340	14,5	13,8		N.E.	N.E.
CLORUROS	mg/L Cl-	ARGENTOMÉTRICO	SM 4500-Cl B	26,4	28,1		N.E.	N.E.
FENOLES TOTALES	mg/L	DESTILACION - FOTOMETRICO	SM 5530 B - SM 5530 D	0,101	<0,100		N.E.	0,2
SOLIDOS SUSPENDIDOS TOTALES	mg/L	SECADO A 103-105 °C - GRAVIMÉTRICO	SM 2540 D	25	<8	99,9	>=80%	N.E.
SOLIDOS TOTALES	mg/L	SECADO A 103-105 °C - GRAVIMÉTRICO	SM 2540 B	504	580		N.E.	N.E.
DBO5	mg/L O2	INCUBACION 5 DIAS - ELECTRODO DE MEMBRANA	SM 5210 B - SM 4500-O G	64	24	62,5	>=80%	N.E.
DQO	mg/L O2	REFLUJO CERRADO - VOLUMETRICO	SM 5220 C	160	60		N.E.	N.E.
SODIO	mg/L	E.A.A.	SM 3111 B	74,3	77,8		N.E.	N.E.
BARIO	mg/L	E.A.A.	SM 3030 E - SM 3111 D	0,099	<0,096		N.E.	5,0
ALUMINIO	mg/L	I.C.P.	SM 3030 E -	0,058	<0,054		N.E.	N.E.
MANGANESO	mg/L	E.A.A.	SM 3030 E -	<0,079	<0,079		N.E.	N.E.
ZINC	mg/L	E.A.A.	SM 3030 E -	0,030	0,050		N.E.	N.E.
CADMIO	mg/L	E.A.A.	SM 3030 E -	<0,015	<0,015		N.E.	0,1
CROMO TOTAL	mg/L	E.A.A.	SM 3030 E -	<0,109	<0,109		N.E.	N.E.
PLOMO	mg/L	E.A.A.	SM 3030 E -	<0,052	<0,052		N.E.	0,5
NIQUEL	mg/L	E.A.A.	SM 3030 E -	<0,085	<0,085		N.E.	2,0
GRASAS Y ACEITES	mg/L	PARTICIÓN/ INFRARROJO	SM 5520 C	229	6,28	97,3	>=80%	N.E.
HIDROCARBUROS TOTALES	mg/L	PARTICIÓN/ INFRARROJO- INFRARROJO	SM 5520 C SM 5520 F	222	6,07		N.E.	N.E.

Fuente: ANTEK S.A. Reporte de Resultados de Laboratorio. Bogotá, Ene. 2015.

3.2 ESTACIÓN JAGUAR

Con el fin de tener claridad respecto al entorno del proyecto y los objetivos trazados, se presenta a continuación un resumen de los aspectos más importantes de la Estación Jaguar.

3.2.1 Historia Del Bloque Caracara. De acuerdo con la descripción del plan de desarrollo de Cepsa Colombia S.A.⁴, la actividad de exploración de esta área data desde 1986, con la compañía CHEVRON quien perforó el primer pozo con nombre Rancho Quemado 1.

En 1992 American Internacional Petroleum Corporation Of Colombia (A.I.P.C) firmó el Contrato de Asociación Río Planas con la Empresa Colombiana de Petróleos – ECOPETROL, Posteriormente cede este contrato a CASA INGLESA LTDA en 1994, Este contrato concluyó por ECOPETROL y en 2001, se suscribe el contrato de asociación Caracara por HUPECOL LLC.

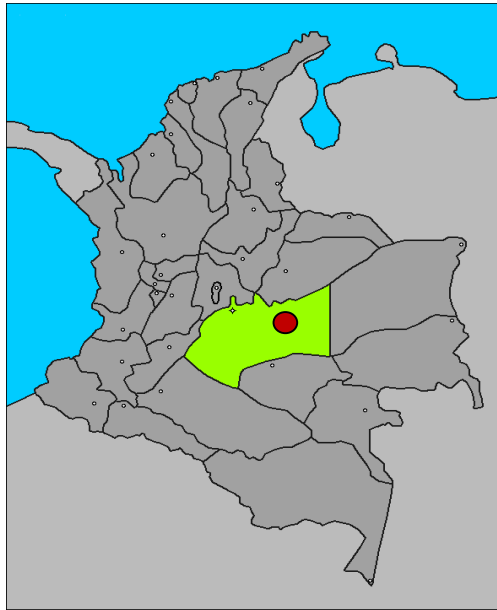
En el año 2008 CEPESA adquirió la totalidad de los derechos de HUPECOL sobre el Bloque Caracara quedando con el 70% del Campo Caracara y su operación. De acuerdo con los términos del contrato su finalización está prevista para el año 2029.

3.2.2 Localización Geográfica. El Bloque Caracara se encuentra ubicado en la cuenca de Los Llanos, al este de la población de Puerto Gaitán, al extremo nororiental del Departamento del Meta. En la Figura 1 se muestra la ubicación en un mapa del país.

Desde la ciudad de Bogotá se puede llegar a la Estación por vía aérea viajando por medio de vuelo directo hasta la Estación Jaguar, o por vía terrestre desde Bogotá por la vía que conduce hasta Puerto Gaitán- Meta por la ruta 40 de la red nacional.

⁴ CEPESA COLOMBIA S.A. Plan de Desarrollo Bloque Caracara 2016 “Yacimientos, perforación, producción, facilidades, integridad, HSE y PP5”. Bogotá D.C. 2016. 12 p.

Figura 1. Ubicación del Bloque Caracara



Fuente: The gourmet light. (2013). Marco geográfico. Thegourmetlight. Recuperado de: <https://goo.gl/wV8Lbk>

Desde allí se toma la vía hacia San Pedro de Arimena, en el kilómetro 8 se toma el desvío al Sur hacia el Alto Neblinas y en el kilómetro 12,5 se gira en dirección Este en la vía en la vía que conduce a la Estación Jaguar como ilustra La Figura 2.

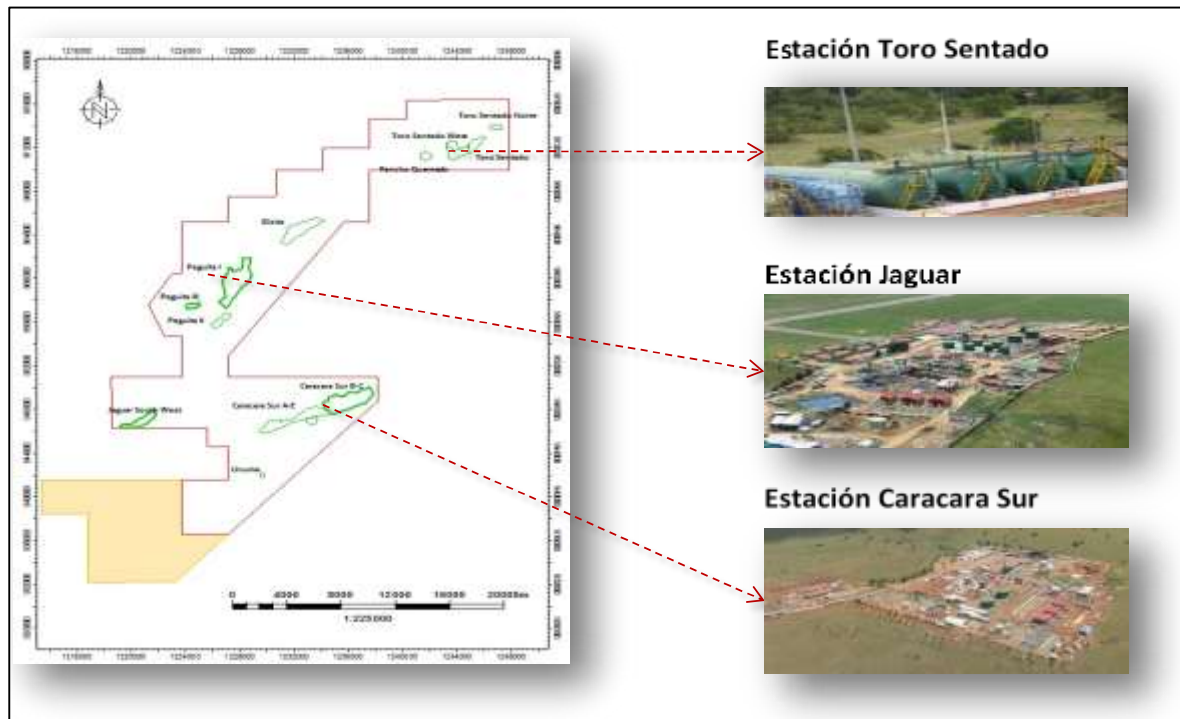
Figura 2. Carretera hacia el Bloque Caracara



Fuente: Instituto geográfico Agustín Codazzi. (2014). Carreteras Colombia. Recuperado de: <http://www.carreterascolombia.com/imag/big/meta0000.png>

El bloque de producción cuenta con tres facilidades de producción que dan manejo a todos los fluidos las cuales se muestran en la Figura 3 .

Figura 3. Ubicación de Estaciones Dentro del Bloque Caracara.



Fuente: CEPESA COLOMBIA S.A. Plan de desarrollo, 2016.

3.2.3 Producción de Crudo. La producción media actual de Caracara se encuentra en torno a 15.537 BOPD y 195.063 BWPD lo que supone un corte de agua de aproximadamente un 92.62%. La estrategia actual de explotación está basada en el uso al máximo de la capacidad instalada, mediante la apertura de arenas que contribuyan con un corte de agua igual o menor al corte de agua global de tal manera que se consiga la mayor producción de aceite. Esto se logra mediante campañas de *workover* en pozos que presenten areniscas de bajo corte de agua, que se completan mediante completamientos múltiples (commingled) selectivos.

En la Gráfica 1 se presentan los datos históricos de producción del Bloque Caracara, donde se observa que la producción de aceite y de agua. Se evidencia un punto

más alto en el año 2008, a partir del cual ocurre un incremento acelerado de la producción de agua con respecto a la de crudo a causa de una irrupción de agua en los pozos del Bloque.

Gráfica 1. Historia de producción Bloque Caracara.



Fuente: CEPESA COLOMBIA S.A. Presentación de campo. Septiembre, 2017.

Uno de los factores que generaron el incremento de la cantidad de agua en la producción fue la presencia de un acuífero activo como mecanismo de producción principal en la zona, considerado por su tamaño como un acuífero infinito. Dado que la energía que proporciona el acuífero es insuficiente para llevar los fluidos hasta superficie, otro de los factores que ocasionaron el aumento de agua fue el uso de bombas electro-sumergibles (ESP) como sistema de levantamiento artificial en todos los pozos, lo cual fue necesario para sostener el nivel de producción de petróleo. No obstante, genera como efecto secundario un diferencial de presión mayor, que sumado con la movilidad del agua, produce una conificación del acuífero en el yacimiento. A pesar de tener un corte de agua superior al 90%, la operación se mantiene rentable gracias al tratamiento y manejo que se les da a los fluidos en superficie.

Las perspectivas de desarrollo hacen de este campo que sea considerado como maduro, sin prospectos exploratorios en el corto plazo, siendo necesario considerar el manejo de los fluidos con todos sus costos asociados como la principal variable de sostenimiento del bloque. A continuación, se explicará el funcionamiento de los sistemas que conforman la estructura de manejo de fluidos.

- **Sistema de separación:** Para la obtención del petróleo crudo en calidad de venta es necesario realizar el adecuado manejo de los fluidos producidos por cada uno de los pozos direccionándolos a tres facilidades de producción:
 - a) **Estación Jaguar:** recibe la producción de los campos Peguita I, Peguita II, Peguita III, Elizita y Jaguar South West, en total 38 pozos.
 - b) **Estación Caracara Sur:** recibe producción de los campos Caracara Sur A, Caracara Sur B-C y Unuma, en total 40 pozos.
 - c) **Estación Toro Sentado:** recibe la producción de los campos Toro Sentado Norte, Toro Sentado West, Toro Sentado y Rancho Quemado, en total 12 pozos.

Para el caso de la estación Jaguar, el tratamiento se realiza en dos etapas de separación: En la etapa de **Separación Primaria**, los fluidos provenientes del yacimiento impulsados por equipos ESP son transportados a la estación mediante líneas troncales o principales de tubería, que recogen de cada uno de los clusters la mezcla de crudo, agua y sedimentos. Con el propósito de iniciar el proceso de separación, a dichos fluidos se les dosifican, en cabeza de pozo ó manifold, productos químicos como dispersante de parafinas, rompedor directo y rompedor inverso de emulsiones. Las dosis son determinadas en pruebas de laboratorio que posteriormente son escaladas en campo definiendo los puntos de aplicación de acuerdo con el objetivo de cada producto químico.

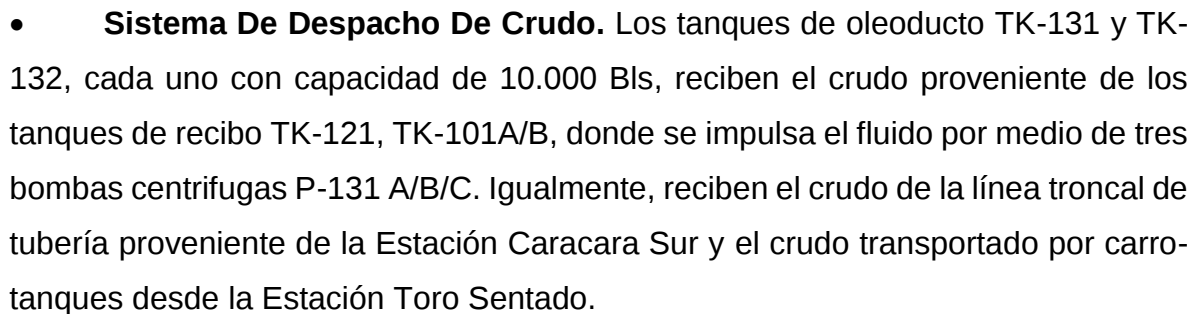
Posteriormente estos fluidos son dirigidos a dos pre-calentadores liquido-liquido (HE-1100A/B) que utilizan la temperatura de la corriente de salida de agua de un

Gun Barrel para calentar la corriente de entrada de 110°F a 135°F que es la temperatura de operación del tanque deshidratador de agua libre (*Free Water Knock out- FWKO*) GB-1100, con capacidad de 5.000 Bls donde se separa el 90% del agua libre asociada al crudo luego de 45 minutos de residencia. De ser necesario incrementar más la temperatura o si los pre-calentadores no suministran la temperatura necesaria al fluido, se cuenta con el intercambiador de calor HE-1103 luego de los pre-calentadores, el cual utiliza vapor de agua como fuente de calor.

