

EVALUACIÓN ENERGÉTICA DE ESCENARIOS DE OPERACIÓN A PARTIR DE
DIAGRAMAS DE SANKEY PARA LA PLANTA DE DESHIDRATACIÓN DE
CRUDO EN LA ESTACIÓN JAGUAR DEL BLOQUE CARACARA

DANIEL FELIPE DÍAZ PINZÓN

FUNDACIÓN UNIVERSIDAD DE AMÉRICA
FACULTAD DE INGENIERIAS
PROGRAMA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BOGOTÁ D.C

2017

EVALUACIÓN ENERGÉTICA DE ESCENARIOS DE OPERACIÓN A PARTIR DE
DIAGRAMAS DE SANKEY PARA LA PLANTA DE DESHIDRATACIÓN DE
CRUDO EN LA ESTACIÓN JAGUAR DEL BLOQUE CARACARA

DANIEL FELIPE DÍAZ PINZÓN

Proyecto integral de grado para optar el título de
INGENIERÍA DE PETRÓLEOS

Director
JUAN MANUEL RODRÍGUEZ CORRALES
Ingeniero Químico

Co-Director
LINA MARÍA SECCO LÓPEZ
Ingeniero de Petróleos

Orientador
LUIS GUILLERMO VILLA ORREGO
Ingeniero de Petróleos

FUNDACIÓN UNIVERSIDAD DE AMÉRICA
FACULTAD DE INGENIERIAS
PROGRAMA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BOGOTÁ D.C
2017

Nota de aceptación

Ing. Luis Guillermo Villa O.

Ing. Claudia Rubio A.

Ing. Nadin Elias Escaño S.

Bogotá D.C., 2017

DIRECTIVAS DE LA UNIVERSIDAD

Presidente de la Universidad y Rector del Claustro.

Dr. JAIME POSADA DÍAZ

Vicerrector de Desarrollo y Recursos Humanos.

Dr. LUIS JAIME POSADA GARCÍA-PEÑA

Vicerrectora Académica y de Posgrados.

Ing. ANA JOSEFA HERRERA VARGAS

Secretario General

Dr. JUAN CARLOS POSADA GARCÍA-PEÑA

Decano Facultad de Ingenierías.

Ing. JULIO CESAR FUENTES ARISMENDI

Director Programa de Ingeniería de Petróleos

Ing. JOSÉ HUMBERTO CANTILLO SILVA

Las Directivas de la Universidad de América, los jurados calificadores y el cuerpo de docentes no son responsables por los criterios e ideas expuestas en el presente documento. Estos corresponden únicamente al autor.

“A mis padres por el apoyo que me brindaron, además del esfuerzo y sacrificio que han realizado para poder llegar a cumplir esta etapa de mi vida.

A mi hermana y mis amigos por estar siempre cuando los necesite y poder compartir con ellos tantos momentos”.

AGRADECIMIENTOS

“Agradezco a Dios por haberme brindado la sabiduría para poder realizar este trabajo de grado

A la empresa CEPSA por la oportunidad de llevar a cabo este trabajo de grado bajo su apoyo y dirección

A mi director el Ingeniero Juan Manuel Rodríguez Corrales y mi Codirectora la Ingeniera Lina María Secco López, quienes me brindaron la confianza inicialmente y siempre estuvieron a disposición para colaborarme y compartirme su conocimiento.

A la Ingeniera Carmen Roció Corredor y el Ingeniero Otto Quizá por haber aportado su experiencia, colaboración, conocimiento y tiempo para que el proyecto llegara a buen puerto.

A mi orientador el Ingeniero Luis Guillermo Villa, quien me colaboró durante este semestre y estuvo dispuesto en todo momento para darme los lineamientos precisos para desarrollar el trabajo.

A los docentes de la Universidad que a lo largo de la carrera han compartido sus conocimientos y que indudablemente colaboraron en mi formación como Ingeniero.”

CONTENIDO

	pág.
INTRODUCCIÓN	23
OBJETIVOS	24
1. GENERALIDADES DE LA ESTACIÓN JAGUAR	25
1.1 HISTORIA DEL BLOQUE CARACARA	25
1.2 LOCALIZACIÓN GEOGRÁFICA	25
1.3 HISTORIA DE PRODUCCIÓN	27
1.4 FACILIDADES DE PRODUCCIÓN	.28
2. FUNCIONAMIENTO DE LA ESTACIÓN JAGUAR	29
2.1 SISTEMA DE RECOLECCIÓN DE FLUIDOS	29
2.2 PROCESO DE DESHIDRATACIÓN DE CRUDO	31
2.3 SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR	33
2.4 SISTEMA DE DESPACHO DE CRUDO	.34
2.5 SISTEMA DE TRATAMIENTO DE AGUA	34
3. MARCO ENERGETICO ACTUAL DE LA ESTACIÓN JAGUAR	37
3.1 EQUIPOS DE SEPARACIÓN PRIMARIA EN LA ESTACIÓN JAGUAR	37
3.2 EQUIPOS DE SEPARACIÓN SECUNDARIA	37
3.3 INTERCAMBIADORES DE CALOR	39
3.3.1 Precalentadores	.40
3.3.2 Calentadores	41
3.4 DESCRIPCIÓN DEL MARCO ENERGÉTICO ACTUAL POR MEDIO DE LOS DIAGRAMAS DE SANKEY	42
3.4.1 Operación Actual de la estación Jaguar	42
3.4.2 Evaluación energética de operación e indicadores termoenergéticos	45

3.4.2.1 Indicadores termoenergéticos	45
3.4.2.2 Evaluación energética actual	49
4. INTERPRETACIÓN DE LAS CORRIENTES ENERGÉTICAS POR MEDIO DE LOS DIAGRAMAS DE SANKEY	53
4.1 BALANCE DE ENERGÍA	53
4.1.1 Tipos de energía	54
4.2 MECANISMOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR	57
4.2.1 Conducción	58
4.2.2 Convección	59
4.2.3 Radiación	59
4.3 EVALUACIÓN ENERGÉTICA DE ESCENARIOS PROPUESTOS	60
4.3.1 Descripción del escenario propuesto #1	.60
4.3.2 Descripción del escenario propuesto #2	.67
4.3.3 Descripción del escenario propuesto #3	.74
4.3.4 Descripción del escenario propuesto #4	.81
4.3.5 Descripción del escenario propuesto #5	.89
5. ANÁLISIS DEL MEJOR ESCENARIO CONCEPTUAL RESPECTO AL MENOR USO DE ENERGÍA, CON BASE EN LAS SIMULACIONES DE LOS ESCENARIOS EVALUADOS	97
5.1 ANÁLISIS DE DIAGRAMAS DE SANKEY	97
5.2 ANÁLISIS DE INDICADORES TERMOENERGÉTICOS	98
5.2.1 Calor demandado en el proceso	..98
5.2.2 Pérdidas de calor totales en el proceso	...99
5.2.3 Calor transferido a la fase acuosa del fluido dentro del proceso	100
5.2.4 Demanda de crudo en las calderas	101
6 ANÁLISIS FINANCIERO	103
6.1 ANÁLISIS DE COSTOS DE INVERSIÓN (CAPEX)	104
6.2 ANÁLISIS DE COSTOS DE OPERACIÓN (OPEX)	105

6.3 EVALUACIÓN FINANCIERA DEL PROYECTO	.108
6.3.1 Valor presente neto (VPN)	.108
6.3.2 Tasa de interés de oportunidad (TIO)	109
6.3.3 Flujo de caja	109
6.3.4 Conclusión de la evaluación financiera	110
7. CONCLUSIONES	111
8. RECOMENDACIONES	112
BIBLIOGRAFÍA	114
ANEXOS	116

LISTA DE FIGURAS

	pág.
Figura 1. Localización y vía de acceso a la Estación Jaguar	26
Figura 2. Sistema de recolección de fluidos Estación Jaguar	30
Figura 3. Diagrama de deshidratación de crudo de la Estación Jaguar	32
Figura 4. Caldera Pirotubular Horizontal B-2000	33
Figura 5. Diagrama de despacho de crudo.	34
Figura 6. Diagrama sistema de tratamiento de agua actual de la estación	36
Figura 7. Esquema interno del <i>Gun Barrel</i> .	38
Figura 8. Esquema interno de un intercambiador de calor de tipo plato.	39
Figura 9. Escenario de operación actual estación Jaguar	44
Figura 10. Convenciones usadas en el Diagrama Sankey	50
Figura 11. Diagrama de Sankey para el marco actual de la estación Jaguar	51
Figura 12. Escenario de operación propuesto #1	62
Figura 13. Diagrama de Sankey para el escenario #1 de la estación Jaguar	66
Figura 14. Escenario de operación propuesto #2	69
Figura 15. Diagrama de Sankey para el escenario #2 de la estación Jaguar	73
Figura 16. Escenario de operación propuesto #3	76
Figura 17. Diagrama de Sankey para el escenario #3 de la estación Jaguar	80
Figura 18. Escenario de operación propuesto #4	83
Figura 19. Diagrama de Sankey para el escenario #4 de la estación Jaguar	88
Figura 20. Escenario de operación propuesto #5	91
Figura 21. Diagrama de Sankey para el escenario #5 de la estación Jaguar	95
Figura 22. Escenarios de operación Estación Jaguar	97
Figura 23. Diagrama de la Estación Jaguar- Zona de interés	104
Figura 24. Flujo de caja	109
Figura 25. Flujo de caja neto	110
Figura 26. Propiedades del crudo en la estación Jaguar	117
Figura 27. Cálculos calor demandado en el proceso del escenario actual	118
Figura 28. Cálculos de pérdidas de calor, calor entregado por el combustible, flujo de vapor, eficiencia de la caldera y eficiencia en el proceso en el escenario actual	119
Figura 29. Perdidas de calor en el Tanque 11-00 del escenario actual	120
Figura 30. Perdidas de calor en el Tanque 11-02-A del escenario actual	121
Figura 31. Perdidas de calor en el Tanque 11-02-B del escenario actual	122
Figura 32. Perdidas de calor en el Tanque 11-02-C del escenario actual	123
Figura 33. Cálculos calor demandado en el proceso del escenario propuesto #1	124

Figura 34. Cálculos de pérdidas de calor, calor entregado por el combustible, flujo de vapor, eficiencia de la caldera y eficiencia en el proceso en el escenario propuesto #1	125
Figura 35. Perdidas de calor en el Tanque 11-00 del escenario propuesto #1	126
Figura 36. Perdidas de calor en el Tanque 11-02-B del escenario propuesto #1	127
Figura 37. Perdidas de calor en el Tanque 11-02-C del escenario propuesto #1	128
Figura 38. Cálculos calor demandado en el proceso del escenario propuesto #2	129
Figura 39. Cálculos de pérdidas de calor, calor entregado por el combustible, flujo de vapor, eficiencia de la caldera y eficiencia en el proceso en el escenario propuesto #2	130
Figura 40. Perdidas de calor en el Tanque 11-00 del escenario propuesto #2.	131
Figura 41. Perdidas de calor en el Tanque 11-02-A del escenario propuesto #2	132
Figura 42. Perdidas de calor en el Tanque 11-02-B del escenario propuesto #2	133
Figura 43. Cálculos calor demandado en el proceso del escenario propuesto #3	134
Figura 44. Cálculos de pérdidas de calor, calor entregado por el combustible, flujo de vapor, eficiencia de la caldera y eficiencia en el proceso en el escenario propuesto #3	135
Figura 45. Perdidas de calor en el Tanque 11-00 del escenario propuesto #3	136
Figura 46. Perdidas de calor en el Tanque 11-02-B del escenario propuesto #3	137
Figura 47. Perdidas de calor en el Tanque 11-02-C del escenario propuesto #3	138
Figura 48. Cálculos calor demandado en el proceso del escenario propuesto #4	139
Figura 49. Cálculos de pérdidas de calor, calor entregado por el combustible, flujo de vapor, eficiencia de la caldera y eficiencia en el proceso en el escenario propuesto #4	140
Figura 50. Perdidas de calor en el Tanque 11-00 del escenario propuesto #4.	141
Figura 51. Perdidas de calor en el Tanque 11-02-B del escenario propuesto #4	142
Figura 52. Perdidas de calor en el Tanque 11-02-C del escenario propuesto #4	143
Figura 53. Cálculos calor demandado en el proceso del escenario propuesto #5	144
Figura 54. Cálculos de pérdidas de calor, calor entregado por el combustible, flujo de vapor, eficiencia de la caldera y eficiencia en el proceso en el escenario propuesto #5	145
Figura 55. Perdidas de calor en el Tanque 11-00 del escenario propuesto #5	146
Figura 56. Perdidas de calor en el Tanque 11-02-B del escenario propuesto #5	147
Figura 57. Perdidas de calor en el Tanque 11-02-C del escenario propuesto #5	148

LISTA DE GRAFICAS

	pág.
Gráfica 1. Historia de producción Bloque Caracara	27
Gráfica 2. Calor demandado por el proceso en cada escenario de operación	99
Gráfica 3. Perdidas de calor totales, en cada esceanrio de operación	100
Gráfica 4. Calor transferido a la fase acuosa, en cada escenario de operación	101
Gráfica 5. Demanda de crudo en las calderas, en cada escenario de operación	102

LISTA DE TABLAS

	pág.
Tabla 1. Precalentadores HE 1100 A/B Estación Jaguar	40
Tabla 2. Precalentador HE-1103 Estación Jaguar	41
Tabla 3. Calentadores HE-1102 A/B/C Estación Jaguar	41
Tabla 4. Parámetros de funcionamiento actual estación Jaguar	42
Tabla 5. Indicadores termoenergéticos calculados	48
Tabla 6. Indicadores termoenergéticos del flujo asociado al del proceso	48
Tabla 7. Indicadores termoenergéticos del flujo asociado al vapor	49
Tabla 8. Indicadores termoenergéticos del flujo asociado a la combustión	49
Tabla 9. Indicadores termoenergéticos globales	49
Tabla 10. Parámetros de funcionamiento escenario propuesto #1	60
Tabla 11. Indicadores termoenergéticos calculados	63
Tabla 12. Indicadores termoenergéticos del proceso	64
Tabla 13. Indicadores termoenergéticos del flujo asociado al vapor	64
Tabla 14. Indicadores termoenergéticos del flujo asociado a la combustión	64
Tabla 15. Indicadores termoenergéticos globales	65
Tabla 16. Parámetros de funcionamiento escenario propuesto #2	67
Tabla 17. Indicadores termoenergéticos calculados	70
Tabla 18. Indicadores termoenergéticos del proceso	71
Tabla 19. Indicadores termoenergéticos del flujo asociado al vapor	71
Tabla 20. Indicadores termoenergéticos del flujo asociado a la combustión	71
Tabla 21. Indicadores termoenergéticos globales	72
Tabla 22. Parámetros de funcionamiento escenario propuesto #3	74
Tabla 23. Indicadores termoenergéticos calculados	77
Tabla 24. Indicadores termoenergéticos del proceso	78
Tabla 25. Indicadores termoenergéticos del flujo asociado al vapor	78
Tabla 26. Indicadores termoenergéticos del flujo asociado a la combustión	78
Tabla 27. Indicadores termoenergéticos globales	79
Tabla 28. Parámetros de funcionamiento escenario propuesto #4	82
Tabla 29. Indicadores termoenergéticos calculados	84
Tabla 30. Indicadores termoenergéticos del proceso	85
Tabla 31. Indicadores termoenergéticos del flujo asociado al vapor	85
Tabla 32. Indicadores termoenergéticos del flujo asociado a la combustión	85
Tabla 33. Indicadores termoenergéticos globales	86
Tabla 34. Parámetros de funcionamiento escenario propuesto #5	89
Tabla 35. Indicadores termoenergéticos calculados	92
Tabla 36. Indicadores termoenergéticos del proceso	93
Tabla 37. Indicadores termoenergéticos del flujo asociado al vapor	93
Tabla 38. Indicadores termoenergéticos del flujo asociado a la combustión	93
Tabla 39. Indicadores termoenergéticos globales	94

Tabla 40. Costos de adecuación de tanques y suministro de bombas	104
Tabla 41. Costos de inversión	105
Tabla 42. Factor de corrección para liquidación	105
Tabla 43. Precio de venta	106
Tabla 44. Costos de operación	106
Tabla 45. Precio de venta	107
Tabla 46. Volumen producción para la venta	107
Tabla 47. Ingresos	108

LISTA DE ECUACIONES

	pág.
Ecuación 1. Balance de energía global	54
Ecuación 2. Energía Potencial	54
Ecuación 3. Energía Cinética	55
Ecuación 4. Energía interna por unidad de masa	55
Ecuación 5. Entalpia	56
Ecuación 6. Trabajo	56
Ecuación 7. Transferencia de calor.	57
Ecuación 8. Ley de Fourier de la conducción de calor	58
Ecuación 9. Valor Presente Neto	108

LISTA DE ANEXOS

	pág.
Anexo A. Propiedades del crudo en la estación jaguar	117
Anexo B. Cálculos calor demandado en el proceso del escenario actual	118
Anexo C. Cálculos de pérdidas de calor, calor entregado por el combustible, flujo de vapor, eficiencia de la caldera y eficiencia en el proceso en el escenario actual	119
Anexo D. Perdidas de calor en tanques del escenario actual	120
Anexo E. Cálculos calor demandado en el proceso del escenario propuesto #1	124
Anexo F. Cálculos de pérdidas de calor, calor entregado por el combustible, flujo de vapor, eficiencia de la caldera y eficiencia en el proceso en el escenario propuesto #1	125
Anexo G. Perdidas de calor en tanques del escenario propuesto #1	126
Anexo H. Cálculos calor demandado en el proceso del escenario propuesto #2	129
Anexo I. Cálculos de pérdidas de calor, calor entregado por el combustible, flujo de vapor, eficiencia de la caldera y eficiencia en el proceso en el escenario propuesto #2	130
Anexo J. Perdidas de calor en tanques del escenario propuesto #2	131
Anexo K. Cálculos calor demandado en el proceso del escenario propuesto #3	134
Anexo L. Cálculos de pérdidas de calor, calor entregado por el combustible, flujo de vapor, eficiencia de la caldera y eficiencia en el proceso en el escenario propuesto #3	135
Anexo M. Perdidas de calor en tanques del escenario propuesto #3	136
Anexo N. Cálculos calor demandado en el proceso del escenario propuesto #4	139
Anexo O. Cálculos de pérdidas de calor, calor entregado por el combustible, flujo de vapor, eficiencia de la caldera y eficiencia en el proceso en el escenario propuesto #4	140
Anexo P. PERDIDAS DE CALOR EN TANQUES DEL ESCENARIO PROPUESTO #4	141
Anexo Q. Cálculos calor demandado en el proceso del escenario propuesto #5	144
Anexo R. Cálculos de pérdidas de calor, calor entregado por el combustible, flujo de vapor, eficiencia de la caldera y eficiencia en el proceso en el escenario propuesto #5	145
Anexo S. Perdidas de calor en tanques del escenario propuesto #5	146

GLOSARIO

AGUA DE PRODUCCIÓN: fluido que llega a superficie junto con el crudo y gas cuando se realiza la explotación de un yacimiento petrolífero. Esta agua puede estar presente en dos formas diferentes, como agua libre o como agua en emulsión con los hidrocarburos.

AGUA LIBRE: agua que puede ser separada con facilidad mediante segregación gravitacional, de la corriente de producción de hidrocarburos.

BOMBA BOOSTER: bomba que se encarga de elevar la presión de los fluidos que se transportan en las líneas.

BS&W: (Basic Sediment and Water) contenido de agua y sedimentos que contiene el crudo, se expresa como porcentaje en volumen sobre la producción.

CAMPO: zona en la que se realiza la extracción de hidrocarburos del subsuelo que representa la proyección en superficie del yacimiento subterráneo explotado.

CLUSTER: es una locación en superficie donde se encuentran agrupados un número determinado de pozos, con el fin de recolectar sus fluidos en una sola línea de tubería para ser enviados a la Estación de tratamiento.

CORTE DE AGUA: es el cociente entre el agua de producción y el volumen total de los fluidos producidos de un pozo.

CUENCA: es una zona deprimida en la corteza de la Tierra causada por la actividad tectónica de las placas y el peso de los sedimentos que se depositan sobre ella de manera progresiva. Estas se clasifican en continentales e intermedias.

DIAGRAMAS DE SANKEY: son representaciones gráficas de las corrientes de energía, las cuales están descritas por medio de vectores con sus respectivas magnitudes, estos diagramas presentan un análisis cualitativo de la distribución energética de un proceso.

EMULSIÓN: dispersión de un líquido inmiscible en otro, por medio de la agitación y un agente emulsificador que reduce la tensión interfacial para darle estabilidad a la mezcla. El líquido que se encuentra en mayor proporción se denomina fase continua y el otro se denomina como fase dispersa.

ESTACIÓN: lugar de recolección, tratamiento y almacenamiento de los fluidos de producción de uno o varios campos de petróleo o de gas, en el que se utiliza una serie de equipos con el fin de separar la mayor cantidad de contaminantes de la corriente de hidrocarburos. Adicionalmente a las corrientes de gas, petróleo y agua son tratadas de manera individual para su transporte, comercialización o disposición.

FACILIDADES DE PRODUCCIÓN: conjunto de equipos mediante los cuales se realiza la separación y tratamiento de las fases presentes en la corriente de producción de los pozos petroleros para su comercialización o su disposición.

FWKO: (Free Water Knock Out) separador que se utiliza para retirar agua libre de la corriente de producción de los pozos que pueda causar problemas como corrosión, formación de hidratos o formación de emulsiones compactas difíciles de separar.

GUN BARREL: tanque utilizado para el tratamiento del petróleo cuya entrada se encuentra bajo el nivel de agua dentro del tanque y permite retirar cierta cantidad de agua a medida que el aceite asciende hacia la parte superior del tanque. También es conocido como tanque de lavado de crudo.

MANIFOLD: es un conjunto de válvulas y tuberías ubicadas en superficie, que permiten redireccionar los fluidos producidos hacia una locación específica.

OLEODUCTO: tubería utilizada para el transporte de hidrocarburos líquidos en condiciones de comercialización, por su bajo contenido de agua y sedimentos.

PETRÓLEO: es un recurso no renovable que se encuentra en el subsuelo a altas presiones y temperaturas, el cual se caracteriza por estar compuesto de material orgánico a base de carbono e hidrogeno. Después de un tratamiento fisicoquímico realizado en las refinerías, este puede ser usado como principal fuente de energía, ya sea en forma de gas o líquido.

SURGE TANK: recipiente en una red superficial donde su función es recibir y amortiguar alzas repentinas de la corriente de fluido.

TRONCAL: línea colectora de fluidos de producción.

TURNDOWN: Nivel mínimo de operación de un equipo.

ABREVIATURAS

%	Porcentaje.
''	Pulgadas.
°	Grados.
ρ	Densidad.
°API	Gravedad API (American Petroleum Institute).
°F	Grados Fahrenheit (Escala de temperatura).
ANH	Agencia Nacional de Hidrocarburos.
atm	Atmósferas.
Bbl	Barriles.
BHP	Boiler horsepower.
BOPD	Barriles de Aceite por Días.
BPD	Barriles por día.
BS&W	Contenido de Agua y sedimentos.
BTU	<i>British thermal unit</i> (unidad termal británica)
BWPD	Barriles de Agua por Día.
CAPEX	Capital expenditures (Costos inversión)
d	Diámetro.
ft	Pies.
ft²	Pies cuadrados.
ft³	Pies cúbicos.
FWKO	Free Water Knock Out. (Separador de Agua Libre)
G.E.	Gravedad específica.
<i>i</i>	Tasa de interés
Km	Kilómetros
mv^P	Flujo de vapor requerido para cubrir la demanda de energía por el proceso.
mv^{TOTAL}	Flujo total de vapor.
mm	Milímetros.
MMBtu/hr	Millones de BTU por hora.
mD	Mili-Darcy.
mg/L	Miligramos por litro.
OPEX	<i>Open expenditures</i> (Costos operación)
P	Presión.
Ppm	Partes por millón.
Psia	Libra fuerza por pulgada cuadrada (Unidades absolutas).
Psig	Libra fuerza por pulgada cuadrada (Unidades manométricas).
PTAP	Planta de tratamiento de agua potable.
Q	Caudal.
Q^O	Calor transferido a la fase crudo del fluido dentro del proceso.
Q^W	Calor transferido a la fase acuosa del fluido dentro del proceso.
Qp	Calor demandado por el proceso.

Q_p^v	Calor demandado por el proceso que se suministra por medio de vapor
Q_n^p	Pérdidas de calor totales en el proceso
Q_{REC}	Calor recuperado por integración térmica
TIO:	Tasa interés de oportunidad.
V_{COMB}	Demanda de crudo en las calderas.
VPN:	Valor Presente Neto

RESUMEN

El presente trabajo estudia mediante la simulación de diagramas de Sankey en cinco escenarios de operación energética, en comparación al escenario de operación energético actual de la planta de deshidratación de crudo en la estación Jaguar, perteneciente al bloque Caracara y operada por la compañía Cepsa Colombia S.A.

Durante la primera fase del proyecto se realizó una descripción acerca de las generalidades de la estación Jaguar, entre las cuales se encuentran, la historia del bloque Caracara, la localización geográfica, historia de producción y facilidades de producción y el funcionamiento de la estación.

En la segunda fase se llevó a cabo la descripción del marco energético actual de la estación Jaguar, mediante los diagramas de Sankey e indicadores termoenergéticos que permiten evaluar cuantitativamente la operación actual. Luego se realizó la interpretación de las corrientes energéticas por medio de los diagramas de Sankey para cada uno de los escenarios de operación energética planteados, cuantificando los indicadores termoenergéticos del proceso y posteriormente poder evaluar cada uno de estos escenarios.

Durante la etapa final se realizó el análisis del mejor escenario conceptual respecto al menor uso de energía, con base en las simulaciones de los escenarios evaluados, comparando los indicadores termoenergéticos calculados, y poder así ver cuál es el escenario con menor uso de energía.

Las conclusiones muestran que el escenario de operación energética, elegido es viable financieramente de acuerdo con lo esperado por Cepsa Colombia S.A.

Palabras clave:

- Diagrama Sankey
- Consumo energético
- Planta deshidratación crudo
- Estación Jaguar
- Bloque Caracara
- Cuenca Llanos Orientales

INTRODUCCIÓN

El Proceso de deshidratación de crudo es fundamental en la industria petrolera, debido a la necesidad de llevar el crudo a condiciones de venta (BSW inferior a 0.5%). Actualmente, la estación Jaguar que opera la compañía Cepsa Colombia S.A. se tiene un consumo energético elevado en el proceso de deshidratación de crudo, 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. Los efectos que se generan a partir de este problema, son el uso inadecuado de la energía en el proceso de transferencia de calor y el alto consumo de crudo (130 bbl Aprox.) en las calderas, para incrementar la temperatura del sistema de deshidratación, por consiguiente se ve afectada la producción gravable de la estación, teniendo menos crudo disponible para la venta, generando una menor ganancia por venta de crudo que es utilizado en las operaciones.

Este proyecto pretende evaluar mediante los diagramas de Sankey, diferentes escenarios de operación energética propuestos, buscando así la mejor opción, la cual representa el menor uso de energía, además de buscar un flujo de calor asociado al agua libre menor a que se maneja actualmente, y poder llegar a disminuir el consumo de crudo en las calderas, generando un aumento en las ventas de crudo de la compañía. Esta evaluación se realizará mediante el análisis de los indicadores termoenergéticos calculados, que vienen dados por la interpretación cuantitativa de los diagramas de Sankey.

El alcance del proyecto se evaluará desde la entrada al proceso de deshidratación de crudo (Precalentadores, calentadores, *Surge Tanks* y *Gun Barrels*) y el consumo de crudo como combustible en las calderas, tomando variables como calor demandado por el proceso, pérdidas de calor totales en el proceso, eficiencia de la caldera, eficiencia en el proceso y principalmente con la variable de volumen expresado en barriles.

OBJETIVOS

OBJETIVO GENERAL

Evaluar escenarios energéticos de operación a partir de diagramas de Sankey para la planta de deshidratación de crudo en la Estación Jaguar del Bloque Caracara

OBJETIVOS ESPECÍFICOS

1. Describir las generalidades de la Estación Jaguar ubicada en el Bloque Caracara.
2. Describir las características del sistema de deshidratación de crudo y el sistema de generación de vapor, usado en la Estación Jaguar.
3. Describir el marco energético actual de la planta de deshidratación de crudo y sistema de generación de vapor en la Estación Jaguar.
4. Interpretar mediante los diagramas de Sankey las corrientes energéticas, para la cuantificación de los indicadores termoenergéticos en el proceso de deshidratación de crudo en la Estación Jaguar.
5. Analizar el mejor escenario conceptual respecto al menor uso de energía, con base en las simulaciones de los escenarios evaluados.
6. Realizar un análisis financiero del proyecto, mediante el indicador de Valor Presente Neto (VPN).

1. GENERALIDADES DE LA ESTACIÓN JAGUAR

En este primer capítulo se realiza una descripción general del Bloque Caracara en cuanto a su historia y ubicación geográfica, para así proseguir con una descripción más detallada de la Estación Jaguar en su localización, características principales e infraestructura.

1.1 HISTORIA DEL BLOQUE CARACARA

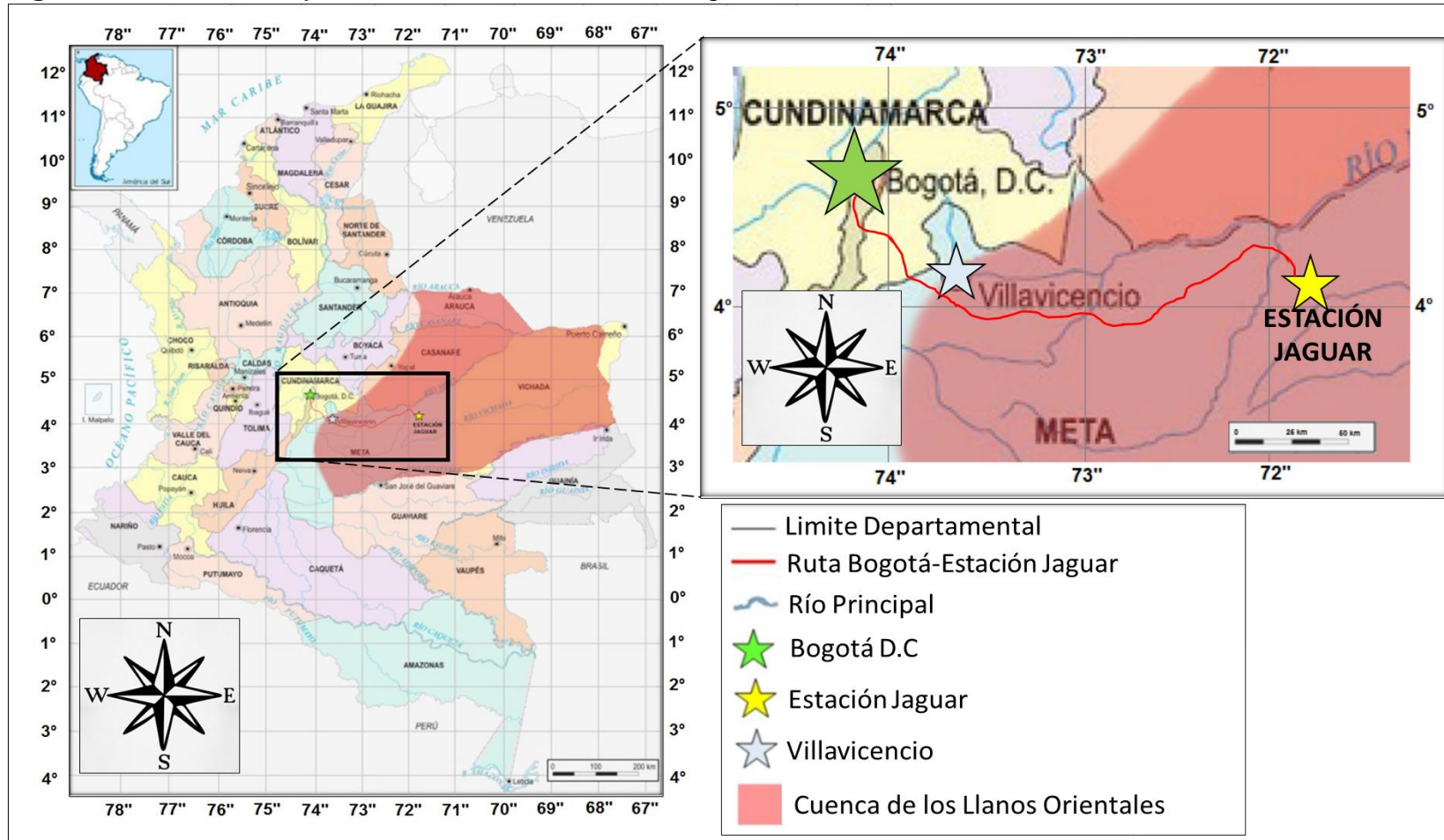
Como se encuentra en el plan de desarrollo del campo Caracara, realizado por la empresa Cepsa Colombia S.A.¹, la actividad de exploración de esta área tuvo sus inicios a partir de 1986, con la compañía CHEVRON, esta compañía comenzó con el primer pozo de desarrollo con nombre Rancho Quemado 1, fue perforado en 1986, este pozo no fue comercial. En agosto de 1992 la sociedad American International Petroleum Corporation Of Colombia (A.I.P.C) firmó el Contrato de Asociación Río Planas con la Empresa Colombiana de Petróleos – ECOPETROL, y perforó los Pozos Marañón-1, Cactus-1 y Toro Sentado-1. Posteriormente AIPC cedió este contrato a CASA INGLESA LTDA en 1994, y ésta perforó los pozos Tigrillo-1 y Cormorán-1 durante el segundo semestre del año 1996. Este contrato concluyó por ECOPETROL y el 10 de febrero de 2001, se suscribió el contrato de asociación Caracara por HUPECOL LLC, con un área de 405.000 hectáreas, que incluyó el área del antiguo contrato de Río Planas y un área adicional. Se suscribieron 3 Otrosí en los años 2004, 2009 y 2011, reduciendo el área original a 141.320 Ha. En el año 2008 CEPESA adquirió la totalidad de los derechos de HUPECOL sobre el Campo Caracara quedando así con el 70% del Campo Caracara al igual que su operación. De acuerdo con los términos del contrato su finalización está prevista para el año 2029.

1.2 LOCALIZACIÓN GEOGRÁFICA

El Bloque Caracara se encuentra ubicado en la cuenca de Los Llanos, al este de la población de Puerto Gaitán, al extremo nor-oriental del Departamento del Meta. Esta cuenca tiene una extensión aproximada de 45.458 Ha. En la **Figura 1**. Se muestra la localización del bloque. Desde la ciudad de Bogotá se puede llegar a la Estación Jaguar, o por vía aérea viajando por medio de la Compañía Cepsa en 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 de carreteras. 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.

¹ CEPESA COLOMBIA S.A. Plan de Desarrollo Bloque Caracara 2016 “Yacimientos, perforación, producción, facilidades, integridad, HSE y PP5”. Bogotá D.C. 2016. p. 12.

Figura 1. Localización y vía de acceso a la Estación Jaguar.

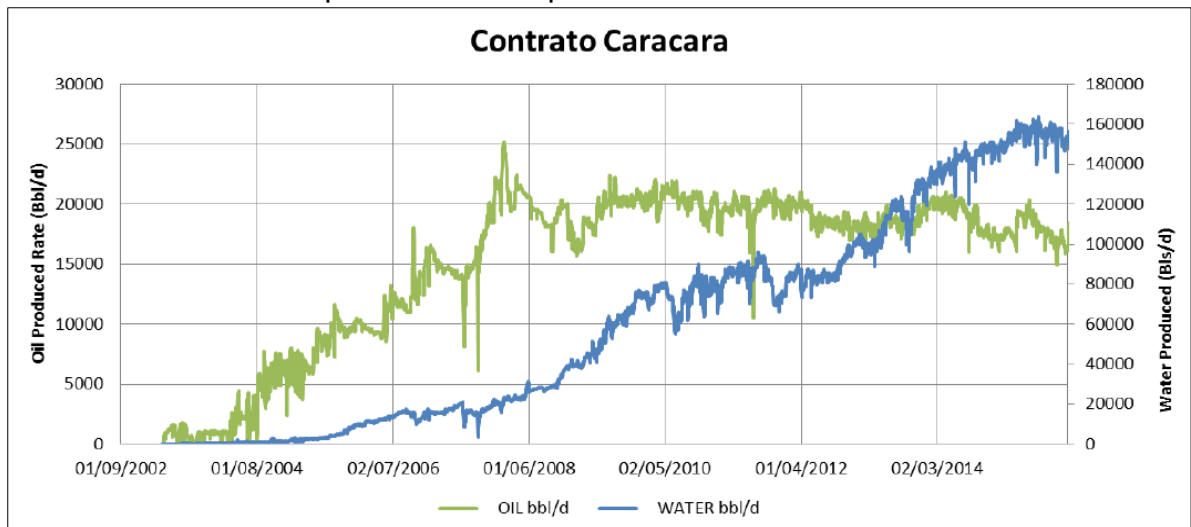


Fuente: INSTITUTO GEOLÓGICO AGUSTIN CODAZZI. Mapa geográfico de Colombia. Bogotá. Modificado por el autor.

1.3 HISTORIA DE PRODUCCIÓN

La producción de agua y crudo del Bloque Caracara es tratada en 3 estaciones, la Estación Jaguar que recibe la producción de los campos Peguita I, Peguita II, Peguita III, Elizita y Jaguar South West; la Estación Caracara Sur que recibe producción de los campos Caracara Sur A, Caracara Sur B-C y Unuma; por último, la Estación Toro Sentado que recibe la producción de los campos Toro Sentado Norte, Toro Sentado West, Toro Sentado y Rancho Quemado. En la **Gráfica 1** se presentan los datos históricos de producción del Bloque Caracara, donde se observa que la producción de agua hasta el año 2008, fecha de la llegada de Cepsa Colombia S.A., se mantuvo en niveles inferiores y similares a la producción de crudo. Después del año 2008 se produjo 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: CEPSCA COLOMBIA S.A. Plan de Desarrollo Bloque Caracara 2016 "Yacimientos, perforación, producción, facilidades, integridad, HSE y PP5". Bogotá D.C. 2016. p. 96.

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 (B.E.S.) como mecanismo de levantamiento artificial en todos los pozos, lo cual fue necesario para sostener el nivel de producción de petróleo, pero como efecto secundario genera 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 del 90%, la operación se mantiene rentable gracias al tratamiento y manejo que se les da a los fluidos en superficie.

1.4 FACILIDADES DE PRODUCCIÓN

Los fluidos provenientes de las diferentes líneas de los Campos Elizita, Jaguar SW, Peguita I, II y III llegan a los *Manifolds* de la Estación Jaguar para pasar por el sistema de tratamiento de crudo y realizar el proceso de deshidratación descrito a continuación. El sistema de tratamiento de crudo en la estación Jaguar tienen las siguientes condiciones de operación:

- Presión y temperatura de llegada de pozos: 35 psig y 80°F.
- Capacidad de manejo de fluido: 65.000 BFPD
- Capacidad de manejo de agua: 55.000 BWPD
- Producción de crudo: 10.000 BOPD

Al *manifold* principal de recibo llegan los fluidos de los pozos Jaguar, Bengala, Jaguar South West y la línea de transferencia de la estación Caracara sur. Estos fluidos pueden ser direccionados hacia el proceso de separación o hacia el *manifold* secundario. En este *manifold* se cuenta con la facilidad de enviar fluidos hacia el proceso o hacia el sistema de tanques de despacho.