De este equipo se dividen dos corrientes: La **Corriente de crudo** sale por la parte superior del GB-1100 con un corte de agua entre 20-80% de agua y posteriormente es impulsada mediante tres bombas (P-1100 A/B/C) hacia la entrada de los intercambiadores de calor HE-1102B/C, en los cuales se utiliza vapor de agua como fuente de calor. Este vapor de agua proviene de dos calderas instaladas en la estación que utilizan aproximadamente 130 BOPD como combustible para evaporar agua procedente de una piscina que actúa como sumidero del agua condensada del vapor a la salida del intercambiador. Por su lado, la **Corriente de agua** retirada por el equipo es expulsada por la parte inferior del GB-1100 con una concentración de aceite entre 200-800 ppm O/W, para luego ser impulsada mediante seis bombas (P1300 D/E/F/G/H/I) hacia las plantas de tratamiento de agua.

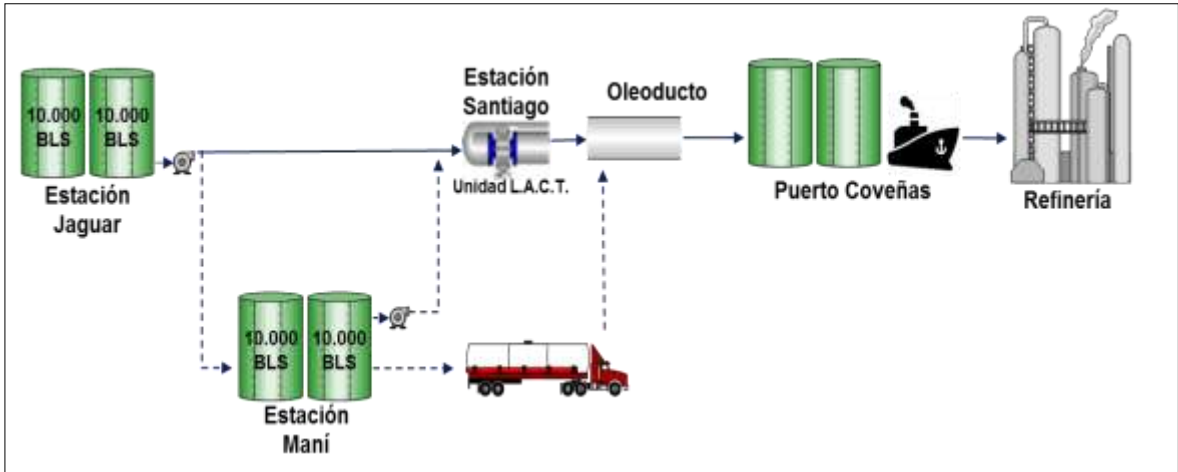
En la etapa de **Separación Secundaria**, la corriente de crudo proveniente del GB-1100 (FWKO), luego de pasar por los intercambiadores HE-1102B/C para incrementar la temperatura desde 163°F hasta 180°F, ingresa a los Gun Barrels o tanques de lavado de crudo GB-1102C (5000 Bls de capacidad) y GB-1102B (3000 Bls de capacidad). Esta corriente recibe rompedor directo y dispersante de parafinas para conservar residuales de producto. Finalmente, luego de 1,8 horas de residencia, la **corriente de crudo** pasa a los tanques de recibo TK-121, TK-101A/B, en los cuales se termina de deshidratar el crudo por medio de segregación gravitacional hasta lograr, luego de 8 horas promedio, condiciones de venta. La **corriente de agua** retirada por la parte inferior es impulsada por medio de tres

Figura 4. Sistema de deshidratación de crudo.



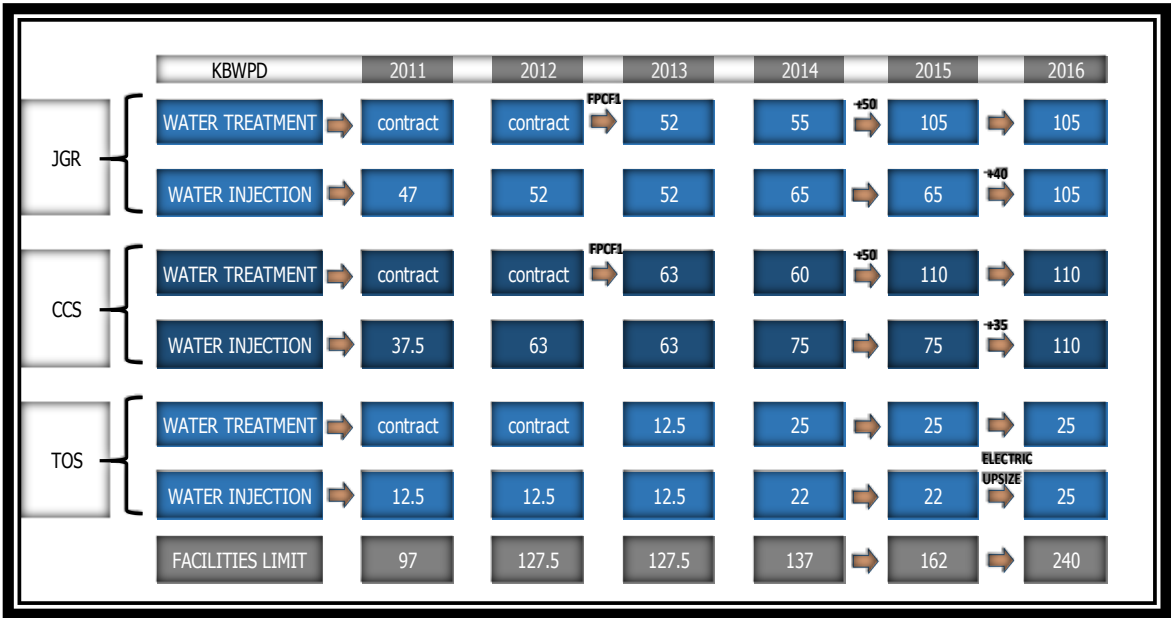
33

Figura 5. Diagrama de despacho de crudo.



3.2.4 Producción de agua. Con el paso del tiempo se ha venido incrementando la capacidad de tratamiento y disposición de agua asociada con el fin de sostener el *plateau* (nivel) de producción. En la Figura 6 se muestra el crecimiento por año de la capacidad de las facilidades.

Figura 6. Capacidad instalada para el manejo de agua en el Bloque Caracara.



Convenciones: Unidades en miles de barriles de agua por día (KBWPD.) JGR: estación Jaguar, CCS: estación Caracara sur, TOS: estación Toro Sentado.

Con la ampliación de la capacidad del sistema de tratamiento de agua de producción en la Estación Jaguar terminada en el 2016, se incrementó la capacidad de manejo de fluidos a tratar en la planta de deshidratación de crudo de la estación, lo cual requiere más combustible en las calderas para generar el vapor para el proceso.

El sistema de tratamiento de agua cuenta con tres etapas principales: Una etapa de remoción mecánica de aceite utilizando hidrociclones, una de remoción de aceite utilizando sistema de micro-flotación y una remoción de aceite utilizando torres empacadas con material oleofílico. Para lograr la capacidad de manejo de la producción actual de 110,000 BWPD, la facilidad cuenta con dos sistemas de tratamiento de agua de 55,000 BWPD.

3.2.5 Sistema de tratamiento de agua – Planta A. Es un paquete de tratamiento que consta de 2 hidrociclones de 28,600 BWPD cada uno, un tanque de flotación por gas (*Gas Flotation Tank* – GFT) de 4000 Bls de capacidad nominal con 4 cámaras en serie y dos torres de adsorción de aceite de 28,600 BWPD cada una.

La planta puede recibir agua hasta con una concentración entre 352 - 4256 ppm de aceite en agua (O/W). El agua proveniente del FWKO y de los Gun Barrel ingresan a la primera etapa que consiste de dos hidrociclones en paralelo, V-1310/1311 (paquete MS-1310) los cuales son utilizados principalmente para reducir la concentración de aceite a valores por debajo de 350 ppm de O/W.

El agua pasa luego al tanque de micro-flotación (GFT), TK-1320, en el cual con ayuda de la inyección de productos químicos y micro burbujas de nitrógeno generadas en las bombas P-1330/1331 y mediante el paso por cuatro cámaras en serie realiza la separación del aceite, los sedimentos suspendidos y el agua. Este equipo reduce la concentración de aceite a valores por debajo de 30 ppm de O/W. El aceite recuperado en la salida de los hidrociclones y del tanque de micro-flotación es enviado a la caja API.

Una vez se reciben las aguas de retro lavado, en el decantador se dan 2 horas de retención para la separación del aceite, agua y sedimentos. El volumen de agua es transportado al GFT (TK-1320), el volumen de aceite es enviado al tanque de lodos aceitosos TK-1370 y los sedimentos remanentes en la parte inferior del decantador son retirados por la válvula inferior utilizando un camión de vacío. El proceso se muestra descrito en la Figura 7.

El diagrama de flujo de la planta de procesamiento de crudo de la Estación Jaguar muestra la siguiente configuración:

- Entradas:** Crudo, Agua Prod., Nitrógeno Blanketing, Química, Agua Prod., Nitrógeno.
- Equipos:**
 - Tanques: TK-1320, TK-1340, TK-1350, TK-1360, TK-1390.
 - Bombas: V-1310, V-1311, V-1350, V-1351.
 - Unidades de Tratamiento: Tratamiento de Lodos, Caja API.
 - Control: Control de vacío.
- Flujos:**
 - Crudo (Línea Verde):** Desde la entrada principal, pasa por TK-1320, TK-1340, TK-1350, TK-1360 y finalmente a la inyección en el Manifold.
 - Agua (Línea Azul):** Proviene de 'Agua Prod.', pasa por bombas V-1310 y V-1311, y se dirige a TK-1320 y TK-1340.
 - Nitrógeno (Línea Amarilla):** Proviene de 'Nitrógeno Blanketing' y 'Nitrógeno', se dirige a TK-1320 y TK-1340.
 - Recuperación de crudo:** Desde TK-1390, el crudo fluye hacia la inyección en el Manifold.
 - Tratamiento de Lodos:** Recibe lodos de TK-1340 y TK-1350, y su salida va a la inyección en el Manifold.
 - Caja API:** Recibe crudo de TK-1350 y TK-1360, y su salida va a la inyección en el Manifold.

36

3.2.6 Sistema de tratamiento de agua – Planta B. Con una capacidad de tratamiento de 55.000 BWPD, la planta por diseño puede recibir agua hasta con una concentración de 700 ppm de aceite en agua (O/W).

La primera etapa consiste en una celda de micro flotación de cuatro cámaras, etiquetada como V-1301 la cual mediante generación de micro burbujas de 10 micras de diámetro aproximadamente incrementa la velocidad de separación del aceite con una eficiencia en la remoción del 70%. Este proceso es catalizado con inyección de productos químicos denominados auxiliares de flotación o clarificadores. Este equipo reduce la concentración de aceite a valores por debajo de 30 ppm de O/W. El aceite recuperado es enviado a la caja API.

El agua de producción tratada se traslada a las bombas P-1340/41/42 que alimentan los filtros V-1350/1351. La entrada del agua se hace por la parte superior del filtro atravesando un empaque de resina oleofílica de cáscara de nuez el cual mediante el proceso de adsorción retiene el aceite generando así una reducción en la concentración a la salida del equipo a valores entre 0-5 ppm O/W. El sistema tiene además un proceso de retro lavado cada 8 – 10 horas utilizando un tanque decantador de agua de retro lavado y sus respectivas bombas, P-1362/63.

Una vez se reciben las aguas de retro lavado en el decantador se dan 2 horas de retención para la separación del aceite, agua y sedimentos. El volumen de agua es transportado al GFT (TK-1320), el volumen de aceite es enviado al tanque de lodos aceitosos TK-1370 y los sedimentos remanentes en la parte inferior del decantador son retirados por la válvula inferior utilizando un camión de vacío. El proceso descrito se muestra en la Figura 8.

Estación Jaguar Planta B

- Crudo
- Agua
- Nitrógeno

La fase clarificada del tanque decantador y del retro-lavado es recirculada al tanque de micro-flotación TK-1320, donde los lodos son llevados al tanque de lodos aceitosos TK-1370. El aceite recuperado en la salida de los hidrociclones y en el tanque de micro flotación es enviado a la caja API; los sedimentos remanentes en la parte inferior del decantador son retirados utilizando un camión de vacío.

El primer circuito está compuesto por cinco bombas *booster* P-1702 A/B/C/D/E. Cada bomba cuenta con una capacidad de diseño de 12.500 BWPD, estas bombas aumentan la presión para pasar el agua finalmente a las cinco (5) bombas principales de inyección P-1703 A/B/C/D/E, cada bomba tiene una capacidad de diseño de 12.500 BWPD y 1.800 psig. Estas bombas inyectan el agua en los pozos inyectoros Jaguar-17, Jaguar-21, Jaguar-12, Jaguar-15 y Jaguar-T-6.

El segundo circuito lo conforman dos bombas *booster* P-1702 F/G, cada bomba cuenta con una capacidad de diseño de 40.000 BWPD. Estas bombas aumentan la presión para pasar el agua finalmente a dos bombas principales de inyección P-1703 F/G, con una capacidad de diseño de 40.000 BWPD y 1.800 psig. Estas bombas inyectan el agua en los pozos inyectoros Jaguar-17, Jaguar-21, Jaguar-12, Jaguar-15 y Jaguar-T-6. El principio de funcionamiento de este circuito es tener una bomba en operación y una de respaldo.

3.2.8 Sistema De Generación De Vapor. La Estación Jaguar cuenta con dos calderas de 1.200 BHP cada una (B-1000 A/B), que pueden operar a una presión de hasta 250 psig. Normalmente se opera con una caldera encendida y la otra permanece en *stand-by*. Estas calderas están acondicionadas para funcionar con el crudo producido como combustible, el cual es tomado del tanque diario de crudo de caldera que tiene una capacidad de almacenamiento de seis (6) horas de consumo para operación continua. En la Figura 9 se puede visualizar la caldera B-1000 A Ubicada en la Estación Jaguar.

Figura 9. Fotografía Caldera B-1000.



Fuente: Fotografía del autor. Bloque Caracara. 2016.

3.2.9 Sistema de intercambio de calor. El sistema que proporciona calor en los puntos especificados del proceso está constituido por pre-calentadores e intercambiadores que actúan como calentadores de fluido y calentadores de emulsión. El funcionamiento de estos equipos es descrito a continuación:

- **Pre-calentadores:** El precalentamiento en la estación Jaguar, cuenta con dos etapas para asegurar el calentamiento del FWKO principal. La primera etapa, se realiza aprovechando las altas temperaturas de las corrientes de agua procedentes de los equipos que separan el agua libre y que tratan las emulsiones (FWKO y Gun Barrels), las cuales se transportan por líneas de tubería a los intercambiadores de calor HE 1100 A y HE 1100 B. Los parámetros de operación de estos equipos se encuentran registrados en la Tabla 3.

Tabla 3. Pre-calentadores HE 1100 A/B Estación Jaguar.

Equipo	Pre-calentador Agua-Fluido
Tag (Etiqueta)	HE-1100 A/B
Tipo	Tubos y Coraza
LMTD	46,6 °F
Presión/ Temperatura Operación Tubos	80-90 psig/ 170-120°F
Presión/ Temperatura Diseño tubos	130 psig/ 200°F
Presión/ Temperatura Operación coraza	25-35 psig/ 80-120°F
Presión/ Temperatura Diseño coraza	120 psig/ 200°F
ID Coraza	45,27 in
Pasos tubos/coraza	8/1
Área	1,6 ft ² c/u

Fuente: CEPSE COLOMBIA S.A. Dossier equipos calentamiento, 2013.

- **Calentador de fluido:** La segunda etapa, se hace mediante el uso de las calderas las cuales generan vapor por medio de un proceso de combustión. Este vapor producido viaja por medio de una línea de tubería hasta el intercambiador de calor HE-1103. Cuyas características se describen en la Tabla 4.

Tabla 4. Pre-calentador HE-1103 Estación Jaguar.

Equipo	Pre-calentador Vapor-Fluido
Tag (Etiqueta)	HE-1103
Tipo	Tubos y Coraza
LMTD	179,3 °F
Presión/ Temperatura Operación Tubos	75 psig/ 320-180°F
Presión/ Temperatura Diseño tubos	150 psig/ 355°F
Presión/ Temperatura Operación coraza	20-30 psig/ 110-135°F
Presión/ Temperatura Diseño coraza	120 psig/ 375°F
ID Coraza	25,59 in
Pasos tubos/coraza	2/1
Área	1,6 ft ²

Fuente: CEPESA COLOMBIA S.A. Dossier equipos calentamiento, 2013.

- **Calentadores de emulsión.** El calentamiento de la emulsión en la estación jaguar se realiza mediante el uso de las calderas las cuales generan vapor por medio de un proceso de combustión, y este vapor producido viaja por medio de tuberías hasta los intercambiadores de calor HE-1102 A, HE-1102 B y HE-1102 C. En la Tabla 5Tabla 4 se describen las características del pre-calentador de la segunda etapa.

Tabla 5. Calentadores HE-1102 A/B/C Estación Jaguar.

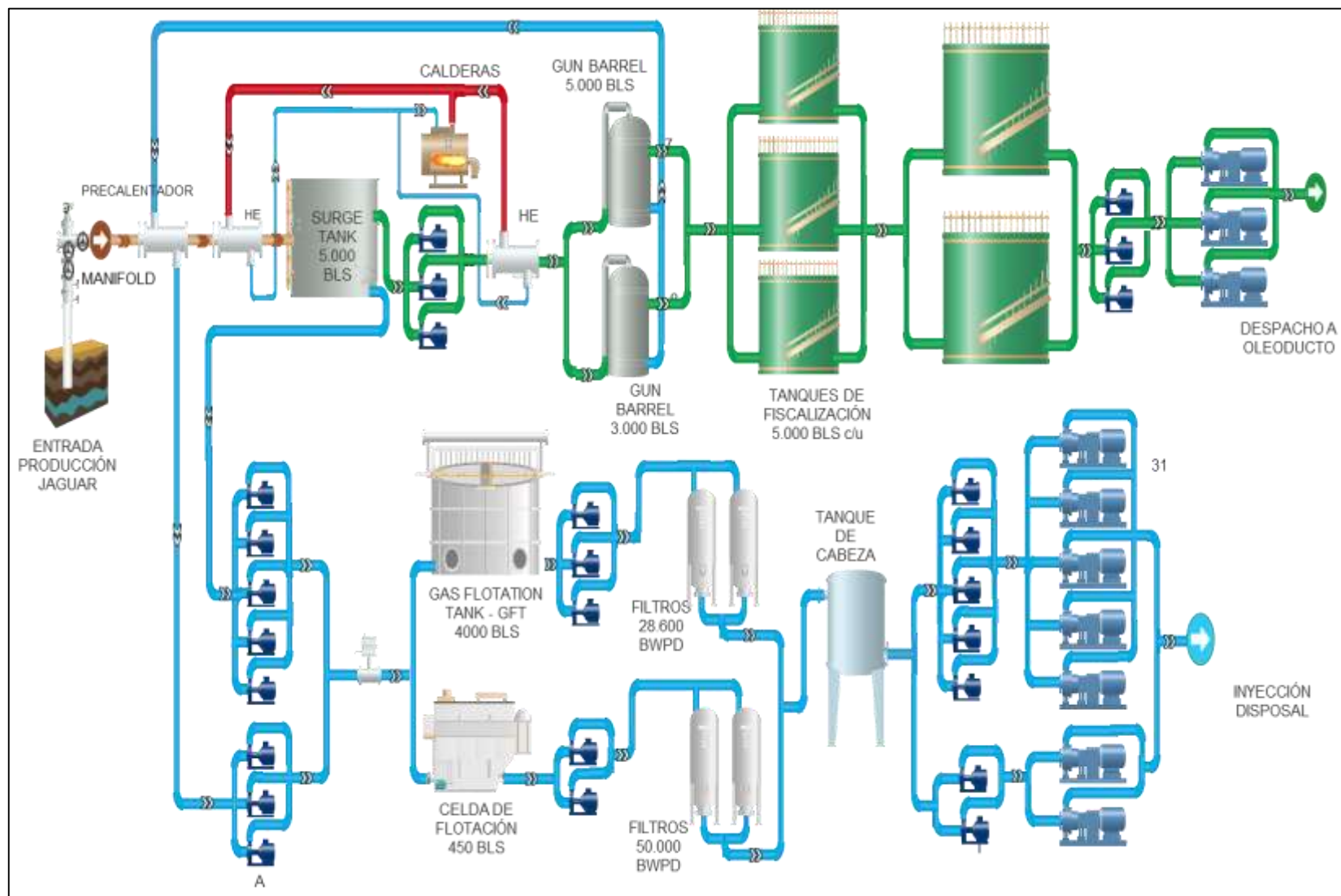
Equipo	Pre-calentador Vapor-Fluido
Tag (Etiqueta)	HE-1102 A/B
Tipo	Tubos y Coraza
LMTD	146,6 °F
Capacidad	10.500-18.000 BFPD
Presión/ Temperatura Diseño	150 psig/ 350°F
Tubos	476 de 3/4" SCH 40
Área	1800 ft ² c/u
Deflectores	8 al 25%
Equipo	Pre-calentador Vapor-Fluido
Tag (Etiqueta)	HE-1102 C
Tipo	Tubos y Coraza
LMTD	179,3 °F
Presión/ Temperatura Operación Tubos	75 psig/ 320-180°F
Presión/ Temperatura Diseño tubos	150 psig/ 392°F
Presión/ Temperatura Operación coraza	20-50 psig/ 135-170°F
Presión/ Temperatura Diseño coraza	120 psig/ 395°F
ID Coraza	23,622 in
Pasos tubos/coraza	2/1
Área	923,94 ft ²

Fuente: CEPESA COLOMBIA S.A. Dossier equipos calentamiento, 2013.

3.3 CONDICIONES OPERATIVAS DE LA ESTACIÓN JAGUAR.

Bajo lo anteriormente descrito, unificando el sistema de tratamiento de crudo, tratamiento de agua, despacho de crudo e inyección de agua en la estación Jaguar se tiene el siguiente esquema:

Figura 10. Diagrama esquemático sistema crudo-agua estación Jaguar.



El sistema de deshidratación requiere energía térmica con el fin de obtener el crudo en calidad para venta debido a que es necesario incrementar la temperatura, aplicar productos químicos demulsificantes y tener tiempo de reposo, el cual es necesario para la segregación del agua contenida en el aceite.

El sistema de tratamiento e Inyección requiere energía eléctrica con el fin de obtener el agua en calidad para inyección. La energía es necesaria para retirar la mayor cantidad posible de aceite mediante la aplicación de rompedores de emulsión inversa y clarificantes, para acelerar el desnatado inyectando gas inerte en equipos de flotación y para fluir a través de torres empacadas con resinas oleofílicas. Por último, se requiere para inyectar el agua en los pozos de disposición a altas presiones.

Con el fin de determinar el consumo energético en el proceso de la estación Jaguar, se describen a continuación los escenarios actuales de operación y sus requerimientos en energía.

3.3.1 Flujo a través del sistema principal únicamente. Para este caso de operación, la totalidad del fluido recibido en la estación es tratado en el equipo primario GB-1100 y posteriormente distribuido en los demás equipos. Los resultados del cálculo del consumo de energía para este escenario se presentan en la Tabla 6.

Tabla 6. Balance de Demanda de energía térmica – Escenario de flujo a través del sistema principal únicamente

Caso Base: todos fluidos entrando a GB-1100	
Volumen de Crudo	9.100 bbl/día
Densidad API @ 60°F	21,7 °API
Densidad	57,6 Lb/P3
Calor Especifico Crudo	0,5 BTU/lb °F
Masa de Crudo	122.650 lb/hr
Masa de Agua	1.579.395 lb/hr
Masa Total	1.702.044 lb/hr
Incremento HE entrada GB-1100	145 → 150
Q fase Crudo	306.624 BTU/hr
Q fase Agua	7.882.186 BTU/hr
Q (HE entrada FWKO)	8.188.811 BTU/hr
Incremento HE entrada GB-1103	150 → 163
Q fase Crudo	797.223 BTU/hr
Q fase Agua	20.392.736 BTU/hr
Q (HE entrada FWKO)	21.189.959 BTU/hr
Incremento entrada GB-1102A/B	163 → 180
Q fase Crudo	1.034.935 BTU/hr
Q fase Agua	3.704.484 BTU/hr
Q (HE entrada Gun Barrel)	4.739.419 BTU/hr
Total Q Demandado por proceso	34.118.189 BTU/hr

3.3.2 Flujo a través del sistema principal y sistema de respaldo. Para este caso de operación el fluido recibido en la estación es distribuido en dos equipos, el GB-1100 y el GB-1102A y posteriormente distribuido en los demás equipos. Los cálculos del consumo de energía para este escenario se presentan en la Tabla 7.

Tabla 7. Balance de Demanda energía térmica – Escenario de flujo a través del sistema principal y sistema de respaldo.

Caso Base: fluidos distribuidos GB-1100 y GB-1102A	
Volumen de Crudo	9.100 bbl/dia
Densidad API @ 60°F	21,7 °API
Densidad	57,6 Lb/P3
Calor Especifico Crudo	0,5 BTU/lb °F
Masa de Crudo	122.650 lb/hr
Masa de Agua	1.579.395 lb/hr
Masa Total	1.702.044 lb/hr
Incremento entrada FWKO GB-1100	145 → 150
Q fase Crudo	275.962 BTU/hr
Q fase Agua	7.093.968 BTU/hr
Q (HE entrada FWKO)	7.369.930 BTU/hr
Incremento entrada FWKO GB-1103	150 → 163
Q fase Crudo	717.501 BTU/hr
Q fase Agua	18.353.462 BTU/hr
Q (HE entrada FWKO)	19.070.963 BTU/hr
Incremento entrada GB-1102B/C	163 → 180
Q fase Crudo	1.034.935 BTU/hr
Q fase Agua	3.704.484 BTU/hr
Q (HE entrada Gun Barrel)	4.739.419 BTU/hr
Incremento entrada GB-1102A	150 → 180
Q fase Crudo	183.975 BTU/hr
Q fase Agua	4.738.184 BTU/hr
Q (HE entrada FWKO)	4.922.159 BTU/hr
Total Q Demandado por proceso	36.102.471 BTU/hr

Este proceso es utilizado en casos de manejo de fluidos fuera de especificaciones o el manejo de fluidos provenientes de trabajos de *workover* (reacondicionamiento). Su costo energético es mayor, incluso requiere aplicaciones adicionales de producto químicos. El primer caso expuesto es el más utilizado comúnmente, por lo cual, el desarrollo de las evaluaciones y recomendaciones estarán enfocadas en él.

4. BALANCE DE MASA Y ENERGIA.

Para establecer el requerimiento energético de todo el proceso de deshidratación del crudo producido y poder identificar las variables que más afectan el consumo se elabora un balance desarrollado.

4.1 SIMULACIÓN DEL PROCESO

Con el fin de determinar los requerimientos de energía, se utilizó el simulador ASPEN HYSYS 8.8 que permite integrar todos los equipos de proceso tanto del sistema termo-energético como de requerimiento eléctrico del sistema. Para los cálculos de combustible se realizaron tablas en Excel.

4.1.1 Entrada de datos. La información base fue recopilada en campo, tomando balances diarios de materia en la estación y en condiciones normales de operación, es decir, sin interrupciones por fallas de suministro de energía o de equipos mayores. Esta información es tabulada determinando todos los posibles puntos requeridos para la simulación, como se muestra en la Tabla 8.

4.1.2 Generación balance de procesos. Esta información es alimentada al simulador ASPEN HYSYS 8.8, incluyendo el diseño del proceso de tal forma que logre presentar la operación con los balances de masa y energía. El proceso en el simulador es mostrado en la Figura 11.

Tabla 8. Recopilación de Datos de Proceso.

FASE LIVIANA		0	1	2	3
Variable (Unidades)		Entrada Fluidos a Manifold	entrada fluidos precalentador	entrada fluidos calentador	Entrada Fluidos a FWKO
Temperatura	°F	145	145	150	163
Presión	Psig	35	35	35	22
API	60°F	21,7	21,7	21,7	21,7
Flujo volumétrico (BPD)	BOPD	9.100	9.100	9.100	9.100
	BWPD	110.000	110.000	110.000	110.000
	BFPD	119.100	119.100	119.100	119.100
Flujo másico (lb/h)	Crudo	122.650	122.650	122.650	122.650
	Agua	1.579.395	1.579.395	1.576.437	1.568.672
BSW	%	92,4%	92,4%	92,4%	92,4%
Densidad (lb/ft3)	Crudo	57,6	57,6	57,6	57,6
	Agua	61,37	61,37	61,26	60,95
Contenido de aceite	ppm O/W	NA	NA	NA	NA
ΔQ BTU/Hr	Crudo	3.838.937	-	306.624	797.223
	Agua	98.870.104	-	7.882.186	20.392.736
	Total	102.709.041	-	8.188.811	21.189.959
Variables adicionales					
Calor específico Cp	Crudo	0,5	0,5	0,5	0,5
	Agua	1	1	1	1
Temperatura	°K	336	336	339	346
Temperatura	°R	605	605	610	623
calculo viscosidad					
X	10	1,16	1,16	1,11	1,01
APIT		22,44	22,44	22,49	22,61
Viscosidad (cP)	Crudo	13,48	13,48	11,99	9,13
Viscosidad (cP)	Agua	0,44	0,44	0,44	0,44
Viscosidad (cP)	Emulsión	0,53	0,53	0,53	0,53

Para la simulación se incorporaron el análisis assay del crudo medio de Jaguar, las potencias de las bombas y las temperaturas en los diferentes equipos. Una vez se realiza la corrida de datos se confirman algunas medidas no consideradas como por ejemplo el incremento de temperatura por efecto del bombeo en algunas secciones. Los resultados obtenidos para el esquema actual de operación se muestran a continuación en la Tabla 9.