El fluido empieza a ser deshidratado inicialmente en el *Surge Tank* (GB-1100 y GB-1102 A), el cual funciona removiendo el agua libre del crudo, luego pasa a los *Gun Barrels* (GB-1102 B/C) en donde se produce una segunda separación del agua libre buscando que el crudo llegue a sus especificaciones de venta. Para asegurar el calentamiento en el *Surge Tank* principal (GB-1100) se cuenta con dos etapas de precalentamiento (intercambiadores de calor HE-1100 A/B y HE-1103). El calentamiento asociado al *Surge Tank* pequeño (GB-1102 A) se encuentra a cargo del intercambiador HE-1102 A. El fluido que ingresa a los *Gun Barrels* GB-1102 B/C también es calentado en los intercambiadores HE-1102 B/C. El fluido de producción pre-deshidratado entrará a la etapa final de tratamiento en los *Gun Barrels* GB-1102 A/B con capacidad de tratamiento de fluido de producción de 15.500 BFPD y 22.000 BFPD respectivamente, el agua separada se direcciona a los intercambiadores HE-1100 A/B para realizar el precalentamiento del fluido al inicio del proceso.

El fluido que sale de los *Gun Barrels* se transfiere con BS&W de 15 a 25% aproximadamente hacia los tanques TK-121, TK-122, TK-101A Y TK-101B. Una vez el crudo cumple con los parámetros de calidad (BSW inferior a 0.5%) es transferido a los tanques de almacenamiento (TK-131 y TK-132) para ser despachado al oleoducto Jaguar-Santiago o al tanque de consumo interno para las calderas (TK-900) de 80 Bbls de capacidad.

Al *Surge Tank* GB-1102 A se encuentran asociadas las bombas P-1301 A/B y al *Surge Tank* GB-1100 las bombas P-1300 D/E, las cuales se encargan de la transferencia de agua hacia la planta de tratamiento de agua.

2. FUNCIONAMIENTO DE LA ESTACIÓN JAGUAR

En este capítulo se realiza una descripción del sistema de deshidratación de crudo y el sistema de generación de vapor, utilizado en la estación Jaguar, realizando una reseña de cada uno de los otros sistemas como los son el sistema de recolección de fluidos, el sistema de despacho de crudo y el sistema de tratamiento de aguas.

La Estación Jaguar fue construida para recolectar, almacenar, tratar, despachar y disponer los fluidos de los campos del Bloque Caracara. Al ser la única estación que tiene conexión al Oleoducto Central de Oriente (OCENSA).

2.1 SISTEMA DE RECOLECCIÓN DE FLUIDOS

Según Cepsa² al *manifold* de la Estación Jaguar llegan los fluidos de los campos Elizita, que tiene 9 pozos productores, Jaguar South West cuenta con 6 pozos productores, Peguita I posee 14 pozos productores, 3 inyectores y 3 pozos abandonados, Peguita II tiene 6 pozos productores y finalmente Peguita III que cuenta con 3 pozos productores.

Estos pozos se ubican en *clusters*, que se agrupan en un área de 2,5 Hectáreas todos los pozos. En cada *cluster* se unen las líneas de producción de cada uno de los pozos en una tubería de mayor diámetro, a través de la cual se transportan los fluidos producidos hasta las facilidades de producción. Adicionalmente la estación recibe crudo en condiciones de venta (BS&W < 0,5%) de las Estaciones Toro Sentado y Caracara Sur, como se puede apreciar en la **Figura 2**.

El crudo de todo el bloque es juntado para ser despachado por el oleoducto a la Estación Santiago, en donde se realiza la entrega de custodia a Ecopetrol S.A. desde donde sigue su recorrido por las estaciones Monterrey, El Porvenir, Vasconia y finalmente llega a Puerto Coveñas, donde es transportado por medio de buque-tanques a España para ser refinado.

² CEPSA COLOMBIA S.A. Plan de Desarrollo Bloque Caracara 2016 “Yacimientos, perforación, producción, facilidades, integridad, HSE y PP5”. Bogotá D.C. 2016. p. 63.

2.2 SISTEMA DE DESHIDRATACIÓN DE CRUDO

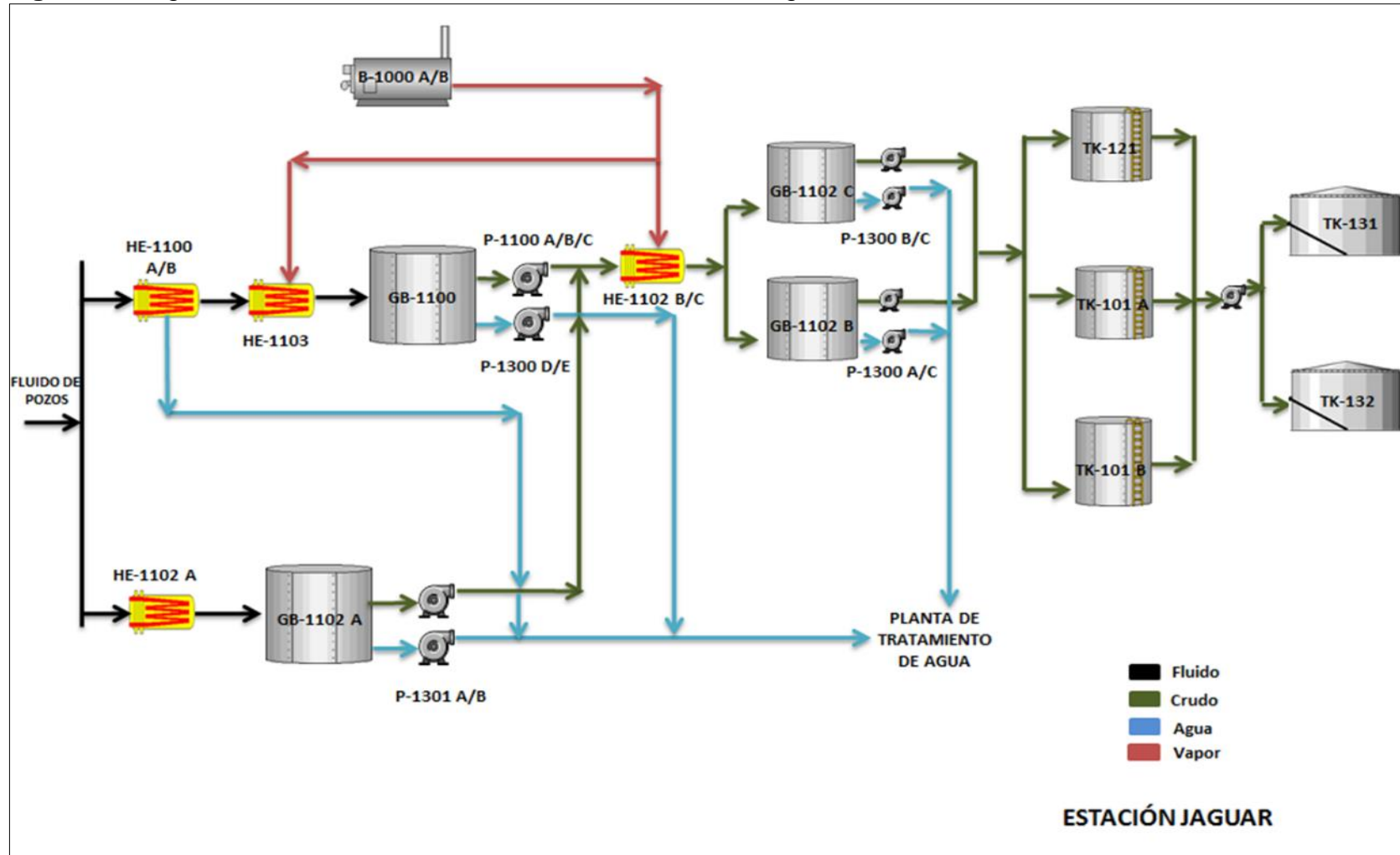
El primer procedimiento a seguir después de producir los fluidos de yacimiento hasta superficie es recuperar la mayor cantidad de petróleo posible al separarlo del agua libre, agua en emulsión y gas presentes en la corriente de producción. Los fluidos producidos se les dosifica dispersante de parafinas y rompedor directo a la salida del *manifold*, donde son redirigidos a dos precalentadores HE-1100A/B que utilizan la temperatura de la corriente de salida de agua de un *Gun Barrel* para calentar la corriente de entrada hasta 135°F a presión atmosférica, temperatura de operación del tanque deshidratador de agua libre (Free water knock out- FWKO) GB-1100, con capacidad de 5.000 Bbl donde se separa el 90% del agua libre asociada al crudo.

La corriente de salida del FWKO es impulsada por medio de tres bombas denominadas P-1100A/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 sale de dos calderas instaladas en la estación que utilizan aproximadamente 80 BOPD como combustible y agua proveniente de una piscina que actúa como sumidero del agua condensada del vapor a la salida del intercambiador. Luego, se le inyecta a la corriente de crudo dispersante de parafinas y rompedor directo antes del ingreso al *Gun Barrel* o tanque de lavado de crudo GB-1102C con capacidad de 5.000 Bbl.

Finalmente, 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 que queda en condiciones de venta.

La **Figura 3** representa el esquema del proceso de deshidratación del crudo producido que llega a la Estación Jaguar.

Figura 3. Diagrama de deshidratación de crudo de la Estación Jaguar



Fuente: CEPESA COLOMBIA S.A. Figuras solicitud inicio de explotación, Campo Peguita I. Bogotá D.C.: CEPESA COLOMBIA S.A., 2015.

2.3 SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR

El sistema de generación de vapor de la Estación Jaguar funciona por medio de calderas, las cuales se encargan de transformar y transferir la energía química contenida en el combustible y cederla en calor a través de las superficies metálicas (tuberías y chapas), hacia el agua contenida en su interior para aumentar su energía interna y transformarla en vapor útil. Una vez que el agua de alimentación ha sido suavizada, desairada y tratada con los agentes químicos, se inyecta a la caldera a través del sistema de bombeo una bomba por caldera a una presión mayor que la de trabajo, para aumentar su contenido de energía.

La Estación Jaguar cuenta con tres (3) calderas de 1.000 BHP c/u (B-2000 A/B/C), que pueden operar hasta 250 psig, normalmente se opera con dos (2) calderas y la otra permanece en stand-by. Estas calderas están acondicionadas para utilizar crudo producido como combustible, el cual es tomado del tanque diario de crudo de caldera con una capacidad de almacenamiento de seis (6) horas de consumo para operación continua. En la **Figura 4**. Se puede visualizar la caldera B-2000 A Ubicada en la Estación Jaguar.

Figura 4. Caldera Pirotubular Horizontal B-2000.



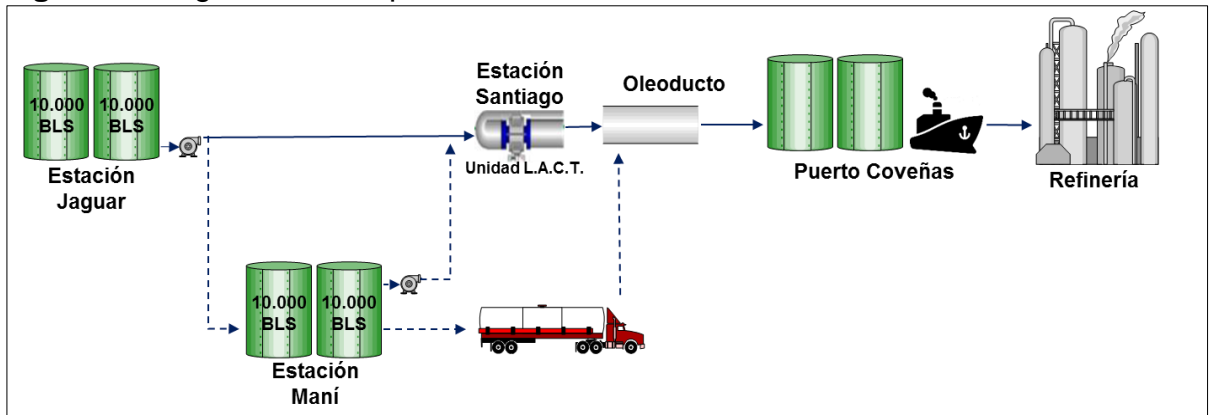
Fuente: CEPESA COLOMBIA S.A. Visita a la Estación Jaguar. Año 2014.

2.4 SISTEMA DE DESPACHO DE CRUDO

Los tanques de oleoducto TK-131 y TK-132 cada uno con capacidad de 10.000 barriles, reciben el crudo proveniente de los tanques de recibo TK-121, TK-101A/B, donde se impulsa el fluido por medio de tres bombas centrifugas P-131A/B/C, además, le llega fluido de la línea troncal de tubería proveniente de la Estación Caracara Sur y el crudo transportado por carro tanques desde la Estación Toro Sentado.

Posteriormente el fluido es trasladado hacia la Estación Santiago por medio de tres bombas principales de desplazamiento positivo, cada una con su respectiva bomba *Booster*, las cuales se encargan de llevar el fluido a la presión que necesitan a la entrada las bombas principales para operar. En caso de que la Estación Santiago no pueda recibir el crudo despachado desde Jaguar por ser una Estación de recibo de diferentes lugares, el crudo es enviado a la Estación Maní, la cual tiene una capacidad de 20.000 Bbl de almacenamiento.

Figura 5. Diagrama de despacho de crudo.



2.5 SISTEMA DE TRATAMIENTO DE AGUA

La planta de tratamiento de agua cuenta con un sistema de tres etapas principales:

- Remoción mecánica de aceite utilizando hidrociclones.
- Remoción de aceite utilizando sistema de microflotación.
- Remoción de aceite utilizando torres empacadas con material oleofílico.

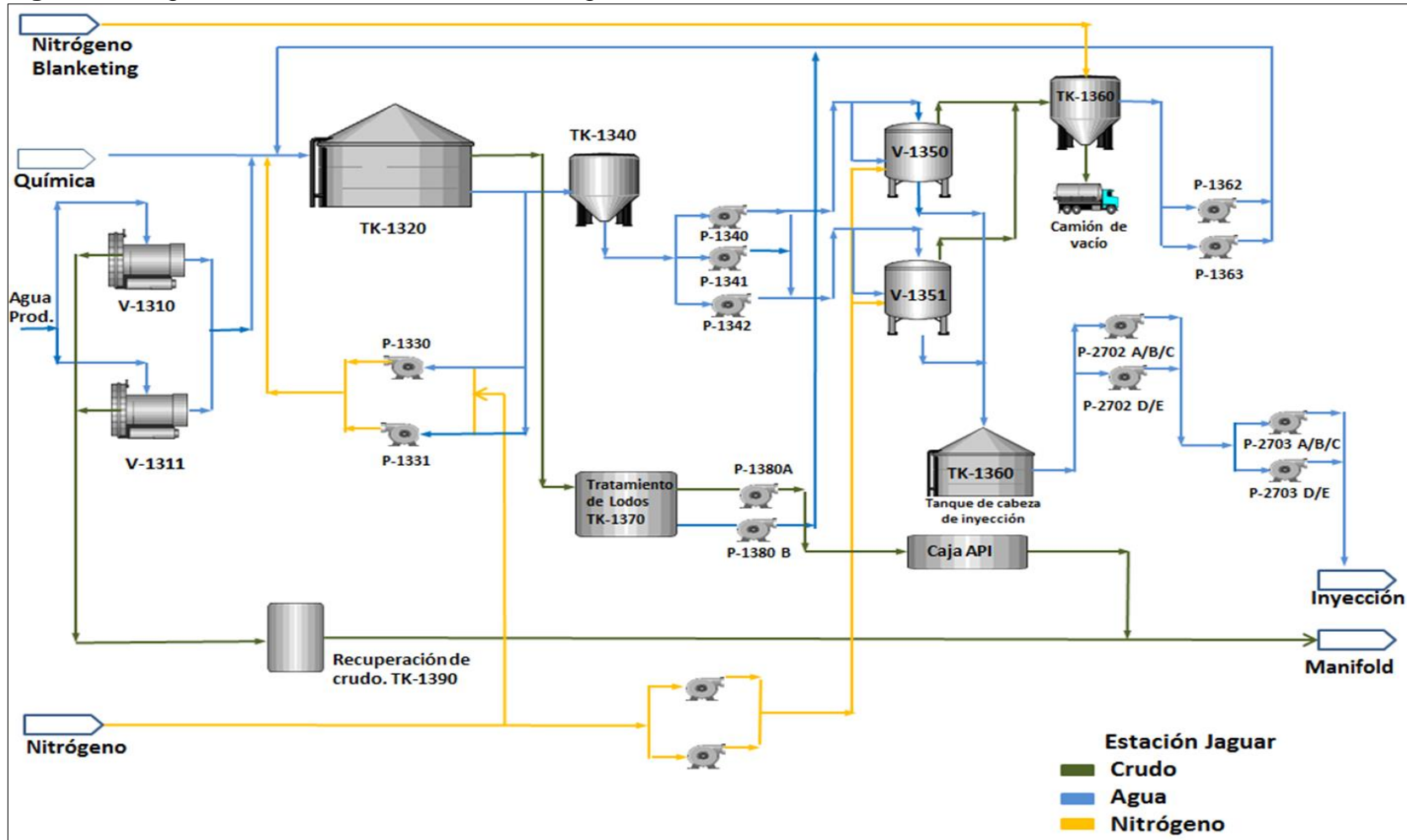
La capacidad de tratamiento es de 55.000 BWPD con una capacidad de entrada de agua de 700 ppm de aceite en agua (O/W). El agua proveniente del *Surge Tank* y de los *Gun Barrel* entran a la primera etapa que consiste de dos hidrociclones en paralelo, V-1310/1311 (paquete MS-1310) los cuales son utilizados principalmente para eliminar el 50% de la concentración de crudo del agua, el agua pasa luego al

tanque de microflotación (GFT), TK-1320, en el cual mediante el paso por cuatro cámaras se va realizando una separación del aceite, los sólidos suspendidos y el agua, con ayuda de la inyección de productos químicos y microburbujas de Nitrógeno. Las microburbujas de Nitrógeno son generadas en las respectivas bombas dosificadoras de agua con Nitrógeno P-1330/1331; una vez tratada el agua de producción en los hidrociclones y en el tanque de microflotación pasa al tanque acumulador TK-1340 el cual es utilizado para dar cabeza a las bombas P-1340/41/42 que alimentan los filtros; la entrada del agua se hace por la parte superior de filtro pasando por un lecho filtrante de cascara de nuez, el filtro mediante el proceso de adsorción retiene el aceite generando así una reducción en la concentración a la salida del equipo, el paquete de filtrado tiene además un tanque decantador de agua de retrolavado y sus respectivas bombas, P-1362/63.

El agua luego de pasar por el decantador es enviada al tanque acumulador de agua para inyección, TK-1360; este tanque alimenta las 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 1.800 psi, estas bomba inyectan el agua a los pozos inyectoros Jaguar-17, Jaguar-21, Jaguar-12, Jaguar-15 y Jaguar-T-6.

La fase clarificada del tanque decantador y del retrolavado es recirculada al tanque de microflotación, TK-1320, donde los lodos son recuperados y llevados al tanque de lodos aceitosos, TK-1370. El aceite recuperado en la salida de los hidrociclones y del tanque de microflotación es enviado a la caja API; los sólidos 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 5**.

Figura 6. Diagrama sistema de tratamiento de agua actual de la estación.



Fuente: CEPESA COLOMBIA S.A. Figuras solicitud inicio de explotación, Campo Peguita I. Bogotá D.C.: CEPESA COLOMBIA S.A., 2015.

3. MARCO ENERGETICO ACTUAL DE LA ESTACIÓN JAGUAR

En este capítulo se va a tratar acerca de los equipos de separación primaria, separación secundaria, intercambiadores de calor, además de una descripción del marco energético por medio de los diagramas de Sankey, para la planta de deshidratación de crudo y el sistema de generación de vapor, a las condiciones que opera actualmente la estación Jaguar, realizado un breve análisis del Diagrama de Sankey.

3.1 EQUIPOS DE SEPARACIÓN PRIMARIA EN LA ESTACIÓN JAGUAR

La separación primaria en la estación Jaguar, se realiza por medio de los *Surge Tanks*, a continuación se describe el funcionamiento de un tanque de amortiguamiento (*Surge Tank*).

- **Tanque de amortiguamiento (*Surge Tank*).** Según Abel Naranjo³ El tanque de amortiguamiento es un tanque vertical en donde se separan las fases de crudo y agua libre. El tiempo de separación y retención es corto puesto que las fases se separan por acción de la gravedad, adicionalmente cuenta con una capacidad grande. Este tipo de tanque cuenta con un distribuidor, por el cual la mezcla es descargada al tanque por debajo del nivel de agua, así que el colchón de agua actúa como un colchón de lavado y el crudo al tratar de irse hacia arriba va siendo lavado por el agua y deja las gotas de agua que tratan de irse con él. La estación Jaguar cuenta con un tanque de amortiguamiento (*Surge Tank*), al cual llegan los fluidos producidos que provienen de los *manifold*.

3.2 EQUIPOS DE SEPARACIÓN SECUNDARIA

La separación secundaria en la estación Jaguar, se realiza por medio de los *Gun Barrel*, a continuación se describe el funcionamiento de un tanque de lavado (*Gun Barrel*).

- **Tanque de lavado (*Gun Barrel*).** El tanque de lavado busca separar el agua y el aceite que han estado emulsionados y han sido sometidos a tratamiento térmico y/o químico para conseguir la separación. El asentamiento gravitacional se lleva a cabo en recipientes, en el interior de estos recipientes se encuentran baffles para direccionar el flujo y platos de coalescencia.

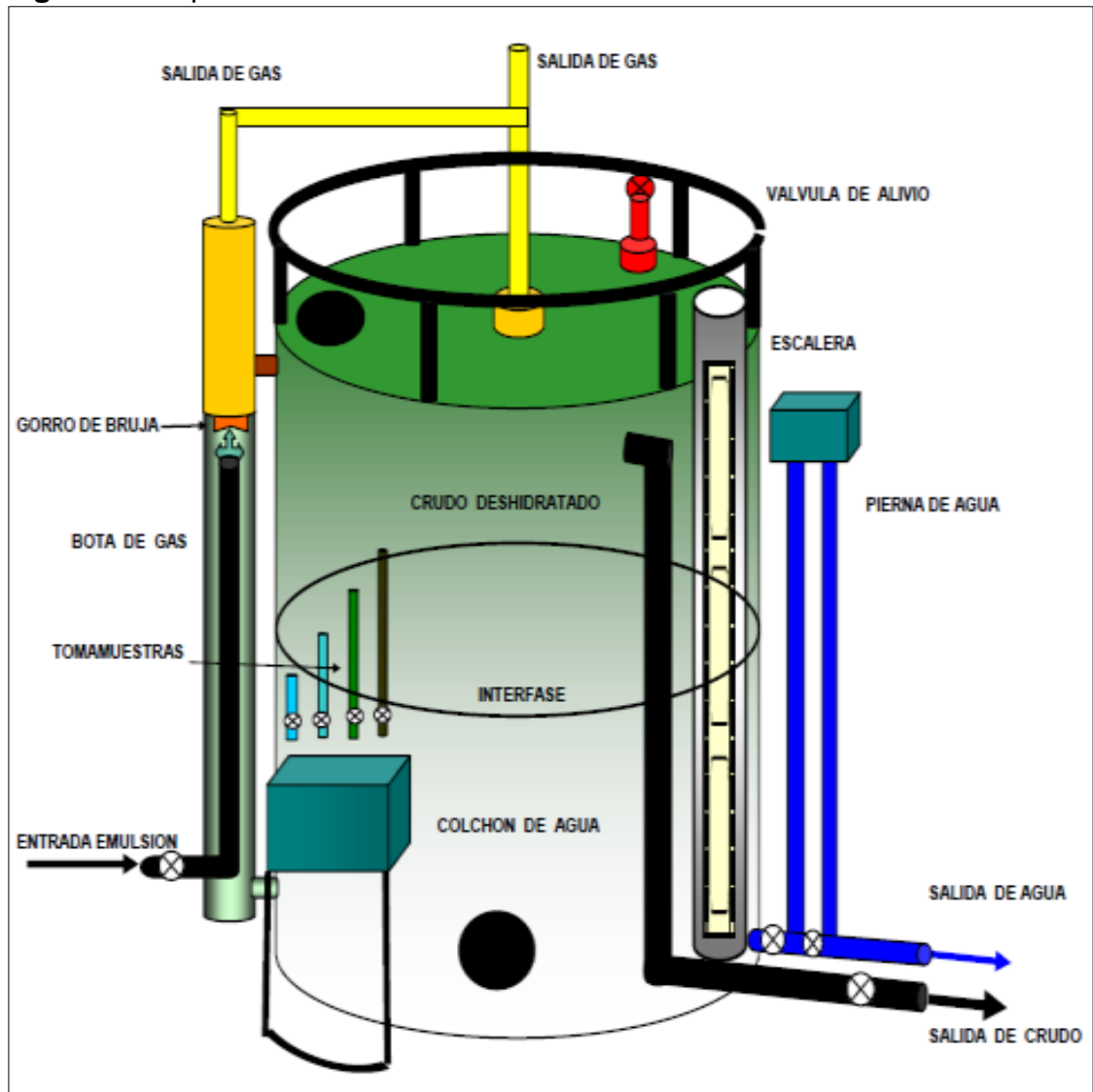
En algunos casos, una emulsión de aceite-agua no es muy estable. Si se permite el tiempo de retención suficiente, el agua se asentará hacia la parte inferior del tanque y el crudo se elevará a la parte superior debido a que el agua tiene una gravedad específica más alta que el aceite. El calor y los productos químicos se

³ NARANJO. Abel. Manejo de producción en campos de petróleo. Universidad Nacional de Colombia. Medellín. 1989, p. 145.

pueden utilizar para acortar el tiempo necesario para la solución y para mejorar la separación de los dos líquidos.

Existen varios diseños para un *Gun Barrel*, sin embargo, normalmente tiene una altura suficiente para permitir que el aceite limpio pase a los tanques de almacenamiento. A continuación en la **Figura 7** se muestra el esquema interno de un tanque de lavado.

Figura 7. Esquema interno del *Gun Barrel*.



Fuente: MARTÍNEZ DÍAZ, Angie Catherine. Re-diseño de las facilidades de producción en las estaciones Caracas sur y Jaguar del Bloque Caracas, Fundación Universidad de América. 2014

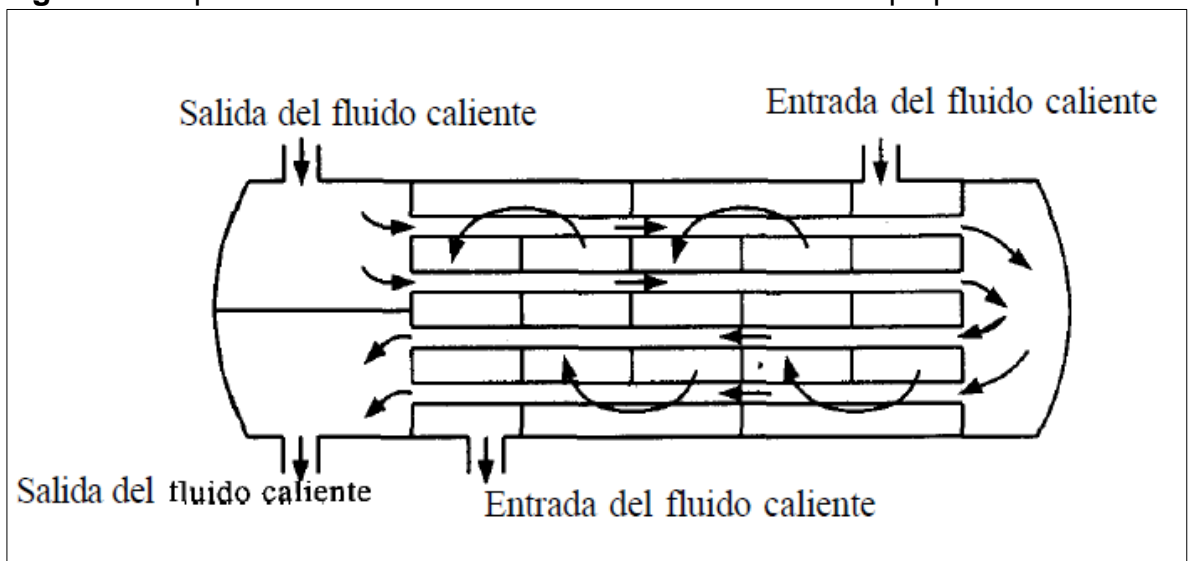
3.3 INTERCAMBIADORES DE CALOR

Los intercambiadores de calor son los dispositivos que permiten realizar una transferencia de calor de un fluido a otro. Estos equipos permiten remover calor de un punto a otro de manera específica en una determinada aplicación. Existen diferentes tipos de intercambiadores de calor en función del flujo:

- Flujo paralelo
- Contraflujo
- Flujo Cruzado

Además, se analizan estos tipos de intercambiadores de calor con base en su construcción ya sea de tubo y carcasa o de placas, en la **Figura 8** se muestra el esquema interno de un intercambiador de calor de placas.

Figura 8. Esquema interno de un intercambiador de calor de tipo plato.



Fuente: JARAMILLO, O. A. Intercambiadores De Calor, Centro de Investigación en Energía. Universidad Nacional Autónoma de México. 2007

Entre las principales razones por las que se utilizan los intercambiadores de calor se encuentran las siguientes:

- Calentar un fluido frío mediante un fluido con mayor temperatura.
- Reducir la temperatura de un fluido mediante un fluido con menor temperatura.
- Llevar al punto de ebullición a un fluido mediante un fluido con mayor temperatura.
- Condensar un fluido en estado gaseoso por medio de un fluido frío.

El aplicar temperatura a la emulsión tiene los siguientes efectos:

- Debilitar la película emulsificante.
- Aumentar el movimiento browniano de las partículas de la fase dispersa, lo cual implica mayor número de choques incrementando la posibilidad de unión de las gotas de la fase dispersa.
- Disminuye la viscosidad de la fase continua y, si esta es aceite, disminuir la densidad lo cual implica una disminución en la capacidad para mantener en suspensión las gotas de agua.

En la estación Jaguar el intercambio de calor es necesario para los procesos de separación de las emulsiones, por medio de un aumento de su temperatura y poder llevar el crudo a condiciones de venta ($BSW < 0.5$), estos intercambios de calor se realizan por medio de un sistema de calentadores y precalentadores, el cual se describe a continuación.

3.3.1 Precalentadores. El precalentamiento en la estación Jaguar, cuenta con dos etapas para asegurar el calentamiento del *Surge Tank* principal. La primera etapa, se hace aprovechando la temperatura a la cual el agua, sale de los equipos que separan el agua libre y que tratan las emulsiones (*Surge Tank* y *Gun Barrel*), el agua que sale de estos equipos y se encuentra a altas temperaturas, y es desviada por unas líneas de tubería que llegan a los intercambiadores de calor HE 1100 A y HE 1100 B.

En la **Tabla 1** se describen las características de los precalentadores de la primera etapa.

Tabla 1. Precalentadores HE 1100 A/B Estación Jaguar

Equipo	Precalentador Agua-Fluido
Tag	HE-1100 A/B
Tipo	Tubos y Coraza
LMTD	46.6 °F
Presión/ Temperatura Operación Tubos	80-90 psi/ 170-120°F
Presión/ Temperatura Diseño tubos	130 psi/ 200°F
Presión/ Temperatura Operación coraza	25-35 psi/ 80-120°F
Presión/ Temperatura Diseño coraza	120 psi/ 200°F
ID Coraza	45.27 in
Pasos tubos/coraza	8/1
Área	3874.6 Ft ² c/u

La segunda etapa, se hace 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 una línea de tubería hasta el intercambiador de calor HE-1103. En la **Tabla 2** se describen las características del precalentador de la segunda etapa.

Tabla 2. Precalentador HE-1103 Estación Jaguar

Equipo	Precalentador Vapor-Fluido
Tag	HE-1103
Tipo	Tubos y Coraza
LMTD	179,3 °F
Presión/ Temperatura Operación Tubos	75 psi/ 320-180°F
Presión/ Temperatura Diseño tubos	150 psi/ 355°F
Presión/ Temperatura Operación coraza	20-30 psi/ 110-135°F
Presión/ Temperatura Diseño coraza	120 psi/ 375°F
ID Coraza	25,59 in
Pasos tubos/coraza	2/1
Área	1193.7 Ft ²

3.3.2 Calentadores. 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 unas líneas de tubería hasta los intercambiadores de calor HE-1102 A, HE-1102 B y HE-1102 C.

En la **Tabla 3** se describe las características los calentadores de la estación Jaguar.

Tabla 3. Calentadores HE-1102 A/B/C Estación Jaguar

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

3.4 DESCRIPCIÓN DEL MARCO ENERGÉTICO ACTUAL POR MEDIO DE LOS DIAGRAMAS DE SANKEY

A continuación se va a realizar la descripción del marco energético a las condiciones actuales de la estación Jaguar, usando los diagramas de Sankey como punto de referencia para el análisis de las corrientes energéticas.

Los diagramas de Sankey son representaciones gráficas de las corrientes de energía, las cuales están descritas por medio de vectores con sus respectivas magnitudes, estos diagramas presentan un análisis cualitativo de la distribución energética, en cada una de las corrientes del proceso evaluado.

Para la descripción del marco energético actual de la estación Jaguar, se tienen unos parámetros base a la cual se encuentra funcionando la estación, los cuales se describen a continuación en la **Tabla 4**. Adicionalmente en el **Anexo A** se pueden visualizar las propiedades del crudo de la Estación Jaguar.

Tabla 4. Parámetros de funcionamiento actual estación Jaguar

Entrada	
O (BOPD)	9,450
W (BWPD)	65,857
F (BFPD)	75,307
BS&W (%)	87.40%
T (°F)	147
1a etapa - ST	
F (BFPD)	27,250
BS&W (%)	66%
T (°F)	163
2a etapa - GB	
BS&W (%)	0.50%
T (°F)	180

3.4.1 Operación Actual de la estación Jaguar. Según CEPESA⁴ el fluido que ingresa a la Estación proveniente de los pozos se encuentra distribuidos en tres corrientes diferentes:

- **Corriente uno (1):** a través del *manifold* nuevo a 152°F (5,256 BOPD; 47,323 BWPD) hacia los precalentadores CCS-HE-11-00A y CCS-HE-11-00B.
- **Corriente dos (2):** a través del *manifold* antiguo a 138°F (3,316 BOPD; 12,412 BWPD) hacia el intercambiador de calor CCS-HE-11-02A.

⁴ CEPESA COLOMBIA S.A. Primer Informe operacional Estación Jaguar, 2016

- **Corriente tres (3):** a través del descargadero a 133°F (878 BOPD; 6122 BWPD) hacia el *Surge Tank* CCS-GB-11-02A.

Se pondera la temperatura de las corrientes de entrada en 147°F.

Los fluidos que ingresan por la corriente uno (1) se dirigen hacia los intercambiadores CCS-HE-11-00A y CCS-HE-11-00B, donde se precalientan aumentando su temperatura hasta 158°F, luego pasan al calentador CCS-HE-11-03 donde su temperatura se eleva hasta 166°F. Posteriormente, ingresan al *Surge Tank* CCS-HE-11-00 (Equipo que no cuenta con aislamiento térmico) donde la temperatura disminuye hasta 163.3°F y el fluido que rebosa tiene un BS&W del 53%, que sufre un nuevo calentamiento en los intercambiadores de calor CCS-HE-11-02B y CCS-HE-11-02C donde su temperatura incrementa hasta 186°F y se alimenta al *Gun Barrel* CCS-GB-11-02C donde la temperatura decrece nuevamente hasta 179.9°F (no hay aislamiento térmico ni se suministra vapor a través del serpentín). El *Gun Barrel* rebosa crudo con un BS&W del 0.5%.

Los fluidos que ingresan por la corriente dos (2) se dirigen hacia el calentador CCS-HE-11-02-A, donde se incrementan su temperatura desde 138°F hasta 174°F. Luego se mezcla con los fluidos de la corriente tres (3), que proviene del *Surge Tank* CCS-GB-11-02A donde sufrieron un incremento de temperatura de 152°F hasta 153°F. Posterior a la mezcla de las corrientes, la temperatura queda en 173.1°F y se alimenta al *Gun Barrel* CCS-GB-1102B, donde la temperatura incrementa hasta 173.8°F (se suministra vapor a través del serpentín). El *Gun Barrel* rebosa crudo con BS&W del 0.5%.

El crudo que rebosa de los *Gun Barrel* CCS-GB-11-02B y CCS-GB-11-02C, se dirige al almacenamiento con un flujo volumétrico de 9,450 BPD⁵, mientras que el agua separada en los *Gun Barrel* se utiliza para precalentar el fluido en los intercambiadores de calor CCS-HE-11-00A y CCS-HE-11-00B. En la **Figura 9** se presenta el diagrama de flujo actual de la estación Jaguar.

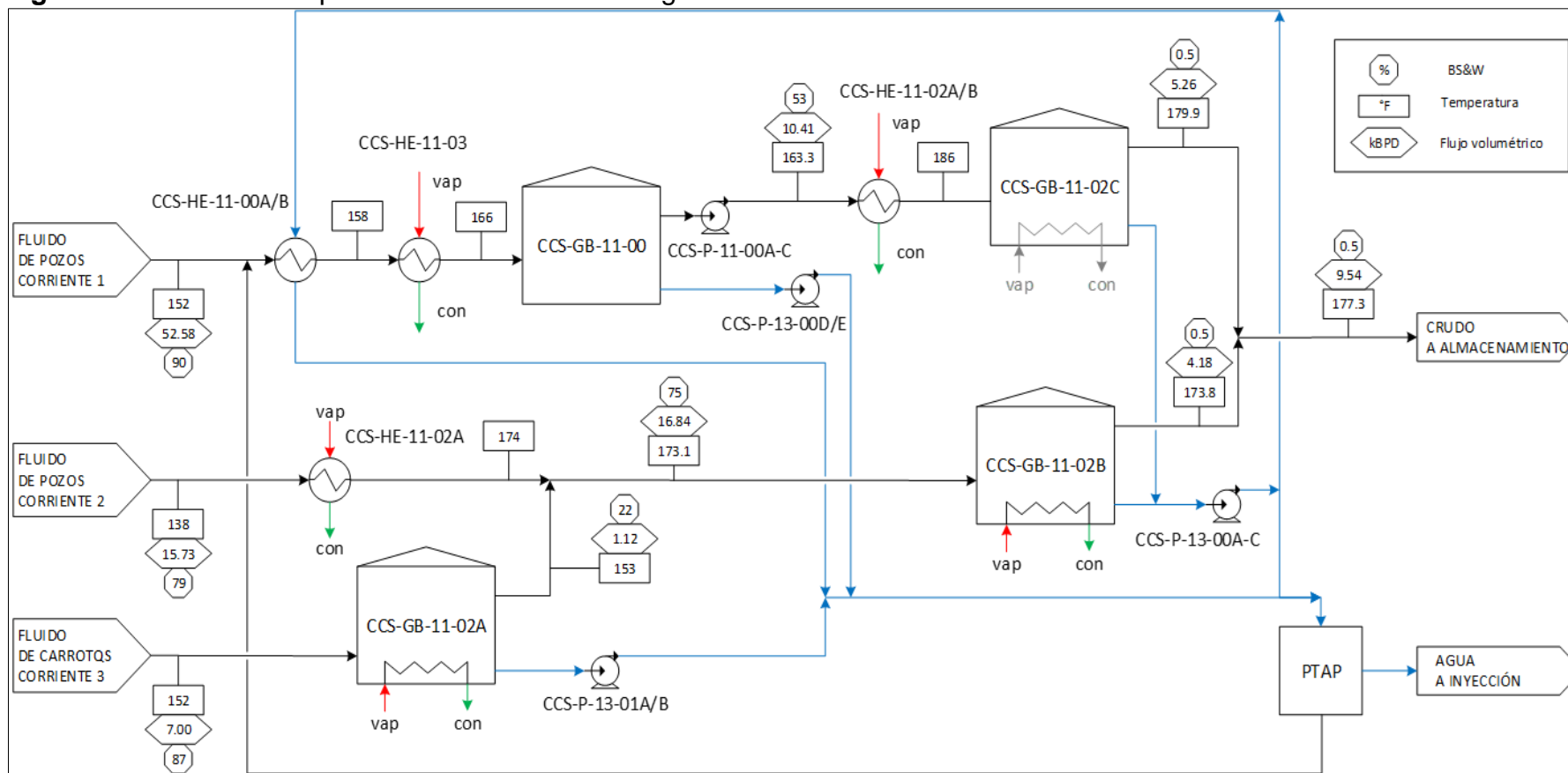
El vapor utilizado para el funcionamiento de los intercambiadores de calor CCS-HE-11-02A/B/C, CCS-HE-11-03, *Surge Tank* CCS-GB-11-02A y el *Gun Barrel* CCS-GB-1102B, proviene de las calderas B-1000A y B-1000B las cuales están operando con exceso de aire en la caldera es 12% (datos tomados en campo), el cual a medida que es más bajo mejora la transferencia de calor en la caldera. Además el consumo de agua de reposición, proveniente de la red de agua potable a 80°F, es 163.5 bbl/d⁶ y el consumo de crudo combustible es 131 bbl/d⁷

⁵ CEPSA COLOMBIA S.A. Op., Cit.