Tabla 9. Energía Equipos Esquema Actual.

código Diagrama Hysys	Equipo proceso	Heat Flow [Btu/hr]
Sistemas de calentamiento		
Q1	Precalentador	8.554.945
Q2	Calentador In FWKO	22.288.515
Q3	Calentador In GB	4.885.750
		35.729.210
Pérdidas		
SALIDA DE CALOR	Pérdida tk's fiscalizacion	- 2.803.975
SALIDA DE CALOR 2	entrada sistema agua	- 24.933.688
		- 27.737.662

El incremento de temperatura de 145°F – 163°F -180°F requiere 35,7 MMBTU/h, la cual es utilizada en un 86,3% para el calentamiento de fluido (Q1+Q2), y liberando 80,8% en la fase agua del FWKO (salida de calor 2). El 13,7% restante (Q3) se usa para el calentamiento de la fase crudo con un 63% de %WC.

Por otra parte, el sistema de bombas empleadas en el sistema utiliza un 13% de energía en el tratamiento de crudo y de agua y un 86% en el sistema de inyección a pozos de disposición como se muestra en la Tabla 10. Este consumo se rige por las exigencias de presión y las zonas utilizadas para inyección.

Tabla 10. Energía requerida por bombas.

Energía Requerida por bombas		Heat Flow [Btu/hr]	Ponderación	HP calculado
	Sistema de crudo	686.773	4%	270
	sistema de Agua	1.451.674	9%	570
	Sistema de Inyección	13.233.553	86%	5.199
		15.372.000	100%	6.039

Las plantas de tratamiento utilizan en esencia la misma filosofía de operación, sin embargo, la planta A por utilizar dos hidrociclones como sistema inicial de separación, requiere una presión de entrada a estos equipos de 70-75 psig lo cual ha determinado emplear bombas de 50 Hp con caudales no superiores a 18,000 BWPD c/u. El sistema de crudo hace referencia principalmente a las bombas de despacho del oleoducto.

Si se considera todo el proceso desde el punto de vista energético se obtienen los datos presentados en la Tabla 11.

Tabla 11. Consumo energético Estación Jaguar.

código Diagrama	Equipo proceso	Heat Flow [Btu/hr]	BFPD	Btu/Hr-BF
Sistemas de calentamiento				
Q1	Precalentador	8.554.945	119.100	71,8
Q2	Calentador In FWKO	22.288.515	119.100	187,1
Q3	Calentador In GB	4.885.750	24.416	200,1
		35.729.210		
Energía Requerida por bombas		Heat Flow [Btu/hr]		
	Sistema de crudo	686.773	9.100	75,5
	sistema de Agua	1.451.674	110.000	13,2
	Sistema de Inyección	13.233.553	110.000	120,3
		15.372.000		

El 70% de la energía requerida es de tipo térmico y el 30% es necesaria para el sistema de transferencia-inyección. Como se muestra en la Tabla 12, el valor total será entonces:

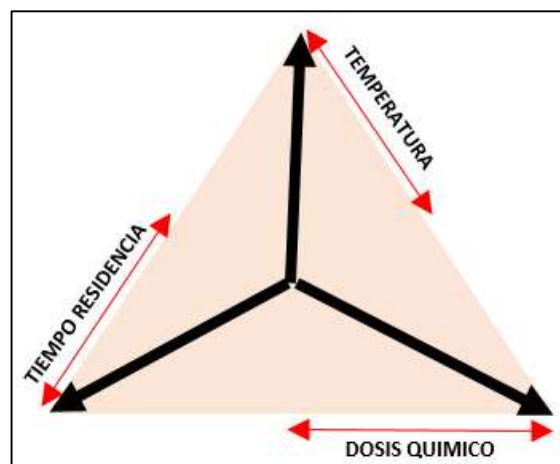
Tabla 12. Energía Total requerida por el sistema.

Heat Flow [Btu/hr]	BFPD	Btu/Hr-BF
51.101.211	119.100	429
TOTAL REQUERIDO POR EL SISTEMA (BTU/Hr)		51.101.211
REQUERIDO Crudo combustible (BTU/Hr)		27.174.265
REQUERIDO Energía HP electric		6.039
REQUERIDO Energía KW electric		4.505

4.2 CONDICIONES OPERATIVAS DE LA ESTACIÓN JAGUAR.

El incremento de fluidos hace necesario que las condiciones operativas sean determinadas de manera operativa a fin de lograr el crudo en especificaciones de venta con los equipos disponibles. Las variables presentadas a continuación están íntimamente ligadas y son determinadas como un conjunto. El cambio de alguna de ellas obliga a realizar ajustes en las otras dos, a modo de sistema terciario en equilibrio, tal como el que se muestra en la Figura 12.

Figura 12. Sistema terciario en equilibrio.



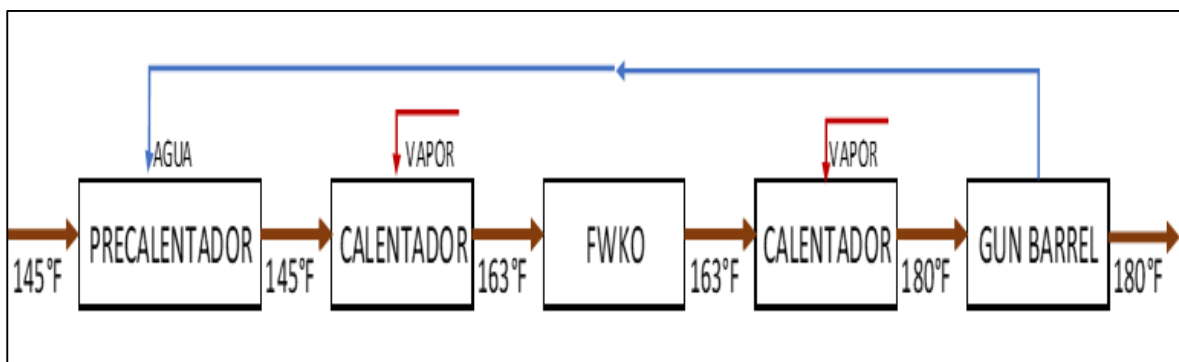
4.2.1 Tiempos de residencia en equipos de proceso. Las interfaces en los tanques de proceso se fijan principalmente con el objetivo de lograr salidas estables en la corriente de aceite, sacrificando el tiempo de residencia pese al tamaño de los equipos, el cual se muestra en la Tabla 13.

Tabla 13. Tiempos de Residencia Equipos Principales de Separación.

		Tiempos de Residencia			
		Vol Bls	BFPD	T Hrs	T °F
FWKO GB-1100	Global	5.000	119.000	1,0	163
	Aceite	250	9.100	0,7	163
	Agua	4.750	109.900	1,0	163
Gun Barrel GB-1102B	Global	3.000	2.442	29	180
	Aceite	450	910	12	180
	Agua	2.550	1.532	40	180
Gun Barrel GB-1102C	Global	5.000	21.974	5	180
	Aceite	750	8190	2	180
	Agua	4.250	13.784	7	180

4.2.2 Temperatura actual de proceso. Las temperaturas de operación están muy ligadas a los productos químicos utilizados en la deshidratación. Los productos actuales requieren estos valores mostrados en la Figura 13. El primer sistema utiliza el agua de los gun barrels (agua a 180°F) como fluido de calentamiento. Los otros dos sistemas utilizan vapor proveniente de las calderas.

Figura 13. Aumento de temperatura para deshidratación de crudo.



- **Productos químicos.** Entre los productos químicos utilizados en el proceso de deshidratación de crudo se encuentran rompedores directos de emulsión o demulsificantes, dispersantes de parafinas e inhibidores de asfaltenos.

Para la adecuada selección de estos productos se requiere realizar análisis de laboratorio en la cual se simulan las condiciones de proceso, a esto se le denomina “Pruebas de botella”. Para simular el proceso se debe tener en cuenta:

- En el proceso se mezclan fluidos con porcentajes de agua entre 2% y 92%
- La aplicación del Rompedor Directo se realiza desde cabeza de pozo para disminuir presión en la línea de conducción e iniciar el proceso de separación. Se tiene aplicación adicional en el manifold para conservar los residuales de producto en el sistema.
- Para la realización de la prueba se debe tomar la temperatura del equipo con mayor tiempo de residencia, para este caso el Gun Barrel, la cual puede oscilar entre 140 y 180°F
- Los tiempos de residencia en las líneas de conducción y en Gun Barrels se calculan con los equipos disponibles y los caudales reales. Se asumen de 6 horas, realizando pruebas de calidad en la botella a las 3 y 6 horas.

A continuación, se da a conocer el procedimiento seguido para las pruebas:

A) Reconocimiento del sistema: Se deben identificar todas las variables del tratamiento y condiciones operativas de los sistemas:

- Tipo de crudo (°API, viscosidad)
- Temperaturas en el sistema.
- Presiones de Trabajo.
- Tiempos de residencia en cada vasija y total de la planta.
- Producción de fluido, crudo, agua y gas.
- Producción por flujo natural o Sistema de producción artificial instalado.
- Producto usado actualmente.

- Dosis del producto usado actualmente.
- Diagrama de flujo del sistema.
- Salinidad del agua.
- Presencia de sulfuros.
- Presencia de parafinas y/o Asfáltenos.
- Necesidad del cliente (Bajar costos, Disminuir tiempo de entrega, mejorar calidad).
- Límites permisibles de BS&W y Salinidad en el crudo.
- Máximos ppm de aceite en el agua separada.

B) Selección de puntos de muestreo de emulsión: Es uno de los pasos más importantes para lograr una prueba de botella exitosa. Una buena muestra de emulsión debe reunir los siguientes requisitos:

- Representativa del sistema.
- Compuesta (Mezcla).
- Consistente con la producción del campo.
- Libre de Químicos (Demulsificante, Antiespumante, Inhibidor de Incrustación).
- Libre de contaminantes ajenos al sistema.
- Estable.
- Contenido de agua entre 40-50% si es posible.

A veces, es imposible cumplir todos estos requisitos y algunos deben ser omitidos. Lo más importante es que la emulsión esté libre de demulsificante y contaminantes.

C) Toma de Muestra: Se seleccionan los pozos que cumplan los requisitos mencionados en el punto anterior. Además, se tiene en cuenta el volumen de emulsión aportado por cada pozo de acuerdo a levantamiento de emulsión reciente hecho por el laboratorio y la producción aportada por cada uno.

La muestra es tomada en cabeza de pozo. Se realiza mezcla homogénea de los pozos, proporcional a la producción de cada uno, de acuerdo con los pozos escogidos que, si bien no representan el corte de agua de la estación, presentan condiciones críticas para el demulsificante.

- D) Drenaje de agua libre y homogeneización de la emulsión: Se deja en reposo la muestra mínimo 15 minutos para lograr la separación del agua libre, se drena el agua decantada y posteriormente se homogeneiza la emulsión remanente con agitación no muy fuerte para evitar una probable desestabilización de la emulsión. Para el caso de las pruebas con el Rompedor Inverso, se toma el agua drenada inicialmente, y con esta se realiza la prueba. Pueden utilizarse pozos con altos cortes de agua con emulsiones inversas fuertes (por ejemplo los pozos JGR-6, JGR-T6)
- E) Se llenan las botellas con 100 ml de la muestra emulsionada.
- F) Atemperación de la emulsión: Se colocan las botellas con emulsión en el baño para obtener la temperatura de inyección del demulsificante igual a la del campo.
- G) Dosificación de los productos: Lo siguiente se hace tanto para el Rompedor Directo como para el Rompedor Inverso. Se usan los productos a la concentración comercial de venta, pues las diluciones cambian el comportamiento de los productos. Se ensayan inicialmente todos los productos ya formulados y comercializados en Colombia, para determinar si cualquiera de ellos puede conseguir los objetivos deseados y así simplificar el proceso de selección además con una probabilidad de disponibilidad inmediata de materias primas. Posteriormente se ensayaron todas las bases disponibles para saber el comportamiento individual de cada una de ellas. Para mayor agilidad de los ensayos se utiliza la técnica de usar una dosis equivalente a cinco veces la utilizada en el campo y así reducir los tiempos de evaluación.

- H) Las dosificaciones a usar fueron 80, 100,200, 400 y 600 ppm. Es imprescindible que en todos los ensayos se incluya el producto en uso para tener un parámetro de comparación y un Blanco para asegurarnos de la estabilidad de la emulsión.
- I) Agitación: Se agitaron todas las botellas con 200 strokes para mezclar el producto con la emulsión a tratar.
- J) Separación del agua: Una vez agitadas las botellas, se colocaron en reposo a la temperatura seleccionada en el baño.
- K) Lecturas de velocidad de separación del agua: Para obtener la velocidad con que se separa el agua, se hicieron lecturas del volumen separado a los 15, 30,60, 120,180 y 360 minutos. Este parámetro es importante para simular el tiempo de retención en las vasijas.
- L) *Top Grind (Thief o Ladrón)*: Se toma una muestra del crudo a una altura de 10 CC de la interfase agua-crudo, con la ayuda de una jeringa de 10 cc y una aguja. Esta lectura se hizo al finalizar el tiempo de análisis. Se deben seleccionar los productos que den mejor secado (Menor BS&W) y mayor resolución de la emulsión. Se debe escoger el producto que dé la mayor resolución posible (cero o muy cercano). Esta prueba se realiza a las 3 y 6 horas según el protocolo de pruebas.
- M) Prueba *Mixed Grind*: Luego de realizar la prueba anterior de las 6 horas, se extrae el agua separada en el fondo de la botella con una jeringa, teniendo cuidado de no succionar nada de la interfase, se mezcla suavemente y se le analiza BS&W y emulsión. El objetivo es determinar si existe emulsión en la interfase. Se debe escoger un producto que no deje emulsión o esta sea mínima, de tal forma que sea resuelta en el sistema con la ayuda de los equipos de tratamiento.