⁶ CEPSA COLOMBIA S.A. Op., Cit.

⁷ CEPSA COLOMBIA S.A. Op., Cit.

Figura 9. Escenario de operación actual estación Jaguar



Fuente: TIGER ENGINEERING. Reporte estudio energético escenarios operativos e indicadores. Bogotá D.C. 2016

3.4.2 Evaluación energética de operación e indicadores termoenergéticos. La evaluación energética que consume el sistema de deshidratación de crudo y el sistema de generación de vapor de la estación, se realizó interpretando los diagramas de Sankey, en cada uno de los puntos donde se involucran las diferentes corrientes energéticas de cada proceso, expresando cada uno de los indicadores termoenergéticos descritos a continuación.

3.4.2.1 Indicadores termoenergéticos. Los indicadores definidos para la evaluación termoenergética tienen el fin de generar valores cuantitativos que permitan describir las condiciones de operación de los escenarios evaluados. Estos indicadores se definieron para aspectos del proceso, de la generación de vapor, del consumo de combustible e indicadores globales de eficiencia.

- Los indicadores asociados al proceso son:
 - ✓ Q_p : Calor demandado por el proceso; MMBtu/h.
 - ✓ Q_{REC} : Calor recuperado por integración térmica del flujo de agua separada en los *Gun Barrel* con la corriente entrante de fluido; MMBtu/h.
 - ✓ $\%Q_{REC}$: Porcentaje del calor demandado por el proceso transferido por recuperación.
 - ✓ Q_P^V : Calor demandado por el proceso que se suministra por medio de vapor; MMBtu/h
 - ✓ Q_{η}^P : Pérdidas de calor totales en el proceso (*Surge Tank*, *Gun Barrel* e intercambiadores de calor); MMBtu/h.
 - ✓ $\%Q_{\eta}^P$: Porcentaje del calor demandado que se consume como pérdida a través de las paredes de los equipos.
 - ✓ Q^W : Calor transferido a la fase acuosa del fluido dentro del proceso; MMBtu/h.
 - ✓ $\%Q^W$: Porcentaje del calor demandado por el proceso transferido a la fase acuosa.
 - ✓ Q^O : Calor transferido a la fase crudo del fluido dentro del proceso; MMBtu/h.
 - ✓ $\%Q^O$: Porcentaje del calor demandado por el proceso transferido a la fase crudo.
 - ✓ Q_P/VO : Demanda específica de calor por el proceso, basada en el flujo de crudo entrante; Btu/bbl.

- ✓ Q_P/V_F : Demanda específica de calor por el proceso, basada en el flujo de fluido entrante; Btu/bbl.

- Indicadores asociados a la generación de vapor:
 - ✓ m_V^P : Flujo de vapor requerido para cubrir la demanda de energía por el proceso; lb/h.
 - ✓ m_V^S : Flujo de vapor requerido para cubrir la demanda de energía por los servicios; lb/h.
 - ✓ m_V^{RED} : Flujo de vapor que se condensa en la red de vapor de condensados; lb/h.
 - ✓ m_V^{TOTAL} : Flujo total de vapor; lb/h.
 - ✓ Q_V^{BRUTO} : Calor bruto entregado por la totalidad del vapor generado en las calderas; MMBtu/h.
 - ✓ Q_P^V/Q_V^{BRUTO} : Fracción del calor bruto asociado al vapor efectivamente entregado al proceso.
 - ✓ $m_V^{P\&S}/m_V^{TOTAL}$: Fracción del vapor generado que se usa efectivamente en el suministro de la demanda del proceso y los servicios.
 - ✓ m_V^{TOTAL}/V_O : Demanda específica de vapor, basada en el flujo entrante de crudo; lb/bbl.
 - ✓ m_V^{TOTAL}/V_F : Demanda específica de vapor, basada en el flujo entrante de fluido; lb/bbl.

- Indicadores asociados al consumo de combustible:
 - ✓ Q_{COMB}^O : Calor total entregado por el combustible teniendo en cuenta la presencia de aire y el exceso del mismo, a temperatura ambiente; MMBtu/h.
 - ✓ Q_{COMB} : Calor entregado por el combustible a la caldera; MMBtu/h.

- ✓ v_{COMB} – Demanda de crudo en las calderas; BOPD.
- ✓ η_{COMB} – Eficiencia de la combustión. Es la relación del calor de la combustión entregado en las calderas sobre el calor total de combustión entregado por el combustible.
- ✓ $v_{\text{COMB}}/v_{\text{O}}$: Demanda específica de combustible, basada en el flujo entrante de crudo; BOPD/kBOPD.
- ✓ $v_{\text{COMB}}/v_{\text{F}}$: Demanda específica de combustible, basada en el flujo entrante de fluido; BOPD/kBFPD.
- ✓ $m_{\text{V}}^{\text{TOTAL}}/v_{\text{COMB}}$: Vapor producido por barril de crudo combustible consumido; lb/bbl.
- Indicadores globales de eficiencia:
 - ✓ η_{P} : Eficiencia del proceso. Es la relación del calor efectivamente entregado al proceso sobre el calor total entregado por el combustible.
 - ✓ η_{B} : Eficiencia de la caldera. Es la relación del calor neto entregado al agua en la caldera sobre el calor total liberado por el combustible.

En la **Tabla 5** se pueden apreciar los indicadores termoenergéticos calculados tales como:

- Calor demandado por el proceso, en el cual el proceso para calcular este valor se encuentra en el **Anexo B**, este valor es de vital importancia para el trabajo porque es el parámetro base para calcular otros indicadores termoenergéticos.
- Pérdidas de calor totales en el proceso, en el cual el proceso para calcular este valor se encuentra en el **Anexo C**. Las pérdidas de calor en los tanques se estimaron usando el programa en línea de cálculo de pérdidas en tanques de Siprax-Sarco, como lo indica el **Anexo D**.
- Eficiencia de la caldera, en el cual el proceso para calcular este valor se encuentra en el **Anexo C**, que incluye el procedimiento para calcular el calor total entregado por el combustible teniendo en cuenta la presencia de aire y el exceso del mismo

- Eficiencia del proceso, en el cual el proceso para calcular este valor se encuentra en el **Anexo C**, donde se calculan parámetros como Flujo de vapor requerido para cubrir la demanda de energía por el proceso y calor entregado por el combustible a la caldera, los cuales son parámetros necesarios para calcular la eficiencia del proceso.

Tabla 5. Indicadores termoenergéticos calculados

Indicadores		
Q_P	MMBtu/h	23.94
Q_η^P	MMBtu/h	7.31
Q_{COMB}^O	MMBtu/h	33.39
η_P		71.70%
m_V^P	lb/h	25,192
Q_{COMB}	MMBtu/h	29.84
η_B		84.43%

A continuación en la **Tabla 6**, **Tabla 7**, **Tabla 8** y **Tabla 9** se presentan todos los indicadores termoenergéticos para escenario actual de la estación Jaguar.

Tabla 6. Indicadores termoenergéticos del flujo asociado al del proceso

Proceso					
Flujos					
Crudo	BOPD	9,450	Q_P^V	MMBtu/h	19.38
Agua	BWPD	65,857	Q_η^P	MMBtu/h	7.31
Fluido	BDPF	75,307	Q^W	MMBtu/h	21.57
Temp entrada	°F	147	Q^O	MMBtu/h	2.37
BS&W entrada		87.50%			
Temp <i>Surge Tank</i>	°F	163	Q_P/V_O	Btu/bbl	60,803
BS&W <i>Surge Tank</i>		65.00%	Q_P/V_F	Btu/bbl	7,630
Temp <i>Gun Barrel</i>	°F	173	$\%Q^W$		90.10%
BS&W <i>Gun Barrel</i>		0.50%	$\%Q_{REC}$		19.00%
Q_P	MMBtu/h	23.94	$\%Q^O$		9.90%
Q_{REC}	MMBtu/h	4.56	$\%Q_\eta^P$		30.50%

Tabla 7. Indicadores termoenergéticos del flujo asociado al vapor

Vapor		
Flujos		
m_V^P	lb/h	25,192
m_V^S	lb/h	1,723
m_V^{RED}	lb/h	2,814
m_V^{TOTAL}	lb/h	29,729
Indicadores		
Q_V^{BRUTO}	MMBtu/h	27.67
Q_P^V / Q_V^{BRUTO}		70.00%
$m_V^{P\&S} / m_V^{TOTAL}$		90.50%
m_V^{TOTAL} / V_O	lb/bbl	75.5
m_V^{TOTAL} / V_F	lb/bbl	9.47

Tabla 8. Indicadores termoenergéticos del flujo asociado a la combustión

Combustión		
Flujos		
Q_{COMB}^O	MMBtu/h	33.39
Q_{COMB}	MMBtu/h	29.84
V_{COMB}	BOPD	131
Indicadores		
η_{COMB}		89.40%
V_{COMB} / V_O	BOPD/kBOPD	13.86
V_{COMB} / V_F	BOPD/kBFPD	1.74
m_V^{TOTAL} / V_{COMB}	lb/bbl	5,446

Tabla 9. Indicadores termoenergéticos globales

Indicadores globales		
η_P		71.70%
η_B		84.42%

3.4.2.2 Evaluación energética actual. Para la evaluación energética del marco actual de operación de la planta de deshidratación de crudo de la estación Jaguar se elaboraron diagramas de Sankey de flujos de energía térmica, lo cual permite tener una visualización cuantitativa del desempeño termoenergéticos del proceso en el escenario actual de operación, la **Figura 10** presenta las convenciones utilizadas en la elaboración de los diagramas de Sankey, donde cada vector tiene un color respectivo al flujo de calor asociado al respectivo proceso.

Figura 10. Convenciones usadas en el Diagrama Sankey

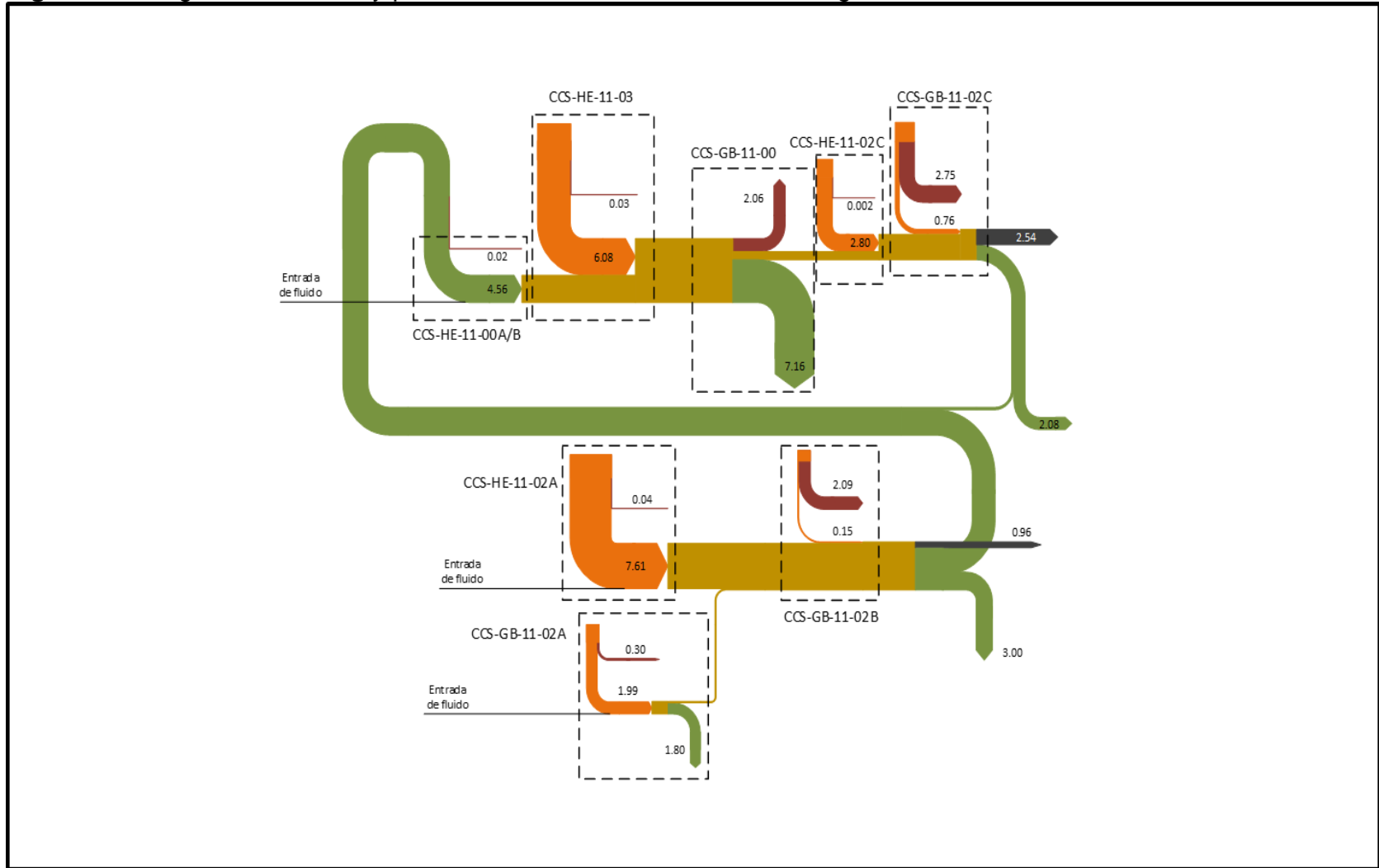


Fuente: TIGER ENGINEERING. Reporte estudio energetico escenarios operativos e indicadores. Bogotá D.C. 2016

Como muestra la **Tabla 7** el valor base se tiene que la demanda total de vapor por barril de crudo que ingresa a la estación es de 75.5 lb/bbl.

La **Figura 11** presenta el diagrama Sankey para marco actual de la estación Jaguar, asociado la planta de deshidratación de crudo y sistema de generación de vapor de la estación. En él se puede apreciar la magnitud de las pérdidas de calor en los tanques de proceso y los flujos de calor asociado a las corrientes de agua separada, cuyo aprovechamiento es nulo.

Figura 11. Diagrama de Sankey para el marco actual de la estación Jaguar



Fuente: TIGER ENGINEERING. Reporte estudio energético escenarios operativos e indicadores. Bogotá D.C. 2016

Del análisis del diagrama y de los indicadores obtenidos se puede concluir lo siguiente en relación el desempeño energético del proceso:

- Se requiere aislar los *Surge Tank* y *Gun Barrel*
- El calentamiento del fluido en la primera etapa de deshidratación (*Surge Tanks*) se encuentra asociada a un bajo aprovechamiento de calor ya que la mayor parte de éste se pierde por medio de los flujos de agua separada
- La recuperación de calor en los intercambiadores de calor CCS-HE-11-00 es significativa (19%)

4. INTERPRETACIÓN DE LAS CORRIENTES ENERGÉTICAS POR MEDIO DE LOS DIAGRAMAS DE SANKEY

En este capítulo se va a realizar la interpretación de las corrientes energéticas por medio de los diagramas de Sankey, para lograr así, una cuantificación de los indicadores termoenergéticos como, calor demandado en el proceso, pérdidas de calor totales en el proceso, eficiencia de la caldera y eficiencia en el proceso. Estas variables representan una importancia para el análisis energético de cada uno de los escenarios evaluados.

A continuación se tratará acerca del balance energía el cual es un punto importante para realizar la descripción de energía que es requerida en el funcionamiento de la planta de deshidratación de crudo de la estación Jaguar, además de los mecanismo de transferencia de calor como es la conducción, la cual es muy importante para calcular las pérdidas de calor en los intercambiadores de calor, luego se realizará una descripción de los escenarios propuestos, los cuales serán cinco escenarios y se efectuara una evaluación energética de cada uno de los diferentes escenarios propuestos por medio de los diagramas de Sankey, que permitirán comparar los resultados obtenidos en cada punto.

4.1 BALANCE DE ENERGÍA

De acuerdo a la primera ley de la termodinámica, conocida como el principio de la conservación de la energía propuesta por Sadi Carnot⁸, establece que “La energía no se puede crear ni destruir durante un proceso; sólo puede cambiar de forma”, por lo tanto, cada cantidad de energía por pequeña que sea debe justificarse en un proceso⁹.

El balance de energía es un principio físico fundamental al igual que la conservación de masa, que es aplicado para determinar las cantidades de energía que es intercambiada y acumulada dentro de un sistema.

Uno de los principales intereses que se busca en un balance de energía es determinar la cantidad de energía que tiene un sistema, sin embargo esta no puede ser determinada, es decir no podemos conocer la energía absoluta en un momento determinado del sistema. Al igual que en el balance de masa se aplican los sistemas abiertos y sistemas cerrados. La **Ecuación 1** muestra la representación básica del balance de energía.

⁸ ÇENGEL, Yunus. Transferencia de calor y masa. Cuarta Edición. México, p12

⁹ ÇENGEL. Op., Cit., p12

Ecuación 1. Balance de energía global

$$\left(\begin{array}{c} \text{Energía total} \\ \text{que entra en el} \\ \text{sistema} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{c} \text{Energía total} \\ \text{que sale del} \\ \text{sistema} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{c} \text{Cambio en la} \\ \text{energía total} \\ \text{del sistema} \end{array} \right)$$

Fuente: ÇENGEL, Yunus. Transferencia de calor y masa. Cuarta Edición. México, p 11.

4.1.1 Tipos de energía. La energía es la capacidad que tiene cualquier sistema de realizar un trabajo o una variación. Y en muchos casos depende del estado de un sistema. En la termodinámica y por ende en el balance de energía se considera los siguientes tipos de energía:

- Energía potencial
- Energía cinética
- Energía interna
- Entalpía
- Trabajo
- Calor

A continuación se van a describir cada una de los tipos de energía.

4.1.1.1 Energía potencial. De acuerdo con Himmelblau¹⁰. La energía potencial depende de la masa y la altura del sistema de referencia. Se define como la energía debida a la posición del sistema en un campo potencial o debido a la configuración del sistema con respecto a alguna configuración de equilibrio. Puede pensarse como la energía almacenada en el sistema, o como una medida del trabajo que un sistema puede entregar. La energía potencial está definida por la **Ecuación 2**

Ecuación 2. Energía Potencial

$$\Delta E_p = m \cdot g \cdot h$$

Fuente: HIMMELBLAU, David. Principios básicos y cálculos en ingeniería química. Sexta Edición. México, p 396.

¹⁰ HIMMELBLAU, David, David. Principios básicos y cálculos en ingeniería química. Sexta Edición. México, Prentice-hall, p 396

Donde m es la masa, g es la gravedad y h la altura.

4.1.1.2 Energía cinética. Himmelblau¹¹ Define que la energía cinética es la energía que un sistema posee en virtud de su velocidad relativa respecto al entorno que se encuentra en reposo. Surge en el fenómeno del movimiento. Está definida como el trabajo necesario para acelerar un cuerpo de una masa dada desde su posición de equilibrio hasta una velocidad dada. Una vez se consigue esta energía durante la aceleración, el cuerpo mantiene su energía cinética sin importar el cambio de la velocidad. La **Ecuación 3** expresa la energía cinética.

Ecuación 3. Energía Cinética.

$$E_c = \frac{mv^2}{2}$$

Fuente: HIMMELBLAU, David. Principios básicos y cálculos en ingeniería química. Sexta Edición. México, p 395.

Donde m es la masa y v es la velocidad al cuadrado.

4.1.1.3 Energía interna. La energía interna es una propiedad extensiva, debido a que depende de la masa del sistema. De manera semejante, las energías cinética y potencial también son propiedades extensivas. El símbolo que representa la energía interna de una determinada masa es la letra U . La energía interna es una medida de las energías molecular, atómica y subatómica, todas las cuales obedecen reglas de conservación microscópicas definidas para los sistemas dinámicos. Esta energía suele calcularse a partir de variables macroscópicas medibles como: temperatura, presión, volumen y composición. La **Ecuación 4** muestra la energía interna por unidad de masa.

Ecuación 4. Energía interna por unidad de masa.

$$\hat{U} = \hat{U}(T, V)$$

Fuente: HIMMELBLAU, David. Principios básicos y cálculos en ingeniería química. Sexta Edición. México, p 397.

¹¹ HIMMELBLAU. Op., Cit., p 395

Se acostumbra usar la temperatura y el volumen específico como variables. Si decimos que (U) es una función de T y V,

4.1.1.4 Entalpía. Según Himmelblau¹² Es una magnitud termodinámica, cuya variación expresa una medida de la cantidad de energía absorbida o cedida por un sistema termodinámico, es decir, la cantidad de energía que un sistema puede intercambiar con su entorno. Si el sistema es homogéneo (una sustancia, una fase) y está en equilibrio interno, podemos referirnos a la entalpía específica (h) que es la energía interna por unidad de masa, como lo muestra la **Ecuación 5**.

Ecuación 5. Entalpía

$$H = U + pV$$

Fuente: HIMMELBLAU, David. Principios básicos y cálculos en ingeniería química. Sexta Edición. México, p 398.

4.1.1.5 Trabajo. El trabajo es una forma de energía que representa una transferencia entre un sistema y un entorno. Y en general se manifiesta por presentar una fuerza mecánica. El trabajo no es posible almacenar trabajo debido a que es una energía en tránsito. El trabajo que un sistema realiza se considera positivo y aquél que se aplica sobre el sistema se considera negativo. El símbolo W expresa el trabajo que realiza un sistema. La **Ecuación 6** plantea la definición de trabajo.

Ecuación 6. Trabajo

$$W = \int_1^2 F dx$$

Fuente: ÇENGEL, Yunus. Transferencia de calor y masa. Cuarta Edición. México, p 14

Donde P es la presión que ejerce el sistema y V el volumen que se encuentra el sistema en un estado. A partir de esta ecuación podemos calcular el trabajo usando la trayectoria de un proceso.

¹² HIMMELBLAU. Op., Cit., p 398

4.1.1.6 Calor. Según Yunus Çenge¹³ el calor se define como la forma de energía que, a una temperatura dada, se transfiere a través de los límites de un sistema a otro sistema (o a su entorno) que se encuentra a una temperatura menor y que sucede a raíz de la diferencia de temperatura entre estos dos sistemas. En otras palabras, se transfiere calor del sistema que se encuentra a temperatura más elevada, al sistema que se encuentra con temperatura más baja, en virtud de la diferencia de temperatura entre los dos sistemas. El calor solo puede identificarse al cruzar los límites de un sistema, nunca dentro del sistema.

Cuando un sistema sólo comprende transferencia de calor y ninguna interacción de trabajo cruza los límites del sistema, el calor se define por la **Ecuación 7**.

Ecuación 7. Transferencia de calor.

$$Q = mC_p\Delta T$$

Fuente: ÇENGEL, Yunus. Transferencia de calor y masa. Cuarta Edición. México, p 13

Donde Q es la velocidad de transferencia de calor, m es la masa del elemento, C_p es el calor específico del elemento y ΔT es la diferencia de temperatura efectiva entre el sistema y su entorno.

Para un sistema de flujo estacionario con una entrada y una salida, la razón de transferencia de masa hacia adentro del volumen de control debe ser igual a la velocidad del flujo de masa hacia afuera de él. Cuando los cambios en las energías cinéticas y potencial son despreciables, que es el caso más común y no se tiene interacción de trabajo, el balance de energía para tal sistema de flujo estacionario se reduce a la ecuación.

4.2 MECANISMOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR

Un análisis termodinámico se interesa en la cantidad de transferencia de calor conforme un sistema pasa por un proceso, es decir de un estado de equilibrio a otro. La transferencia de energía como calor siempre se produce del medio que tiene una temperatura más elevada hacia el medio que tiene una temperatura más baja, y la

¹³ ÇENGEL, Yunus A., GHAJAR, Afshin J. Transferencia de calor y masa: Fundamentos y aplicaciones. México: McGraw-Hill, 2011. p 12.

transferencia de calor se detiene cuando los dos medios alcanzan la misma temperatura.

El calor se puede transferir en tres maneras diferentes:

- Conducción
- Convección.
- Radiación.

Las diferentes maneras de transferencia de calor requieren la existencia de una diferencia de temperaturas y todos ellos ocurren del medio que posee la temperatura más elevada hacia uno de temperatura más baja.

4.2.1 Conducción. La conducción es la transferencia de energía de las partículas más energéticas de una sustancia hacia las adyacentes menos energéticas, como resultado de interacciones entre esas partículas. La conducción puede tener lugar en sólidos en líquidos o en gases. En los gases y en los líquidos la conducción se debe a las colisiones y la difusión de las moléculas durante su movimiento aleatorio. En los sólidos se debe a la combinación de las vibraciones de las moléculas en una retícula y al transporte de energía por parte de los electrones libres. La rapidez o razón de la conducción de calor a través de un medio depende de la configuración geométrica de éste, su espesor y el material del cual se encuentre hecho, así mismo como la diferencia de temperatura a través de él.

Por lo tanto, se puede decir que la razón de conducción de calor a través de una capa plana es proporcional a la diferencia de temperatura a través de ésta y al área de transferencia de calor, pero es inversamente proporcional al espesor de esa capa¹⁴, la **Ecuación 8** expresa la ley de Fourier de la conducción de calor.

Ecuación 8. Ley de Fourier de la conducción de calor.

$$\dot{Q}_{\text{cond}} = kA \frac{T_1 - T_2}{\Delta x} = -kA \frac{\Delta T}{\Delta x}$$

Fuente: ÇENGEL, Yunus. Transferencia de calor y masa. Cuarta Edición. México, p 18

Donde la constante de proporcionalidad K es la conductividad térmica del material, A es el área y $\Delta T/\Delta x$ es el gradiente de temperatura, el cual es la pendiente de la

¹⁴ ÇENGEL, Yunus A., GHAJAR, Afshin J. Transferencia de calor y masa: Fundamentos y aplicaciones. México: McGraw-Hill, 2011. 13 p

curva de temperatura en un diagrama T-x (La razón de cambio de T con respecto a x), en la ubicación x

4.2.1.1 Conductividad térmica. Como se ha podido apreciar los diferentes materiales almacenan calor en forma diferente y se ha definido la propiedad de calor específico C_p como una medida de la capacidad de un material para almacenar energía térmica. Del mismo modo, la conductividad térmica K es una medida de la capacidad de un material para conducir el calor.

La **Ecuación 8** para la razón de la transferencia de calor por conducción, en condiciones estacionarias, también se puede concebir como la ecuación de definición para la conductividad térmica. Por lo tanto la conductividad térmica de un material puede estar definido como la razón de transferencia de calor por medio de un espesor unitario del material por unidad de área por unidad de diferencia de temperatura¹⁵.

4.2.1.2 Difusividad térmica. Otra propiedad de los materiales que aparece en el análisis de la conducción por calor en régimen transitorio es la difusividad térmica, la cual representa cuán rápido se difunde el calor por un material y se encuentra definido por el calor conducido sobre el calor almacenado, cabe notar que la conductividad térmica K representa lo bien que un material conduce el calor y la capacidad calorífica representa cuánta energía almacena un material por unidad de volumen.

4.2.2 Convección. La convección es el modo de transferencia de energía entre una superficie sólida y el líquido o gas adyacente que está que se encuentra en movimiento y comprende los efectos combinados de la conducción y el movimiento de fluidos. Entre más rápido es el movimiento del fluido, mayor es la transferencia de calor por convección. En ausencia de cualquier movimiento masivo de fluido, la transferencia de calor entre una superficie sólida y el fluido adyacente es por conducción pura. La presencia de movimiento masivo del fluido acrecienta la transferencia de calor entre la superficie sólida y el fluido, pero también complica la determinación de las razones de esa transferencia

4.2.3 Radiación. La radiación es la energía emitida por la materia en forma de ondas electromagnéticas como resultado de los cambios en las configuraciones electrónicas de los átomos o moléculas. A diferencia de la conducción y la convección, la transferencia de calor por radiación no requiere la presencia de un medio interventor. De hecho la transferencia de calor por radiación es la más rápida

¹⁵ CENGEL, Yunus A., GHAJAR, Afshin J. Transferencia de calor y masa: Fundamentos y aplicaciones. México: McGraw-Hill, 2011. 14 p

(velocidad de la luz) y no sufre atenuación en vacío. Ésta es la manera en la que la energía del sol llega a la tierra.

La razón máxima de la radiación que se puede emitir desde una superficie a una temperatura termodinámica es expresada por la ley de Stefan-Boltzmann.

4.3 EVALUACIÓN ENERGÉTICA DE ESCENARIOS PROPUESTOS

A continuación se va a realizar la evaluación del marco energético de la estación Jaguar para los diferentes escenarios propuestos en conjunto con el área de ingeniería de Cepsa, por medio de la descripción de cada uno de estos y luego usando los diagramas de Sankey como punto de referencia para el análisis de las corrientes energéticas, y poder cuantificar los indicadores termoenergéticos requeridos.

La evaluación energética de cada uno de los escenarios de operación propuestos, se realizó interpretando los diagramas de Sankey, en cada uno de los puntos donde se involucran las diferentes corrientes energéticas de cada proceso, expresando los indicadores termoenergéticos descritos a continuación.

4.3.1 Descripción del escenario propuesto #1. Para la descripción del marco energético propuesto de la estación Jaguar, se tienen unos parámetros base a la cual se encuentra funcionando la estación, los cuales se describen en la **Tabla 10**, adicionalmente de las siguientes premisas.

- Aumento de volumen de fluido manejado en la estación Jaguar.
- El Fluido recibido en la estación Jaguar, se recibe en una sola corriente.

Tabla 10. Parámetros de funcionamiento escenario propuesto #1

Entrada	
O (BOPD)	9,100
W (BWPD)	110,000
F (BFPD)	119,000
BS&W (%)	92.4%
T (°F)	145
1a etapa – ST	
F (BFPD)	29,040
BS&W (%)	65%
T (°F)	170
2a etapa – GB	
BS&W (%)	0.50%
T (°F)	180

En este escenario todo el fluido se recibe en una sola corriente 1 y se trata en el tren principal. La corriente 1 se compone de 9,100 BOPD y 110,000 BWPD, el

aumento de volumen de fluido manejado en la estación se debe al ingreso de una nueva planta de tratamiento de agua.

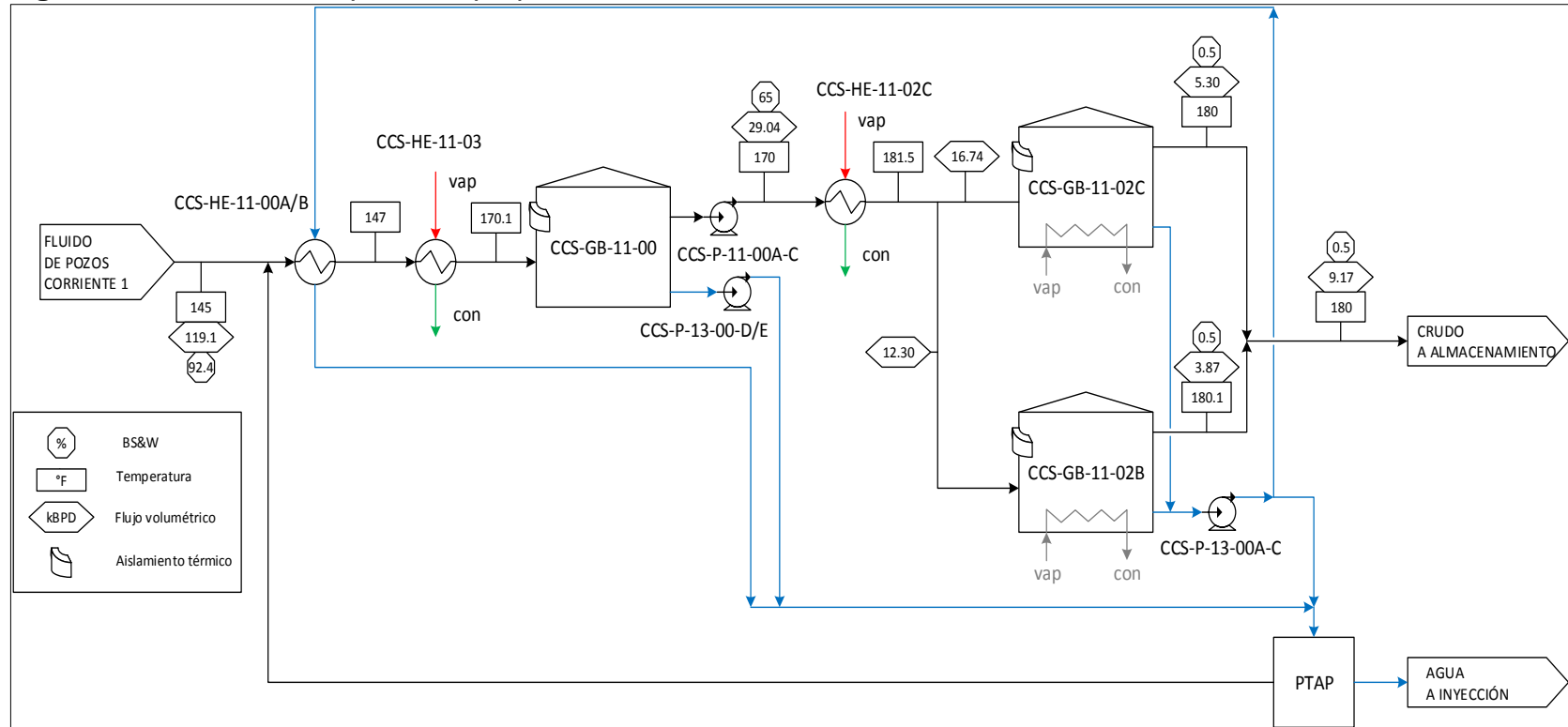
El fluido ingresa a la estación a 145°F, se precalienta en los intercambiadores CCS-HE-11-00A/B hasta 147°F, luego se eleva su temperatura hasta 170.1°F en el intercambiador CCS-HE-11-03 y se alimenta al *Surge Tank* CCS-GB-11-00.

El rebose del *Surge Tank*, a 170°F con BS&W de 65%, se calienta hasta 181.5°F en el intercambiador CCS-HE-11-02C e ingresa a los *Gun Barrel* CCS-GB-11-02B/C. El crudo rebosa de los *Gun Barrel* a 180°F, con un BS&W de 0.5%.

El agua separada en los *Gun Barrel* se utiliza para precalentar el fluido en los intercambiadores de calor CCS-HE-11-00A/B.

El exceso de aire en la caldera es 13%, el consumo de agua de reposición, proveniente del pozo de agua potable a 80°F, es 10% de la demanda de vapor y el consumo de crudo combustible es 226.75 bbl/d. En la **Figura 12** se presenta el diagrama de flujo propuesto #1 de la estación Jaguar.

Figura 12. Escenario de operación propuesto #1



Fuente: TIGER ENGINEERING. Reporte estudio energético escenarios operativos e indicadores. Bogotá D.C. 2016

4.3.1.1 Evaluación del escenario de operación #1.

- **Indicadores termoenergéticos del escenario #1.** Como fue descrito en el capítulo tres; los indicadores definidos para la evaluación termoenergética tienen el fin de generar valores cuantitativos que permitan describir las condiciones de operación del escenario evaluado. En la **Tabla 11** se pueden apreciar los indicadores termoenergéticos calculados tales como:
- Calor demandado por el proceso, en el cual el proceso para calcular este valor se encuentra en el **Anexo E**, este valor es de vital importancia para el trabajo porque es el parámetro base para calcular otros indicadores termoenergéticos.
 - Pérdidas de calor totales en el proceso, en el cual el proceso para calcular este valor se encuentra en el **Anexo F**. Las pérdidas de calor en los tanques se estimaron usando el programa en línea de cálculo de pérdidas en tanques de Siprax-Sarco, como lo indica el **Anexo G**.
 - Eficiencia de la caldera, en el cual el proceso para calcular este valor se encuentra en el **Anexo F**, que incluye el procedimiento para calcular el calor total entregado por el combustible teniendo en cuenta la presencia de aire y el exceso del mismo
 - Eficiencia del proceso, en el cual el proceso para calcular este valor se encuentra en el **Anexo F**, donde se calculan parámetros como Flujo de vapor requerido para cubrir la demanda de energía por el proceso y calor entregado por el combustible a la caldera, los cuales son parámetros necesarios para calcular la eficiencia del proceso.

Tabla 11. Indicadores termoenergéticos calculados

Indicadores		
Q_P	MMBtu/h	47.43
Q_{η}^P	MMBtu/h	0.91
Q_{COMB}^O	MMBtu/h	59.16
η_P		80.20%
m_V^P	lb/h	46,524
Q_{COMB}	MMBtu/h	52.69
η_B		88.28%

A continuación en la **Tabla 12**, **Tabla 13**, **Tabla 14** y **Tabla 15** se presentan todos los indicadores termoenergéticos asociados al escenario #1.

Tabla 12. Indicadores termoenergéticos del proceso

Proceso					
Flujos					
Crudo	BOPD	9,100	Q_P^V	MMBtu/h	43.98
Agua	BWPD	110,000	Q_η^P	MMBtu/h	0.91
Fluido	BDPF	119,100	Q^W	MMBtu/h	45.34
Temp entrada	°F	145	Q^O	MMBtu/h	2.1
BS&W entrada		92.40%			
Indicadores					
Temp <i>Surge Tank</i>	°F	170	Q_P/V_O	Btu/bbl	125,101
BS&W <i>Surge Tank</i>		65.00%	Q_P/V_F	Btu/bbl	9,559
Temp <i>Gun Barrel</i>	°F	180	$\%Q^W$		95.60%
BS&W <i>Gun Barrel</i>		0.5%	$\%Q_{REC}$		7.30%
Q_P	MMBtu/h	47.43	$\%Q^O$		4.40%
Q_{REC}	MMBtu/h	3.45	$\%Q_\eta^P$		1.90%

Tabla 13. Indicadores termoenergéticos del flujo asociado al vapor

Vapor		
Flujos		
m_V^P	lb/h	46,524
m_V^S	lb/h	3,207
m_V^{RED}	lb/h	5,183
m_V^{TOTAL}	lb/h	54,914
Indicadores		
Q_V^{BRUTO}	MMBtu/h	54.34
Q_P^V/Q_V^{BRUTO}		80.90%
$m_V^{P\&S}/m_V^{TOTAL}$		90.60%
m_V^{TOTAL}/V_O	lb/bbl	144.83
m_V^{TOTAL}/V_F	lb/bbl	11.07

Tabla 14. Indicadores termoenergéticos del flujo asociado a la combustión

Combustión		
Flujos		
Q_{COMB}^O	MMBtu/h	59.16
Q_{COMB}	MMBtu/h	52.69
V_{COMB}	BOPD	231.8
Indicadores		
η_{COMB}		89.10%
V_{COMB}/V_O	BOPD/kBOPD	25.47
V_{COMB}/V_F	BOPD/kBFPD	1.95
m_V^{TOTAL}/V_{COMB}	lb/bbl	5686

Tabla 15. Indicadores termoenergéticos globales

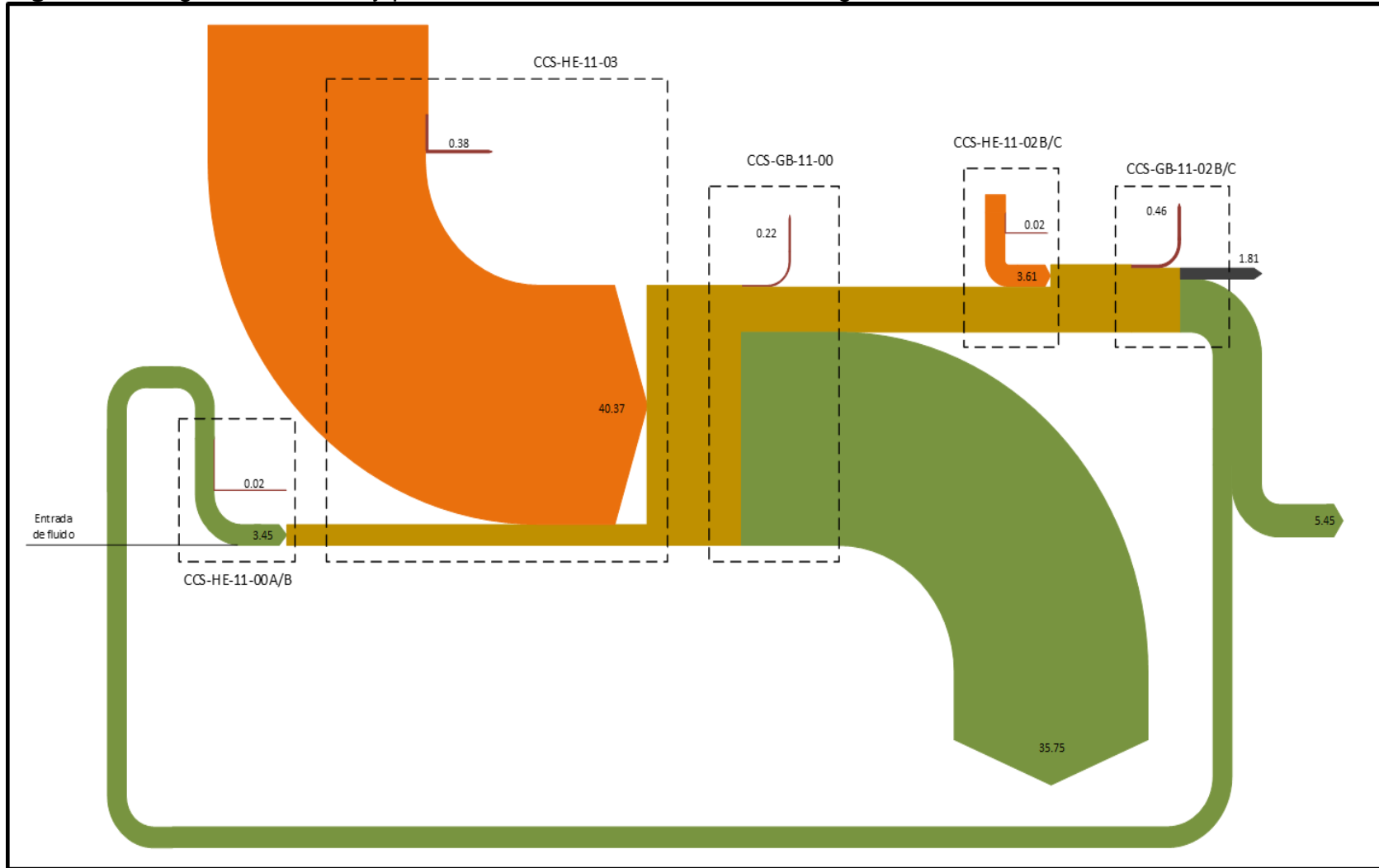
Indicadores globales	
η_P	80.20%
η_B	88.30%

- **Evaluación energética del escenario #1.** El escenario propuesto uno (1), donde el fluido entra a una temperatura de 145°F y el aumento del volumen de fluidos manejados en la estación debido al funcionamiento de la nueva planta de tratamiento de agua, el escenario se planteó como un escenario de operación futura al inicio del proyecto y se caracteriza por una alta demanda de energética en el calentamiento del fluido antes de su ingreso al *Surge Tank* CCS-GB-11-00 (en este escenario, así como en los demás escenarios futuros, todo proceso se lleva a cabo únicamente en el tren principal).

Dado que en los escenarios futuros se consideró que el *Surge Tank* y los *Gun Barrel* tienen aislamiento térmico, el porcentaje de pérdidas de calor se reduce a un 1.9%. Sin embargo, como no se modifica esencialmente el proceso de deshidratación de crudo en este escenario, el porcentaje de calor asociado a las corrientes de agua separada sigue siendo alto: 95.6%.

La demanda total de vapor por barril de crudo aumenta a 115 lb/bbl, debido al aumento del flujo de agua en el fluido entrante (110,000 BWPD) en los escenarios futuros. La demanda de vapor se incrementó hasta 56,914 lb/h, lo que obliga a operar simultáneamente con dos calderas a un poco más de media capacidad. El consumo de combustible aumentó a 231.8 BOPD. La Figura 13 presenta el diagrama Sankey para el escenario #1. En él se puede observar la alta demanda de calor para calentamiento del fluido antes del *Surge Tank* CCS-GB-11-00, la gran cantidad de calor que sale del proceso en las corrientes de agua separada y la reducción de las pérdidas de calor a través de las paredes de tanques de proceso.

Figura 13. Diagrama de Sankey para el escenario #1 de la estación Jaguar.



Fuente: TIGER ENGINEERING. Reporte estudio energético escenarios operativos e indicadores. Bogotá D.C. 2016

A partir del diagrama y de los indicadores obtenidos se concluye lo siguiente en relación el desempeño energético del proceso:

- El aislamiento térmico del *Surge Tank* y los *Gun Barrel* tiene un impacto bastante alto en la reducción de pérdidas de calor en el proceso.
- Debido al aumento del flujo de agua se requiere una alta cantidad de calor para llevar el fluido de 145°F a la entrada hasta 170°F, que es la temperatura requerida en el *Surge Tank* para este escenario.
- Se requeriría reconfigurar o incluso adicionar intercambiadores de calor para poder suministrar el calor requerido en el calentamiento del fluido en la primera etapa de deshidratación.
- La mayor parte (88%) del calor transferido en la primera etapa de deshidratación sale del proceso junto con el agua separada en el *Surge Tank*.
- Para mejorar el desempeño energético del proceso se requiere reducir el flujo de calor que sale en las corrientes de agua producida, sin afectar el desempeño del *Surge Tank* y los *Gun Barrel*.

4.3.2 Descripción del escenario propuesto #2. Para la descripción del marco energético propuesto de la estación Jaguar, se tienen unos parámetros base a la cual se encuentra funcionando la estación, los cuales se describen en la **Tabla 16**, adicionalmente de las siguientes premisas.

- Aumento de temperatura en la entrada de fluido a la estación Jaguar.
- Actualización de los volúmenes de fluido manejados en la estación Jaguar.

Tabla 16. Parámetros de funcionamiento escenario propuesto #2

Entrada	
O (BOPD)	8,795
W (BWPD)	58,770
F (BFPD)	67,565
BS&W (%)	87%
T (°F)	155
1a etapa – ST	
F (BFPD)	12,582
BS&W (%)	30%
T (°F)	170
2a etapa – GB	
BS&W (%)	0.50%
T (°F)	190

El fluido ingresa a la Estación en dos corrientes:

- **Corriente 1:** a través del *manifold* nuevo a 155°F (6,684 BOPD; 44,665 BWPD) hacia los precalentadores CCS-HE-11-00.
- **Corriente 2:** reúne los flujos provenientes del *manifold* viejo y el descargadero, con una temperatura de 136°F (2,111 BOPD; 14,105 BWPD), hacia el *Surge Tank* CCS-GB-11-02A.

La temperatura media ponderada del fluido a la entrada de la Estación es 150°F.

La corriente 1 ingresa a los precalentadores CCS-HE-11-00A/B, donde aumenta su temperatura hasta 157°F. Luego, en el intercambiador CCS-HE-11-03 se eleva su temperatura hasta 160°F y entra al *Surge Tank* CCS-GB-11-00, donde se separa agua de producción. De este tanque rebosa fluido con un BS&W del 29 % a 157°F. Finalmente, el fluido se calienta en los intercambiadores CCS-HE-11-02B/C hasta 196.7°F

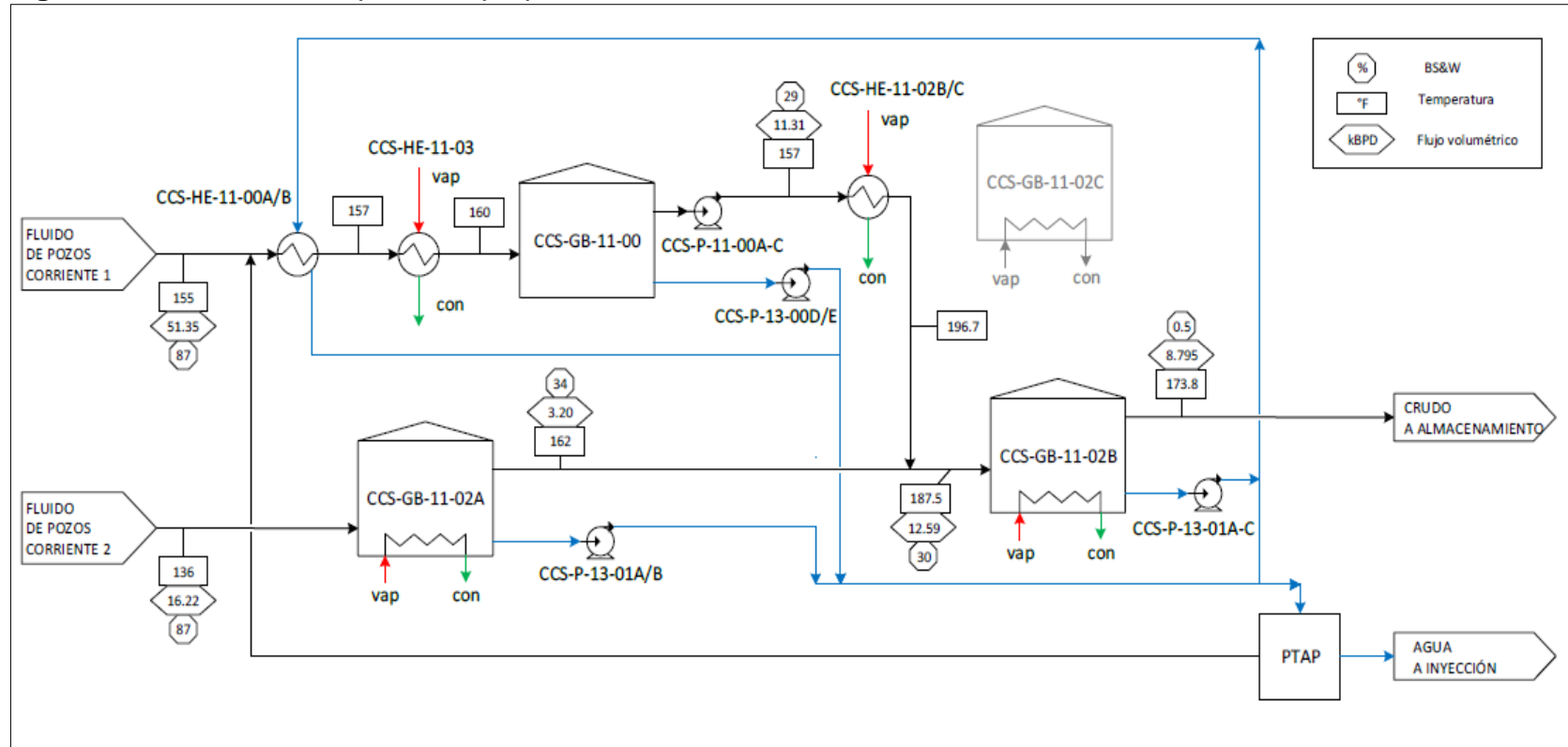
La corriente 2 se alimenta al *Surge Tank* CCS-GB-11-02A, donde se alimenta vapor para calentamiento a través del serpentín y se separa parte del agua de producción. El fluido rebosa del *Surge Tank* CCS-GB-11-02A con un BS&W del 34.7% a 162°F.

Las corrientes 1 y 2 se mezclan, obteniéndose una corriente de fluido a 187.5°F (8,795 BOPD; 3,787 BWPD) que se dirige al *Gun Barrel* CCS-GB-11-02B, donde se completa la deshidratación del crudo hasta un BS&W de 0.5%. En este equipo se suministra vapor a través del serpentín para compensar las pérdidas de calor y mantener la temperatura a 190°F (el tanque no tiene aislamiento térmico). Del *Gun Barrel* rebosan 8,795 BOPD en especificación.

El exceso de aire en la caldera es 10%, el agua de alimentación a la caldera se suministra directamente desde la PTAP a 135°F, no hay recuperación de condensados. El consumo de crudo combustible es 136 bbl/d. Todos los datos fueron tomados del segundo informe de operaciones de 2016¹⁶. La **Figura 14** presenta el diagrama de flujo del escenario propuesto #2.

¹⁶ CEPISA COLOMBIA S.A. Segundo Informe operacional Estación Jaguar, 2016

Figura 14. Escenario de operación propuesto #2.



Fuente: TIGER ENGINEERING. Reporte estudio energético escenarios operativos e indicadores. Bogotá D.C. 2016

4.3.2.1 Evaluación del escenario de operación #2.

➤ **Indicadores termoenergéticos del escenario #2.** Como fue descrito en el capítulo tres; los indicadores definidos para la evaluación termoenergética tienen el fin de generar valores cuantitativos que permitan describir las condiciones de operación del escenario evaluado. En la **Tabla 17** se pueden apreciar los indicadores termoenergéticos calculados tales como:

- Calor demandado por el proceso, en el cual el proceso para calcular este valor se encuentra en el **Anexo H**, este valor es de vital importancia para el trabajo porque es el parámetro base para calcular otros indicadores termoenergéticos.
- Pérdidas de calor totales en el proceso, en el cual el proceso para calcular este valor se encuentra en el **Anexo I**. Las pérdidas de calor en los tanques se estimaron usando el programa en línea de cálculo de pérdidas en tanques de Siprox-Sarco, como lo indica el **Anexo J**.
- Eficiencia de la caldera, en el cual el proceso para calcular este valor se encuentra en el **Anexo I**, que incluye el procedimiento para calcular el calor total entregado por el combustible teniendo en cuenta la presencia de aire y el exceso del mismo
- Eficiencia del proceso, en el cual el proceso para calcular este valor se encuentra en el **Anexo I**, donde se calculan parámetros como Flujo de vapor requerido para cubrir la demanda de energía por el proceso y calor entregado por el combustible a la caldera, los cuales son parámetros necesarios para calcular la eficiencia del proceso.

Tabla 17. Indicadores termoenergéticos calculados

Indicadores		
Q_P	MMBtu/h	13.21
Q_{η}^P	MMBtu/h	4.49
Q_{COMB}^O	MMBtu/h	34.67
η_P		38.11%
m_V^P	lb/h	14,813
Q_{COMB}	MMBtu/h	30.98
η_B		81.40%

A continuación en la **Tabla 18**, **Tabla 19**, **Tabla 20** y **Tabla 21** Se presentan los indicadores termoenergéticos asociados al escenario #2.

Tabla 18. Indicadores termoenergéticos del proceso

Proceso					
Flujos					
Crudo	BOPD	8,795	Q_P^V	MMBtu/h	11.75
Agua	BWPD	58,770	Q_η^P	MMBtu/h	4.49
Fluido	BDPF	67,565	Q^W	MMBtu/h	10.09
Temp entrada	°F	150	Q^O	MMBtu/h	3.11
BS&W entrada		87.00%			
Indicadores					
Temp <i>Surge Tank</i>	°F	157	Q_P/V_O	Btu/bbl	36,042
BS&W <i>Surge Tank</i>		65.00%	Q_P/V_F	Btu/bbl	4,692
Temp <i>Gun Barrel</i>	°F	197	$\%Q^W$		76.40%
BS&W <i>Gun Barrel</i>		0.5%	$\%Q_{REC}$		11.10%
Q_P	MMBtu/h	13.21	$\%Q^O$		23.60%
Q_{REC}	MMBtu/h	1.46	$\%Q_\eta^P$		34.00%

Tabla 19. Indicadores termoenergéticos del flujo asociado al vapor

Vapor		
Flujos		
m_V^P	lb/h	14,813
m_V^S	lb/h	3,265
m_V^{RED}	lb/h	11,660
m_V^{TOTAL}	lb/h	29,737
Indicadores		
Q_V^{BRUTO}	MMBtu/h	29.36
Q_P^V/Q_V^{BRUTO}		40.00%
$m_V^{P\&S}/m_V^{TOTAL}$		60.80%
m_V^{TOTAL}/V_O	lb/bbl	81.15
m_V^{TOTAL}/V_F	lb/bbl	10.56

Tabla 20. Indicadores termoenergéticos del flujo asociado a la combustión

Combustión		
Flujos		
Q_{COMB}^O	MMBtu/h	34.67
Q_{COMB}	MMBtu/h	30.98
V_{COMB}	BOPD	136
Indicadores		
η_{COMB}		89.40%
V_{COMB}/V_O	BOPD/kBOPD	15.46
V_{COMB}/V_F	BOPD/kBFPD	2.01
m_V^{TOTAL}/V_{COMB}	lb/bbl	5248

Tabla 21. Indicadores termoenergéticos globales

Indicadores globales	
η_P	38.10%
η_B	81.40%

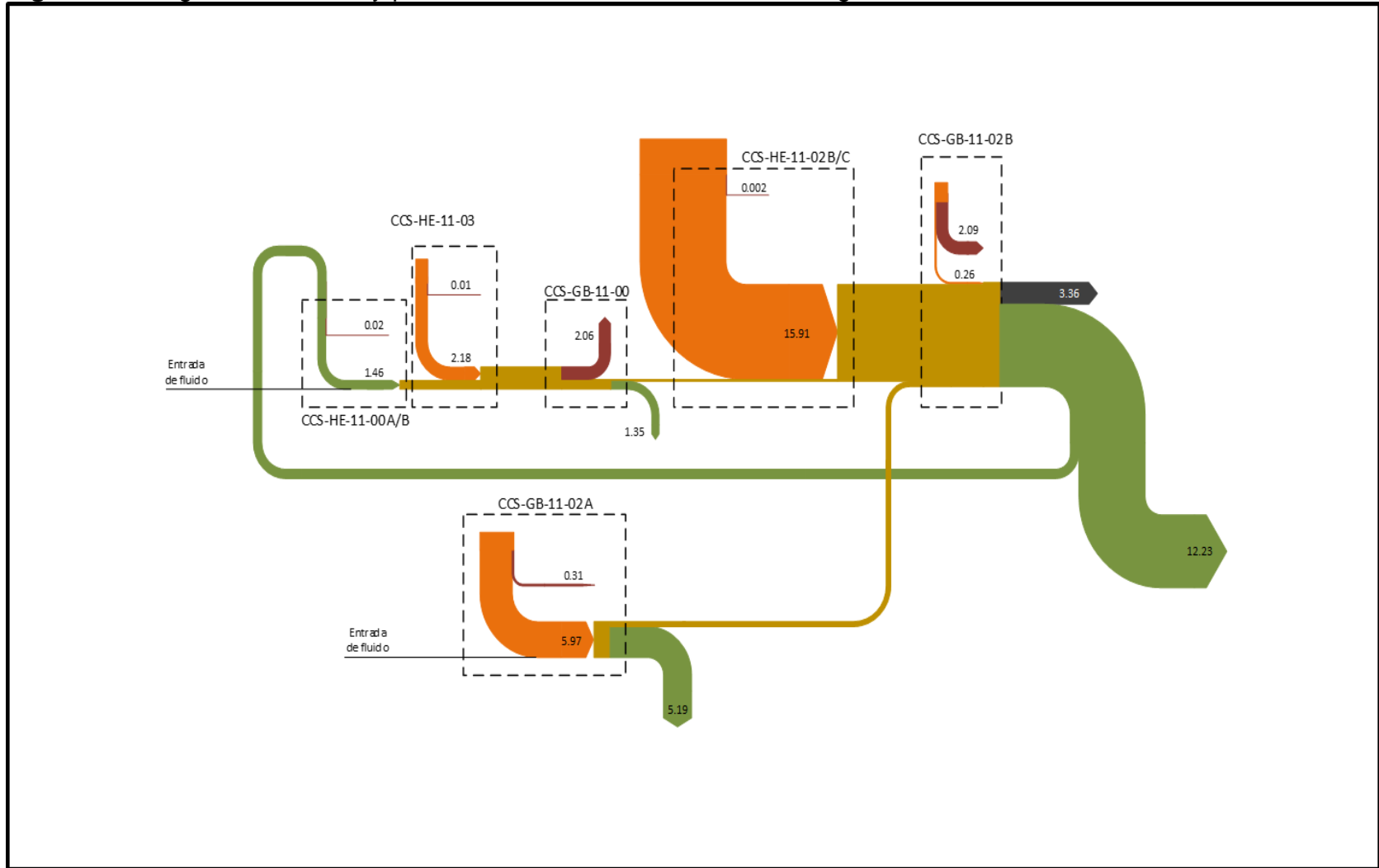
- **Evaluación energética del escenario #2.** Debido a que una mayor parte de los fluidos están entrando a la Estación por medio de troncales y no a través de líneas individuales se han reducido las pérdidas de calor en la transferencia de fluido desde los pozos hasta la Estación y consecuentemente ha aumentado la temperatura de entrada de fluido a la Estación. Esto ha llevado a que el área de operaciones de Caracara, hubiera realizado modificaciones en las condiciones del proceso para ajustarse esta nueva situación.

Por lo anterior CEPESA COLOMBIA S.A solicitó a la empresa TIGER ENGINEERING, empresa prestadora de servicios encargada de realizar las simulaciones del estudio energético, replantear los balances energéticos debido a que con un manejo de temperatura de entrada más elevado se disminuye la demanda de energía en el proceso. Por esta razón se plantea el escenario 2, el cual presenta el cambio de operación en los parámetros de entrada de la Estación Jaguar.

En el escenario 2 las pérdidas de calor a través del *Surge Tank* y los *Gun Barrel* tienen la misma magnitud que en el escenario base de operación energética, aunque su porcentaje es mayor por cuanto la demanda energética se redujo. Por otro lado, el porcentaje de calor entregado a la fase acuosa disminuyó a 76.4%.

En la **Figura 15** presenta el diagrama Sankey para el escenario dos (2). En él se puede notar el menor consumo de energía con respecto al escenario base de operación energética, el cual se debe al incremento de la temperatura en la entrada del fluido a la estación.

Figura 15. Diagrama de Sankey para el escenario #2 de la estación Jaguar



Fuente: TIGER ENGINEERING. Reporte estudio energético escenarios operativos e indicadores. Bogotá D.C. 2016

Con base en el diagrama de Sankey y los indicadores termoenergéticos obtenidos se puede concluir lo siguiente en relación el desempeño energético del proceso:

- Debido al incremento de la temperatura del fluido en las corrientes de entrada a la Estación, se reduce la demanda de energía asociada al proceso.
- En este escenario se ha reducido de una manera elevada el calentamiento de fluido en el intercambiador de calor CCS-HE-11-03 (la temperatura del fluido se eleva de 157°F a 160°F) y por lo tanto el calor que sale del proceso en las corriente de agua separada en el *Surge Tank* CCS-GB-11-00 es menor.

4.3.3 Descripción del escenario propuesto #3. Para la descripción del marco energético propuesto de la estación Jaguar, se tienen unos parámetros base a la cual se encuentra funcionando la estación, los cuales se describen a continuación en la **Tabla 22**, adicionalmente de las siguientes premisas.

- Aumento de volumen de fluido manejado en la estación Jaguar.
- Aumento de temperatura en la entrada de fluido a la estación Jaguar.

Tabla 22. Parámetros de funcionamiento escenario propuesto #3

Entrada	
O (BOPD)	9,100
W (BWPD)	110,000
F (BFPD)	119,000
BS&W (%)	92.4%
T (°F)	155
1a etapa – ST	
F (BFPD)	29,040
BS&W (%)	65%
T (°F)	165
2a etapa – GB	
BS&W (%)	0.50%
T (°F)	180

En este escenario todo el fluido se recibe en una sola corriente 1 y se trata en el tren principal. La corriente 1 se compone de 9,100 BOPD y 110,000 BWPD, el aumento de volumen de fluido manejado en la estación se debe al ingreso de una nueva planta de tratamiento de agua.

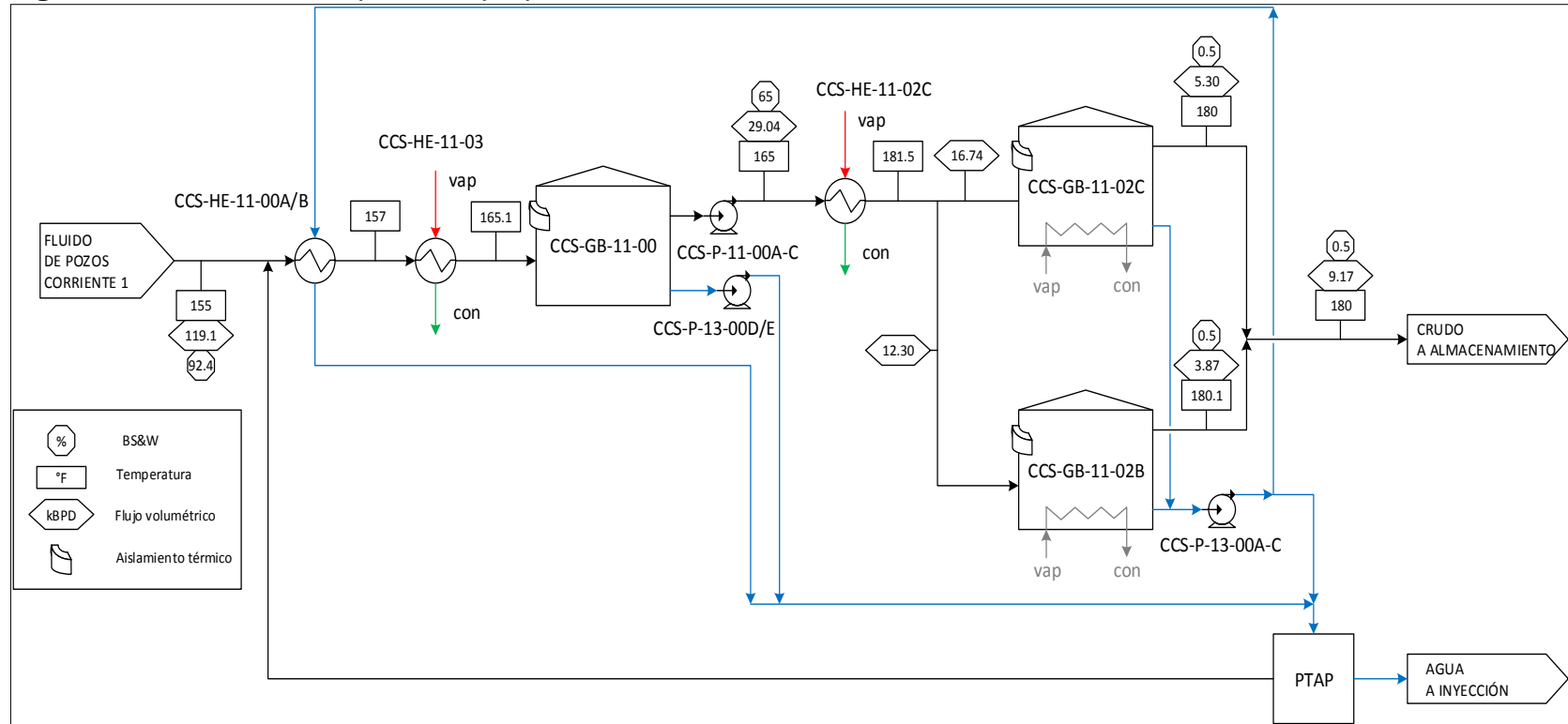
El fluido ingresa a la estación a 155°F a diferencia del escenario propuesto uno, en el cual el fluido ingresa a 145°F. Luego se precalienta en los intercambiadores CCS-HE-11-00A/B hasta 157°F, luego se eleva su temperatura hasta 165.1°F en el intercambiador CCS-HE-11-03 y se alimenta al *Surge Tank* CCS-GB-11-00.

El rebose del *Surge Tank*, a 165°F con BS&W de 65%, se calienta hasta 181.5°F en el intercambiador CCS-HE-11-02C e ingresa a los *Gun Barrel* CCS-GB-11-02B/C. El crudo rebosa de los *Gun Barrel* a 180°F, con un BS&W de 0.5%.

El agua separada en los *Gun Barrel* se utiliza para precalentar el fluido en los intercambiadores de calor CCS-HE-11-00A/B.

El consumo de agua de reposición, proveniente del pozo de agua potable a 80°F, es 10% de la demanda de vapor y el consumo de crudo combustible es 99.9 bbl/d. En la **Figura 16** se presenta el diagrama de flujo propuesto #3.

Figura 16. Escenario de operación propuesto #3



Fuente: TIGER ENGINEERING. Reporte estudio energético escenarios operativos e indicadores. Bogotá D.C. 2016

4.3.3.1 Evaluación del escenario de operación #3.

➤ **Indicadores termoenergéticos del escenario #3.** Como fue descrito en el capítulo tres; los indicadores definidos para la evaluación termoenergética tienen el fin de generar valores cuantitativos que permitan describir las condiciones de operación del escenario evaluado. En la **Tabla 23** se pueden apreciar los indicadores termoenergéticos calculados tales como:

- Calor demandado por el proceso, en el cual el proceso para calcular este valor se encuentra en el **Anexo K**, este valor es de vital importancia para el trabajo porque es el parámetro base para calcular otros indicadores termoenergéticos.
- Pérdidas de calor totales en el proceso, en el cual el proceso para calcular este valor se encuentra en el **Anexo L**. Las pérdidas de calor en los tanques se estimaron usando el programa en línea de cálculo de pérdidas en tanques de Siprax-Sarco, como lo indica el **Anexo M**.
- Eficiencia de la caldera, en el cual el proceso para calcular este valor se encuentra en el **Anexo L** que incluye el procedimiento para calcular el calor total entregado por el combustible teniendo en cuenta la presencia de aire y el exceso del mismo
- Eficiencia del proceso, en el cual el proceso para calcular este valor se encuentra en el **Anexo L**, donde se calculan parámetros como Flujo de vapor requerido para cubrir la demanda de energía por el proceso y calor entregado por el combustible a la caldera, los cuales son parámetros necesarios para calcular la eficiencia del proceso.

Tabla 23. Indicadores termoenergéticos calculados

Indicadores		
Q_P	MMBtu/h	22.8
Q_{η}^P	MMBtu/h	0.77
Q_{COMB}^O	MMBtu/h	25.5
η_P		89.40%
m_V^P	lb/h	20,088
Q_{COMB}	MMBtu/h	22.7
η_B		88.30%

A continuación en la **Tabla 24**, **Tabla 25**, **Tabla 26** y **Tabla 27** Se presentan los indicadores termoenergéticos asociados al escenario #3.

Tabla 24. Indicadores termoenergéticos del proceso

Proceso					
Flujos					
Crudo	BOPD	9,100	Q_P^V	MMBtu/h	19.32
Agua	BWPD	110,000	Q_η^P	MMBtu/h	0.77
Fluido	BDPF	119,100	Q^W	MMBtu/h	21.27
Temp entrada	°F	155	Q^O	MMBtu/h	1.54
BS&W entrada		92.40%			
Indicadores					
Temp Surge Tank	°F	165	Q_P/V_O	Btu/bbl	60,144
BS&W Surge Tank		65.00%	Q_P/V_F	Btu/bbl	4,595
Temp Gun Barrel	°F	180	$\%Q^W$		93.30%
BS&W Gun Barrel		0.5%	$\%Q_{REC}$		15.30%
Q_P	MMBtu/h	22.8	$\%Q^O$		6.70%
Q_{REC}	MMBtu/h	3.48	$\%Q_\eta^P$		3.40%

Tabla 25. Indicadores termoenergéticos del flujo asociado al vapor

Vapor		
Flujos		
m_V^P	lb/h	20,088
m_V^S	lb/h	1,472
m_V^{RED}	lb/h	2,245
m_V^{TOTAL}	lb/h	23,805
Indicadores		
Q_V^{BRUTO}	MMBtu/h	23.42
Q_P^V/Q_V^{BRUTO}		82.50%
$m_V^{P\&S}/m_V^{TOTAL}$		90.60%
m_V^{TOTAL}/V_O	lb/bbl	62.78
m_V^{TOTAL}/V_F	lb/bbl	4.80

Tabla 26. Indicadores termoenergéticos del flujo asociado a la combustión

Combustión		
Flujos		
Q_{COMB}^O	MMBtu/h	25.5
Q_{COMB}	MMBtu/h	22.71
V_{COMB}	BOPD	99.9
Indicadores		
η_{COMB}		89.10%
V_{COMB}/V_O	BOPD/kBOPD	10.98
V_{COMB}/V_F	BOPD/kBFPD	0.84
m_V^{TOTAL}/V_{COMB}	lb/bbl	5719

Tabla 27. Indicadores termoenergéticos globales

Indicadores globales	
η_P	89.40%
η_B	88.30%

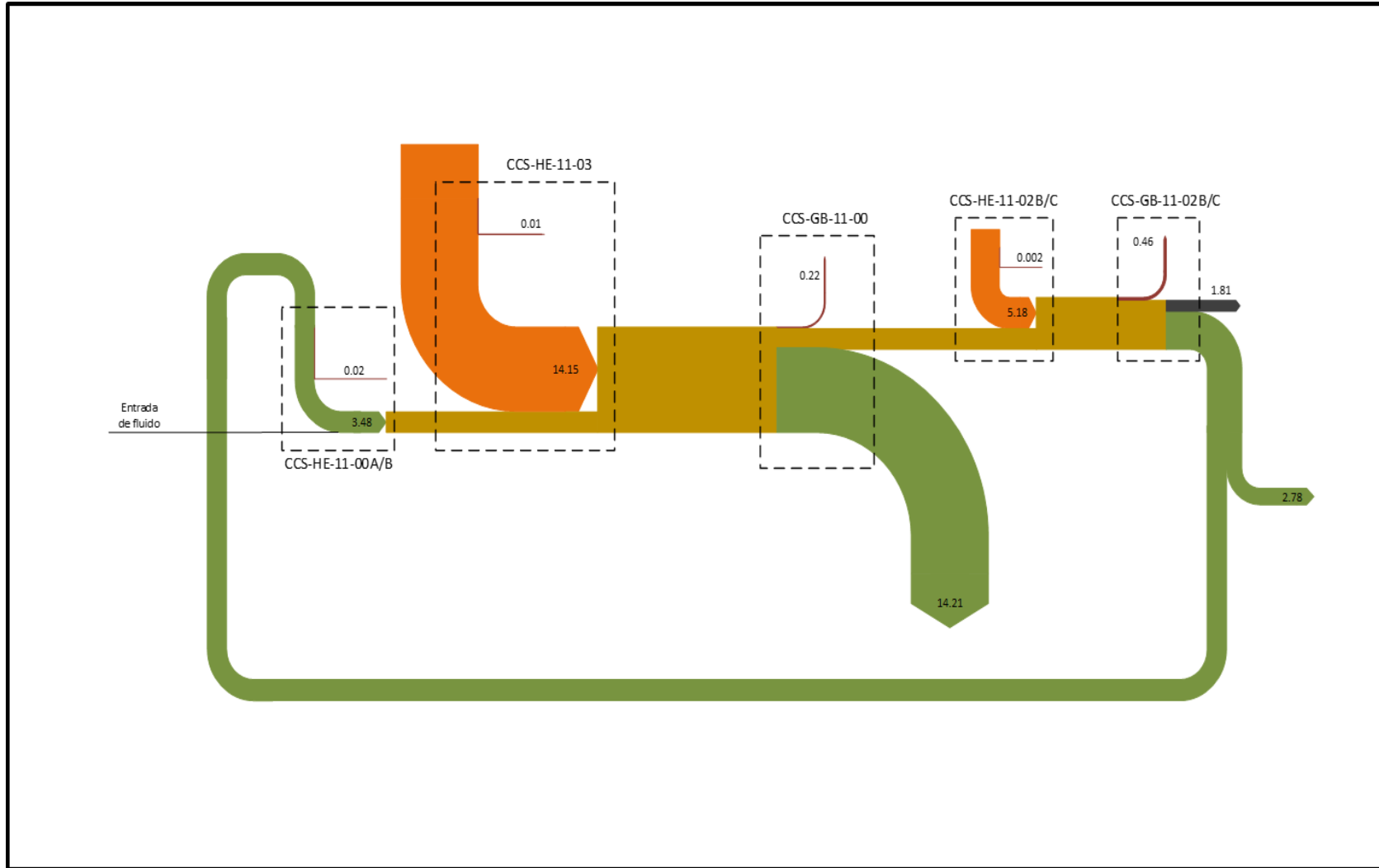
- **Evaluación energética del escenario #3.** El escenario propuesto tres (3) corresponde al escenario futuro de operación de la estación con una temperatura de entrada de fluido a la estación de 155°F y temperaturas de operación del *Surge Tank* y los *Gun Barrel* de 165°F y 180°F, respectivamente, que son condiciones fijadas por el área de operaciones de Cepsa.

Para este escenario las pérdidas de calor a través del *Surge Tank* y los *Gun Barrel* son del 3.4% (mayores que en el escenario propuesto 1 porque la magnitud de las pérdidas es la misma pero la demanda energética total es menor). De otro lado, el porcentaje del calor que se transfiere a la fase acuosa es del 93.3%.

La demanda total de vapor por barril de crudo es de 62.78 lb/bbl. La demanda de vapor es de 23,805 lb/h, flujo que se puede cubrir con una caldera en operación al 59% de su capacidad. El consumo de combustible es de 99.9 bbl/h.

En la **Figura 17** presenta el diagrama Sankey para el escenario tres (3). En él se puede apreciar la alta demanda de energía asociada al intercambiador de calor CCS-HE-1103 y que la magnitud del flujo de energía que sale con la corriente de agua separada del *Surge Tank*.

Figura 17. Diagrama de Sankey para el escenario #3 de la estación Jaguar



Fuente: TIGER ENGINEERING. Reporte estudio energético escenarios operativos e indicadores. Bogotá D.C. 2016

Con base en el diagrama de Sankey y los indicadores termoenergéticos obtenidos se puede concluir lo siguiente en relación el desempeño energético del proceso:

- Debido al incremento de la temperatura de la corriente de entrada de fluido a la Estación y a la disminución de temperatura de operación del *Surge Tank* la demanda energética en el intercambiador CCS-HE-11-03 se reduce sustancialmente en comparación con el escenario uno (1).
- El calor recuperado en los intercambiadores CCS-HE-11-00A/B sigue siendo importante y corresponde a un 15.3% de la demanda de calor en el proceso.
- La ineficiencia del proceso se evidencia principalmente en la alta magnitud del calor asociado a la corriente de agua separada en el *Surge Tank*, que corresponde al 80% de la energía transferida en los intercambiadores de calor CCS-HE-11-00A/B y CCS-HE-11-03.
- Se plantea que para obtener un mejor desempeño energético se debe modificar el proceso, por ejemplo eliminando el calentamiento del fluido antes del *Surge Tank* CCS-GB-11-00, que es donde se separa la mayor cantidad de agua, aprovechando además la mayor temperatura de entrada de fluido a la Estación.