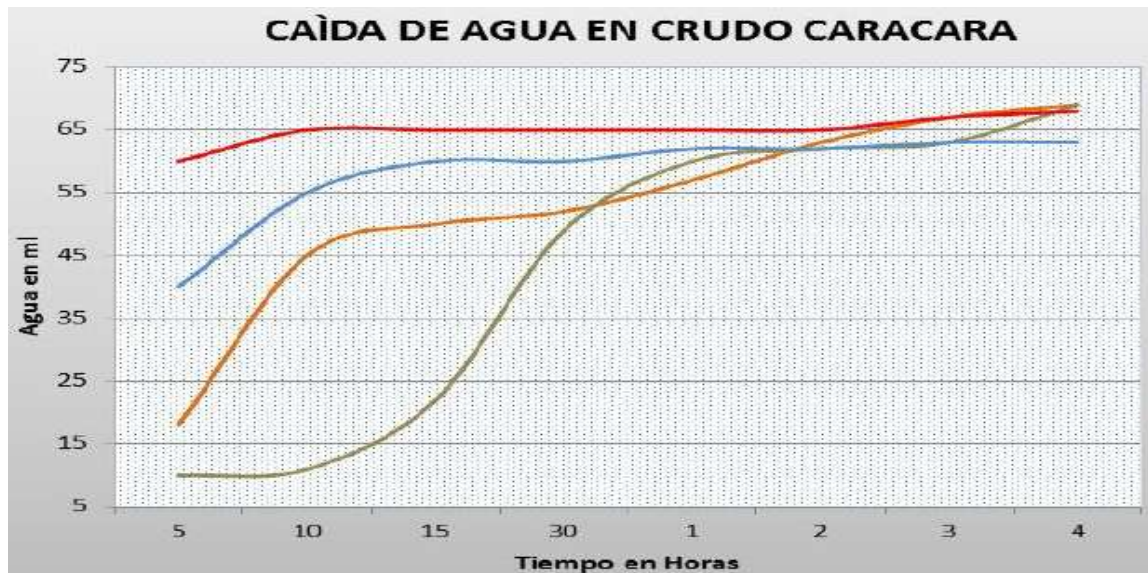
- N) Calidad de agua e interfase: Es importante registrar la calidad del agua separada, la cual debe ser la mejor posible. Esta se califica así: Excelente (E), Buena (B), Regular (R), Mala (M). La Interfase se califica de la misma forma que el agua, siendo una interfase excelente aquella que está muy bien definida (Línea recta), libre de sedimentos y bolsas de agua y con apariencia brillante (Espejo). Se escogió el producto con mejor comportamiento en todos los parámetros (BS&W final, emulsión, agua e interfase).
- O) Prueba de Confirmación: Esta última prueba se hace con los dos productos seleccionados Rompedor Directo e Inverso combinando las dosis finales para observar la reacción del fluido al ser tratado con los productos. Los resultados en esta prueba de confirmación en realidad son los que generan la recomendación final. Es de anotar que la dosis con que se trabaja en las pruebas en el laboratorio son de hasta cinco veces la dosis que las realmente utilizadas en campo. En la Figura 14 y Figura 15 se pueden observar las muestras que resultan de esta prueba y la relación entre tiempo y separación de las fases agua y aceite con diferentes productos aplicados en la prueba de botellas.

Figura 14. Prueba de Botellas.



Fuente: Tratamiento Químico De Los Fluidos De Producción Para El Bloque Caracara Y Casanare. Preparado Para Cepcolsa. Informe De Prueba De Botellas Ing. Sergio Andrés Bonilla V. Lead Product Application Specialist. Marzo 2013.

Figura 15. Caída de agua en crudo Caracara.



Fuente: Tratamiento Químico De Los Fluidos De Producción Para El Bloque Caracara Y Casanare. Preparado Para Cepcolsa. Informe De Prueba De Botellas Ing. Sergio Andrés Bonilla V. Lead Product Application Specialist. Marzo 2013.

Para el **tratamiento de agua** se utilizan principalmente dos tipos de productos:

- Rompedores inversos de emulsión
- Auxiliares de flotación o clarificadores

Para las pruebas con los rompedores inversos, se realizan con el agua libre drenada de la muestra de los pozos anteriormente descritos, aplicando en la primera prueba solamente el Inverso y en la segunda en conjunto con el demulsificante. Para la prueba de confirmación se toma agua de la salida del Gun Barrel. Para la selección de los productos para el manejo de emulsión inversa y la clarificación del agua, se utilizó el siguiente procedimiento:

- Se utilizó el agua de producción a la entrada de las facilidades y salida de los *skimming-tank* (tanques desnatadores).
- Se llenan vasos de precipitados hasta 1000 ml y se adicionan dosis base de 1 – 8 ppm de inversos durante el proceso de selección con productos en solución al 1%, y al 0,1% de coagulante.

- Con los mejores inversos seleccionados se mezclan con el coagulante a diferentes dosis para determinar los rangos de trabajo en campo.
- Se agitan en el test de jarra a una intensidad de 120 RPM, durante 2 min.
- Se dejan por 10 min en observación, para luego seleccionar los mejores productos y las mejores mezclas (simulando la condición de la temperatura del agua a la salida de cabezas de pozos y skimming-tank).
- La prueba de confirmación se realiza con dosis de 1 a 8 ppm de inverso y de 0,5 a 2 ppm de coagulante, para establecer puntos de inflexión en la curva de desempeño (re-emulsificación, dispersión o floculación inconveniente de sedimentos suspendidos y aceite).

Como principal objetivo en esta prueba está el desarrollar un producto que efectúe una remoción eficiente del aceite en emulsión en el agua y la clarificación, sin producir un efecto de floculación en los sedimentos presentes afectando las interfases en equipos de tratamiento. Estos productos deben dar un intervalo de dosis amplio que permita solucionar condiciones operacionales imprevistas que requieran aumentar las dosis sin flocular los sedimentos o producir un efecto de re-emulsificación del aceite en el agua. En la Figura 16 se muestra la prueba efectuada.

Figura 16. Muestras para selección de clarificador y demulsificante.



Fuente: Tratamiento Químico De Los Fluidos De Producción Para El Bloque. Caracara Y Casanare. Preparado Para Cepcolsa. Informe De Prueba De Botellas Ing. Sergio Andrés Bonilla V. Lead Product Application Specialist. Marzo 2013.

5. IDENTIFICACIÓN DE LOS DIFERENTES ESQUEMAS DE AHORRO EN EL CONSUMO ENERGÉTICO

Luego de realizar la caracterización de las condiciones operativas de la estación Jaguar se observa que parámetros de operación como el crecimiento de los volúmenes de fluido, los cambios de temperatura en las corrientes de entrada a la estación, los diferentes productos químicos y sus respectivos puntos de dosificación no son reevaluados de manera regular. Por esta razón, aún se tienen procedimientos basados en condiciones operativas de hace más de 3 años.

Con base en el capítulo anterior, se procederá a revisar las variables operativas con el fin de determinar los escenarios a proponer, considerando como las variables de mayor impacto en el proceso los tres parámetros enunciados en el párrafo anterior.

5.1 TIEMPOS DE RESIDENCIA

Según la Tabla 13, para el equipo primario de separación, el FWKO, se dispone de 1 hora de residencia para el fluido, distribuida para cada fase así: 0,7 horas para la fase crudo y 1 hora para la fase agua. Este equipo en su interior solamente cuenta con un deflector ubicado a la entrada, por lo que su funcionamiento se basa principalmente en el tiempo de reposo. Esta separación actualmente se realiza a 163°F, siendo necesario incrementar en 18°F (de 145 a 163°F) la temperatura para manejar los 119.000 BIs que se reciben a diario.

Si se toma en cuenta que el FWKO (Free Water Knock Out) solamente separa el agua libre de la corriente de producción, entonces se tiene que, a menor temperatura, mayor es el tiempo de residencia necesario para este proceso. Para el caso en cuestión, el sistema cuenta con mayor tiempo del recomendado en el estándar API 12J, mostrado en la Tabla 14, lo cual indica que es posible trabajar los equipos a menor temperatura o reducir el tiempo de residencia que se está dando actualmente, con el fin de reducir la necesidad de calentamiento previo que se tiene.

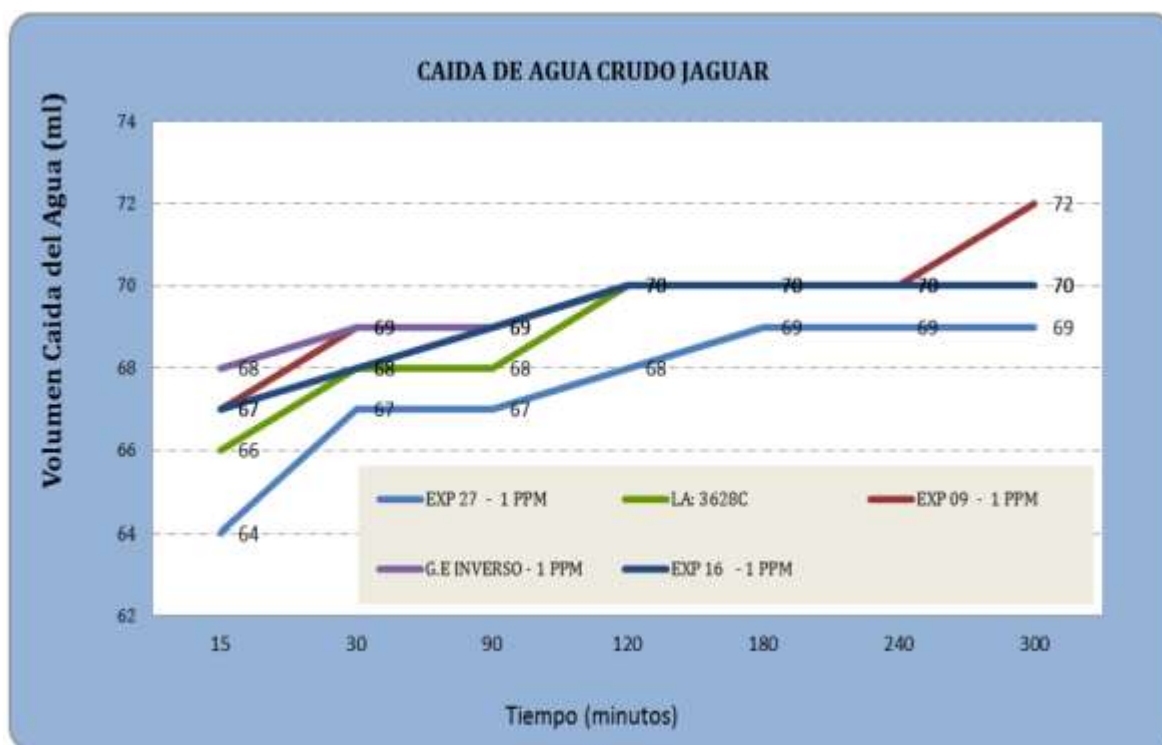
Tabla 14. Tiempo de residencia en separadores según temperatura del crudo

Gravedades API del Petróleo	Minutos (Normalmente)
Por encima de 35° API	3 a 5
Por debajo de 35° API	
100 °F	5 a 10
80°F	10 a 20
60°F	20 a 30

Fuente: API 12J. Specification for oil and gas separators. Octubre, 1989.

Por solicitud hecha al equipo de operaciones de la estación Jaguar, se han realizado pruebas con diferentes tipos de productos químicos con el fin de determinar la necesidad real de tiempo de residencia para la separación del agua libre en el equipo primario, obteniendo los resultados mostrados en la Gráfica 2.

Gráfica 2. Tiempo de separación con diferentes productos químicos.



Fuente: Selección de productos para tratamiento de agua campos jaguar-Caracara. Preparado Para Cepsa. Ing. César Sánchez. Gerente de cuenta. Septiembre 2017.

En la prueba se utilizaron 5 tipos de rompedores inversos de emulsión comparando su eficiencia y velocidad de separación en los equipos primarios a 160°F por ser esta la temperatura actual en el manifold, el cual es el punto actual de aplicación.

En la Gráfica 2 se observan los volúmenes de agua separada con respecto al tiempo, siendo 72 ml el valor de agua libre presente en la muestra para el estudio. Al cabo de 30 minutos todas las pruebas estaban sobre 93% valor muy aceptable para la separación de la fase primaria.

El resultado entonces permite definir que:

1. El tiempo mínimo de retención para la fase agua en el equipo primario es 30 minutos. Dado que el equipo posee una capacidad nominal de 5000 Bls, la capacidad diaria de manejo de agua sería de 240,000 BPD.
2. El fluido no requiere calentamiento adicional para reducir el tiempo de residencia actual, pues la temperatura en las pruebas fue de 160°F, la cual es la temperatura actual del fluido en el manifold.
3. Es posible recalcular los costos de tratamiento de agua para estos diferentes productos en procura de reducir los costos de operación.

Estos aspectos serán tomados en cuenta para la formulación de escenarios de optimización por involucrar tiempos de residencia y temperaturas que a la final se traducen en consumo de energía en la estación.

5.2 TEMPERATURAS DE PROCESO

El proceso de deshidratación requiere en la condición actual que el fluido se encuentre a 180°F en el Gun Barrel para luego de 2 horas (Ver Tabla 13) obtener crudo con 1% de BS&W. Con el fin de revisar estas variables, se solicitaron pruebas de deshidratación tomando en cuenta la calidad actual del aceite producido, la temperatura del manifold y el volumen empleado para las fases aceite y agua en los Gun Barrels. Los resultados de estas pruebas se resumen en la Tabla 15.

Tabla 15. Pruebas de deshidratación.

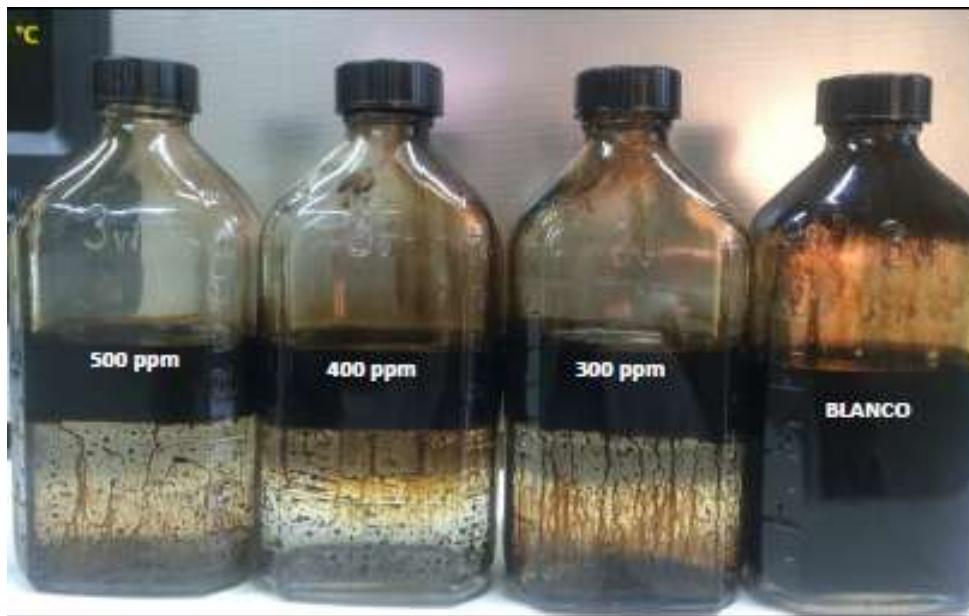
Tiempo de Estabilización:	2 h	emulsión	70%	H2O	con Slug	80%	H2O	Agitación: SI									
Gravedad API:	21,6													Calentamiento			
Temperatura:	145 F	H2O												SI			
TDS (Total Sólidos Disueltos) del agua:	0	-	velocidad de separacion desde la Primera Agitación														
Agitación	MANUAL	200 STK	mililitros de agua separada											análisis al crudo			
Dosis aplicada(PPM)	Calidad		min	min	min	min	min	min	min	min	min	min	min	min	Sin Slug		Con Slug
	Agua	Interfase	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100	110	120	H2O	B.S.	H2O
300	Buena	Buena	65	70	70	70	70	70	70	70	70	70	70	70	1,4	0	1,4
400	Buena	Buena	68	70	70	70	70	70	70	70	70	70	70	70	1,4	0	1,4
500	Buena	Buena	70	70	70	70	70	70	70	70	70	70	70	70	1,6	0	1,6
	Dosis de campo estimada		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0			

Fuente: Pruebas de botella para determinar caída de agua en crudo mezcla campo Jaguar 145°F. Preparado para Cepsa. Ing. César Sánchez. Gerente de cuenta. Junio 2017.