4.3.4 Descripción del escenario propuesto #4. Para la descripción del marco energético propuesto de la estación Jaguar, se tienen unos parámetros base a la cual se encuentra funcionando la estación, los cuales se describen a continuación en la **Tabla 28**, adicionalmente de las siguientes premisas.

- Aumento de volumen de fluido manejado en la estación Jaguar.
- Aumento de temperatura en la entrada de fluido a la estación Jaguar.
- Eliminación del calentamiento de fluido antes de la primera etapa de deshidratación.
- Operación con dos *Surge Tanks* y un *Gun Barrel*.

Tabla 28. Parámetros de funcionamiento escenario propuesto #4

Entrada	
O (BOPD)	9,100
W (BWPD)	110,000
F (BFPD)	119,000
BS&W (%)	92.4%
T (°F)	155
1a etapa – ST	
F (BFPD)	12,940
BS&W (%)	30%
T (°F)	155
2a etapa – GB	
BS&W (%)	0.50%
T (°F)	180

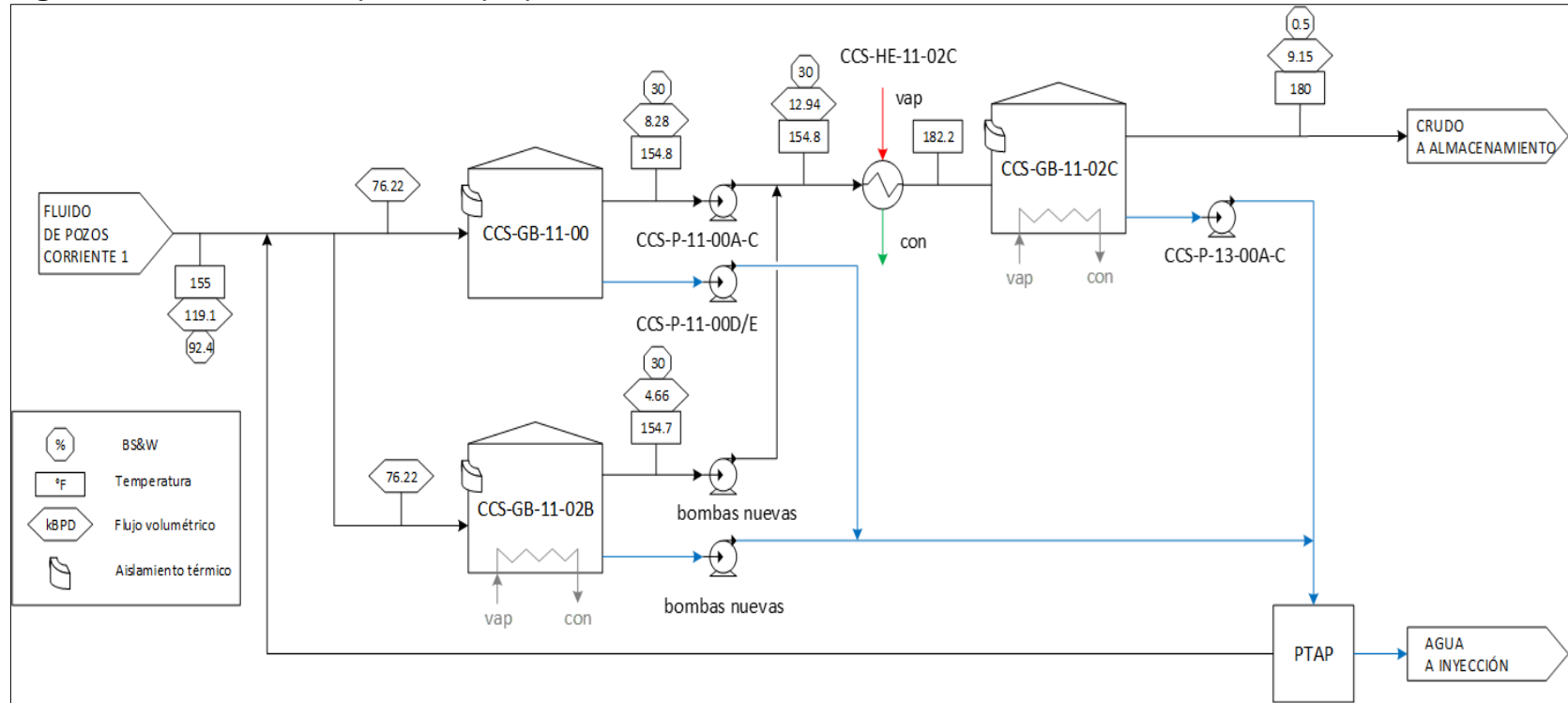
Este escenario se planteó teniendo en cuenta que en los escenarios anteriores se presenta una alta demanda de energía, debido al calentamiento de fluido con un alto contenido de agua. También tiene en cuenta el aumento de volumen de fluido manejado en la estación por el ingreso de una nueva planta de tratamiento de agua.

En contraste con los escenarios anteriores, el escenario propuesto cuatro elimina el calentamiento de fluido en la primera etapa de deshidratación y prioriza la separación de la mayor cantidad posible de agua en esta etapa. Ingresando por la una sola corriente el fluido a 155°F.

La menor temperatura en la primera etapa de deshidratación se compensa con una mayor área seccional de separación utilizando dos *Surge Tank* (el *Gun Barrel* CCS-GB-11-02B pasa a operar como *Surge Tank*, retirando todos los componentes presentes dentro del *Gun Barrel* como los serpentines, dejándolo vacío). En estas condiciones, teniendo además en cuenta el aumento en la temperatura de entrada de fluido a la Estación, se espera obtener un fluido con un BS&W del 30%.

El fluido que rebosa de los *Surge Tank* pasa a calentamiento en el intercambiador CCS-HE-11-002C, donde se calienta hasta 182.2°F para asegurar una temperatura de 180°F en el *Gun Barrel* CCS-GB-11-02C, de donde rebosa crudo con un BS&W de 0.5%. El exceso de aire en la caldera es 15%, y el consumo de crudo combustible es 16.93 bbl/d. En la **Figura 18** se presenta el diagrama de flujo propuesto #4

Figura 18. Escenario de operación propuesto #4



Fuente: TIGER ENGINEERING. Reporte estudio energético escenarios operativos e indicadores. Bogotá D.C. 2016

4.3.4.1 Evaluación del escenario de operación #4.

- **Indicadores termoenergéticos del escenario #4.** Como fue descrito en el capítulo tres; los indicadores definidos para la evaluación termoenergética tienen el fin de generar valores cuantitativos que permitan describir las condiciones de operación del escenario evaluado. En la **Tabla 29** se pueden apreciar los indicadores termoenergéticos calculados tales como:
- Calor demandado por el proceso, en el cual el proceso para calcular este valor se encuentra en el **Anexo N**, este valor es de vital importancia para el trabajo porque es el parámetro base para calcular otros indicadores termoenergéticos.
 - Pérdidas de calor totales en el proceso, en el cual el proceso para calcular este valor se encuentra en el **Anexo O**. Las pérdidas de calor en los tanques se estimaron usando el programa en línea de cálculo de pérdidas en tanques de Siprax-Sarco, como lo indica el **Anexo P**.
 - Eficiencia de la caldera, en el cual el proceso para calcular este valor se encuentra en el **Anexo O**, que incluye el procedimiento para calcular el calor total entregado por el combustible teniendo en cuenta la presencia de aire y el exceso del mismo
 - Eficiencia del proceso, en el cual el proceso para calcular este valor se encuentra en el **Anexo O**, donde se calculan parámetros como Flujo de vapor requerido para cubrir la demanda de energía por el proceso y calor entregado por el combustible a la caldera, los cuales son parámetros necesarios para calcular la eficiencia del proceso.

Tabla 29. Indicadores termoenergéticos calculados

Indicadores		
Q_P	MMBtu/h	3.19
Q_{η}^P	MMBtu/h	0.69
Q_{COMB}^O	MMBtu/h	4.32
η_P		73.90%
m_V^P	lb/h	3,355
Q_{COMB}	MMBtu/h	3.85
η_B		87.30%

A continuación en la **Tabla 30**, **Tabla 31**, **Tabla 32** y **Tabla 33** Se presentan los indicadores termoenergéticos asociados al escenario #4.

Tabla 30. Indicadores termoenergéticos del proceso

Proceso						
Flujos						
Crudo	BOPD	9,100	Q_P^V	MMBtu/h	3.19	
Agua	BWPD	110,000	Q_η^P	MMBtu/h	0.69	
Fluido	BDPF	119,100	Q^W	MMBtu/h	1.62	
Temp entrada	°F	155	Q^O	MMBtu/h	1.58	
BS&W entrada		92.40%				Indicadores
Temp Surge Tank	°F	155	Q_P/V_O	Btu/bbl	8,44	
BS&W Surge Tank		30.00%	Q_P/V_F	Btu/bbl	643	
Temp Gun Barrel	°F	180	$\%Q^W$		50.70%	
BS&W Gun Barrel		0.5%	$\%Q_{REC}$		0.00%	
Q_P	MMBtu/h	3.19	$\%Q^O$		49.30%	
Q_{REC}	MMBtu/h	-	$\%Q_\eta^P$		21.50%	

Tabla 31. Indicadores termoenergéticos del flujo asociado al vapor

Vapor			
Flujos			
m_V^P	lb/h		3,355
m_V^S	lb/h		238
m_V^{RED}	lb/h		374
m_V^{TOTAL}	lb/h		3,967
Indicadores			
Q_V^{BRUTO}	MMBtu/h		3.92
Q_P^V/Q_V^{BRUTO}			81.40%
$m_V^{P\&S}/m_V^{TOTAL}$			90.60%
m_V^{TOTAL}/V_O	lb/bbl		10.46
m_V^{TOTAL}/V_F	lb/bbl		0.80

Tabla 32. Indicadores termoenergéticos del flujo asociado a la combustión

Combustión			
Flujos			
Q_{COMB}^O	MMBtu/h		4.32
Q_{COMB}	MMBtu/h		3.85
V_{COMB}	BOPD		16.93
Indicadores			
η_{COMB}			89.10%
V_{COMB}/V_O	BOPD/kBOPD		1.86
V_{COMB}/V_F	BOPD/kBFPD		0.14
m_V^{TOTAL}/V_{COMB}	lb/bbl		5624

Tabla 33. Indicadores termoenergéticos globales

Indicadores globales	
η_P	73.90%
η_B	87.30%

- **Evaluación energética del escenario #4.** El escenario propuesto cuatro (4) surge a partir del análisis de los casos anteriores y de la intención con el grupo de ingeniería de CEPESA de presentar un escenario futuro en el cual el consumo de energía térmica en la Estación sería mínimo, independientemente de las condiciones de operación fijadas.

Para determinar el escenario de mínima demanda de energía térmica se tuvieron en cuenta los siguientes hallazgos derivados del análisis de los otros escenarios de operación:

- El calentamiento de fluido en la primera etapa de deshidratación, antes del *Surge Tank* CCS-GB-11-00, implica una alta demanda de calor debido al alto flujo de agua (BS&W 92.4%) y la mayor parte de ese calor (más del 80%) se transfiere al agua que se separa en el *Surge Tank*.
- Si bien una temperatura elevada es importante para lograr una mejor separación de fases, al *Surge Tank* ingresa fluido con una alta cantidad de agua libre que se separa con relativa facilidad.
- Los cambios que ha introducido CEPESA COLOMBIA S.A. en la transferencia de fluido desde los pozos hacia la Estación por medio de troncales, algunas de ellas enterradas, se han reflejado en menores pérdidas de calor y en el consecuente aumento de la temperatura del fluido en la entrada a la Estación. De hecho se espera que en el futuro esta temperatura de entrada siga aumentando. Actualmente está en 155°F.
- La mayor reducción en la demanda de energía térmica se logra interviniendo la primera etapa de deshidratación:
 - ✓ Eliminando el calentamiento de fluido antes del *Surge Tank*, sacando de operación los intercambiadores de calor CCS-HE-11-00A/B y CCS-HE-11-03.
 - ✓ Separando la mayor cantidad posible de agua en esta etapa, a la temperatura de entrada del fluido. Para ello se propone utilizar dos tanques de separación en la primera etapa de deshidratación y un solo tanque de separación en la segunda

etapa. En este caso el *Gun Barrel* CCS-GB-11-02B pasaría a operar como *Surge Tank* en paralelo con el CCS-GB-11-00, mientras que el CCS-GB-11-02C se mantiene como único *Gun Barrel* en la segunda etapa de separación.

- Se estima que con el proceso propuesto el fluido que rebosa de los *Surge Tank* (CCS-GB-11-00 CCS-GB-11-02B) debería tener un BS&W del 30% y se estima que un solo *Gun Barrel* en la segunda etapa de deshidratación es suficiente para alcanzar la especificación de BS&W 0.5%. Esto implica una demanda de energía aún menor en la segunda etapa de deshidratación (en el intercambiador CCS-HE-11-02C).

En este escenario las pérdidas de calor a través del *Surge Tank* y los *Gun Barrel* son en magnitud iguales a las pérdidas en los escenarios uno (1) y tres (3) pero, debido a que el consumo de energía térmica en el escenario cuatro (4) es bastante menor, el porcentaje de las pérdidas alcanza el 21.5%.

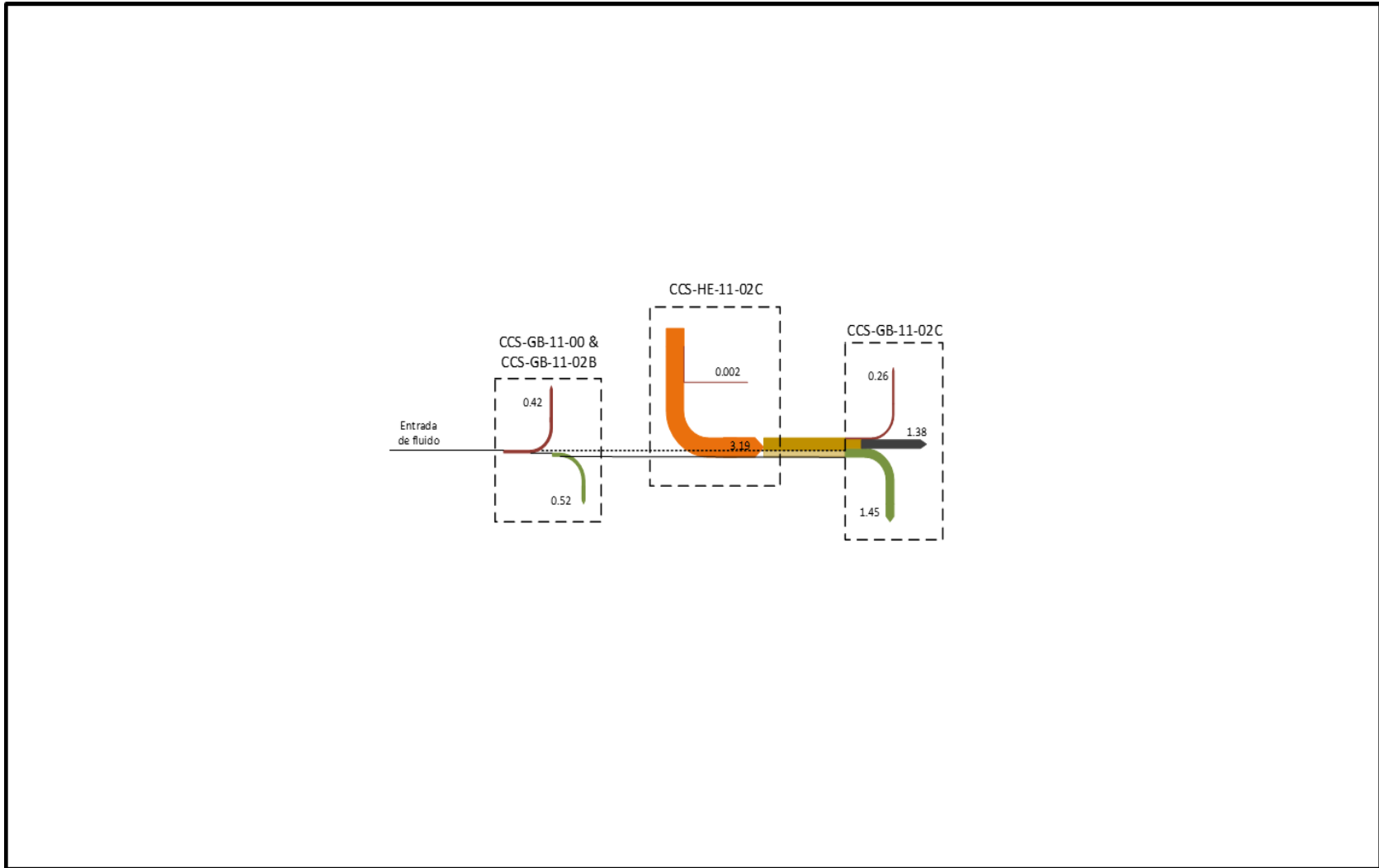
El mejor desempeño energético del escenario cuatro (4) se evidencia en la fracción de calor que se transfiere a la fase acuosa que es del 50.7%, que es el resultado de separar una mayor cantidad de agua antes de calentar el fluido. La demanda total de vapor por barril de crudo es 10.46 lb/bbl. La demanda de vapor es 3,355 lb/h y la de crudo combustible es 16.93 lb/h.

Todos los indicadores energéticos del escenario cuatro (4) evidencian un gran cambio, favorable al mejor uso del recurso energético, en comparación con los demás escenarios. Por ejemplo, la demanda total de vapor, así como la demanda de crudo combustible, corresponden al 16.8% de las mismas demandas en el escenario cuatro (4).

La eficiencia global del proceso η_p es 73.9%, menor que en los demás escenarios y esto se debe a que las pérdidas de calor través de los equipos (que en este escenario se analizaron como si todos estuvieran aislados, incluyendo el tanque diario de crudo CCS-TK-10-05) y las ineficiencias de la red de distribución de vapor y recuperación de condensados toman un mayor peso ante la baja demanda total de energía térmica. Esto es un indicador que el actual sistema de generación y distribución de vapor está sobredimensionado para el escenario cuatro (4).

En la **Figura 19** presenta el diagrama Sankey para el escenario cuatro (4). En el diagrama se puede observar la gran reducción en la demanda energética del proceso en comparación con los escenarios evaluados anteriormente.

Figura 19. Diagrama de Sankey para el escenario #4 de la estación Jaguar



Fuente: TIGER ENGINEERING. Reporte estudio energético escenarios operativos e indicadores. Bogotá D.C. 2016

Con base en el diagrama de Sankey y los indicadores termoenergéticos obtenidos se puede concluir lo siguiente en relación el desempeño energético del proceso:

- La demanda de energía térmica es sustancialmente menor a de los otros escenarios.
- Casi la mitad del calor transferido al proceso va a la fase hidrocarburo que es donde tiene lugar la deshidratación. En los otros escenarios este porcentaje no supera el 10%.
- La demanda de vapor corresponde al 9.9% de la capacidad de las calderas y está por debajo del *Turndown* mínimo de capacidad de las mismas y de los quemadores que es el 20% de la capacidad nominal.

4.3.5 Descripción del escenario propuesto #5. Para la descripción del marco energético propuesto de la estación Jaguar, se tienen unos parámetros base a la cual se encuentra funcionando la estación, los cuales se describen a continuación en la **Tabla 34**, adicionalmente de las siguientes premisas.

- Aumento de volumen de fluido manejado en la estación Jaguar.
- Aumento de temperatura en la entrada de fluido a la estación Jaguar.
- Eliminación del calentamiento de fluido antes de la primera etapa de deshidratación.
- Operación con un Surge Tank y dos Gun Barrels.

Tabla 34. Parámetros de funcionamiento escenario propuesto #5

Entrada	
O (BOPD)	9,100
W (BWPD)	110,000
F (BFPD)	119,000
BS&W (%)	92.4%
T (°F)	155
1a etapa – ST	
F (BFPD)	22,530
BS&W (%)	60%
T (°F)	155
2a etapa – GB	
BS&W (%)	0.50%
T (°F)	180

En este escenario se tuvieron en cuenta las siguientes premisas:

- Se eliminó el calentamiento de fluido en la primera etapa de separación.

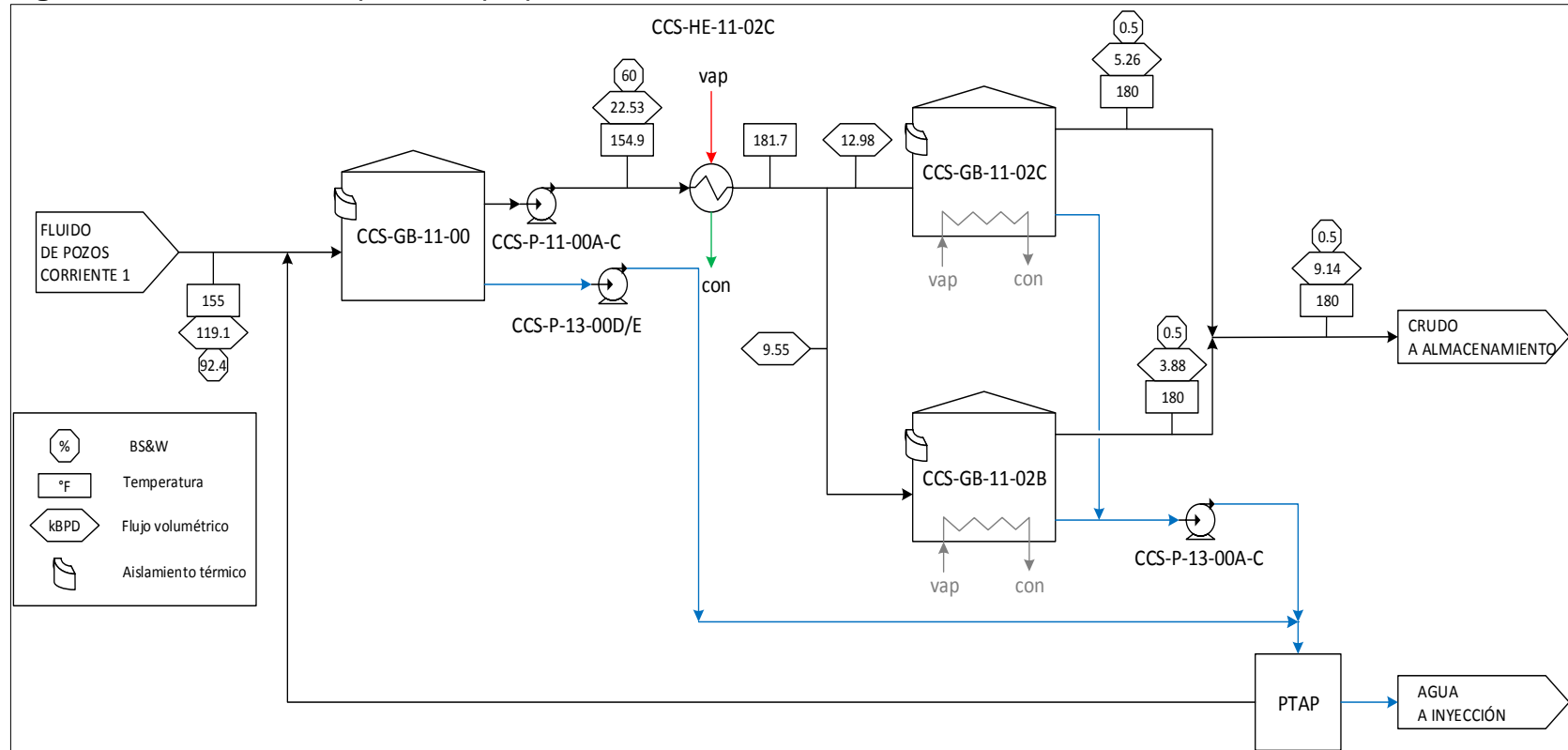
- Se mantuvo el esquema de un *Surge Tank* y dos *Gun Barrel*.
- Se fijó la temperatura de entrada de fluido a la Estación en 155°F

En este escenario el fluido como dice en las premisas es recibido en una corriente que llega a una temperatura de 155°F, e igual que los escenarios propuestos uno, tres y cuatro, se maneja un volumen de fluido de 119,100 BFPD debido a que se planea la entrada de una nueva planta de tratamiento de agua, y así poder aumentar el volumen de fluido tratado en la estación.

Esta corriente ingresa al *Surge Tank* CCS-GB-11-00, donde disminuye la temperatura del fluido a 154.9°F, El fluido que rebosa de los *Surge Tank* pasa a calentamiento en el intercambiador CCS-HE-11-002C, con un BS&W del 60% donde se calienta hasta 181.7°F para asegurar una temperatura de 180°F en el *Gun Barrel* CCS-GB-11-02C y CCS-GB, de donde rebosa crudo con un BS&W de 0.5%.

El exceso de aire en la caldera es 15% y el consumo de crudo combustible es 37.72 bbl/d. En la **Figura 10** se presenta el diagrama de flujo propuesto #5.

Figura 20. Escenario de operación propuesto #5



Fuente: TIGER ENGINEERING. Reporte estudio energético escenarios operativos e indicadores. Bogotá D.C. 2016

4.3.5.1 Evaluación del escenario de operación #5.

➤ **4.3.5.1.1 Indicadores termoenergéticos del escenario #5.** Como fue descrito en el capítulo tres; los indicadores definidos para la evaluación termoenergética tienen el fin de generar valores cuantitativos que permitan describir las condiciones de operación del escenario evaluado. En la **Tabla 35** se pueden apreciar los indicadores termoenergéticos calculados tales como:

- Calor demandado por el proceso, en el cual el proceso para calcular este valor se encuentra en el **Anexo Q**, este valor es de vital importancia para el trabajo porque es el parámetro base para calcular otros indicadores termoenergéticos.
- Pérdidas de calor totales en el proceso, en el cual el proceso para calcular este valor se encuentra en el **Anexo R**. Las pérdidas de calor en los tanques se estimaron usando el programa en línea de cálculo de pérdidas en tanques de Siprax-Sarco, como lo indica el **Anexo S**.
- Eficiencia de la caldera, en el cual el proceso para calcular este valor se encuentra en el **Anexo R**, que incluye el procedimiento para calcular el calor total entregado por el combustible teniendo en cuenta la presencia de aire y el exceso del mismo
- Eficiencia del proceso, en el cual el proceso para calcular este valor se encuentra en el **Anexo R**, donde se calculan parámetros como Flujo de vapor requerido para cubrir la demanda de energía por el proceso y calor entregado por el combustible a la caldera, los cuales son parámetros necesarios para calcular la eficiencia del proceso.

Tabla 35. Indicadores termoenergéticos calculados

Indicadores		
Q_P	MMBtu/h	7.08
Q_{η}^P	MMBtu/h	0.69
Q_{COMB}^O	MMBtu/h	9.63
η_P		73.50%
m_V^P	lb/h	7,435
Q_{COMB}	MMBtu/h	8.59
η_B		87.90%

A continuación en la **Tabla 36**, **Tabla 37**, **Tabla 38** y **Tabla 39** Se presentan los indicadores termoenergéticos asociados al escenario #5.

Tabla 36. Indicadores termoenergéticos del proceso

Proceso						
Flujos						
Crudo	BOPD	9,100	Q_P^v	MMBtu/h	7.08	
Agua	BWPD	110,000	Q_η^P	MMBtu/h	0.69	
Fluido	BDPF	119,100	Q^W	MMBtu/h	5.54	
Temp entrada	°F	155	Q^O	MMBtu/h	1.54	
BS&W entrada		92.40%				Indicadores
Temp <i>Surge Tank</i>	°F	155	Q_P/V_O	Btu/bbl	18,665	
BS&W <i>Surge Tank</i>		60.00%	Q_P/V_F	Btu/bbl	1,426	
Temp <i>Gun Barrel</i>	°F	180	$\%Q^W$		78.20%	
BS&W <i>Gun Barrel</i>		0.5%	$\%Q_{REC}$		0.00%	
Q_P	MMBtu/h	7.08	$\%Q^O$		21.80%	
Q_{REC}	MMBtu/h	-	$\%Q_\eta^P$		9.70%	

Tabla 37. Indicadores termoenergéticos del flujo asociado al vapor

Vapor			
Flujos			
m_V^P	lb/h		7,435
m_V^S	lb/h		624
m_V^{RED}	lb/h		839
m_V^{TOTAL}	lb/h		8,898
Indicadores			
Q_V^{BRUTO}	MMBtu/h		8.80
Q_P^V/Q_V^{BRUTO}			80.40%
$m_V^{P\&S}/m_V^{TOTAL}$			90.60%
m_V^{TOTAL}/V_O	lb/bbl		23.47
m_V^{TOTAL}/V_F	lb/bbl		1.79

Tabla 38. Indicadores termoenergéticos del flujo asociado a la combustión

Combustión			
Flujos			
Q_{COMB}^O	MMBtu/h		9.63
Q_{COMB}	MMBtu/h		8.59
V_{COMB}	BOPD		37.72
Indicadores			
η_{COMB}			89.10%
V_{COMB}/V_O	BOPD/kBOPD		4.15
V_{COMB}/V_F	BOPD/kBFPD		0.32
m_V^{TOTAL}/V_{COMB}	lb/bbl		5662

Tabla 39. Indicadores termoenergéticos globales

Indicadores globales	
η_P	73.50%
η_B	87.90%

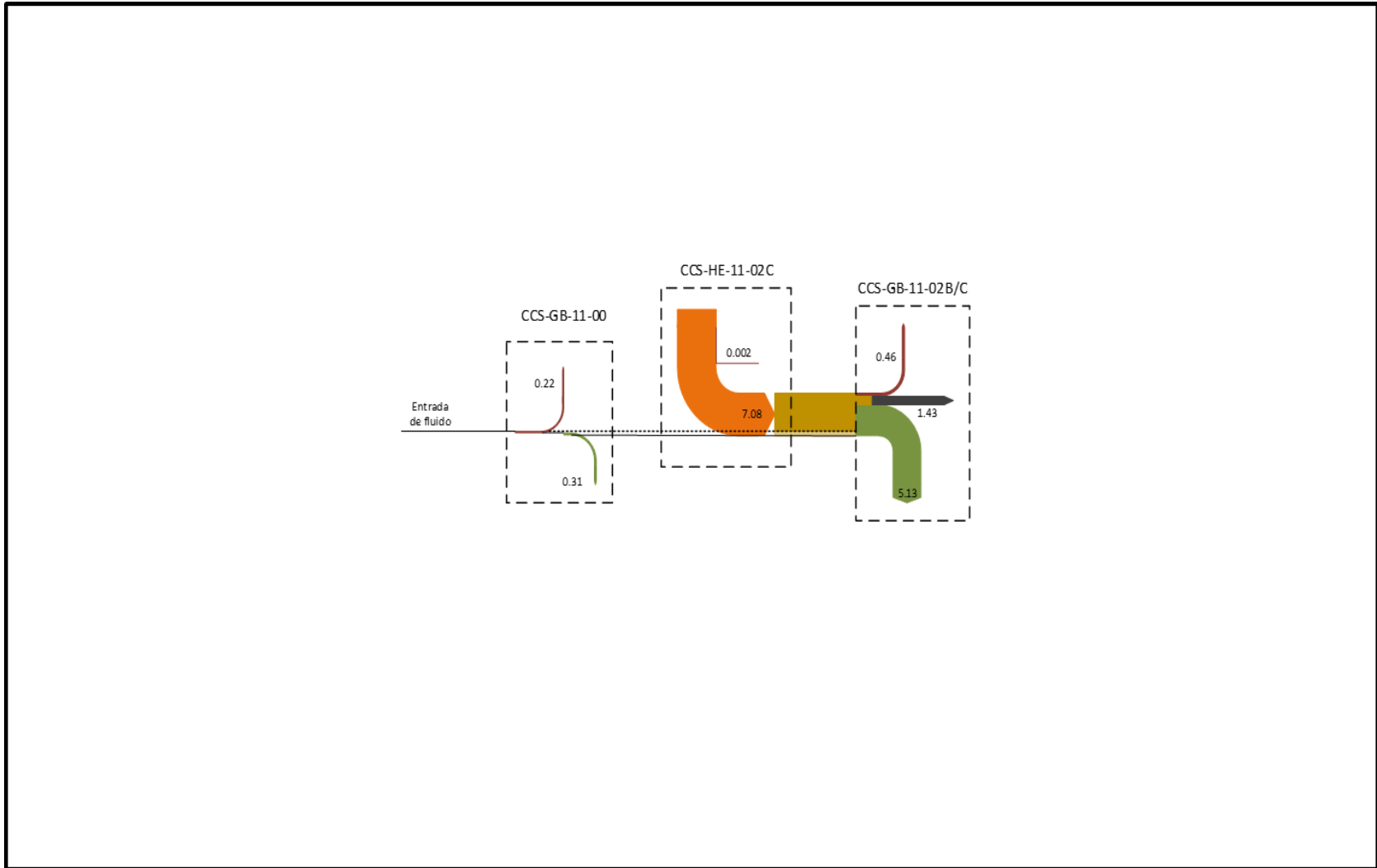
- **Evaluación energética del escenario #5.** El escenario propuesto cinco (5) adopta el principio de no calentar el fluido antes de su ingreso al *Surge Tank* pero mantiene el esquema del proceso con un *Surge Tank* (CCS-GB-11-00) y dos *Gun Barrel* (CCS-GB-11-02B/C). El fluido que rebosa del *Surge Tank* tiene un BS&W del 60% y la temperatura de operación de los *Gun Barrel* es 180°F.

Las pérdidas de calor a través de las paredes del *Surge Tank* y los *Gun Barrel* corresponden al 9.7% de la demanda termoenergética total del proceso. La fracción de calor que se transfiere a la fase acuosa que es del 78.2%, que es un resultado intermedio entre el escenario cuatro (4) y los escenarios uno (1) al tres (3).

La demanda total de vapor por barril de crudo es 23.47 lb/bbl. La demanda de vapor es 8,898 lb/h, flujo que se puede cubrir con una caldera en operación al 22% de su capacidad. El consumo de combustible es 37.72 bbl/día.

En la **Figura 21** presenta el diagrama Sankey para el escenario cinco (5). En el diagrama se observa la reducción en la demanda energética del proceso en comparación con los escenarios uno (1) al tres (3)

Figura 21. Diagrama de Sankey para el escenario #5 de la estación Jaguar



Fuente: TIGER ENGINEERING. Reporte estudio energético escenarios operativos e indicadores. Bogotá D.C. 2016

Con base en el diagrama de Sankey y los indicadores termoenergéticos obtenidos se puede concluir lo siguiente en relación el desempeño energético del proceso:

- Al mantener el principio de no calentar fluido antes de su ingreso al *Surge Tank* se logran una gran reducción de la demanda de energía térmica en el proceso.
- El 22% del calor transferido al proceso va a la fase hidrocarburo que es donde tiene lugar la deshidratación. En los otros escenarios este porcentaje no supera el 10%.
- La demanda de vapor corresponde al 22% de la capacidad de las calderas, superior al *Turndown* mínimo de las mismas y de los quemadores que es el 20% de la capacidad nominal. Por lo tanto se puede seguir utilizando el actual sistema de generación de vapor.
- La adopción de este escenario no requiere de cambios en la configuración actual de la Planta y se puede implementar tan solo modificando las condiciones de operación del proceso.

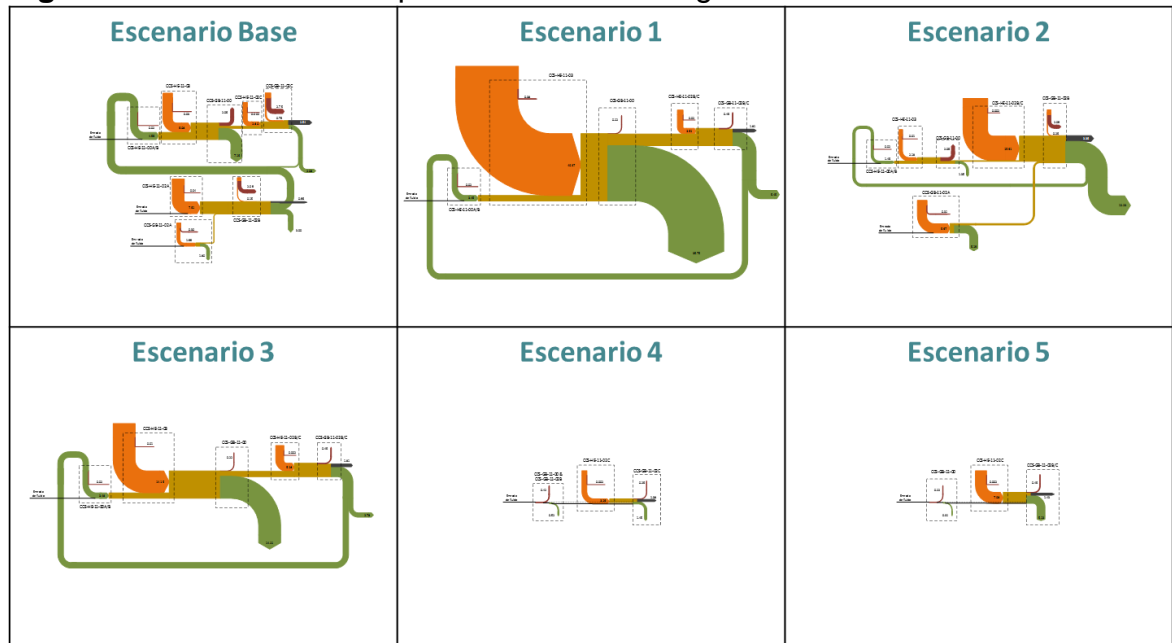
5. ANÁLISIS DEL MEJOR ESCENARIO CONCEPTUAL RESPECTO AL MENOR USO DE ENERGÍA, CON BASE EN LAS SIMULACIONES DE LOS ESCENARIOS EVALUADOS

En este capítulo se lleva a cabo el análisis general de los resultados obtenidos con los diagramas de Sankey e indicadores termoenergéticos, para el marco energético actual, en comparación con los escenarios propuestos buscando así el escenario que presente el menor uso de energía.

5.1 ANÁLISIS DE DIAGRAMAS DE SANKEY

En la **Figura 22** se puede apreciar los diagramas de Sankey para cada uno de los diferentes escenarios, en el cual el flujo de energía asociado a los diferentes equipos del sistema de deshidratación de crudo, se presentan con los vectores asociados a este flujo de energía, en el cual se puede realizar un análisis cualitativo de cada uno de los escenarios evaluados.

Figura 22. Escenarios de operación Estación Jaguar



En escenario base, al cual está operando actualmente la planta de deshidratación de crudo de la Estación, muestra la necesidad de aislar los *Surge Tanks* y *Gun Barrels*, para poder disminuir las pérdidas de calor en el proceso, como se muestra en los escenarios uno, tres, cuatro y cinco, en los cuales disminuyen las pérdidas de calor.

Debido al aumento del flujo del agua proveniente de los pozos que llegan a la estación jaguar planteado en el futuro, se requiere una alta cantidad de calor para elevar la temperatura de los fluidos, como se puede apreciar en el escenario uno, en este mismo escenario se puede apreciar como el calor transferido en la primera etapa de deshidratación es retirada junto al agua separada en esta etapa, en este escenario se puede apreciar como pasaría a ser la operación de la estación, si no se realiza ningún cambio en el proceso de deshidratación de crudo.