Producto de los cambios en cortes de agua en la producción, las velocidades de separación han aumentado, logrando que en menos de 20 minutos el agua asociada al aceite en esta etapa se haya separado en buena medida alcanzando el 1% de BS&W en el crudo. La temperatura empleada en la prueba fue de 145°F y no de 180°F como se venía manejando, lo cual aporta una nueva condición operacional que evita tener que utilizar energía adicional para el calentamiento del fluido bajo condiciones normales de operación, utilizando solamente la energía proveniente de los fluidos de los pozos.

La fotografía mostrada en la Figura 17 se realiza luego de 2 horas de tiempo de reposo, lo que permite ver la separación y la calidad del agua. El envase denominado “blanco” no recibe aplicación de rompedores directos de emulsión para usarlo como punto de comparación.

Figura 17. Pruebas de botella para fluido a la entrada de los Gun Barrels.



Fuente: Pruebas de botella para determinar caída de agua en crudo mezcla campo Jaguar 145°F. Preparado Para Cepsa. Ing. César Sánchez. Gerente de cuenta. Junio 2017.

El resultado entonces permite:

1. Definir un nuevo escenario de temperatura en el cual 145°F puede ser la cota inferior de proceso, garantizando temperaturas estables en los equipos de separación secundaria, Gun Barrels.
2. Dar una revisión empleando pruebas en campo a dosis inferiores a las actuales a esta nueva temperatura.
3. Buscar alternativas de incremento en los tiempos de residencia de la fase crudo con el objetivo de suplir el decremento en la temperatura.

5.3 APLICACIÓN DE PRODUCTOS QUÍMICOS

El producto químico a utilizar como catalizador de estos procesos de separación está íntimamente ligado a las dos variables anteriores. Establecer condiciones de tiempo de residencia y temperatura permite determinar el tipo de rompedores directos, dispersantes de parafina, inhibidores de asfáltenos y las dosis a utilizar. Para esto se definió el escenario propuesto de trabajo en la

Tabla 16.

Tabla 16. Comparación escenario actual vs. Nuevo escenario de trabajo

Condición actual	Condición propuesta
119,000 BFPD	119,000 BFPD
163°F Equipo primario	145°F equipo primario
180°F Equipo secundario	145°F equipo secundario
1,8 horas residencia equipo secundario	3,6 horas equipo secundario

Con las condiciones definidas se solicitó reevaluar las condiciones de los productos actuales, dosis aplicadas y puntos de aplicación a lo largo del proceso. Como resultado se obtiene los datos presentados en la Tabla 17.

Tabla 17. Condiciones nuevas de productos químicos.

Compañía:			CEPSA		Campo:		JAGUAR													
Pozos:			JGR		Químico Actual:		LA: 3628C		Dosis: 3000 PPM											
Gravedad:			21,6		Tipo de Sistema:		TK'S de proceso													
Distrito:			PETROLEOS		Producción de Crudo/Agua		Página 1 de 1													
Información de Tratamiento					mililitros agua separada										Muestra de Interfase			Muestra Compuesta		
			Línea		PPM	2 HRS	4 HRS	6 HRS	24 HRS		I	W	p	B.S	W	Slug	B.S	W	Slug	
Agitación	1a	2a	1		500	20	33	40	55					4	3,4	7,4	2	"	"	
Tiempo	15 min.		2		500	24	36	43	56					3	3,2	6,2	2	"	"	
Cantidad	120 STKS		3		500	20	36	44	58					2,8	3	5,8	2	"	"	
Temperatura			4		500	18	34	42	57					3	3,2	6,2	2	"	"	
Temperatura del Baño:	160 °F		5		1000	24	34	42	56					3,2	3,2	6,2	2	"	"	
Tiempo de centrifugado:	10 min		6		1000	30	40	46	57					3	3	6	2	"	"	
Duración de la prueba:	24 hrs		7		1000	28	39	46	57					2,5	2	4,5	2	"	"	
Tamaño de la muestra:	100		8		1000	27	36	45	57					2,8	3	5,8	2	"	"	
Concentración Sol n.:	40%		9		2000	30	36	44	57					2,6	3	5,6	2	"	"	
			10		2000	32	44	46	56					2,5	2,8	5,3	2	"	"	
Centrifugado	B.S.	Agua	11		2000	30	44	47	58					2	1,8	3,8	2	"	"	
			12		2000	28	42	46	58					2,5	3	5,5	2	"	"	
50/50	24 (con slug Prod. Quimico)	40 60	13		3000	32	40	45	56					2,6	2,9	5,5	2	"	"	
14				3000	35	46	47	58					2,4	2,6	5	2	"	"		
15				3000	35	46	47	58					1,8	1,6	3,4	2	"	"		
16				3000	34	45	46	58					2	2,8	4,8	2	"	"		
17					0	0	0	0					16	48	56	4	"	"		

Fuente: Informe técnico de las pruebas de laboratorio para crudo y agua producidos en estaciones Toro Sentado, Caracara sur y jaguar. Preparado Para Cepsa. Ing. Jose Perlaza. Junio 2017.

Los resultados obtenidos en las pruebas confirman las condiciones que habían sido propuestas, como el manejo a menor temperatura de los equipos primarios y

secundarios sin afectación de la deshidratación, considerando incrementar el tiempo de residencia en los equipos secundarios a 3,6 horas.

El resultado entonces permite determinar que se debe:

1. Utilizar el calentamiento para momentos de baja temperatura cuando los fluidos de entrada se encuentren por debajo de 145°F.
2. Incrementar el tiempo de residencia en los gun barrels a fin de lograr tiempos de residencia mayores a 3,6 horas a temperatura estable para dar mayor tiempo de separación a las emulsiones en los equipos secundarios
3. Mantener la cantidad actual de producto químico aplicada la cual es capaz de trabajar bien a esta nueva condición sin requerir dosis adicionales.

5.4 ESCENARIOS PROPUESTOS DE OPTIMIZACIÓN

Basado en los resultados expuestos en las secciones anteriores, se establecen tres escenarios de optimización con el fin de realizar la evaluación energética para así determinar cuál de ellos genera el mayor beneficio. El objetivo es que cada uno de ellos cumpla con los requerimientos mínimos y abarque la mayor cantidad de recomendaciones generadas a partir de las pruebas de laboratorio, respecto al tiempo de residencia, temperatura de operación y dosificación de productos químicos. Los casos fueron posteriormente modelados en el simulador ASPEN HYSYS para realizar el balance energético.

Respecto al caso base se incluye para todos los escenarios planteados la supresión del sistema de hidrociclones implementado a la entrada de la planta de agua, debido a las bajas eficiencias obtenidas en estos equipos menores al 25% y por el alto requerimiento de presión de 75 psig. Esto permite reducir a 15 psig la presión requerida para la entrada a las plantas de tratamiento de agua de producción.

De igual forma, una vez revisadas las condiciones operativas de los equipos secundarios, es necesario realizar un análisis interno del sistema de distribución que asegure los tiempos de residencia en un valor acorde con este tipo de equipos,

el cual por lo general debe ser por lo menos el equivalente al 50% del volumen disponible, asegurando un tiempo no menor a 5 horas en los dos equipos.

5.4.1 Caso 2: Equipos primarios presurizados y de calentamiento. Para este caso se plantea la implementación de equipos primarios de separación que estén en capacidad de recibir toda la producción de fluidos y para su operación no requieran de bombas de transferencia de agua.

Se recomienda este tipo de equipos para la aplicación requerida en este proceso, siendo un separador horizontal de dos fases que posee las características citadas a continuación:

- *Aplicación: Separación de altos volúmenes de agua con buenas características de separación (es decir, relativamente baja viscosidad de la fase continua, gotas relativamente grandes y baja concentración de la fase dispersa).*
- *Características: solo para la separación de una dispersión primaria.*
- *Uso recomendado: cuando solo se requiere separación a granel;*
- *No recomendado: para separaciones secundarias (es decir, gotas menores de 30 μm); donde se requiere una alta eficiencia de separación; sistemas donde la interfaz está mal definida (esto afectará el control de nivel de la interfaz). Si la interfaz está mal definida, o si hay otra razón para evitar el control directo de IL, el trifásico, se debe usar un diseño de separador con un sistema de vertedero doble (T2) ⁵.*

En la Tabla 18 se resumen las aplicaciones principales para los separadores Líquido-Líquido y Gas/Líquido/Líquido y los usos recomendados para cada tipo.

Este equipo permite utilizar la energía suministrada por los fluidos para realizar la primera separación del proceso que corresponde al agua libre en la corriente de

⁵ SHELL GLOBAL SOLUTION INTERNATIONAL B.V. Liquid/Liquid and Gas/Liquid/Liquid Separators – Type Selection and Design Rules. Países Bajos: SHELL GROUP, 2008. p.14.

producción y entregar los a 110.000 BWPD separados a las plantas de tratamiento de agua sin recurrir a bombas de transferencia.

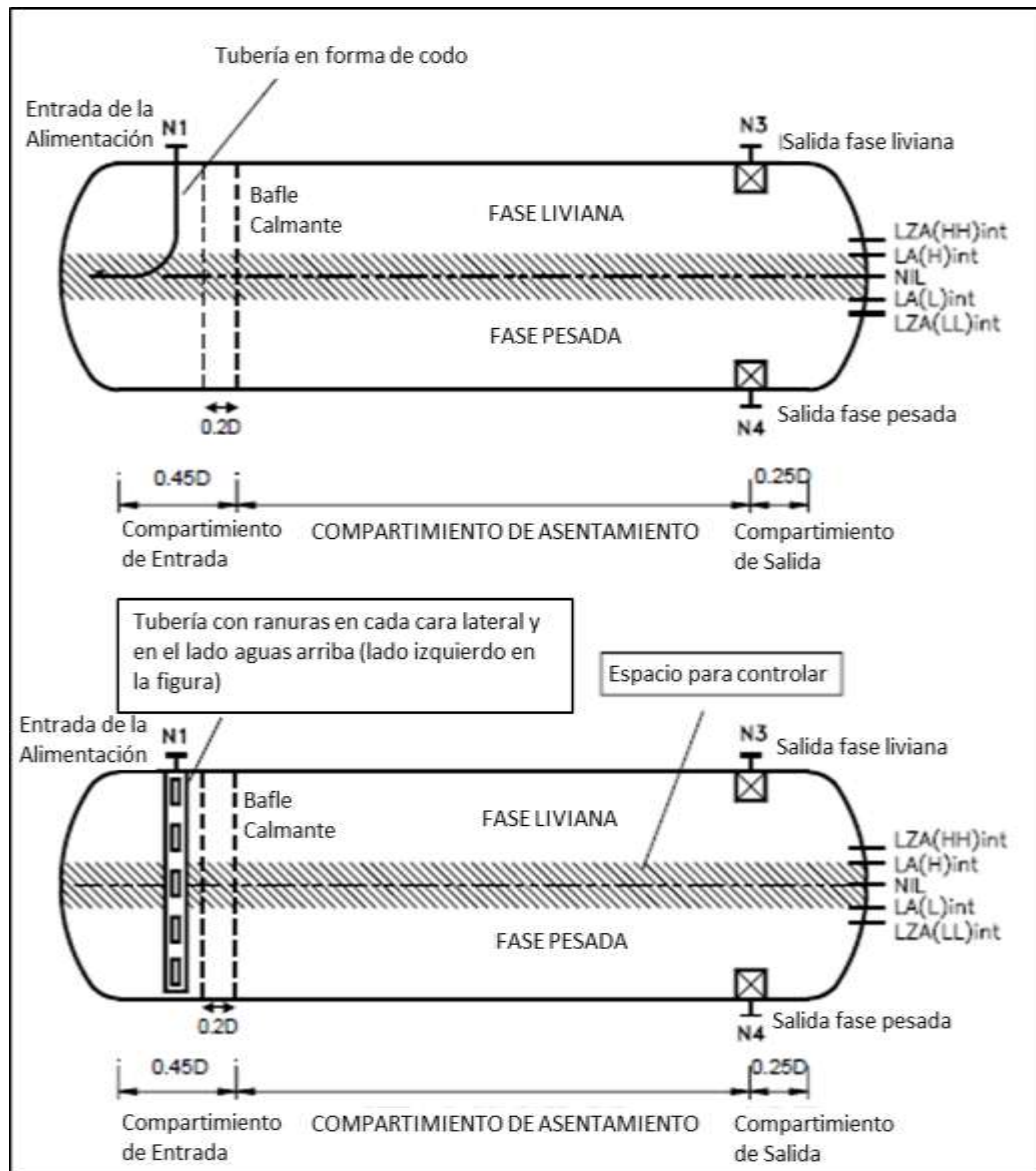
Tabla 18. Evaluación de separadores L/L y G/L/L.

	Separadores L/L					Separadores G/L/L			
Tipos de Separador	L1	L2	C1	C2	C3	T1	T2	T3	T4/T5
Separación L/L									
Dispersión Primaria	√	√		√		√	√	√	√
Separación Gruesa(Bulk)	√					√	√		√
Separación Eficiente		√		√				√	√
Dispersión Secundaria	X	X	√ ¹	X	√	X	X	X	X
Interfase L/L Imprecisamente definida	X	X					√ ²	√ ²	
Separación G/L									
Separación Gruesa(Bulk)						√	√	√	
Separación Eficiente									√ ³
Controlado en Manejo de Líquido (en separadores G/L/L)						√	√	√	X
Controlado en Manejo de Gas (en separadores G/L/L)								X	√
Servicio de incrustación	√		X	X	X	√	√		
Alta Temperatura			X	X	X				
√ : Uso Recomendado X : No debe ser usado									
1 Si esta empacado adecuadamente no está instalado ningún tapete de alambre corrugado									
2 Dado que existe un arreglo de doble dique sin control IL; también puede ser usado si hay separadores L/L correspondientes									
3 Si está instalado un ensamble de cubierta de malla de alambre o de malla de alambre/espiral									
L1: Tanque de asentamiento de dos fases horizontal abierto									
L2: Tanque de asentamiento de dos fases horizontal con paquete de placas									
C1: Tanque de Coalescencia con lecho coalescente comprimido									
C2: Tanque de Coalescencia ajustado con un tapete de coalescencia prefabricado									
C3: Tanque de coalescencia ajustado con cartuchos de coalescencia									
T1: Tanque de asentamiento de tres fases horizontal abierto con bota									
T2: Tanque de asentamiento de tres fases horizontal abierto con arreglo de diques									
T3: Tanque de asentamiento de tres fases horizontal abierto con paquete de placas y arreglo de diques									
T4: Tanque de asentamiento de tres fases vertical									
T5: Tanque de asentamiento de tres fases vertical con paquete de placas									

Fuente: SHELL GLOBAL SOLUTION INTERNATIONAL B.V. Liquid/Liquid and Gas/Liquid/Liquid Separators – Type Selection and Design Rules. Países Bajos: SHELL GROUP, 2008. p.13.