En el escenario dos, se puede apreciar cómo debido al aumento de la temperatura de los fluidos en la estación, se ve disminuida la demanda de energía en el proceso. Aunque se puede apreciar como el flujo de calor asociado a la corriente de agua que es separada en el *Gun Barrel*, es elevada y con un aprovechamiento relativamente bajo.

En el escenario tres se puede evidenciar la ineficiencia del proceso principalmente en la alta magnitud del calor asociado a la corriente de agua separada en el *Surge Tank* que comparada con el escenario de operación uno es menor, igual sigue siendo muy elevada para el proceso

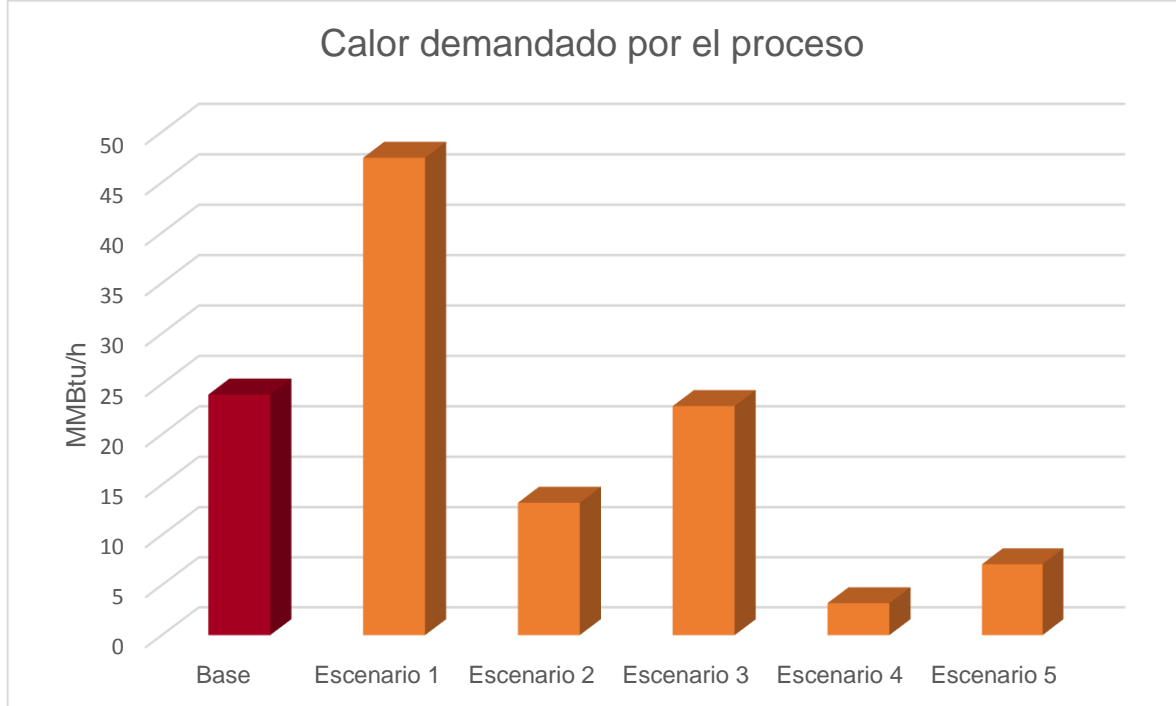
En los escenarios cuatro y cinco se puede apreciar como la demanda de energía es baja en comparación al resto de escenarios evaluados, y la diferencia entre estos dos escenarios radica en que la demanda de energía es un poco más alta en el escenario cinco, que en el escenario cuatro, además que el escenario cuatro funciona con dos *Surge Tanks* y un *Gun Barrel*, mientras que el escenario cinco trabaja con dos *Gun Barrels* y un *Surge Tank*.

5.2 ANÁLISIS DE INDICADORES TERMOENERGÉTICOS

Para esta sección se va a realizar un análisis cuantitativo de los diferentes indicadores termoenergéticos, por medio de graficas que permiten visualizar con facilidad las comparaciones en cada uno de los diferentes escenarios evaluados.

5.2.1 Calor demandado en el proceso. En la **Gráfica 2** se puede apreciar el contraste del calor demandado por el proceso de deshidratación de crudo en cada uno de los escenarios planteados en la evaluación energética. Donde en comparación al escenario de operación base, el escenario de operación uno presenta el valor más elevado de todos los casos con 47.43 Millones de BTU por hora, mientras que el escenario que presenta un menor valor de calor demandado en el proceso es el escenario número cuatro, el cual presenta un valor de 3.19 Millones de BTU por hora. Esto expresa que el escenario de operación recomendado por la baja demanda de energía es el número cuatro.

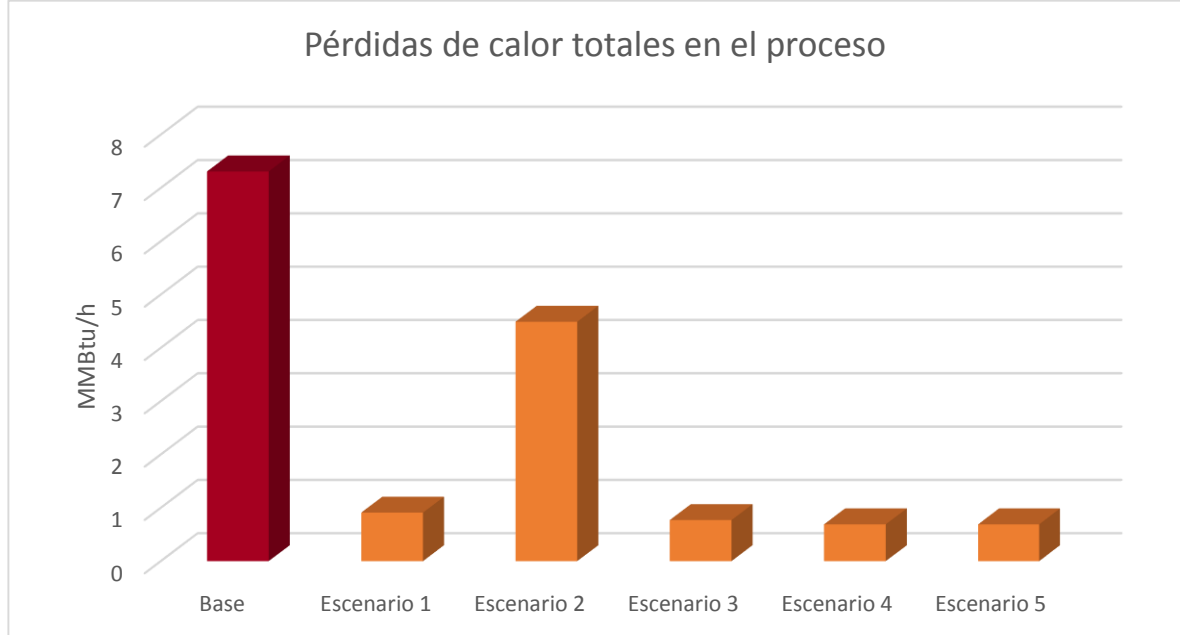
Gráfica 2. Calor demandado por el proceso en cada escenario de operación



5.2.2 Pérdidas de calor totales en el proceso. Como se explicó en los capítulos anteriores las pérdidas de calor totales en el proceso, son las pérdidas asociadas a los *Surge Tanks*, *Gun Barrels* e intercambiadores de calor.

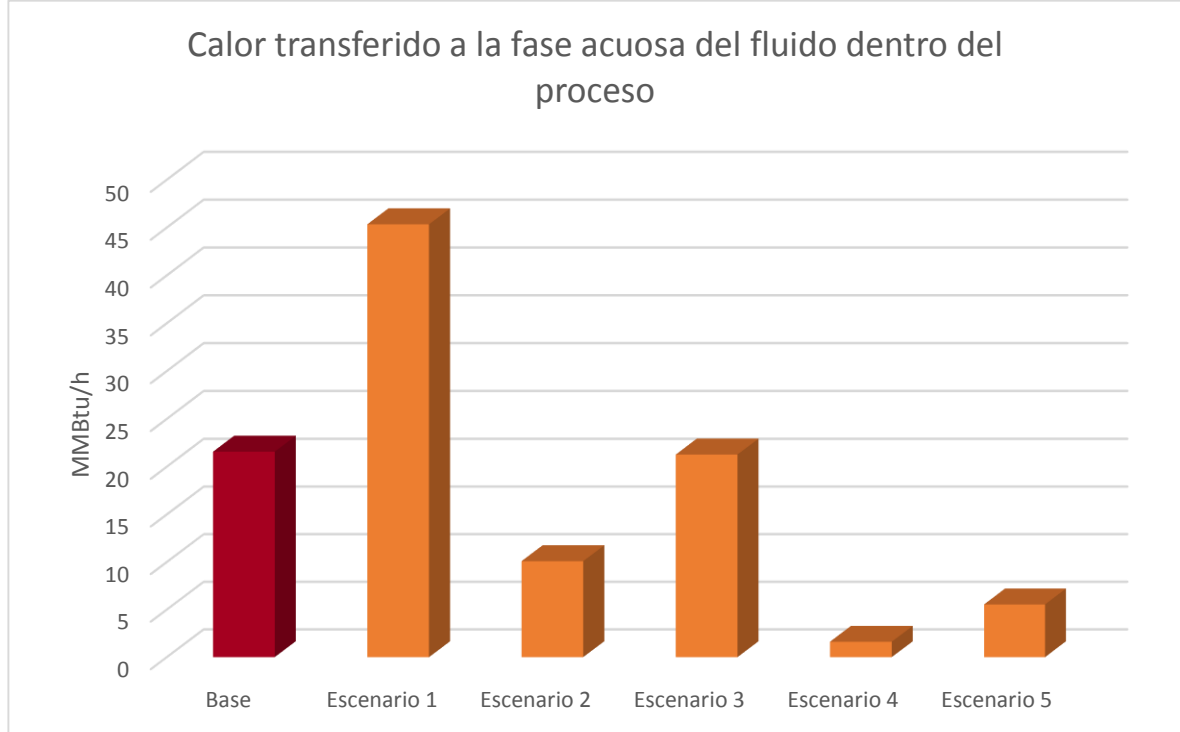
En la **Gráfica 3** se puede apreciar las pérdidas de calor en cada uno de los escenarios de operación planteados. Donde en comparación al escenario de operación base, no hay ningún escenario que presente unas pérdidas mayores a escenario base, mientras que los escenarios cuatro y cinco presentan la menor pérdida de calor total en el proceso con 0.69 Millones de BTU por hora. Esto expresa que los escenarios de operación cuatro y cinco son los recomendados por las bajas pérdidas de calor totales en el proceso.

Gráfica 3.Perdidas de calor totales, en cada esceanrio de operación



5.2.3 Calor transferido a la fase acuosa del fluido dentro del proceso. En la **Gráfica 4** se puede apreciar el calor transferido a la fase acuosa del fluido dentro del proceso de deshidratación de crudo en cada uno de los escenarios de operación planteados. Donde en comparación al escenario de operación base, el escenario de operación uno muestra una transferencia de calor a la fase acuosa del fluido muy elevado con un valor de 45.34 BTU por hora, mientras que el escenario cuatro presenta la menor transferencia de calor a la fase acuosa del fluido la cual es de 1.62 Millones de BTU por hora. Esto expresa que el escenario de operación cuatro es el recomendado por el bajo calor transferido a la fase acuosa.

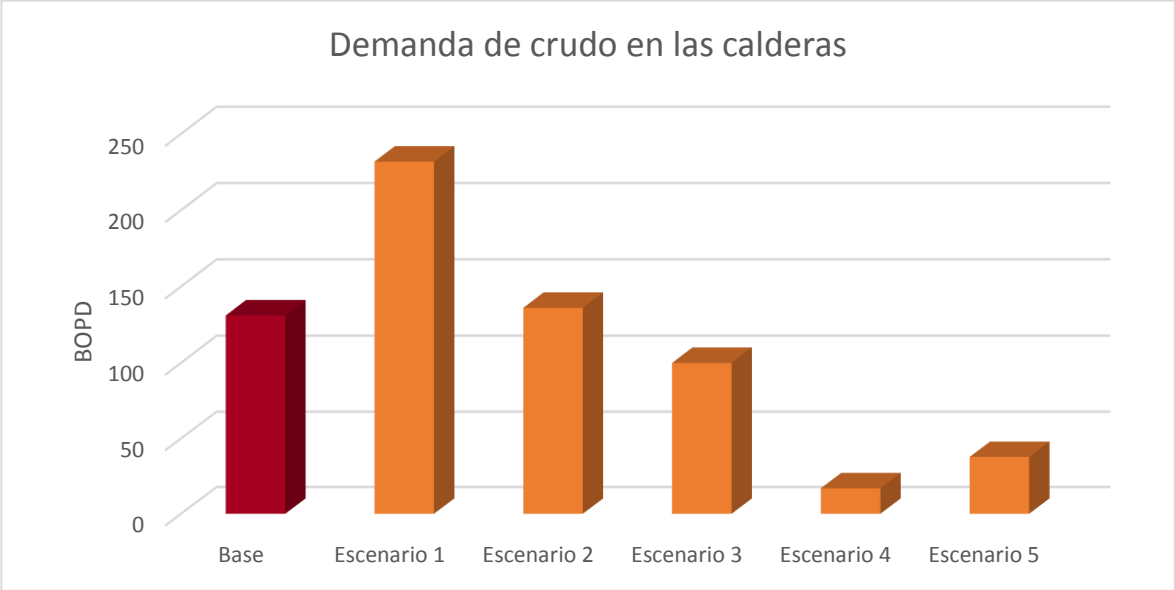
Gráfica 4. Calor transferido a la fase acuosa, en cada escenario de operación



5.2.4 Demanda de crudo en las calderas. Este indicador tiene gran importancia, debido a que es la variable que directamente relaciona el proyecto en términos financieros, y poder relacionar así cuanto varía la producción gravable en uno de los diferentes escenarios

La **Gráfica 5** muestra cómo la demanda de crudo en las calderas dentro del proceso de deshidratación de crudo varía en cada uno de los escenarios de operación planteados. Donde en comparación al escenario de operación base, el escenario de operación uno muestra una demanda de crudo en las calderas muy elevada con un valor de 231.8 BOPD, mientras que el escenario cuatro presenta la menor demanda de crudo en las calderas la cual es de 16,93 BOPD. Esto expresa que el escenario de operación cuatro es el recomendado por el bajo consumo de crudo en las calderas.

Gráfica 5. Demanda de crudo en las calderas, en cada escenario de operación.



6. ANÁLISIS FINANCIERO

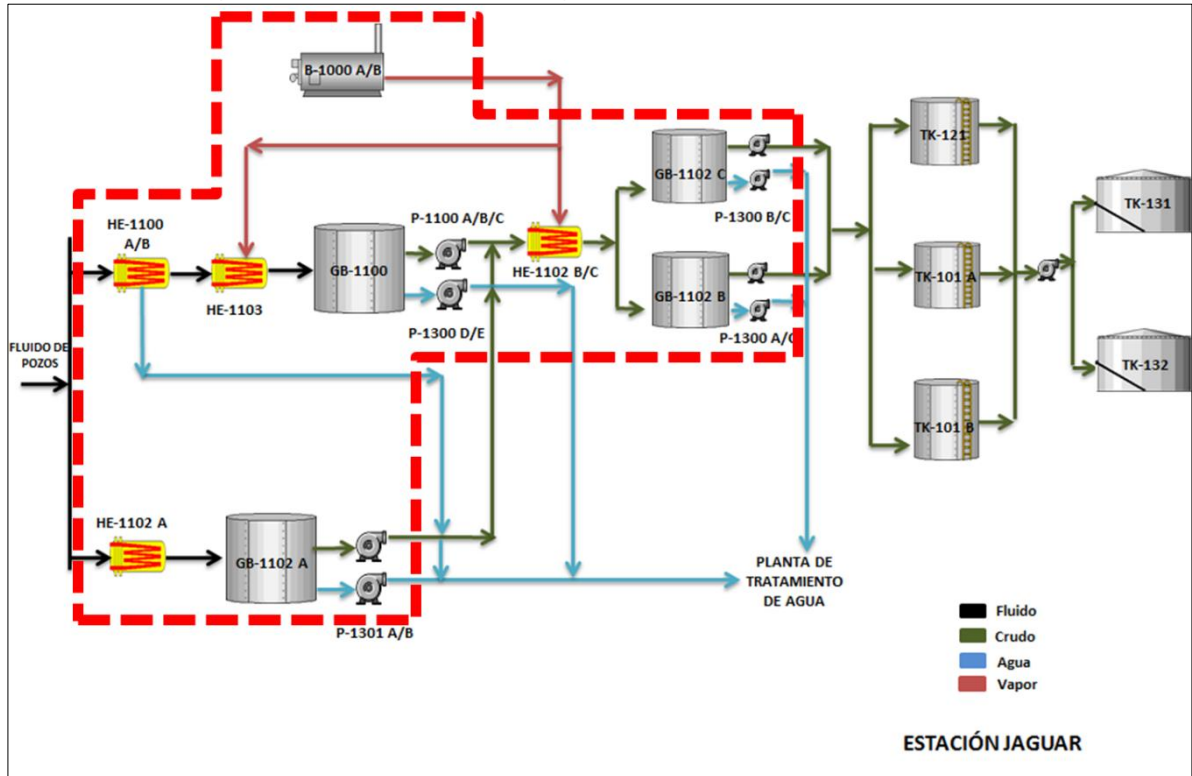
Actualmente se tiene un consumo energético elevado en el proceso de deshidratación de crudo en la Estación Jaguar del Bloque Caracara, dada la necesidad de calentar los fluidos que llegan de los pozos y poder facilitar la separación del agua libre y la emulsión crudo-agua que se genera.

Este contexto conlleva a evaluar diferentes escenarios de operación que permitan garantizar las mejores condiciones de operación en la planta de deshidratación de la Estación Jaguar. La evaluación energética de la estación mediante los diagramas de Sankey y la cuantificación de los indicadores termoenergéticos respectivos, conlleva a la descripción de la operación energética actual de la Estación, y a partir de la operación actual se evaluó la operación energética para diferentes escenarios simulados por TIGER ENGINEERING descrito en el capítulo anterior, en el que se compara parámetros como calor demandado en el proceso, pérdidas de calor totales en el proceso, eficiencia de la caldera entre otros, seleccionando la mejor opción para la compañía.

La evaluación financiera del proyecto se hace desde la perspectiva de una compañía operadora, se realiza utilizando el indicador financiero Valor Presente Neto (VPN). La Unidad monetaria de valor constante el dólar estadounidense (USD), la Tasa de interés de oportunidad (TIO) de la compañía en el 14 % efectivo anual, el horizonte de tiempo es de 11 años, con periodos de tiempo anuales, este horizonte de tiempo es el que representa el contrato de asociación Caracara. Adicionalmente se analiza los Costos de Inversión (CAPEX), Costos de Operación (OPEX) y los ingresos.

A continuación en la **Figura 23** se presenta un diagrama con las facilidades de producción de la Estación Jaguar, en el cual se especifica el área de interés del proyecto, el cual se encuentra rodeado de una línea punteada roja.

Figura 23. Diagrama de la Estación Jaguar- Zona de interés



Fuente: CEPESA COLOMBIA S.A. Figuras solicitud inicio de explotación, Campo Peguita I. Bogotá D.C.: CEPESA COLOMBIA S.A., 2015. Modificado por el autor.

6.1 ANÁLISIS DE COSTOS DE INVERSIÓN (CAPEX)

El término CAPEX (*Capital expenditures*), se refiere a la cantidad de inversión para adquirir o mejorar los activos para empezar un proyecto.

A continuación en la **Tabla 40**. Se relacionan los costos asociados a la adecuación de tanques y suministro de bombas.

Tabla 40. Costos de adecuación de tanques y suministro de bombas

Equipos	Descripción	Unidad	Costo/Unidad	Valor
Surge Tank GB-11-00	Aislamiento	394	200	78,800
Surge Tank GB-11-02B	Aislamiento	302	200	60,400
	Bomba	2	30,000	60,000
Gun Barrel GB-11-02C	Aislamiento	396	200	79,200

Fuente: CEPESA COLOMBIA S.A.

En la **Tabla 41**. Se muestran los costos asociados a la inversión en el periodo cero.

Tabla 41. Costos de inversión.

Periodo (Anual)	Aislamiento	Bomba	USD
0	218,400	60,000	278,400

6.2 ANÁLISIS DE COSTOS DE OPERACIÓN (OPEX)

Los costos de operación (*Open expenditures*), se refiere a los costos asociados al mantenimiento del proyecto, es decir los costos que se incurren en mantener la producción y funcionamiento de este.

El precio del crudo a utilizar para el cálculo de consumos es el precio de referencia del petróleo Brent, que se utiliza como referencia para los crudos procesados y comercializados en mercados europeos, como es el caso del crudo producido en el Bloque Caracara que es exportado a España para su procesamiento en las refinerías de la compañía CEPSA S.A. De acuerdo con S&P Global Platts¹⁷, el crudo Brent es una mezcla de petróleo crudo extraído de los yacimientos Brent y Ninian en el mar del Norte entre Noruega y Reino Unido considerado como un petróleo ligero por poseer una gravedad de 38°API (*American Petroleum Institute*). Así mismo, se clasifica como un petróleo dulce por su bajo contenido de azufre de aproximadamente 0,45% en peso.

El fluido producido en el área de estudio está compuesto de hidrocarburos pesado de 21.4° API. Para calcular el precio base de venta para el crudo (ajuste por calidad) se aplican los siguientes valores de ajuste.

Tabla 42. Factor de corrección para liquidación

Valor de Ajuste por Gravedad API
7 USD/ BBL

Fuente: CEPSA COLOMBIA S.A.

Para efectos del cálculo de consumos, se toma como referencia el precio del índice Brent promedio para el primer cuatrimestre de 2017 fijado en \$54.40 USD. El precio de referencia Brent se encuentra sujeto a variaciones en el tiempo según las condiciones del mercado petrolero.

El valor de precio por barril mostrado en la **Tabla 43**, es el promedio de precio del barril petróleo establecido por CEPSA S.A. para proyectos, el precio del transporte

¹⁷ S&P GLOBAL PLATTS. Guía de metodología y especificaciones- Petróleo crudo. Londres: McGraw-Hill Financial, 2013. p. 11.

comprende el desplazamiento del crudo por oleoducto desde la estación Jaguar hasta Coveñas.

Tabla 43. Precio de venta.

Descripción	USD
Precio Barril crudo Brent	54.40
- Ajuste por Calidad	(7.00)
- Costo de Transporte	(8.70)
Precio de venta	38.70

Fuente: CEPESA COLOMBIA S.A.

Se tiene como referencia para liquidar los costos de operación el precio de venta del crudo en razón a que en vez de exportarlo, se consume.

El Lifting Cost, no es tenido en cuenta para el análisis financiero debido a que el proyecto utiliza el crudo tomado directamente de los tanques de almacenamiento, para usar como combustible en el sistema de generación de vapor.

A continuación en la **Tabla 44** se va a detallar los costos de operación para el proyecto.

Tabla 44. Costos de operación.

Periodo (Anual)	Consumos (BBL)	Costo/Barril	Costos Consumos (USD)
1	6,205	38.7	240,134
2	4,702	38.7	181,967
3	3,722	38.7	144,041
4	3,148	38.7	121,828
5	2,806	38.7	108,592
6	2,420	38.7	93,654
7	2,116	38.7	81,889
8	1,805	38.7	69,854
9	1,614	38.7	62,462
10	1,492	38.7	57,740
11	1,323	38.7	51,200

Fuente: CEPESA COLOMBIA S.A. Informe costos. Confidencial

6.3 ANÁLISIS INGRESOS

Los ingresos se definen financieramente como aquellas entradas que reciben las personas, empresas u organizaciones como remuneración a la actividad productiva que realizan.

El ingreso esta originado por los volúmenes de crudo dejados de consumir en el proceso de deshidratación de crudo.

Tabla 45. Precio de venta

Descripción	USD
Precio Barril crudo Brent	54.40
- Ajuste por Calidad	(7.00)
- Costo de Transporte	(8.70)
Precio de venta	38.70

Fuente: CEPESA COLOMBIA S.A.

En la **Tabla 46.** Se muestran los volúmenes de producción disponibles para la venta, a raíz de la implementación del proyecto.

Tabla 46. Volumen producción para la venta.

Periodo (Anual)	Consumos Actuales (BBL)	Nuevos Consumos (BBL)	Consumos para la venta (BBL)
1	47,815	6,205	41,610
2	36,231	4,702	31,529
3	28,680	3,722	24,958
4	24,262	3,148	21,114
5	21,624	2,806	18,818
6	18,650	2,420	16,230
7	16,308	2,116	14,192
8	13,906	1,805	12,101
9	12,441	1,614	10,827
10	11,499	1,492	10,007
11	10,192	1,323	8,869

Fuente: CEPESA COLOMBIA S.A.

En la **Tabla 47**. Se muestran los ingresos obtenidos por la venta de consumos disponibles para la venta.

Tabla 47. Ingresos

Periodo (Anual)	Consumos para la venta (BBL)	Costo/Barril	USD
1	41,610	38.7	1'610,307
2	31,529	38.7	1'220,172
3	24,958	38.7	965,875
4	21,114	38.7	817,112
5	18,818	38.7	728,257
6	16,230	38.7	628,101
7	14,192	38.7	549,230
8	12,101	38.7	468,309
9	10,827	38.7	419,005
10	10,007	38.7	387,271
11	8,869	38.7	343,230

6.4 EVALUACIÓN FINANCIERA DEL PROYECTO

La evaluación financiera tiene como propósito establecer la viabilidad financiera del proyecto, se realizará usando los indicadores financieros Valor Presente Neto (VPN).

6.4.1 Valor presente neto (VPN): El valor presente neto (VPN) es el indicador financiero que traslada los ingresos y los egresos futuros a dinero de hoy, razón por la cual es el mejor indicador para toma de decisiones.

Ecuación 9. Valor Presente Neto

$$\begin{aligned}
 VPN(i) &= \sum F_n (1 + i)^{-n} \\
 &= F_0 + F_1 (1 + i)^{-1} + F_2 (1 + i)^{-2} + \dots + F_n (1 + i)^{-n}
 \end{aligned}$$

Fuente: Tomado de BACA, Guillermo. Ingeniería económica. Bogotá, 2000. p 197.

Donde i es la tasa de interés de oportunidad (TIO), a la cual son descontados los flujos de caja, F corresponde a los flujos netos de efectivo y n corresponde al periodo de tiempo.

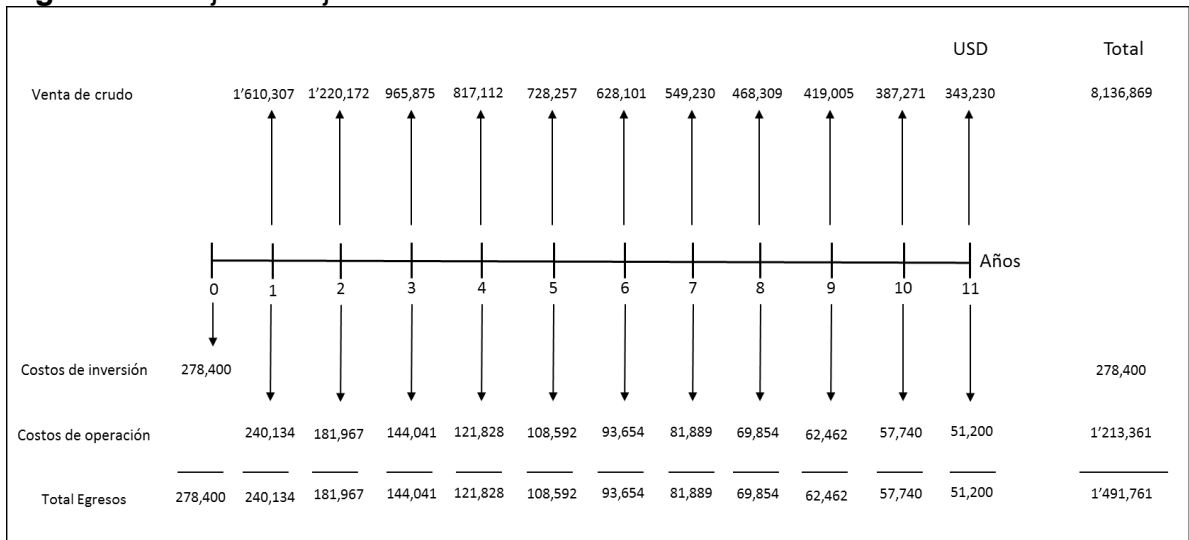
- Si el VPN > 0, quiere decir que los ingresos son mayores que los egresos y por ende el proyecto es atractivo para el inversionista.
- Si el VPN = 0, significa que el proyecto le es indiferente financieramente para el inversionista.
- Si el VPN < 0, quiere decir que los ingresos son menores que los egresos, el proyecto no cumple con las expectativas del inversionista.

6.4.2 Tasa de interés de oportunidad (TIO): La tasa de interés de oportunidad (que se representa por TIO) es la tasa de interés más alta que un inversionista sacrifica con objeto de realizar un proyecto. Como los periodos del proyecto son anuales se utiliza la misma TIO de la compañía operadora del 14% efectivo anual.

$$i_e = 0,14$$

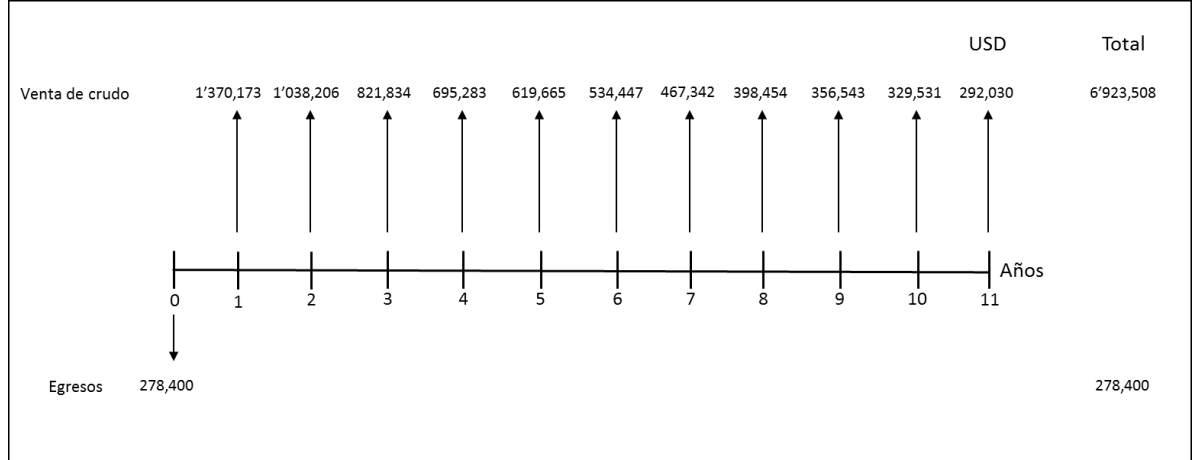
6.4.3 Flujo de caja: Se determina como un estado financiero que presenta, de manera dinámica, el movimiento de efectivo de una empresa, en un periodo de tiempo determinado en cada proyecto y la situación de efectivo al final del periodo de análisis¹⁸. A continuación se van a presentar los flujos de caja y flujos de caja netos para el proyecto.

Figura 24. Flujo de caja



¹⁸ ORTÍZ A. Héctor. Flujo de caja y proyecciones financieras. Universidad Externado de Colombia. 1997.p.316

Figura 25 Flujo de caja neto.



Siguiendo el flujo de caja mostrado en la **Figura 26**, usando la **Ecuación 9**. Se calcula el VPN para el escenario de operación cuatro el cual representa el menor uso de energía como se muestra a continuación:

$$\begin{aligned}
 VPN(0,14) = & -278,400 + \left(\frac{1'370,173}{(1 + 0.14)^1} \right) + \left(\frac{1'038,206}{(1 + 0.14)^2} \right) + \left(\frac{821,834}{(1 + 0.14)^3} \right) \\
 & + \left(\frac{695,283}{(1 + 0.14)^4} \right) + \left(\frac{619,665}{(1 + 0.14)^5} \right) + \left(\frac{534,447}{(1 + 0.14)^6} \right) + \left(\frac{467,342}{(1 + 0.14)^7} \right) \\
 & + \left(\frac{398,454}{(1 + 0.14)^8} \right) + \left(\frac{356,543}{(1 + 0.14)^9} \right) + \left(\frac{329,531}{(1 + 0.14)^{10}} \right) + \left(\frac{292,030}{(1 + 0.14)^{11}} \right) \\
 VPN(0,14) = & 3'848,148 \text{ USD}
 \end{aligned}$$

6.4.4 Conclusión de la evaluación financiera. Desde el punto de vista financiero, para la compañía operadora Cepsa Colombia S.A., es atractivo implementar durante los próximos once años el nuevo diseño del proceso de deshidratación de crudo en la estación Jaguar, el cual representa a dólares de hoy una ganancia extraordinaria de \$ 3'848,148 adicional a la TIO.

7. CONCLUSIONES

- En el escenario de operación actual de la estación Jaguar, se tiene un porcentaje de calor transferido a la fase acuosa del fluido dentro del proceso demasiado alto, esto significa que el calentamiento del fluido en la primera etapa de deshidratación (*Surge Tanks*) se encuentra asociada a un bajo aprovechamiento de calor ya que la mayor parte de éste se pierde por medio de los flujos de agua separada.
- En el escenario de operación base de la estación Jaguar, se presentan altas pérdidas de calor (7.31 MMBtu/h) en los *Surge Tank* y *Gun Barrel*, lo cual incrementa la demanda de calor en el proceso.
- Se puede concluir según el análisis del capítulo cinco, que el escenario con menor uso de energía respecto al escenario de operación base, es el escenario número cuatro (3.19 MMBtu/h), en el cual la demanda de energía térmica es sustancialmente menor a de los otros escenarios.
- Por otro lado en el escenario de operación cuatro es donde se tiene la mayor transferencia de calor a la fase hidrocarburo es casi la mitad del calor transferido al proceso (49.30%) que es donde tiene lugar la deshidratación del crudo.
- Los escenarios de operación que presentan aislamiento térmico en los *Surge Tank* y *Gun Barrel* presentan unas pérdidas de calor significativamente bajas, lo cual magnifica la importancia de usar el aislamiento térmico en los tanque.
- Debido al aumento del corte de agua en los pozos (92.40 %) para los escenarios planteados, la temperatura del fluido aumenta, lo cual con lleva a utilizar esta temperatura para realizar la separación del agua libre, y así poder disminuir la energía requerida en el proceso, antes de la entrada a los *Surge Tank*.
- El volumen de crudo utilizado en el escenario de operación número cuatro, presenta en el menor valor posible de todos los escenarios planteados, reduciendo de 131 BOPD utilizados en el escenario base, a 17 BOPD, lo cual respresenta una ganacia en terminos monetarios para la compañía.

8. RECOMENDACIONES

- Implementar el escenario de operación número cuatro (4), el cual representa el menor uso de energía en el proceso de deshidratación de crudo en la Estación Jaguar.
- La implementación del escenario de operación cuatro (4) implicaría la adquisición e implementación otro sistema de generación y transferencia de energía térmica, que puede ser:
 - ✓ La presencia de una caldera de menor capacidad (aproximadamente de 5,000 lb/hr) para alimentar el intercambiador de calor CCS-HE-11-02.
 - ✓ Un calentador eléctrico en lugar del intercambiador de calor CCS-HE-11-02.
 - ✓ Un circuito de calentamiento con aceite térmico para alimentar el intercambiador de calor CCS-HE-11-02.
- Realizar operaciones de aislamiento térmico de los *Surge Tank* y *Gun Barrel*. Con el fin de disminuir las pérdidas de calor en el proceso de deshidratación de crudo en la estación Jaguar.
- Realizar operaciones de revisión del aislamiento térmico en líneas de flujo y punto críticos del sistema de generación de vapor, lo cual genera pérdidas de energía y se evidencia en mayor agua condensada antes del intercambio de calor y en la necesidad de generar más cantidad de vapor para cumplir con los requerimientos del proceso.
- Realizar estudios, para disminuir la transferencia de calor a la fase acuosa de fluido, buscando así reducir los tiempos de residencia del fluido en los equipos del proceso de deshidratación de crudo en la estación Jaguar.
- Debido al aumento del corte de agua (mayor corte, mayor temperatura) en la estación Jaguar, se deben realizar periódicamente estudios termoenergéticos, que permitan analizar la transferencia de calor a las diferentes fases que presenta el fluido producido en la estación, con el fin de poder manejar un balance energía óptimo en el proceso de deshidratación de crudo.

- Realizar operaciones de aislamiento térmico en las líneas de flujo que van desde los pozos hasta la estación Jaguar, buscando reducir las pérdidas de calor desde el cabezal de pozo hasta los equipos de deshidratación de crudo.
- En caso de no implementar el escenario de operación número cuatro, realizar un estudio de factibilidad para eliminar las calderas las cuales generan costos elevados por el alto consumo de combustible, así como el impacto ambiental por el uso de las mismas, y buscar equilibrar el proceso con tratamiento químico.

BIBLIOGRAFÍA

- ARNOLD, K.; STEWART, M. Design of oil handling systems and facilities. 2 ed. Houston, Texas: Gulf Publishing Company, 1999. 569 p.
- ARNOLD K. y STEWART M. Emulsions and oil treating equipment: selection, sizing and trouble shooting. Oxford, Reino Unido. Gulf professional publishing. 2009. 290p.
- _____. Emulsions and oil treating equipment: selection, sizing and trouble shooting. Gulf professional publishing. 2009. 304 p.
- BACA CURREA, Guillermo. Ingeniería económica. Bogotá D.C.: Fondo educativo panamericano, 2000. 366 p.
- CARL D, SHIELDS. Calderas: tipos, características y sus funciones. Ciudad de México: Compañía editorial continental, S. A. 1975. 716p
- CENGEL, Yunus A., BOLES, Michael A. Termodinámica: México: McGraw-Hill, 2012. 1009 p.
- CENGEL, Yunus A., GHAJAR, Afshin J. Transferencia de calor y masa: Fundamentos y aplicaciones. México: McGraw-Hill, 2011. 920 p.
- CEPSA COLOMBIA S.A. Figuras solicitud inicio de explotación, Campo Peguita I. Bogotá D.C.: CEPSA COLOMBIA S.A., 2015. 15 p.
- _____. Primer Informe operacional, Estación Jaguar: Bogotá D.C.: CEPSA COLOMBIA S.A., 2016. 20 p.
- _____. Segundo Informe operacional, Estación Jaguar: Bogotá D.C.: CEPSA COLOMBIA S.A., 2016. 15 p.
- _____. Plan de Desarrollo Bloque Caracara 2014 “Yacimientos, perforación, producción, facilidades, integridad, HSE y PP5”. Bogotá D.C. 2016. 103 p.
- _____. Pronóstico de producción Estación Jaguar, 2016.
- _____. Red de Producción Estación Jaguar. Bogotá D.C.: CEPSA COLOMBIA S.A., 2016.
- _____. Reporte estudio energético escenarios operativos e indicadores. Bogotá D.C.: Tiger Engineering, 2016. 50 p
- DEPARTAMENTO DE PLANEACIÓN NACIONAL. Las regalías en Colombia- Una herramienta para el fortalecimiento del control social. Ed. Imprenta Nacional de Colombia. Bogotá: Imprenta nacional de Colombia, 2004. 84 p.

HIMMELBLAU, David. Principios básicos y cálculos en ingeniería química. 6 ed. México: Pearson, 1997. 749 p.

HOLMAN, J.P. Transferencia de calor. 8 ed. México: España McGraw-Hill, 1998. 483 p

INSTITUTO COLOMBIANO DE NORMAS TÉCNICAS Y CERTIFICACIÓN. Documentación, presentación de tesis, trabajos de grado y otros trabajos de investigación. Bogotá: ICONTEC, 2008. 14 p. (NTC – 1486).

_____. Referencias bibliográficas. Contenido, forma y estructura. Bogotá: ICONTEC, 2008. 38 p. (NTC – 5613).

_____. Referencias documentales para fuentes de información electrónicas. Bogotá: ICONTEC, 1998. 27 p. (NTC – 4490).

INSTITUTO GEOLÓGICO AGUSTIN CODAZZI. Mapa geográfico de Colombia. Bogotá.

MARFISI Shirley, SALAGER Jean Louis. Deshidratación de crudo principios y tecnología. Laboratorio FIRP, Escuela de Ingeniería Química, Universidad de los andes, Mérida 5101 Venezuela. 2004. 37p

MORENO, María José. Optimización del sistema de deshidratación de la Estación de flujo Muri. Distrito Norte, E.P. 2006. 109p. Trabajo especial de grado. Universidad simón bolívar.

NARANJO, Abel. Manejo de producción en campos de petróleo. Universidad Nacional de Colombia. Medellín. 1989, 145 p.

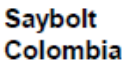

RODRIGUEZ, Abelardo. El consumo de combustible en las instalaciones de generación de potencia. Laboratorio de Combustión INEL-UNE. Cuba, 2012, 2 p

VAN WYLEN, Gordon John, SONNTAG, Richard. Fundamentos de termodinámica. 2 ed. México: Limusa Willey, 2008. 892 p.

ANEXOS

ANEXO A PROPIEDADES DEL CRUDO EN LA ESTACIÓN JAGUAR

Figura 26. Propiedades del crudo en la estación Jaguar

	LABORATORY ANALYSIS REPORT																																																																										
 <p style="text-align: center;">Saybolt A COLE LABORATORIES COMPANY <i>FAST TO THE POINT.</i></p>	<p>CUSTOMER REF. NO(S): Archivo 1403433</p> <p>REPORT DATE : October 17, 2014</p>	<p>VESSEL: — LABORATORY NO: 19585 INVOICE NO.: 15300-00004924-14</p>																																																																									
<p style="text-align: center;">DESCRIPTION</p> <p>SAMPLE DESIGNATED AS: CRUDO</p> <p>IDENTIFYING MARKS: 101-A Registro No 330 CEPCOLSA</p> <p>SUBMITTED BY AND SAMPLING DATE: Corelab / September 25, 2014</p> <p>CLIENT: CORELAB LOCATION: Bogota, Colombia</p> <p style="text-align: center;">DISCLAIMERS</p> <p>Uncertainties apply in the evaluation of the test results specified above. Please also refer to ASTM D3244 (except for analysis of RFG) and IP 357 with respect to the utilization of test data to determine conformance with specifications.</p> <p>Issuer warrants that it has exercised due diligence and care with respect to the information and professional judgments embodied in this report. This report reflects only the findings at the time and place of the inspection and testing. Issuer expressly disclaims any further indemnity of any kind. This report is not a guarantee or policy of insurance with respect to the goods or the contractual performance of any party. Any person relying upon this report should be aware that Issuer's activities are carried out under their general terms and conditions.</p>	<p style="text-align: center;">ANALYSIS</p> <table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <thead> <tr> <th style="text-align: left;">TEST NAME AND NUMBER</th> <th style="text-align: left;">UNIT</th> <th style="text-align: left;">RESULT</th> </tr> </thead> <tbody> <tr><td>API Gravity @ 60 °F (dry)</td><td>ASTM D-1298</td><td>21.4</td></tr> <tr><td>Flash Point</td><td>ASTM D-93</td><td>7 °C</td></tr> <tr><td>Pour Point</td><td>ASTM D-97</td><td><-33 °C</td></tr> <tr><td>Sulfur X-ray</td><td>ASTM D-4294</td><td>mass % 0.972</td></tr> <tr><td>Water and Sediment</td><td>ASTM D-4007</td><td>vol % 0.40</td></tr> <tr><td>Vanadium</td><td>ASTM D-5863</td><td>mg/kg 102</td></tr> <tr><td>Nickel</td><td>ASTM D-5863</td><td>mg/kg 33</td></tr> <tr><td>Salt content</td><td>ASTM D-3230</td><td>PTB 4.8</td></tr> <tr><td>Asphaltenes</td><td>IP-143</td><td>mass % 7.0</td></tr> <tr><td>Paraffin content</td><td>UOP-46</td><td>mass % 7.2</td></tr> <tr><td>Ash</td><td>ASTM D-482</td><td>mass % 0.039</td></tr> <tr><td>Viscosity @ 100 °F</td><td>ASTM D-445</td><td>cP 127.8</td></tr> <tr><td>Viscosity @ 122 °F</td><td>ASTM D-445</td><td>cP 69.4</td></tr> <tr><td>Viscosity @ 210 °F</td><td>ASTM D-445</td><td>cP 12.6</td></tr> <tr><td>Total Acid Number</td><td>ASTM D-664</td><td>mg KOH/g 0.016</td></tr> <tr><td>Distillation</td><td>ASTM D-86</td><td>°F</td></tr> <tr><td>IBP</td><td></td><td>240</td></tr> <tr><td>5%</td><td></td><td>300</td></tr> <tr><td>10%</td><td></td><td>376</td></tr> <tr><td>20%</td><td></td><td>500</td></tr> <tr><td>30%</td><td></td><td>566</td></tr> <tr><td>40%</td><td></td><td>620</td></tr> <tr><td>50%</td><td></td><td>646</td></tr> </tbody> </table>			TEST NAME AND NUMBER	UNIT	RESULT	API Gravity @ 60 °F (dry)	ASTM D-1298	21.4	Flash Point	ASTM D-93	7 °C	Pour Point	ASTM D-97	<-33 °C	Sulfur X-ray	ASTM D-4294	mass % 0.972	Water and Sediment	ASTM D-4007	vol % 0.40	Vanadium	ASTM D-5863	mg/kg 102	Nickel	ASTM D-5863	mg/kg 33	Salt content	ASTM D-3230	PTB 4.8	Asphaltenes	IP-143	mass % 7.0	Paraffin content	UOP-46	mass % 7.2	Ash	ASTM D-482	mass % 0.039	Viscosity @ 100 °F	ASTM D-445	cP 127.8	Viscosity @ 122 °F	ASTM D-445	cP 69.4	Viscosity @ 210 °F	ASTM D-445	cP 12.6	Total Acid Number	ASTM D-664	mg KOH/g 0.016	Distillation	ASTM D-86	°F	IBP		240	5%		300	10%		376	20%		500	30%		566	40%		620	50%		646
TEST NAME AND NUMBER	UNIT	RESULT																																																																									
API Gravity @ 60 °F (dry)	ASTM D-1298	21.4																																																																									
Flash Point	ASTM D-93	7 °C																																																																									
Pour Point	ASTM D-97	<-33 °C																																																																									
Sulfur X-ray	ASTM D-4294	mass % 0.972																																																																									
Water and Sediment	ASTM D-4007	vol % 0.40																																																																									
Vanadium	ASTM D-5863	mg/kg 102																																																																									
Nickel	ASTM D-5863	mg/kg 33																																																																									
Salt content	ASTM D-3230	PTB 4.8																																																																									
Asphaltenes	IP-143	mass % 7.0																																																																									
Paraffin content	UOP-46	mass % 7.2																																																																									
Ash	ASTM D-482	mass % 0.039																																																																									
Viscosity @ 100 °F	ASTM D-445	cP 127.8																																																																									
Viscosity @ 122 °F	ASTM D-445	cP 69.4																																																																									
Viscosity @ 210 °F	ASTM D-445	cP 12.6																																																																									
Total Acid Number	ASTM D-664	mg KOH/g 0.016																																																																									
Distillation	ASTM D-86	°F																																																																									
IBP		240																																																																									
5%		300																																																																									
10%		376																																																																									
20%		500																																																																									
30%		566																																																																									
40%		620																																																																									
50%		646																																																																									
<p>LAB-201 Rev. 2</p>	 RONALD VARGAS BARRIOS TYPED NAME OF APPROVER Page <u>1</u> of <u>1</u>																																																																										

Fuente. CORELAB. 101-A Reg 330- Lab No 19585. Bogotá. 2014.

ANEXO B CÁLCULOS CALOR DEMANDADO EN EL PROCESO DEL ESCENARIO ACTUAL

Figura 27. Cálculos calor demandado en el proceso del escenario actual.

CALOR DEMANDADO POR EL PROCESO					
Parámetros Entrada			Corriente 1		
			Corriente 1 Parte A 152°F → 166°F		
CRUDO			Masa de Crudo		71,136.42 lb/hr
Volumen de Crudo	9,450 bbl/día		Masa de Agua		692,085.82 lb/hr
Densidad API @ 60°F	21.4 °API		Masa Total		763,222.23 lb/hr
Densidad	925.4 g/L		Q=mCpΔT		
Calor Especifico Crudo	0.5 BTU/lb °F		Crudo	Q=	497,954.92 BTU/hr
AGUA			Agua	Q=	11,589,253.84 BTU/hr
Volumen de Agua Etapa 1	65,857 bbl/día		Cantidad de energía		
Volumen de Crudo Etapa 2	9,450		requerida en la Corriente 1		
Volumen de Agua Etapa 2	18,414 bbl/día				12,087,208.76 BTU/hr
Densidad	1,000 g/L		Parte A		
Calor Especifico Agua	1 BTU/lb °F		Corriente 1 Parte B 163.3°F → 186°F		
			Masa de Crudo		66,223.46 lb/hr
			Masa de Agua		80,684.60 lb/hr
			Masa Total		146,908.06 lb/hr
			Crudo	Q=	751,636.24 BTU/hr
			Agua	Q=	2,190,705.57 BTU/hr
			Cantidad de energía		
			requerida en la Corriente 1		
					2,942,341.81 BTU/hr
			Parte B		
FLUIDO					
Volumen de Fluido	75,307 bbl/día				
Temperatura Promedio	147 °F				
Q=mCpΔT					
m= masa de la sustancia en un tiempo determinado (lb/hr)					
Cp= Calor específico del Fluido (BTU/lb°F)					
ΔT=Cambio de Temperatura (°F)					
m= Volumen (Bbl/Día) x 159 (L/Bbl) x Densidad (g/L) / 453 (g/L) x 24 (hr/día)					
Corriente 2			Mezcla Corriente 2 y Corriente 3		
Corriente 2 138°F → 174°F			Mezcla 173.1°F → 173.8°F		
Masa de Crudo	44,879.83 lb/hr		Masa de Crudo		56,762.96 lb/hr
Masa de Agua	181,522.08 lb/hr		Masa de Agua		184,944.26 lb/hr
Masa Total	226,401.90 lb/hr		Masa Total		241,707.22 lb/hr
Q=mCpΔT			Q=mCpΔT		
Crudo	Q=	807,836.85 BTU/hr	Crudo	Q=	19,867.04 BTU/hr
Agua	Q=	7,816,267.94 BTU/hr	Agua	Q=	154,848.28 BTU/hr
Cantidad de energía requerida en la Corriente 2			Cantidad de energía requerida en la Corriente 2		
		8,624,104.80 BTU/hr			174,715.32 BTU/hr
Corriente 3					
Corriente 3 152°F → 153°F					
Masa de Crudo	11,883.14 lb/hr		Cantidad de energía requerida en el proceso Total		
Masa de Agua	89,532.56 lb/hr				
Masa Total	101,415.70 lb/hr				23,941,402.15 BTU/hr
Q=mCpΔT					
Crudo	Q=	5,941.57 BTU/hr			
Agua	Q=	107,089.90 BTU/hr			
Cantidad de energía requerida en la Corriente 3					
		113,031.47 BTU/hr			

ANEXO C

CÁLCULOS DE PÉRDIDAS DE CALOR, CALOR ENTREGADO POR EL COMBUSTIBLE, FLUJO DE VAPOR, EFICIENCIA DE LA CALDERA Y EFICIENCIA EN EL PROCESO EN EL ESCENARIO ACTUAL

Figura 28. Cálculos de pérdidas de calor, calor entregado por el combustible, flujo de vapor, eficiencia de la caldera y eficiencia en el proceso en el escenario actual.

PÉRDIDAS DE CALOR						
Ley Fourier= $KA(T1-T2)/X$ K= 0.022 X= 0.125 pies T2= 76 °F		TANQUES				
			11-00	11-02-A	11-02-B	11-02-C
		Diametro Ft	40	28.5	30	35
		Altura Ft	24	18	27	30
	Pérdidas	2729860	1093590	1395080	1881550	
INTERCAMBIADORES DE CALOR						
	HE-11-00-A	HE-11-00-B	HE-11-03	HE-11-02-A	HE-11-02-B	HE-11-02-C
Temp °F	179.8	179.8	145	145	145	145
Area Ft ²	3874.6	3874.6	1193.7	1800	1800	923.94
Pérdidas	70784.29248	70784.29248	14496.2928	21859.2	21859.2	11220.32736
Pérdidas totales		7,311,084	BTU/hr			
CALOR ENTREGADO POR EL COMBUSTIBLE						
Consumo	131 BOPD		1772.99 lb/hr			
Poder Calorifico	16830 BTU/lb					
Presencia y Exceso de	12%					
CALOR ENTREGADO POR EL COMBUSTIBLE A LA CALDERA						
Q_{COMB}	= Consumos * Poder Calorifico					
Q_{COMB}	= 29839487.46 BTU/h					
CALOR TOTAL ENTREGADO POR EL COMBUSTIBLE TENIENDO EN CUENTA LA PRESENCIA DE AIRE Y EL EXCESO DEL MISMO						
Q_{COMB}^o	= Q_{COMB} * Presencia y Exceso de aire					
Q_{COMB}^o	= 33390386.47 BTU/h					
FLUJO DE VAPOR REQUERIDO PARA CUBRIR LA DEMANDA DE ENERGÍA POR EL PROCESO						
Poder Calorifico Agua	1000 BTU/lb					
m_v^p	= Q_p/dH		dH= Calor latente de vaporización			
m_v^p	= 25,192 lb/hr		dH= 950.36 BTU/lb		242°F	
m_v^p	= 25,191,929.53 BTU/hr					
EFICIENCIA DE LA CALDERA			EFICIENCIA EN EL PROCESO			
η_B	= m_v^p/Q_{comb}		η_P	= Q_p/Q_{combO}		
η_B	= 84.42 %		η_P	= 71.70 %		

ANEXO D PERDIDAS DE CALOR EN LOS TANQUES DEL ESCENARIO ACTUAL

Figura 29. Perdidas de calor en el Tanque 11-00 del escenario actual.

2017-4-30
Heat Loss - Tank Heating - Vertical Cylinder Tank

Liquid Type Oils

Diameter of Tank (d) 40 ft

Height of Tank (h) 24 ft

Depth of Liquid (D) 22.8 ft

Top of Tank
 Covered Open Open with Dipped Article

Insulation

Top of Tank
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Bottom of Tank
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Sides of Tank
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Air Movement Over Tank
 Still Slight Rapid

Initial Liquid Temperature 163.3 °F

Final Liquid Temperature 166 °F

Minimum Ambient Temperature 76 °F

Heat Up Time 1 h

Specific Gravity of Liquid 0.9960462

Specific Heat of Liquid 0.9735 Btu/lb °F

Steam Pressure Before Control Valve 163.085 psi gauge

Heat Transfer coefficient from Coil to Liquid 5.28331 Btu/ft² h °F

Required Heat Load 2.72986E06 Btu/h

Steam Coil Capacity

Maximum Steam Load 3394.47 lb/h

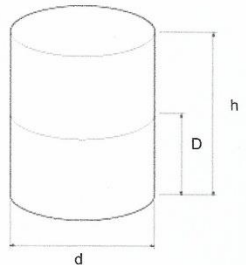
Maximum Heat Load 3.01196E06 Btu/h

Coil Diameter	Coil Length		Steam Velocity			
	mm	in	m	ft	m/s	ft/s
80	3	1149.82	3772.38	22.8744	75.0471	
100	4	896.089	2939.92	14.6396	48.0302	
125	5	722.522	2370.48	9.36934	30.7393	
150	6	606.656	1990.34	6.50649	21.3467	
200	8	466.008	1528.90	3.65990	12.0075	

<http://www.spiraxsarco.com/Resources/Pages/Calculators/tanks-and-vats/vertical-cylinder-tank.aspx> 1/1

Figura 30. Perdidas de calor en el Tanque 11-02-A del escenario actual.

2017-4-30
Heat Loss - Tank Heating - Vertical Cylinder Tank



Liquid Type
Water and Coil

Diameter of Tank (d)
28.5 ft

Height of Tank (h)
18 ft

Depth of Liquid (D)
17.1 ft

Top of Tank
 Covered
 Open
 Open with Dipped Article

Insulation

Top of Tank
 Uninsulated
 50mm (2in)
 100mm (4in)

Bottom of Tank
 Uninsulated
 50mm (2in)
 100mm (4in)

Sides of Tank
 Uninsulated
 50mm (2in)
 100mm (4in)

Air Movement Over Tank
 Still
 Slight
 Rapid

Initial Liquid Temperature
152 °F

Final Liquid Temperature
153 °F

Minimum Ambient Temperature
76 °F

Heat Up Time
1 h

Specific Gravity of Liquid
0.9960462

Specific Heat of Liquid
0.9735 Btu/lb °F

Steam Pressure Before Control Valve
163.085 psi gauge

Required Heat Load
1.09359E06 Btu/h

Steam Coil Capacity

Maximum Steam Load
1359.53 lb/h

Maximum Heat Load
1.20633E06 Btu/h

Coil Diameter		Coil Length		Steam Velocity	
mm	in	m	ft	m/s	ft/s
50	2	16.1061	52.8414	23.4534	76.9468
65	2 1/2	12.7366	41.7867	13.8777	45.5307
80	3	10.9106	35.7958	9.16148	30.0574
100	4	8.50292	27.8967	5.86335	19.2367
125	5	6.85595	22.4933	3.75254	12.3115
150	6	5.75651	18.8862	2.60593	8.54965
200	8	4.42191	14.5076	1.46584	4.80918

<http://www.spiraxsarco.com/Resources/Pages/Calculators/tanks-and-vats/vertical-cylinder-tank.aspx>

1/1

Figura 31. Perdidas de calor en el Tanque 11-02-B del escenario actual.

2017-4-30
Heat Loss - Tank Heating - Vertical Cylinder Tank

Liquid Type
Water and Coil

Diameter of Tank (d)
30 ft

Height of Tank (h)
27 ft

Depth of Liquid (D)
25.65 ft

Top of Tank
 Covered Open Open with Dipped Article

Insulation

Top of Tank
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Bottom of Tank
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Sides of Tank
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Air Movement Over Tank
 Still Slight Rapid

Initial Liquid Temperature
173.1 °F

Final Liquid Temperature
173.8 °F

Minimum Ambient Temperature
76 °F

Heat Up Time
1 h

Specific Gravity of Liquid
0.9685934

Specific Heat of Liquid
0.7895 Btu/lb °F

Steam Pressure Before Control Valve
163.085 psi gauge

Required Heat Load
1.39508E06 Btu/h

Steam Coil Capacity

Maximum Steam Load
1733.34 lb/h

Maximum Heat Load
1.53802E06 Btu/h

Coil Diameter		Coil Length		Steam Velocity	
mm	in	m	ft	m/s	ft/s
65	2 1/2	20.1208	66.0130	17.6935	58.0496
80	3	17.2361	56.5487	11.6805	38.3218
100	4	13.4326	44.0701	7.4755	24.5259
125	5	10.8308	35.5340	4.7843	15.6966
150	6	9.0939	29.8357	3.3224	10.9004
200	8	6.9855	22.9185	1.8688	6.1314

<http://www.spiraxsarco.com/Resources/Pages/Calculators/tanks-and-vats/vertical-cylinder-tank.aspx>
1/1

Figura 32. Perdidas de calor en el Tanque 11-02-C del escenario actual

2017-4-30
Heat Loss - Tank Heating - Vertical Cylinder Tank

Liquid Type
 Diameter of Tank (d)
 Height of Tank (h)
 Depth of Liquid (D)
 Top of Tank
Insulation
 Top of Tank
 Bottom of Tank
 Sides of Tank
 Air Movement Over Tank
 Initial Liquid Temperature
 Final Liquid Temperature
 Minimum Ambient Temperature
 Heat Up Time
 Specific Gravity of Liquid
 Specific Heat of Liquid
 Steam Pressure Before Control Valve
 Heat Transfer coefficient from Coil to Liquid

Oils ▼
 35 ft ▼
 30 ft ▼
 28.5 ft ▼
 Covered Open Open with Dipped Article
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)
 Still Slight Rapid
 179.9 °F ▼
 186 °F ▼
 76 °F ▼
 1 h ▼
 0.9685934
 0.7895 Btu/lb °F ▼
 163.085 psi gauge ▼
 5.28331 Btu/ft² h °F ▼
 1.88155E06 Btu/h ▼
Steam Coil Capacity
 2336.76 lb/h ▼
 2.07344E06 Btu/h ▼

Coil Diameter		Coil Length		Steam Velocity	
mm	in	m	ft	m/s	ft/s
65	2 1/2	1054.87	3460.85	23.8530	78.2580
80	3	903.630	2964.67	15.7467	51.6625
100	4	704.226	2310.45	10.0779	33.0640
125	5	567.822	1862.93	6.44986	21.1610
150	6	476.764	1564.19	4.47907	14.6951
200	8	366.230	1201.54	2.51948	8.26600

<http://www.spiraxsarco.com/Resources/Pages/Calculators/tanks-and-vats/vertical-cylinder-tank.aspx>
1/1

ANEXO E CÁLCULOS CALOR DEMANDADO EN EL PROCESO DEL ESCENARIO PROPUESTO #1

Figura 33. Cálculos calor demandado en el proceso del escenario propuesto #1.

CALOR DEMANDADO POR EL PROCESO			
	Parámetros Entrada		Corriente 1
CRUDO			
Volumen de Crudo	9,100 bbl/día		Corriente 1 Parte A 145°F→170.1°F
Densidad API @ 60°F	21.4 °API		Masa de Crudo 123,162.37 lb/hr
Densidad	925.4 g/L		Masa de Agua 1,608,719.65 lb/hr
Calor Especifico Crudo	0.5 BTU/lb °F		Masa Total 1,731,882.01 lb/hr
AGUA			
Volumen de Agua Etapa 1	110,000 bbl/día		Q=mCpΔT
Volumen Crudo Etapa 2	9,100 bbl/día		Crudo Q= 1,545,687.71 BTU/hr
Volumen de Agua Etapa 2	19,940 bbl/día		Agua Q= 41,711,365.62 BTU/hr
Densidad	1,000 g/L		
Calor Especifico Agua	1 BTU/lb °F		Cantidad de energía
FLUIDO			
Volumen de Fluido	119,000 bbl/día		requerida en la Corriente 1 43,257,053.33 BTU/hr
Temperatura Promedio	145 °F		Parte A
Corriente 1 Parte B 170°F→181.5°F			
			Masa de Crudo 123,162.37 lb/hr
			Masa de Agua 291,617.00 lb/hr
			Masa Total 414,779.36 lb/hr
			Crudo Q= 708,183.61 BTU/hr
			Agua Q= 3,464,264.13 BTU/hr
			Cantidad de energía
			requerida en la Corriente 1 4,172,447.74 BTU/hr
			Parte B
Q=mCpΔT			
	m= masa de la sustancia en un tiempo determinado (lb/hr)		
	Cp= Calor específico del Fluido (BTU/lb°F)		
	ΔT= Cambio de Temperatura (°F)		
	m= Volumen (Bbl/Día) x 159 (L/Bbl) x Densidad (g/L) / 453 (g/L) x 24 (hr/día)		
Cantidad de energía requerida en el proceso Total 47,429,501.06 BTU/hr			

ANEXO F CÁLCULOS DE PÉRDIDAS DE CALOR, CALOR ENTREGADO POR EL COMBUSTIBLE, FLUJO DE VAPOR, EFICIENCIA DE LA CALDERA Y EFICIENCIA EN EL PROCESO EN EL ESCENARIO PROPUESTO #1

Figura 34. Cálculos de pérdidas de calor, calor entregado por el combustible, flujo de vapor, eficiencia de la caldera y eficiencia en el proceso en el escenario propuesto #1.

PÉRDIDAS DE CALOR				
Ley Fourier	KA(T1-T2)/X		TANQUES	
K=	0.022		11-00	11-02-B
X=	0.125 pies		11-02-C	
T2=	76 °F		Diametro Ft	35
			Altura Ft	30
			Pérdidas	56115.9
			644050	42542
				30
INTERCAMBIADORES DE CALOR				
	HE-11-00-A	HE-11-00-B	HE-11-03	HE-11-02-C
Temp °F	179.8	179.8	145	145
Area Ft ²	3874.6	3874.6	1193.7	923.94
Pérdidas	70784.29248	70784.29248	14496.2928	11220.32736
Pérdidas totales		909,993	BTU/hr	
CALOR ENTREGADO POR EL COMBUSTIBLE				
Consumo	231.8 BOPD		3137.25 lb/hr	
Poder Calorífico	16795 BTU/lb			
Presencia y Exceso de aire	13%			
CALOR ENTREGADO POR EL COMBUSTIBLE A LA CALDERA				
Q_{COMB}	=	Consumos*Poder Calorífico		
Q_{COMB}	=	52,690,144 BTU/h		
CALOR TOTAL ENTREGADO POR EL COMBUSTIBLE TENIENDO EN CUENTA LA PRESENCIA DE AIRE Y EL EXCESO DEL MISMO				
Q_{COMB}^0	=	Q_{COMB} *Presencia y Exceso de aire		
Q_{COMB}^0	=	59,160,494 BTU/h		
FLUJO DE VAPOR REQUERIDO PARA CUBRIR LA DEMANDA DE ENERGÍA POR EL PROCESO				
Poder Calorífico Agua	1000 BTU/lb			
m_v^p	=	Qp/dH		dH= Calor latente de vaporización
m_v^p	=	46,516 lb/hr		dH= 1019.63 BTU/lb 130°F
m_v^p	=	46,516,384.44 BTU/hr		
EFICIENCIA DE LA CALDERA			EFICIENCIA EN EL PROCESO	
η_B	=	mvP/Qcomb		η_P = Qp/QcombO
η_B	=	88.28 %		η_P = 80.17 %

ANEXO G

PERDIDAS DE CALOR EN LOS TANQUES DEL ESCENARIO PROPUESTO #1

Figura 35. Perdidas de calor en el Tanque 11-00 del escenario propuesto #1.

2017-4-30
Heat Loss - Tank Heating - Vertical Cylinder Tank

Liquid Type Oils

Diameter of Tank (d) 40 ft

Height of Tank (h) 24 ft

Depth of Liquid (D) 22.8 ft

Top of Tank
 Covered Open Open with Dipped Article

Insulation

Top of Tank
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Bottom of Tank
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Sides of Tank
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Air Movement Over Tank
 Still Slight Rapid

Initial Liquid Temperature 170 °F

Final Liquid Temperature 170.1 °F

Minimum Ambient Temperature 76 °F

Heat Up Time 1 h

Specific Gravity of Liquid 0.9960462

Specific Heat of Liquid 0.9735 Btu/lb °F

Steam Pressure Before Control Valve 163.085 psi gauge

Heat Transfer coefficient from Coil to Liquid 5.28331 Btu/ft² h °F

Required Heat Load 644050 Btu/h

Steam Coil Capacity

Maximum Steam Load 799.275 lb/h

Maximum Heat Load 709208 Btu/h

Coil Diameter		Coil Length		Steam Velocity	
mm	in	m	ft	m/s	ft/s
40	1 1/2	512.472	1681.34	21.5443	70.6835
50	2	412.147	1352.19	13.7884	45.2375
65	2 1/2	325.924	1069.30	8.15880	26.7677
80	3	279.196	915.999	5.38608	17.6709
100	4	217.586	713.865	3.44709	11.3094
125	5	175.441	575.594	2.20614	7.23799
150	6	147.307	483.290	1.53204	5.02638
200	8	113.155	371.243	0.861773	2.82734

<http://www.spiraxsarco.com/Resources/Pages/Calculators/tanks-and-vats/vertical-cylinder-tank.aspx> 4/4

Figura 36. Perdidas de calor en el Tanque 11-02-B del escenario propuesto #1.

2017-4-30
Heat Loss - Tank Heating - Vertical Cylinder Tank

Liquid Type Oils

Diameter of Tank (d) 30 ft

Height of Tank (h) 27 ft

Depth of Liquid (D) 25.65 ft

Top of Tank
 Covered Open Open with Dipped Article

Insulation

Top of Tank
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Bottom of Tank
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Sides of Tank
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Air Movement Over Tank
 Still Slight Rapid

Initial Liquid Temperature 180.1 °F

Final Liquid Temperature 181.5 °F

Minimum Ambient Temperature 76 °F

Heat Up Time 1 h

Specific Gravity of Liquid 0.9685934

Specific Heat of Liquid 0.7895 Btu/lb °F

Steam Pressure Before Control Valve 163.085 psi gauge

Heat Transfer coefficient from Coil to Liquid 5.28331 Btu/ft² h °F

Required Heat Load 42542.0 Btu/h

Steam Coil Capacity

Maximum Steam Load 52.7392 lb/h

Maximum Heat Load 46796.2 Btu/h

Coil Diameter		Coil Length		Steam Velocity	
mm	in	m	ft	m/s	ft/s
65	2 1/2	682.982	2240.76	16.0184	52.5538
80	3	585.064	1919.50	10.5746	34.6937
100	4	455.957	1495.92	6.76777	22.2040
125	5	367.641	1206.17	4.33138	14.2105
150	6	308.685	1012.75	3.00790	9.86844
200	8	237.119	777.950	1.69194	5.55100

<http://www.spiraxsarco.com/Resources/Pages/Calculators/tanks-and-vats/vertical-cylinder-tank.aspx> 1/1

Figura 37. Perdidas de calor en el Tanque 11-02-C del escenario propuesto #1

2017-4-30
Heat Loss - Tank Heating - Vertical Cylinder Tank

Liquid Type

Diameter of Tank (d)

Height of Tank (h)

Depth of Liquid (D)

Top of Tank Covered Open Open with Dipped Article

Insulation

Top of Tank Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Bottom of Tank Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Sides of Tank Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Air Movement Over Tank Still Slight Rapid

Initial Liquid Temperature

Final Liquid Temperature

Minimum Ambient Temperature

Heat Up Time

Specific Gravity of Liquid

Specific Heat of Liquid

Steam Pressure Before Control Valve

Heat Transfer coefficient from Coil to Liquid

Required Heat Load

Steam Coil Capacity

Maximum Steam Load

Maximum Heat Load

Coil Diameter		Coil Length		Steam Velocity	
mm	in	m	ft	m/s	ft/s
15	1/2	107.933	354.112	13.3345	43.7482
20	3/4	85.0767	279.123	7.50063	24.6084
25	1	68.2219	223.825	4.80040	15.7494
32	1 1/4	53.9666	177.056	2.92993	9.61264
40	1 1/2	47.5758	156.089	1.87516	6.15209
50	2	38.2620	125.532	1.20010	3.93734
65	2 1/2	30.2574	99.2698	0.710119	2.32979
80	3	25.9194	85.0375	0.468789	1.53802
100	4	20.1998	66.2723	0.300025	0.984335
125	5	16.2872	53.4357	0.192016	0.629974
150	6	13.6753	44.8666	0.133345	0.437482

<http://www.spiraxsarco.com/Resources/Pages/Calculators/tanks-and-vats/vertical-cylinder-tank.aspx>
4/2

ANEXO H CÁLCULOS CALOR DEMANDADO EN EL PROCESO DEL ESCENARIO PROPUESTO #2

Figura 38. Cálculos calor demandado en el proceso del escenario propuesto #2

CALOR DEMANDADO POR EL PROCESO					
Parámetros Entrada			Corriente 1		
			Corriente 1 Parte A 155°F → 160°F		
CRUDO			Masa de Crudo		90,463.44 lb/hr
Volumen de Crudo	8,795 bbl/día		Masa de Agua		653,213.30 lb/hr
Densidad API @ 60°F	21.4 °API		Masa Total		743,676.74 lb/hr
Densidad	925.4 g/L		Q=mCpΔT		
Calor Especifico Crudo	0.5 BTU/lb °F	Crudo	Q=	226,158.59 BTU/hr	
AGUA			Agua	Q=	3,383,644.90 BTU/hr
Volumen de Agua Etapa 1	58,770 bbl/día		Cantidad de energía requerida en la Corriente 1 Parte A		
Volumen Crudo Etapa 2	8,795 bbl/día				3,609,803.48 BTU/hr
Volumen de Agua Etapa 2	3,787 bbl/día		Corriente 1 Parte B 157°F → 196.7°F		
Densidad	1,000 g/L		Masa de Crudo		90,233.35 lb/hr
Calor Especifico Agua	1 BTU/lb °F		Masa de Agua		39,823.12 lb/hr
FLUIDO			Masa Total		130,056.48 lb/hr
Volumen de Fluido	67,565 bbl/día				
Temperatura Promedio	°F		Crudo	Q=	1,764,062.03 BTU/hr
			Agua	Q=	1,613,139.16 BTU/hr
Q=mCpΔT	m= masa de la sustancia en un tiempo determinado (lb/hr)		Cantidad de energía requerida en la Corriente 1 Parte B		
	Cp= Calor específico del Fluido (BTU/lb°F)				3,377,201.19 BTU/hr
	ΔT=Cambio de Temperatura (°F)				
	m= Volumen (Bbl/Día) x 159 (L/Bbl) x Densidad (g/L) / 453 (g/L) x 24 (hr/día)				
Corriente 2			Corriente 2 136°F → 162°F		
			Masa de Crudo		28,543.89 lb/hr
			Masa de Agua		206,369.48 lb/hr
			Masa Total		234,913.37 lb/hr
			Q=mCpΔT		
Crudo	Q=	371,070.62 BTU/hr			
Agua	Q=	5,558,768.35 BTU/hr			
Cantidad de energía requerida en la Corriente 2					5,929,838.96 BTU/hr
Mezcla Corriente 1 y Corriente 2			Mezcla 187.5°F → 190°F		
			Masa de Crudo		119,034.40 lb/hr
			Masa de Agua		55,383.83 lb/hr
			Masa Total		174,418.23 lb/hr
			Q=mCpΔT		
Crudo	Q=	148,793.00 BTU/hr			
Agua	Q=	143,444.12 BTU/hr			
Cantidad de energía requerida en la mezcla de corrientes					292,237.12 BTU/hr
Cantidad de energía requerida en el proceso Total					13,209,081 BTU/hr

ANEXO I

CÁLCULOS DE PÉRDIDAS DE CALOR, CALOR ENTREGADO POR EL COMBUSTIBLE, FLUJO DE VAPOR, EFICIENCIA DE LA CALDERA Y EFICIENCIA EN EL PROCESO EN EL ESCENARIO PROPUESTO #2.

Figura 39. Cálculos de pérdidas de calor, calor entregado por el combustible, flujo de vapor, eficiencia de la caldera y eficiencia en el proceso en el escenario propuesto #2.

PÉRDIDAS DE CALOR					
Ley Fourier	KA(T1-T2)/X				
	K=	0.022			
	X=	0.125 pies			
	T2=	76 °F			
TANQUES					
		11-00	11-02-A	11-02-B	
	Diametro Ft	40	28.5	30	
	Altura Ft	24	18	27	
	Pérdidas	1652140	1193590	1455080	
INTERCAMBIADORES DE CALOR					
		HE-11-00-A	HE-11-00-B	HE-11-03	HE-11-02-B
	Temp °F	179.8	179.8	145	145
	Area Ft ²	3874.6	3874.6	1193.7	1800
	Pérdidas	70784.29248	70784.29248	14496.2928	21859.2
					11220.32736
Pérdidas totales		4,489,954	BTU/hr		
CALOR ENTREGADO POR EL COMBUSTIBLE					
	Consumo	136 BOPD		1840.67 lb/hr	
	Poder Calorífico	16830 BTU/lb			
	Presencia y Exceso de aire	10%			
CALOR ENTREGADO POR EL COMBUSTIBLE A LA CALDERA					
Q_{COMB}	=	Consumos*Poder Calorífico			
Q_{COMB}	=	30,978,399		BTU/h	
CALOR TOTAL ENTREGADO POR EL COMBUSTIBLE TENIENDO EN CUENTA LA PRESENCIA DE AIRE Y EL EXCESO DEL MISMO					
Q_{COMB}^0	=	Q_{COMB} *Presencia y Exceso de aire			
Q_{COMB}^0	=	34,664,829		BTU/h	
FLUJO DE VAPOR REQUERIDO PARA CUBRIR LA DEMANDA DE ENERGÍA POR EL PROCESO					
	Poder Calorífico Agua	1000 BTU/lb			
m_v^p	=	Qp/dH		dH= Calor latente de vaporización	
m_v^p	=	14,813.04		lb/hr	
m_v^p	=	14,813,036.33		BTU/hr	
				891.72 BTU/lb	325 °F
EFICIENCIA DE LA CALDERA			EFICIENCIA EN EL PROCESO		
η_B	=	mvP/Qcomb		η_p	=
η_B	=	81.40 %		η_p	=
				Qp/QcombO	
				38.11 %	

ANEXO J PERDIDAS DE CALOR EN LOS TANQUES ESCENARIO PROPUESTO #2

Figura 40. Perdidas de calor en el Tanque 11-00 del escenario propuesto #2.

2017-4-30
Heat Loss - Tank Heating - Vertical Cylinder Tank

Liquid Type	Oils
Diameter of Tank (d)	40 ft
Height of Tank (h)	24 ft
Depth of Liquid (D)	22.8 ft
Top of Tank	<input checked="" type="radio"/> Covered <input type="radio"/> Open <input type="radio"/> Open with Dipped Article
Insulation	
Top of Tank	<input checked="" type="radio"/> Uninsulated <input type="radio"/> 50mm (2in) <input type="radio"/> 100mm (4in)
Bottom of Tank	<input checked="" type="radio"/> Uninsulated <input type="radio"/> 50mm (2in) <input type="radio"/> 100mm (4in)
Sides of Tank	<input checked="" type="radio"/> Uninsulated <input type="radio"/> 50mm (2in) <input type="radio"/> 100mm (4in)
Air Movement Over Tank	<input checked="" type="radio"/> Still <input type="radio"/> Slight <input type="radio"/> Rapid
Initial Liquid Temperature	157 °F
Final Liquid Temperature	160 °F
Minimum Ambient Temperature	76 °F
Heat Up Time	1 h
Specific Gravity of Liquid	0.9960462
Specific Heat of Liquid	0.9735 Btu/lb °F
Steam Pressure Before Control Valve	163.085 psi gauge
Heat Transfer coefficient from Coil to Liquid	5.28331 Btu/ft ² h °F
Required Heat Load	1.65214E06 Btu/h
Steam Coil Capacity	
Maximum Steam Load	3297.49 lb/h
Maximum Heat Load	2.92591E06 Btu/h

Coil Diameter		Coil Length		Steam Velocity	
mm	in	m	ft	m/s	ft/s
80	3	1077.80	3536.08	22.2208	72.9029
100	4	839.960	2755.77	14.2213	46.6579
125	5	677.265	2222.009	9.10165	29.8610
150	6	568.657	1865.67	6.32059	20.7368
200	8	436.818	1433.133	3.55533	11.6645

<http://www.spiraxsarco.com/Resources/Pages/Calculators/tanks-and-vats/vertical-cylinder-tank.aspx>
1/1

Figura 41. Perdidas de calor en el Tanque 11-02-A del escenario propuesto #2.