Respecto a la fase aceite se propone mantener el calentamiento hasta 180°F para lo cual el aceite proveniente de estos equipos de separación será recibido en un tanque acumulador y posteriormente será reimpulsado a través de los intercambiadores de calor para llegar a la temperatura deseada.

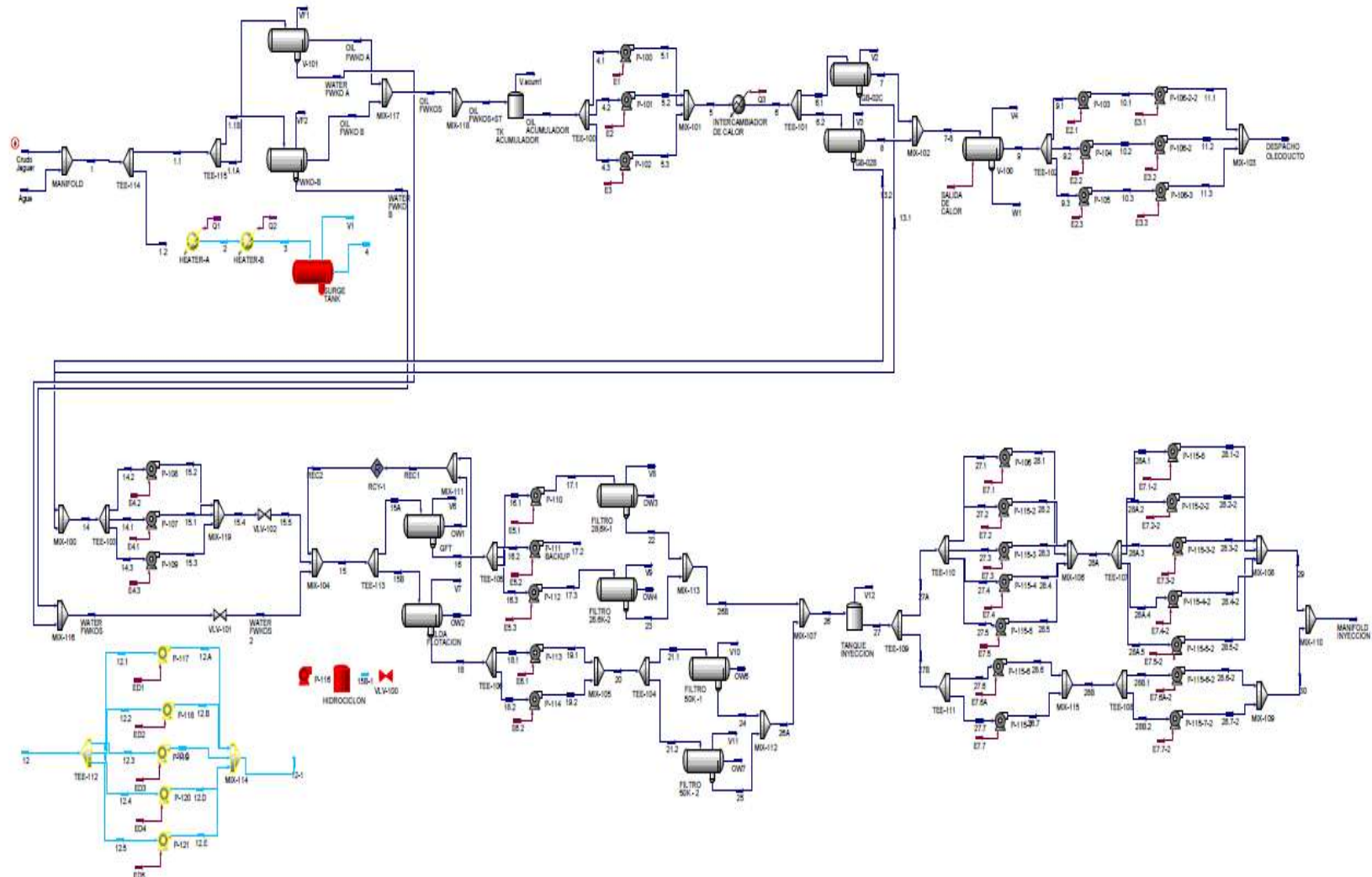
Figura 18. Separador horizontal de dos fases.



Fuente: SHELL GLOBAL SOLUTION INTERNATIONAL B.V. Liquid/Liquid and Gas/Liquid/Liquid Separators – Type Selection and Design Rules. Países Bajos: SHELL GROUP, 2008. p.15.

Para este escenario, este equipo realizará el retiro del agua libre del fluido entrante conservando 30 psig de presión, conservando así la energía necesaria para entregar el agua en las plantas de tratamiento y el aceite emulsionado a los equipos secundarios, reduciendo todo el sistema de transferencia (11 bombas). La propuesta modelada en ASPEN HYSYS 8.8 es la mostrada en la Figura 19.

Figura 19. Caso 2



5.4.2 Caso 3: Equipo primario en paralelo con sistema actual y calentamiento.

Para este caso se plantea la implementación de equipos primarios de separación que estén en capacidad de recibir el 50% de la producción de fluidos y para su operación no requiera de bombas de transferencia de agua ni crudo. Esto implica el uso de un separador bifásico conectado a los actuales equipos secundarios (Gun Barrels) y a las plantas de agua. El restante 50% del fluido se maneja a través del sistema actual. El diagrama formulado en ASPEN HYSYS 8.8 es el mostrado en la Figura 20.

5.4.3 Caso 4: Equipos primarios presurizados, sostenimiento de la temperatura. Para este caso se plantea la implementación de equipos primarios de separación que estén en capacidad de recibir toda la producción de fluidos y para su operación no requiera de bombas de transferencia de agua a las plantas de tratamiento ni bombas de transferencia para el aceite hacia los equipos secundarios.

Para el sostenimiento de temperatura se basa en las pruebas realizadas en laboratorio y en el seguimiento a las condiciones de llegada de los fluidos. Como forma de aseguramiento de la temperatura se propone instalar aislamiento térmico a los equipos primarios y secundarios incluyendo las líneas de transferencia. El caso formulado en ASPEN HYSYS 8.8 es presentado en la

Figura 21.

6. OPTIMIZACIÓN ENERGÉTICA DEL PROCESO

Una vez han sido descritos los casos de optimización energética propuestos y se han realizado los diferentes diagramas de proceso incluyendo los cambios mencionados, incluyendo los nuevos equipos y excluyendo algunos existentes, se procederá a presentar un balance de consumo energético desde el punto de vista térmico y eléctrico.

Cada escenario aporta condiciones operativas diferentes las cuales, de acuerdo con los objetivos, deben ser correctamente implementadas tomando en cuenta que los sistemas de producción deben procesar fluidos para obtener crudo en calidad de venta y agua en calidad de inyección de manera continua, como es el caso de la estación Jaguar.

6.1 RESUMEN DE ALTERNATIVAS PROPUESTAS

Los equipos presentes y las condiciones de operación principales que determinan las diferencias entre las alternativas propuestas son resumidos de la siguiente manera en la Tabla 19.

Tabla 19. Resumen escenarios de optimización.

	BASE	CASO 2	CASO 3	CASO 4
Precalentador --> 163°F	Δ			
Surge Tank	Δ		Δ	
FKWO A		Δ	Δ	Δ
FKWO B		Δ		Δ
TK Acumulador		Δ	Δ	
Bombas crudo hacia GB	Δ	Δ	Δ	
Calentador --> 180°F	Δ	Δ	Δ	
Gun Barrel B	Δ	Δ	Δ	Δ
Gun Barrel C	Δ	Δ	Δ	Δ
Bombas agua Gun Barrel	Δ	Δ	Δ	Δ
Bombas manejo agua Surge Tank	Δ		Δ	
Bomba Recirculación plantas agua	Δ	Δ	Δ	Δ
sistema Despacho aceite por Oleoducto	Δ	Δ	Δ	Δ
Sistema Tratamiento/Inyeccion agua	Δ	Δ	Δ	Δ

6.2 ANÁLISIS DE ALTERNATIVAS

El software ASPEN HYSYS 8.8 permite realizar un diagnóstico de la cantidad de energía que se requiere para cada sistema luego de incorporar los parámetros, variables y equipos presentes en cada escenario. Para cada uno de los cuatro casos, incluyendo el caso inicial o base, se generaron los resultados presentados en la Tabla 20 los cuales son presentados en el mismo sistema de unidades para la adecuada comparación tanto consumos térmicos como consumos eléctricos. Fueron alrededor de 45 equipos los incorporados en los diagramas a fin de lograr valores globales de cada caso y para cada sistema. Todos los sistemas serán anexados, presentando en este capítulo el resumen de la información.

Tabla 20. Consumo energético por caso.

	BASE		CASO 2		CASO 3		CASO 4	
	Unit	Heat Flow Btu/hr	Unit	Heat Flow Btu/hr	Unit	Heat Flow Btu/hr	Unit	Heat Flow Btu/hr
Precalentador	Q1	8.554.945	Q1	-	Q1	4.277.473	Q1	-
Calentador	Q2	22.288.515	Q2	-	Q2	11.144.257	Q2	-
Bombas crudo hacia GB	E1/2/3	16.025	E1/2/3	18.324	E1/2/3	18.160	E1/2/3	-
Calentador	Q3	4.885.750	Q3	8.758.898	Q3	7.959.725	Q3	-
Bombas booster despacho	E2.1/2.2/2.3	23.637	E2.1/2.2/2.3	30.627	E2.1/2.2/2.3	30.590	E2.1/2.2/2.3	13.439
bombas principales de despacho	E3.1/3.2/3.3	647.111	E3.1/3.2/3.3	644.890	E3.1/3.2/3.3	644.095	E3.1/3.2/3.3	644.862
Bombas manejo agua Surge Tank	ED1/2/3/4/5	636.108	ED1/2/3/4/5	-	ED1/2/3/4/5	318.054	ED1/2/3/4/5	-
bomba Recirculación	ER1	34.349		34.349		34.349		34.349
Bombas agua Gun Barrel	E4.1/4.2/4.3	381.665	E4.1/4.2/4.3	58.416	E4.1/4.2/4.3	84.375	E4.1/4.2/4.3	- 1.282
Bombas sistema filtración	E5.1/5.2/5.3/6.1/6.2	399.552	E5.1/5.2/5.3/6.1/6.2	423.031	E5.1/5.2/5.3/6.1/6.2	424.895	E5.1/5.2/5.3/6.1/6.2	422.296
Bombas booster Inyección	7.2/7.3/7.4.7.5/7.6	1.526.660	7.2/7.3/7.4.7.5/7.6	1.526.660	7.2/7.3/7.4.7.5/7.6	1.526.660	7.2/7.3/7.4.7.5/7.6	1.526.660
Bombas principales Inyección	E7.1-2/7.2-2/7.3-2	11.706.893	E7.1-2/7.2-2/7.3-2	11.706.890	E7.1-2/7.2-2/7.3-2	11.706.902	E7.1-2/7.2-2/7.3-2	11.706.886
Precalentamiento		30.843.460		-		15.421.730		-
Calentamiento		4.885.750		8.758.898		7.959.725		-
bombas para manejo de crudo		686.773		693.841		692.844		658.300
bombas para manejo de agua		14.685.228		13.749.347		14.095.236		13.688.910
Total Heat Flow	Btu/hr	51.101.211		23.202.087		38.169.536		14.347.210
componente térmico	Btu/hr	35.729.210		8.758.898		23.381.455		-
componente eléctrico	Btu/hr	15.372.000		14.443.189		14.788.080		14.347.210
componente térmico	Btu/hr-Bfpd	300		74		196		-
componente eléctrico	Btu/hr-Bfpd	129		121		124		121
Tks fiscalizacion	SALIDA DE CALOR - 2.803.975 SALIDA DE CALOR - 2.805.932 SALIDA DE CALOR - 2.802.577 SALIDA DE CALOR - 822.018							

6.2.1 Sistemas de precalentamiento. El sistema de precalentamiento no se considera en los casos en los que se utiliza únicamente los FWKO's horizontales, en los cuales el tiempo de separación requerido para separar el agua libre presente a la temperatura aportada por el fluido se considera suficiente. El valor calculado es de 8,5 MMBTU/h para precalentar todo el fluido entrante, es decir, el caudal correspondiente a los 119,000 BFPD, con excepción del caso 3 en el que corresponde al 50% del fluido. Adicionalmente en las pruebas realizadas en laboratorio, el retiro de agua libre se puede realizar a 145°F, pudiendo reducirse este consumo.

6.2.2 Sistema de calentamiento antes del equipo primario. El sistema de calentamiento no se considera en aquellos casos donde se usan únicamente los FWKO's horizontales. Gracias al tiempo de separación requerido para retirar el agua libre presente con la temperatura aportada por el fluido se considera suficiente la energía térmica que contiene. El valor calculado de requerimiento energético para este sistema es de 22,3 MMBTU/h por el hecho de precalentar los 119,000 BFPD entrantes para llevarlos hasta 163°F, con excepción del caso 3, en el cuál la corriente de entrada corresponde al 50% del fluido. Además, en las pruebas realizadas en laboratorio, el retiro de agua libre se puede realizar a 145°F, pudiendo reducirse este consumo al igual que en el sistema anterior.

6.2.3 Sistema de calentamiento antes de los equipos secundarios. Lo componen los equipos que proporcionan el calentamiento a la corriente de aceite emulsionado que ingresa a los equipos secundarios. No se considera en el caso en el que se usan únicamente los FWKO's horizontales.

El aceite emulsionado será entregado con la misma presión suministrada por los FWKO's evitando mezclas adicionales que requieran mayor temperatura para su separación. El valor calculado de consumo energético es de 4,8 MMBTU/h necesarios para llevar el aceite emulsionado hasta 180°F. Para el caso 3

corresponde al 50% del aceite, pero por no realizarse el precalentamiento, el consumo en este punto es de 8,0 MMBTU/h. En el caso 2 se realiza el calentamiento del 100% del aceite emulsionado con un consumo de 8,8 MMBTU/h.

Adicionalmente en las pruebas realizadas en laboratorio, la separación de esta emulsión se puede realizar a 145°F con tiempos de retención mayores en los Gun Barrels para lo cual se deben modificar los sistemas internos de distribución, incrementando a más de 5 horas la residencia de la fase aceite en los equipos.

6.2.4 Bombas de transferencia de aceite emulsionado. El uso de las bombas de transferencia de agua está ligado al uso del Surge Tank y al calentamiento del aceite a la entrada de los Gun Barrels para lograr alcanzar la temperatura de 180°F. El consumo energético de las bombas es de 18,000 BTU/h. Se debe tener especial atención en este sistema de transferencia pues es en el que existe mayor probabilidad de que se generen emulsiones aceite/agua que incrementan los requerimientos de temperatura, tiempo y productos químicos en el Gun Barrel.

6.2.5 Bombas de transferencia de agua al Surge Tank. El uso de las bombas de transferencia de agua está ligado al uso del Surge Tank únicamente. Para el caso base y el caso 3 se utiliza este equipo. El consumo de energía que requiere este equipo para su funcionamiento es de 0,636 MMBTU/h para el caso base y de 0,318 MMBTU/h para el caso 3.

6.2.6 Bombas de transferencia de agua Gun Barrels. Debido a los altos volúmenes de agua retirada en los Gun Barrels, se requieren bombas de alta capacidad, las cuales según el balance energético generado por el simulador consumen 384,000 BTU/h. A medida que se reducen los volúmenes a la entrada por efecto de la reducción del BS&W en ese mismo punto, este valor puede llegar hasta 1,300 BTU/h.

6.2.7 Bombas de recirculación. Este consumo aplica para todos los casos revisados. Son alrededor de 10.000 BFPD los que están retornando de las plantas de agua, generando un consumo de 34,349 BTU/h, lo cual se debe revisar para reducir el volumen de fluidos retornado el cual ocupa espacio de fluidos recién llegados de los pozos.

6.3 SISTEMA DE TRATAMIENTO E INYECCIÓN DE AGUA

Para todos los casos se toma el mismo sistema de inyección bajo condiciones máximas de operación, es decir 110.000 BWPD, con un consumo global de entre 13,6 y 14,6 MMBTU/h. Para el caso base es 30% y para el caso 4 es 95%. Este valor está directamente impactado por la presión de inyección (hasta 1.800 psig). Es recomendable evaluar estrategias para reducir las condiciones de disposición que permitan emplear menos energía.

6.4 PROPUESTA DE OPTIMIZACIÓN

Tomando en cuenta el análisis realizado a las variables anteriormente mencionadas, la propuesta de optimización está directamente ligada a la revisión de la necesidad de mantener la temperatura en los equipos tanto primarios como secundarios, a las pruebas de laboratorio y al incremento de la temperatura de los fluidos aportados por los pozos.

El estudio de estos parámetros a través de todo el sistema permite hacer esta propuesta que reduce 38 MMBTU/h en calentamiento en comparación con el caso base. La reducción en energía eléctrica está basada en la no utilización del Surge Tank siendo reemplazado por el FWKO, el cual no requiere mayor tiempo de retención para la separación del agua libre, conserva en el fluido la presión suficiente para entregar el agua y crudo al resto de equipos del proceso y si se implementa recubrimiento térmico puede llegar a aportar una condición estable en cuanto a temperatura para la separación la fase acuosa y el crudo de la corriente de producción.

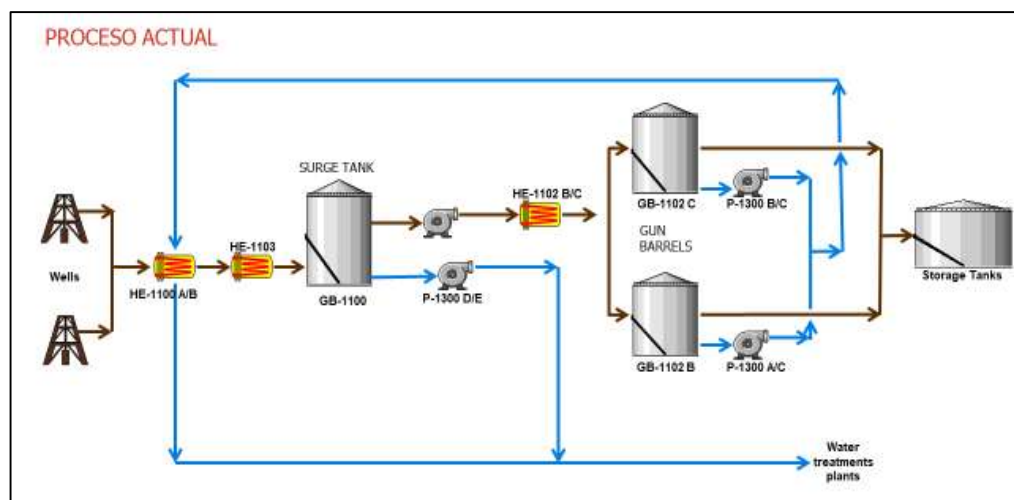
Por otro lado, la cantidad de energía liberada a través del agua hacia la planta de inyección es muy elevada en el caso base (24,9 MMBTU/h), producto del precalentamiento y calentamiento de la totalidad del fluido. En la Tabla 21 se pueden apreciar los resultados obtenidos del requerimiento energético para cada caso planteado.

Tabla 21. Requerimiento térmico y eléctrico por caso.

	BASE		CASO 2		CASO 3		CASO 4	
componente térmico	Btu/hr	35.729.210		8.758.898		23.381.455		-
componente eléctrico	Btu/hr	15.372.000		14.443.189		14.788.080		14.347.210
componente térmico	Btu/hr-Bfpd	300		74		196		-
componente eléctrico	Btu/hr-Bfpd	129		121		124		121
Tks fiscalizacion	SALIDA DE CALOR - 2.803.975		SALIDA DE CALOR - 2.805.932		SALIDA DE CALOR - 2.802.577		SALIDA DE CALOR - 822.018	
Sistema de agua	SALIDA DE CALOR 2 - 24.933.688							

El proceso actual requiere de tres sistemas de calentamiento de las cuales dos de ellas utilizan vapor proveniente de calderas, el Surge Tank utiliza bombas para transferencia tanto de aceite emulsionado como para transferencia de agua a las plantas de tratamiento. Lo anterior se ilustra en la Figura 22.

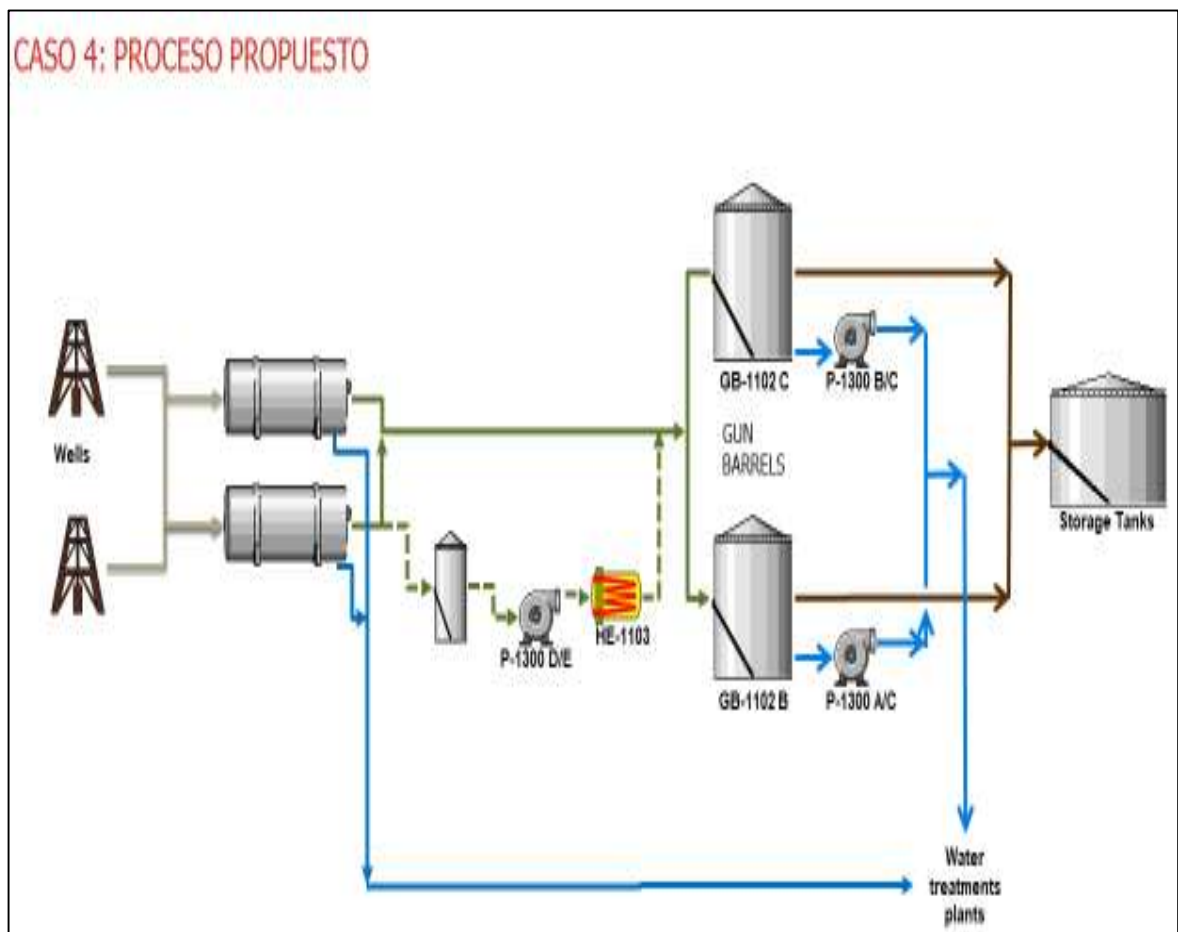
Figura 22. Sistemas de calentamiento en el proceso actual.



El proceso que se propone utiliza sistemas presurizados (separadores bifásicos) los cuales reducen la necesidad de bombas de transferencia para agua y aceite, utilizan la temperatura aportada por los fluidos para el proceso de separación primaria y hacen posible incrementar el tiempo de residencia, logrando el trabajo a menor temperatura mediante la implementación de difusores internos en los Gun Barrels.

Se contempla para casos eventuales utilizar los equipos de calentamiento para aumentar la temperatura del aceite emulsionado en caso de que la corriente de producción llegue a temperaturas inferiores a 145°F por efecto de cambios de la temperatura ambiente o llegada de fluidos de características diferentes a los que recibe normalmente la estación. El diagrama propuesto se presenta en la Figura 23.

Figura 23. Diagrama Sistema Propuesto – Caso 4



7. CONCLUSIONES

- No se requiere precalentamiento del fluido a la entrada de los equipos primarios por efecto del incremento del corte de agua en los fluidos de producción. Esto debe ser revisado periódicamente pues constituye dejar de consumir 30 MMBTU/h.
- Es necesario transferir volúmenes de aceite con bajos porcentajes de agua debido a que en el proceso de calentamiento hacia el Gun Barrel se requiere energía, la cual posteriormente se libera con las fases acuosas, llegando a liberar hasta 8,8 MMBTU/h.
- El caso propuesto reduce el consumo de energía en 35,8 MMBTU/h e incluye implementar equipos bifásicos presurizados con el fin de reducir el uso de bombas de transferencia, mejorar la velocidad de separación y disminuir los requerimientos de temperatura para la fase primaria de separación.
- Según las pruebas realizadas es posible incrementar los tiempos de residencia para reducir la temperatura de proceso.
- Dadas las condiciones de producción puede considerarse que los campos conectados a la estación Jaguar se comportan como un campo maduro, para lo cual es posible utilizar los indicadores energéticos obtenidos (los cuales fueron desarrollados con el propósito de medir el componente térmico y el componente eléctrico del consumo energético del proceso de tratamiento en BTU/h-Bfpd, mostrados en la Tabla 21), como una muy buena aproximación para cuantificar los costos de levantamiento en otros campos, proyectos cercanos a la estación o nuevas facilidades con calidad de crudo similar.

8. RECOMENDACIONES

- Para reforzar los resultados de la propuesta de funcionamiento de la estación se recomienda instalar aislamiento térmico en los equipos mayores y líneas de conducción de aceite para conservar la temperatura aportada por el fluido a lo largo del proceso de separación.
- Se deben realizar análisis periódicos de las variables de operación como son la temperatura, los tiempos de residencia en equipos principales y las dosis de productos químicos a aplicar.
- Se deben realizar simulaciones empleando herramientas que aportan las condiciones de consumos de energía del proceso y permiten identificar puntos de optimización como ASPEN HYSYS.

BIBLIOGRAFIA

ARNOLD K. y STEWART M. Emulsions and oil treating equipment: selection, sizing and trouble shooting. Oxford, Reino Unido: Gulf Professional Publishing, 2009. 290p.

ARNOLD K. y STEWART M. Gas-liquid and Liquid-liquid Separators. Burlington: Gulf Professional Publishing, 2008. 226 p.

CEPSA COLOMBIA S.A. Plan de Desarrollo Bloque Caracara 2016: Yacimientos, perforación, producción, facilidades, integridad, HSE y PP5. Bogotá D.C. 2016. 103 p.

CEPSA COLOMBIA S.A. Presentación Bloque Caracara 2017. Estación Jaguar. Septiembre 2017. 65 diapositivas.

DEVOLD, Håvard y TAYLOR, Sandy. Petróleo y gas, la energía que nos encanta odiar. En: Revista ABB, Vol. 1, No. 2. 2011, p. 5-13.

HURTADO SERRANO, Obed Said. Planteamiento de alternativas para la optimización de las facilidades de superficie del campo San Luis de la Gerencia Magdalena Medio Ecopetrol S.A Bucaramanga, 2013, 58p. Trabajo de grado para optar al título de Especialista en Producción de Hidrocarburos. Universidad Industrial de Santander.

LEÓN, O. G., SOSA, Y. R., & ÁLVAREZ, C. M. Alternativas de mejoras energéticas en la planta de tratamiento de crudos de puerto escondido. En: Revista De Ingeniería Energética. Vol. 38. No. 2, La Habana, mayo-agosto 2017. p. 115-123.

LOPEZ TORRES, Mario. Metodología para la evaluación y selección de rompedores en un tratamiento químico de emulsiones. Bucaramanga, 2014, 149p. Trabajo de grado para optar al título de Ingeniero de Petróleos. Universidad Industrial de Santander.

MOLINA MANTILLA, Mariantonieta Estefanía. Selección de alternativas de inversión en generación de energía eléctrica, a partir de técnicas de optimización multiobjetivo y multicriterio. Bucaramanga, 2016, 93p. Trabajo de grado para optar al título de Magister en Ingeniería Industrial. Universidad Industrial de Santander.

RUBIO PUENTES, Ivonne Lorena. Comparación técnica y económica entre un sistema de tratamiento de agua de producción con inyección de microburbujas de aire y un sistema con inyección de microburbujas de nitrógeno en el campo Cubiro. Bucaramanga, 2016, 93p. Trabajo de grado para optar al título de Especialista en Producción de Hidrocarburos. Universidad Industrial de Santander.

SHELL GLOBAL SOLUTION INTERNATIONAL B.V. Liquid/Liquid and Gas/Liquid/Liquid Separators – Type Selection and Design Rules. Países Bajos: SHELL GROUP, 2008. 112 p.