2017-4-30
Heat Loss - Tank Heating - Vertical Cylinder Tank

Liquid Type Water and Coil

Diameter of Tank (d) 28.5 ft

Height of Tank (h) 18 ft

Depth of Liquid (D) 17.1 ft

Top of Tank
 Covered Open Open with Dipped Article

Insulation

Top of Tank
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Bottom of Tank
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Sides of Tank
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Air Movement Over Tank
 Still Slight Rapid

Initial Liquid Temperature 152 °F

Final Liquid Temperature 162 °F

Minimum Ambient Temperature 76 °F

Heat Up Time 1 h

Specific Gravity of Liquid 0.9960462

Specific Heat of Liquid 0.9735 Btu/lb °F

Steam Pressure Before Control Valve 163.085 psi gauge

Required Heat Load 1.19359E06 Btu/h

Steam Coil Capacity

Maximum Steam Load 1359.53 lb/h

Maximum Heat Load 1.20633E06 Btu/h

Coil Diameter	Coil Length		Steam Velocity			
	mm	in	m	ft	m/s	ft/s
50	2	16.1061	52.8414	23.4534	76.9468	
65	2 1/2	12.7366	41.7867	13.8777	45.5307	
80	3	10.9106	35.7958	11.6148	38.0574	
100	4	8.5029	27.8967	8.8633	29.0737	
125	5	6.8559	22.4933	7.3254	24.0315	
150	6	5.7565	18.8862	6.0593	19.8465	
200	8	4.4219	14.5076	4.6584	15.3018	

<http://www.spiraxsarco.com/Resources/Pages/Calculators/tanks-and-vats/vertical-cylinder-tank.aspx> 1/1

Figura 42. Perdidas de calor en el Tanque 11-02-B del escenario propuesto #2.

2017-4-30
Heat Loss - Tank Heating - Vertical Cylinder Tank

Liquid Type

Diameter of Tank (d)

Height of Tank (h)

Depth of Liquid (D)

Top of Tank
 Covered Open Open with Dipped Article

Insulation

Top of Tank
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Bottom of Tank
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Sides of Tank
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Air Movement Over Tank
 Still Slight Rapid

Initial Liquid Temperature

Final Liquid Temperature

Minimum Ambient Temperature

Heat Up Time

Specific Gravity of Liquid

Specific Heat of Liquid

Steam Pressure Before Control Valve

Required Heat Load

Steam Coil Capacity

Maximum Steam Load

Maximum Heat Load

Coil Diameter		Coil Length		Steam Velocity	
mm	in	m	ft	m/s	ft/s
65	2 1/2	20.1208	66.0130	17.6935	58.0496
80	3	17.2361	56.5487	11.6805	38.3218
100	4	13.4326	44.0701	7.4755	24.5259
125	5	10.8308	35.5340	4.7843	15.6966
150	6	9.0939	29.8357	3.3224	10.9004
200	8	6.9855	22.9185	1.8688	6.1314

<http://www.spiraxsarco.com/Resources/Pages/Calculators/tanks-and-vats/vertical-cylinder-tank.aspx>

1/1

ANEXO K CÁLCULOS CALOR DEMANDADO EN EL PROCESO DEL ESCENARIO PROPUESTO #3

Figura 43. Cálculos calor demandado en el proceso del escenario propuesto #3.

CALOR DEMANDADO POR EL PROCESO			
		Corriente 1	
Parámetros Entrada		Corriente 1 Parte A 155°F→165.1°F	
CRUDO		Masa de Crudo	123,001.62 lb/hr
Volumen de Crudo	9,100 bbl/dia	Masa de Agua	1,606,620.05 lb/hr
Densidad API @ 60°F	21.4 °API	Masa Total	1,729,621.67 lb/hr
Densidad	925.4 g/L	Q=mCpΔT	
Calor Especifico Crudo	0.5 BTU/lb °F	Crudo	Q= 621,158.20 BTU/hr
AGUA		Agua	Q= 16,340,450.50 BTU/hr
Volumen de Agua Etapa 1	110,000 bbl/dia	Cantidad de energía	
Volumen Crudo Etapa 2	9,100 bbl/dia	requerida en la Corriente 1	
Volumen de Agua Etapa 2	19,940 bbl/dia	16,961,608.70 BTU/hr	
Densidad	1,000 g/L	Parte A	
Calor Especifico Agua	1 BTU/lb °F	Corriente 1 Parte B 165°F→181.5°F	
FLUIDO		Masa de Crudo	123,001.62 lb/hr
Volumen de Fluido	119,000 bbl/dia	Masa de Agua	291,236.40 lb/hr
Temperatura Promedio	145 °F	Masa Total	414,238.02 lb/hr
Q=mCpΔT		Crudo	Q= 1,014,763.39 BTU/hr
m= masa de la sustancia en un tiempo determinado (lb/hr)		Agua	Q= 4,839,038.36 BTU/hr
Cp= Calor específico del Fluido (BTU/lb°F)		Cantidad de energía	
ΔT= Cambio de Temperatura (°F)		requerida en la Corriente 1	
m= Volumen (Bbl/Dia) x 159 (L/Bbl) x Densidad (g/L) / 453 (g/L) x 24 (hr/dia)		5,853,801.75 BTU/hr	
		Parte B	
Cantidad de energía requerida en el proceso Total		22,815,410.46	BTU/hr

ANEXO L

CÁLCULOS DE PÉRDIDAS DE CALOR, CALOR ENTREGADO POR EL COMBUSTIBLE, FLUJO DE VAPOR, EFICIENCIA DE LA CALDERA Y EFICIENCIA EN EL PROCESO EN EL ESCENARIO PROPUESTO #3

Figura 44. Cálculos de pérdidas de calor, calor entregado por el combustible, flujo de vapor, eficiencia de la caldera y eficiencia en el proceso en el escenario propuesto #3.

PÉRDIDAS DE CALOR																												
Ley Fourier	$KA(T_1-T_2)/X$																											
	K=	0.022																										
	X=	0.125 pies																										
	T2=	76 °F																										
		<table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <thead> <tr> <th colspan="4" style="text-align: center;">TANQUES</th> </tr> <tr> <th></th> <th>11-00</th> <th>11-02-B</th> <th>11-02-C</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>Diametro Ft</td> <td>40</td> <td>30</td> <td>35</td> </tr> <tr> <td>Altura Ft</td> <td>24</td> <td>27</td> <td>30</td> </tr> <tr> <td>Pérdidas</td> <td>504050</td> <td>42542</td> <td>56115.9</td> </tr> </tbody> </table>		TANQUES					11-00	11-02-B	11-02-C	Diametro Ft	40	30	35	Altura Ft	24	27	30	Pérdidas	504050	42542	56115.9					
TANQUES																												
	11-00	11-02-B	11-02-C																									
Diametro Ft	40	30	35																									
Altura Ft	24	27	30																									
Pérdidas	504050	42542	56115.9																									
		<table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <thead> <tr> <th colspan="5" style="text-align: center;">INTERCAMBIADORES DE CALOR</th> </tr> <tr> <th></th> <th>HE-11-00-A</th> <th>HE-11-00-B</th> <th>HE-11-03</th> <th>HE-11-02-C</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>Temp °F</td> <td>179.8</td> <td>179.8</td> <td>145</td> <td>145</td> </tr> <tr> <td>Area Ft²</td> <td>3874.6</td> <td>3874.6</td> <td>1193.7</td> <td>923.94</td> </tr> <tr> <td>Pérdidas</td> <td>70784.29248</td> <td>70784.29248</td> <td>14496.2928</td> <td>11220.32736</td> </tr> </tbody> </table>		INTERCAMBIADORES DE CALOR						HE-11-00-A	HE-11-00-B	HE-11-03	HE-11-02-C	Temp °F	179.8	179.8	145	145	Area Ft ²	3874.6	3874.6	1193.7	923.94	Pérdidas	70784.29248	70784.29248	14496.2928	11220.32736
INTERCAMBIADORES DE CALOR																												
	HE-11-00-A	HE-11-00-B	HE-11-03	HE-11-02-C																								
Temp °F	179.8	179.8	145	145																								
Area Ft ²	3874.6	3874.6	1193.7	923.94																								
Pérdidas	70784.29248	70784.29248	14496.2928	11220.32736																								
Pérdidas totales =		769993.1051	BTU/hr																									
CALOR ENTREGADO POR EL COMBUSTIBLE																												
Consumo		100 BOPD	1353.43 lb/hr																									
Poder Calorífico		16830 BTU/lb																										
Presencia y Exceso de aire		10%																										
CALOR ENTREGADO POR EL COMBUSTIBLE A LA CALDERA																												
Q_{COMB}	=	Consumos * Poder Calorífico																										
Q_{COMB}	=	22,778,235 BTU/h																										
CALOR TOTAL ENTREGADO POR EL COMBUSTIBLE TENIENDO EN CUENTA LA PRESENCIA DE AIRE Y EL EXCESO DEL MISMO																												
Q_{COMB}^o	=	$Q_{COMB} * \text{Presencia y Exceso de aire}$																										
Q_{COMB}^o	=	25,488,845 BTU/h																										
FLUJO DE VAPOR REQUERIDO PARA CUBRIR LA DEMANDA DE ENERGÍA POR EL PROCESO																												
Poder Calorífico Agua		1000 BTU/lb																										
m_v^p	=	Q_p/dH	dH= Calor latente de vaporización																									
m_v^p	=	20,088.06 lb/hr	dH= 1135.77 BTU/lb																									
m_v^p	=	20,088,055 BTU/hr																										
EFICIENCIA DE LA CALDERA		EFICIENCIA EN EL PROCESO																										
η_B	=	m_v^p/Q_{comb}	Q_p/Q_{combO}																									
η_B	=	88.30 %	$\eta_P = 89.40 \%$																									

ANEXO M

PERDIDAS DE CALOR EN LOS TANQUES DEL ESCENARIO PROPUESTO #3

Figura 45. Perdidas de calor en el Tanque 11-00 del escenario propuesto #3

2017-4-30
Heat Loss - Tank Heating - Vertical Cylinder Tank

Liquid Type

Diameter of Tank (d)

Height of Tank (h)

Depth of Liquid (D)

Top of Tank Covered Open Open with Dipped Article

Insulation

Top of Tank Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Bottom of Tank Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Sides of Tank Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Air Movement Over Tank Still Slight Rapid

Initial Liquid Temperature

Final Liquid Temperature

Minimum Ambient Temperature

Heat Up Time

Specific Gravity of Liquid

Specific Heat of Liquid

Steam Pressure Before Control Valve

Heat Transfer coefficient from Coil to Liquid

Required Heat Load

Steam Coil Capacity

Maximum Steam Load

Maximum Heat Load

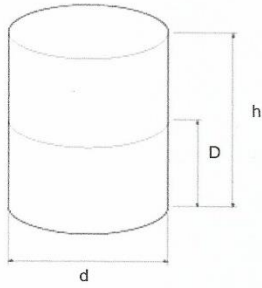
Coil Diameter		Coil Length		Steam Velocity	
mm	in	m	ft	m/s	ft/s
40	1 1/2	512.472	1681.34	21.5443	70.6835
50	2	412.147	1352.19	13.7884	45.2375
65	2 1/2	325.924	1069.30	8.15880	26.7677
80	3	279.196	915.999	5.38608	17.6709
100	4	217.586	713.865	3.44709	11.3094
125	5	175.441	575.594	2.20614	7.23799
150	6	147.307	483.290	1.53204	5.02638
200	8	113.155	371.243	0.861773	2.82734

<http://www.spiraxsarco.com/Resources/Pages/Calculators/tanks-and-valves/vertical-cylinder-tank.aspx>

4/4

Figura 46. Perdidas de calor en el Tanque 11-02-B del escenario propuesto #3

2017-4-30
Heat Loss - Tank Heating - Vertical Cylinder Tank



Liquid Type Oils

Diameter of Tank (d) 30 ft

Height of Tank (h) 27 ft

Depth of Liquid (D) 25.65 ft

Top of Tank
 Covered Open Open with Dipped Article

Insulation

Top of Tank
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Bottom of Tank
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Sides of Tank
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Air Movement Over Tank
 Still Slight Rapid

Initial Liquid Temperature 180.1 °F

Final Liquid Temperature 181.5 °F

Minimum Ambient Temperature 76 °F

Heat Up Time 1 h

Specific Gravity of Liquid 0.9685934

Specific Heat of Liquid 0.7895 Btu/lb °F

Steam Pressure Before Control Valve 163.085 psi gauge

Heat Transfer coefficient from Coil to Liquid 5.28331 Btu/ft² h °F

Required Heat Load 42542.0 Btu/h

Steam Coil Capacity

Maximum Steam Load 52.7392 lb/h

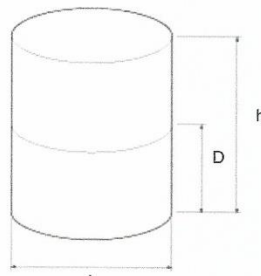
Maximum Heat Load 46796.2 Btu/h

Coil Diameter	Coil Length		Steam Velocity		
	mm	in	m	ft	m/s
65	2 1/2	682.982	2240.76	16.0184	52.5538
80	3	585.064	1919.50	10.5746	34.6937
100	4	455.957	1495.92	6.76777	22.2040
125	5	367.641	1206.17	4.33138	14.2105
150	6	308.685	1012.75	3.00790	9.86844
200	8	237.119	777.950	1.69194	5.55100

<http://www.spiraxsarco.com/Resources/Pages/Calculators/tanks-and-vats/vertical-cylinder-tank.aspx> 1/1

Figura 47. Perdidas de calor en el Tanque 11-02-C del escenario propuesto #3

2017-4-30 Heat Loss - Tank Heating - Vertical Cylinder Tank



Liquid Type: Oils

Diameter of Tank (d): 35 ft

Height of Tank (h): 30 ft

Depth of Liquid (D): 28.5 ft

Top of Tank: Covered Open Open with Dipped Article

Insulation

Top of Tank: Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Bottom of Tank: Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Sides of Tank: Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Air Movement Over Tank: Still Slight Rapid

Initial Liquid Temperature: 180 °F

Final Liquid Temperature: 181.5 °F

Minimum Ambient Temperature: 76 °F

Heat Up Time: 1 h

Specific Gravity of Liquid: 0.9685934

Specific Heat of Liquid: 0.7895 Btu/lb °F

Steam Pressure Before Control Valve: 163.085 psi gauge

Heat Transfer coefficient from Coil to Liquid: 5.28331 Btu/ft² h °F

Required Heat Load: 56115.9 Btu/h

Steam Coil Capacity

Maximum Steam Load: 69.5666 lb/h

Maximum Heat Load: 61727.5 Btu/h

Coil Diameter		Coil Length		Steam Velocity	
mm	in	m	ft	m/s	ft/s
15	1/2	107.933	354.112	13.3345	43.7482
20	3/4	85.0767	279.123	7.50063	24.6084
25	1	68.2219	223.825	4.80040	15.7494
32	1 1/4	53.9666	177.056	2.92993	9.61264
40	1 1/2	47.5758	156.089	1.87516	6.15209
50	2	38.2620	125.532	1.20010	3.93734
65	2 1/2	30.2574	99.2698	0.710119	2.32979
80	3	25.9194	85.0375	0.468789	1.53802
100	4	20.1998	66.2723	0.300025	0.984335
125	5	16.2872	53.4357	0.192016	0.629974
150	6	13.6753	44.8666	0.133345	0.437482

<http://www.spiraxsarco.com/Resources/Pages/Calculators/tanks-and-vats/vertical-cylinder-tank.aspx> 4/2

ANEXO N CÁLCULOS CALOR DEMANDADO EN EL PROCESO DEL ESCENARIO PROPUESTO #4

Figura 48. Cálculos calor demandado en el proceso del escenario propuesto #4.

CALOR DEMANDADO POR EL PROCESO																								
		Parámetros Entrada	Corriente 1																					
CRUDO			Corriente 1	154.8°F → 182.2°F																				
Volumen de Crudo		9,100 bbl/día	Masa de Crudo	123,001.62 lb/hr																				
Densidad API @ 60°F		21.4 °API	Masa de Agua	56,085.65 lb/hr																				
Densidad		925.4 g/L	Masa Total	179,087.27 lb/hr																				
Calor Especifico Crudo		0.5 BTU/lb °F	Q=mCpΔT																					
AGUA			Crudo	Q= 1,672,822.08 BTU/hr																				
Volumen de Agua Etapa		3,840 bbl/día	Agua	Q= 1,520,952.96 BTU/hr																				
Densidad		1,000 g/L																						
Calor Especifico Agua		1 BTU/lb °F																						
			Cantidad de energía requerida en el proceso Total 3,193,775.04 BTU/hr																					
<p>Q=mCpΔT m= masa de la sustancia en un tiempo determinado (lb/hr)</p> <p style="padding-left: 100px;">Cp= Calor específico del Fluido (BTU/lb°F)</p> <p style="padding-left: 100px;">ΔT=Cambio de Temperatura (°F)</p> <p>m= Volumen (Bbl/Día) x 159 (L/Bbl) x Densidad (g/L) / 453.592 (g/L) x 24 (hr/día)</p>																								
PÉRDIDAS DE CALOR																								
Ley Fourier $KA(T1-T2)/X$ K= 0.022 X= 0.125 pies T2= 76 °F		<table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <thead> <tr> <th colspan="4" style="text-align: center;">TANQUES</th> </tr> <tr> <th></th> <th style="text-align: center;">11-00</th> <th style="text-align: center;">11-02-B</th> <th style="text-align: center;">11-02-C</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td style="text-align: right;">Diametro Ft</td> <td style="text-align: center;">40</td> <td style="text-align: center;">30</td> <td style="text-align: center;">35</td> </tr> <tr> <td style="text-align: right;">Altura Ft</td> <td style="text-align: center;">24</td> <td style="text-align: center;">27</td> <td style="text-align: center;">30</td> </tr> <tr> <td style="text-align: right;">Pérdidas</td> <td style="text-align: center;">390621</td> <td style="text-align: center;">140799</td> <td style="text-align: center;">147359</td> </tr> </tbody> </table>			TANQUES					11-00	11-02-B	11-02-C	Diametro Ft	40	30	35	Altura Ft	24	27	30	Pérdidas	390621	140799	147359
TANQUES																								
	11-00	11-02-B	11-02-C																					
Diametro Ft	40	30	35																					
Altura Ft	24	27	30																					
Pérdidas	390621	140799	147359																					
<table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <thead> <tr> <th colspan="2" style="text-align: center;">INTERCAMBIADORES DE CALOR</th> </tr> <tr> <th colspan="2" style="text-align: center;">HE-11-02-C</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td style="text-align: right;">Temp °F</td> <td style="text-align: center;">145</td> </tr> <tr> <td style="text-align: right;">Area Ft²</td> <td style="text-align: center;">923.94</td> </tr> <tr> <td style="text-align: right;">Pérdidas</td> <td style="text-align: center;">11220.32736</td> </tr> </tbody> </table>		INTERCAMBIADORES DE CALOR		HE-11-02-C		Temp °F	145	Area Ft ²	923.94	Pérdidas	11220.32736	Pérdidas totales = 689999.3274 BTU/hr												
INTERCAMBIADORES DE CALOR																								
HE-11-02-C																								
Temp °F	145																							
Area Ft ²	923.94																							
Pérdidas	11220.32736																							

ANEXO O
CÁLCULOS DE PÉRDIDAS DE CALOR, CALOR ENTREGADO POR EL COMBUSTIBLE, FLUJO DE VAPOR, EFICIENCIA DE LA CALDERA Y EFICIENCIA EN EL PROCESO EN EL ESCENARIO PROPUESTO #4

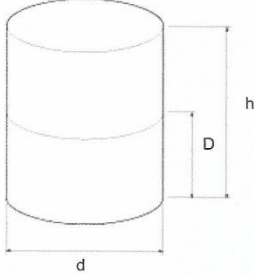
Figura 49. Cálculos de pérdidas de calor, calor entregado por el combustible, flujo de vapor, eficiencia de la caldera y eficiencia en el proceso en el escenario propuesto #4

CALOR ENTREGADO POR EL COMBUSTIBLE		
Consumo	16.93 BOPD	229.14 lb/hr
Poder Calorífico	16830 BTU/lb	
Presencia y Exceso de aire	15%	
CALOR ENTREGADO POR EL COMBUSTIBLE A LA CALDERA		
Q_{COMB}	= Consumos*Poder Calorífico	
Q_{COMB}	= 3,856,355	BTU/h
CALOR TOTAL ENTREGADO POR EL COMBUSTIBLE TENIENDO EN CUENTA LA PRESENCIA DE AIRE Y EL EXCESO DEL MISMO		
Q_{COMB}^o	= Q_{COMB} *Presencia y Exceso de aire	
Q_{COMB}^o	= 4,319,118	BTU/h
FLUJO DE VAPOR REQUERIDO PARA CUBRIR LA DEMANDA DE ENERGÍA POR EL PROCESO		
Poder Calorífico Agua	1000 BTU/lb	
m_v^p	= Q_p/dH	dH= Calor latente de vaporización
m_v^p	= 3,355.02	dH= 951.94 BTU/lb
m_v^p	= 3,355,017	BTU/hr
EFICIENCIA DE LA CALDERA		EFICIENCIA EN EL PROCESO
η_B	= mvP/Q_{comb}	η_P = Q_p/Q_{combO}
η_B	= 87.30 %	η_P = 73.90 %

ANEXO P PERDIDAS DE CALOR EN LOS TANQUES DEL ESCENARIO PROPUESTO #4

Figura 50. Perdidas de calor en el Tanque 11-00 del escenario propuesto #4.

2017-4-30
Heat Loss - Tank Heating - Vertical Cylinder Tank



Liquid Type Oils

Diameter of Tank (d) 40 ft

Height of Tank (h) 24 ft

Depth of Liquid (D) 22.8 ft

Top of Tank
 Covered Open Open with Dipped Article

Insulation

Top of Tank
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Bottom of Tank
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Sides of Tank
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Air Movement Over Tank
 Still Slight Rapid

Initial Liquid Temperature 154.8 °F

Final Liquid Temperature 155 °F

Minimum Ambient Temperature 76 °F

Heat Up Time 1 h

Specific Gravity of Liquid 0.9960462

Specific Heat of Liquid 0.9735 Btu/lb °F

Steam Pressure Before Control Valve 163.085 psi gauge

Heat Transfer coefficient from Coil to Liquid 5.28331 Btu/ft² h °F

Required Heat Load 390621 Btu/h

Steam Coil Capacity

Maximum Steam Load 484.528 lb/h

Maximum Heat Load 429928 Btu/h

Coil Diameter		Coil Length		Steam Velocity	
mm	in	m	ft	m/s	ft/s
40	1 1/2	512.472	1681.34	21.5443	70.6835
50	2	412.147	1352.19	13.7884	45.2375
65	2 1/2	325.924	1069.30	8.15880	26.7677
80	3	279.196	915.999	5.38608	17.6709
100	4	217.586	713.865	3.44709	11.3094
125	5	175.441	575.594	2.20614	7.23799
150	6	147.307	483.290	1.53204	5.02638
200	8	113.155	371.243	0.861773	2.82734

<http://www.spiraxsarco.com/Resources/Pages/Calculators/tanks-and-vats/vertical-cylinder-tank.aspx> 4/4

Figura 51. Perdidas de calor en el Tanque 11-02-B del escenario propuesto #4.

2017-4-30
Heat Loss - Tank Heating - Vertical Cylinder Tank

Liquid Type
Oils

Diameter of Tank (d)
30 ft

Height of Tank (h)
27 ft

Depth of Liquid (D)
25.65 ft

Top of Tank
 Covered
 Open
 Open with Dipped Article

Insulation

Top of Tank
 Uninsulated
 50mm (2in)
 100mm (4in)

Bottom of Tank
 Uninsulated
 50mm (2in)
 100mm (4in)

Sides of Tank
 Uninsulated
 50mm (2in)
 100mm (4in)

Air Movement Over Tank
 Still
 Slight
 Rapid

Initial Liquid Temperature
154.7 °F

Final Liquid Temperature
155 °F

Minimum Ambient Temperature
76 °F

Heat Up Time
1 h

Specific Gravity of Liquid
0.9960462

Specific Heat of Liquid
0.9735 Btu/lb °F

Steam Pressure Before Control Valve
163.085 psi gauge

Heat Transfer coefficient from Coil to Liquid
5.28331 Btu/ft² h °F

Required Heat Load
140799 Btu/h

Steam Coil Capacity

Maximum Steam Load
174.597 lb/h

Maximum Heat Load
154923 Btu/h

Coil Diameter	Coil Length		Steam Velocity		
	mm	in	m	ft	m/s
65	2 1/2	682.982	2240.76	16.0184	52.5538
80	3	585.064	1919.50	10.5746	34.6937
100	4	455.957	1495.92	6.76777	22.2040
125	5	367.641	1206.174	3.3138	14.2105
150	6	308.685	1012.75	3.00790	9.86844
200	8	237.119	777.950	1.69194	5.55100

<http://www.spiraxsarco.com/Resources/Pages/Calculators/tanks-and-vats/vertical-cylinder-tank.aspx>

1/1

Figura 52. Perdidas de calor en el Tanque 11-02-C del escenario propuesto #4.

2017-4-30
Heat Loss - Tank Heating - Vertical Cylinder Tank

Liquid Type Oils

Diameter of Tank (d) 35 ft

Height of Tank (h) 30 ft

Depth of Liquid (D) 28.5 ft

Top of Tank
 Covered Open Open with Dipped Article

Insulation

Top of Tank
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Bottom of Tank
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Sides of Tank
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Air Movement Over Tank
 Still Slight Rapid

Initial Liquid Temperature 180 °F

Final Liquid Temperature 182.2 °F

Minimum Ambient Temperature 76 °F

Heat Up Time 1 h

Specific Gravity of Liquid 0.9685934

Specific Heat of Liquid 0.7895 Btu/lb °F

Steam Pressure Before Control Valve 163.085 psi gauge

Heat Transfer coefficient from Coil to Liquid 5.28331 Btu/ft² h °F

Required Heat Load 147359 Btu/h

Steam Coil Capacity

Maximum Steam Load 69.5666 lb/h

Maximum Heat Load 61727.5 Btu/h

Coil Diameter		Coil Length		Steam Velocity	
mm	in	m	ft	m/s	ft/s
15	1/2	107.933	354.112	13.3345	43.7482
20	3/4	85.0767	279.123	7.50063	24.6084
25	1	68.2219	223.825	4.80040	15.7494
32	1 1/4	53.9666	177.056	2.92993	9.61264
40	1 1/2	47.5758	156.089	1.87516	6.15209
50	2	38.2620	125.532	1.20010	3.93734
65	2 1/2	30.2574	99.2698	0.710119	2.32979
80	3	25.9194	85.0375	0.468789	1.53802
100	4	20.1998	66.2723	0.300025	0.984335
125	5	16.2872	53.4357	0.192016	0.629974
150	6	13.6753	44.8666	0.133345	0.437482

<http://www.spiraxsarco.com/Resources/Pages/Calculators/tanks-and-valves/vertical-cylinder-tank.aspx> 4/2

ANEXO Q CÁLCULOS CALOR DEMANDADO EN EL PROCESO DEL ESCENARIO PROPUESTO #5

Figura 53. Cálculos calor demandado en el proceso del escenario propuesto #5.

CALOR DEMANDADO POR EL PROCESO			
	Parámetros Entrada	Corrientes	154.9°F → 181.7°F
CRUDO		Masa de Crudo	123,001.62 lb/hr
Volumen de Crudo	9,100 bbl/día	Masa de Agua	198,790.55 lb/hr
Densidad API @ 60°F	21.4 °API	Masa Total	321,792.17 lb/hr
Densidad	925.4 g/L		
Calor Especifico Crudo	0.5 BTU/lb °F	Q=mCpΔT	
AGUA		Crudo	Q= 1,648,221.75 BTU/hr
Volumen de Agua Etapa	13,611 bbl/día	Agua	Q= 5,434,138.34 BTU/hr
Densidad	1,000 g/L		
Calor Especifico Agua	1 BTU/lb °F	Cantidad de energía requerida en la Etapa 1	7,082,360.10 BTU/hr
Q=mCpΔT	m= masa de la sustancia en un tiempo determinado (lb/hr)	Cantidad de energía requerida en el proceso Total 7,082,360.10 BTU/hr	
	Cp= Calor específico del Fluido (BTU/lb°F)		
	ΔT=Cambio de Temperatura (°F)		
	m= Volumen (Bbl/Día) x 159 (L/Bbl) x Densidad (g/L) / 453.592 (g/L) x 24 (hr/día)		

ANEXO R

CÁLCULOS DE PÉRDIDAS DE CALOR, CALOR ENTREGADO POR EL COMBUSTIBLE, FLUJO DE VAPOR, EFICIENCIA DE LA CALDERA Y EFICIENCIA EN EL PROCESO EN EL ESCENARIO PROPUESTO #5.

Figura 54. Cálculos de pérdidas de calor, calor entregado por el combustible, flujo de vapor, eficiencia de la caldera y eficiencia en el proceso en el escenario propuesto #5.

PÉRDIDAS DE CALOR																																											
<p>Ley Fourier $KA(T1-T2)/X$</p> <p>K= 0.022</p> <p>X= 0.125 pies</p> <p>T2= 76 °F</p>		<table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <thead> <tr> <th colspan="4" style="text-align: center;">TANQUES</th> </tr> <tr> <th></th> <th>11-00</th> <th>11-02-B</th> <th>11-02-C</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>Diametro Ft</td> <td>40</td> <td>30</td> <td>35</td> </tr> <tr> <td>Altura Ft</td> <td>24</td> <td>27</td> <td>30</td> </tr> <tr> <td>Pérdidas</td> <td>390621</td> <td>140799</td> <td>147359</td> </tr> </tbody> </table>	TANQUES					11-00	11-02-B	11-02-C	Diametro Ft	40	30	35	Altura Ft	24	27	30	Pérdidas	390621	140799	147359																					
TANQUES																																											
	11-00	11-02-B	11-02-C																																								
Diametro Ft	40	30	35																																								
Altura Ft	24	27	30																																								
Pérdidas	390621	140799	147359																																								
<table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <thead> <tr> <th colspan="2" style="text-align: center;">INTERCAMBIADORES DE CALOR</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td colspan="2" style="text-align: center;">HE-11-02-C</td> </tr> <tr> <td>Temp °F</td> <td style="text-align: right;">145</td> </tr> <tr> <td>Area Ft²</td> <td style="text-align: right;">923.94</td> </tr> <tr> <td>Pérdidas</td> <td style="text-align: right;">11220.32736</td> </tr> </tbody> </table>	INTERCAMBIADORES DE CALOR		HE-11-02-C		Temp °F	145	Area Ft ²	923.94	Pérdidas	11220.32736		<table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <tr> <td>Pérdidas totales =</td> <td style="text-align: right;">689999.3274</td> <td style="text-align: right;">BTU/hr</td> </tr> </table>	Pérdidas totales =	689999.3274	BTU/hr																												
INTERCAMBIADORES DE CALOR																																											
HE-11-02-C																																											
Temp °F	145																																										
Area Ft ²	923.94																																										
Pérdidas	11220.32736																																										
Pérdidas totales =	689999.3274	BTU/hr																																									
<table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <thead> <tr> <th colspan="4" style="text-align: center;">CALOR ENTREGADO POR EL COMBUSTIBLE</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>Consumo</td> <td style="text-align: right;">37.72 BOPD</td> <td style="text-align: right;">510.51 lb/hr</td> <td></td> </tr> <tr> <td>Poder Calorifico</td> <td style="text-align: right;">16830 BTU/lb</td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td>Presencia y Exceso de aire</td> <td style="text-align: right;">15%</td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td colspan="4" style="text-align: center;">CALOR ENTREGADO POR EL COMBUSTIBLE A LA CALDERA</td> </tr> <tr> <td>Q_{COMB}</td> <td>=</td> <td>Consumos*Poder Calorifico</td> <td></td> </tr> <tr> <td>Q_{COMB}</td> <td>=</td> <td style="text-align: right;">8,591,950</td> <td style="text-align: right;">BTU/h</td> </tr> <tr> <td colspan="4" style="text-align: center;">CALOR TOTAL ENTREGADO POR EL COMBUSTIBLE TENIENDO EN CUENTA LA PRESENCIA DE AIRE Y EL EXCESO DEL MISMO</td> </tr> <tr> <td>Q_{COMB}^o</td> <td>=</td> <td>Q_{COMB}*Presencia y Exceso de aire</td> <td></td> </tr> <tr> <td>Q_{COMB}^o</td> <td>=</td> <td style="text-align: right;">9,622,984</td> <td style="text-align: right;">BTU/h</td> </tr> </tbody> </table>				CALOR ENTREGADO POR EL COMBUSTIBLE				Consumo	37.72 BOPD	510.51 lb/hr		Poder Calorifico	16830 BTU/lb			Presencia y Exceso de aire	15%			CALOR ENTREGADO POR EL COMBUSTIBLE A LA CALDERA				Q_{COMB}	=	Consumos*Poder Calorifico		Q_{COMB}	=	8,591,950	BTU/h	CALOR TOTAL ENTREGADO POR EL COMBUSTIBLE TENIENDO EN CUENTA LA PRESENCIA DE AIRE Y EL EXCESO DEL MISMO				Q_{COMB}^o	=	Q_{COMB} *Presencia y Exceso de aire		Q_{COMB}^o	=	9,622,984	BTU/h
CALOR ENTREGADO POR EL COMBUSTIBLE																																											
Consumo	37.72 BOPD	510.51 lb/hr																																									
Poder Calorifico	16830 BTU/lb																																										
Presencia y Exceso de aire	15%																																										
CALOR ENTREGADO POR EL COMBUSTIBLE A LA CALDERA																																											
Q_{COMB}	=	Consumos*Poder Calorifico																																									
Q_{COMB}	=	8,591,950	BTU/h																																								
CALOR TOTAL ENTREGADO POR EL COMBUSTIBLE TENIENDO EN CUENTA LA PRESENCIA DE AIRE Y EL EXCESO DEL MISMO																																											
Q_{COMB}^o	=	Q_{COMB} *Presencia y Exceso de aire																																									
Q_{COMB}^o	=	9,622,984	BTU/h																																								
<table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <thead> <tr> <th colspan="4" style="text-align: center;">FLUJO DE VAPOR REQUERIDO PARA CUBRIR LA DEMANDA DE ENERGÍA POR EL PROCESO</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>Poder Calorifico Agua</td> <td colspan="3" style="text-align: right;">1000 BTU/lb</td> </tr> <tr> <td>m_v^p</td> <td>=</td> <td>Qp/dH</td> <td>dH= Calor latente de vaporización</td> </tr> <tr> <td>m_v^p</td> <td>=</td> <td style="text-align: right;">7,435.00</td> <td style="text-align: right;">lb/hr</td> </tr> <tr> <td>m_v^p</td> <td>=</td> <td style="text-align: right;">7,435,002</td> <td style="text-align: right;">BTU/hr</td> </tr> <tr> <td colspan="4" style="text-align: center;">dH= 952.57 BTU/lb</td> </tr> </tbody> </table>				FLUJO DE VAPOR REQUERIDO PARA CUBRIR LA DEMANDA DE ENERGÍA POR EL PROCESO				Poder Calorifico Agua	1000 BTU/lb			m_v^p	=	Qp/dH	dH= Calor latente de vaporización	m_v^p	=	7,435.00	lb/hr	m_v^p	=	7,435,002	BTU/hr	dH= 952.57 BTU/lb																			
FLUJO DE VAPOR REQUERIDO PARA CUBRIR LA DEMANDA DE ENERGÍA POR EL PROCESO																																											
Poder Calorifico Agua	1000 BTU/lb																																										
m_v^p	=	Qp/dH	dH= Calor latente de vaporización																																								
m_v^p	=	7,435.00	lb/hr																																								
m_v^p	=	7,435,002	BTU/hr																																								
dH= 952.57 BTU/lb																																											
<table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <thead> <tr> <th colspan="2" style="text-align: center;">EFICIENCIA DE LA CALDERA</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>η_B</td> <td>= mvP/Qcomb</td> </tr> <tr> <td>η_B</td> <td style="text-align: right;">87.90 %</td> </tr> </tbody> </table>		EFICIENCIA DE LA CALDERA		η_B	= mvP/Qcomb	η_B	87.90 %	<table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <thead> <tr> <th colspan="2" style="text-align: center;">EFICIENCIA EN EL PROCESO</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>η_p</td> <td>= Qp/QcombO</td> </tr> <tr> <td>η_p</td> <td style="text-align: right;">73.50 %</td> </tr> </tbody> </table>		EFICIENCIA EN EL PROCESO		η_p	= Qp/QcombO	η_p	73.50 %																												
EFICIENCIA DE LA CALDERA																																											
η_B	= mvP/Qcomb																																										
η_B	87.90 %																																										
EFICIENCIA EN EL PROCESO																																											
η_p	= Qp/QcombO																																										
η_p	73.50 %																																										

ANEXO S

PERDIDAS DE CALOR EN LOS TANQUES DEL ESCENARIO PROPUESTO #5

Figura 55. Perdidas de calor en el Tanque 11-00 del escenario propuesto #5.

2017-4-30
Heat Loss - Tank Heating - Vertical Cylinder Tank

Liquid Type Oils

Diameter of Tank (d) 40 ft

Height of Tank (h) 24 ft

Depth of Liquid (D) 22.8 ft

Top of Tank
 Covered Open Open with Dipped Article

Insulation

Top of Tank
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Bottom of Tank
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Sides of Tank
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Air Movement Over Tank
 Still Slight Rapid

Initial Liquid Temperature 154.8 °F

Final Liquid Temperature 155 °F

Minimum Ambient Temperature 76 °F

Heat Up Time 1 h

Specific Gravity of Liquid 0.9960462

Specific Heat of Liquid 0.9735 Btu/lb °F

Steam Pressure Before Control Valve 163.085 psi gauge

Heat Transfer coefficient from Coil to Liquid 5.28331 Btu/ft² h °F

Required Heat Load 390621 Btu/h

Steam Coil Capacity

Maximum Steam Load 484.528 lb/h

Maximum Heat Load 429928 Btu/h

Coil Diameter		Coil Length		Steam Velocity	
mm	in	m	ft	m/s	ft/s
40	1 1/2	512.472	1681.34	21.5443	70.6835
50	2	412.147	1352.19	13.7884	45.2375
65	2 1/2	325.924	1069.30	8.15880	26.7677
80	3	279.196	915.999	5.38608	17.6709
100	4	217.586	713.865	3.44709	11.3094
125	5	175.441	575.594	2.20614	7.23799
150	6	147.307	483.290	1.53204	5.02638
200	8	113.155	371.243	0.861773	2.82734

<http://www.spiraxsarco.com/Resources/Pages/Calculators/tanks-and-vats/vertical-cylinder-tank.aspx> 4/4

Figura 56. Perdidas de calor en el Tanque 11-02-B del escenario propuesto #5.

2017-4-30
Heat Loss - Tank Heating - Vertical Cylinder Tank

Liquid Type Oils

Diameter of Tank (d) 30 ft

Height of Tank (h) 27 ft

Depth of Liquid (D) 25.65 ft

Top of Tank
 Covered Open Open with Dipped Article

Insulation

Top of Tank
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Bottom of Tank
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Sides of Tank
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Air Movement Over Tank
 Still Slight Rapid

Initial Liquid Temperature 154.7 °F

Final Liquid Temperature 155 °F

Minimum Ambient Temperature 76 °F

Heat Up Time 1 h

Specific Gravity of Liquid 0.9960462

Specific Heat of Liquid 0.9735 Btu/lb °F

Steam Pressure Before Control Valve 163.085 psi gauge

Heat Transfer coefficient from Coil to Liquid 5.28331 Btu/ft² h °F

Required Heat Load 140799 Btu/h

Steam Coil Capacity

Maximum Steam Load 174.597 lb/h

Maximum Heat Load 154923 Btu/h

Coil Diameter		Coil Length		Steam Velocity	
mm	in	m	ft	m/s	ft/s
65	2 1/2	682.982	2240.76	16.0184	52.5538
80	3	585.064	1919.50	10.5746	34.6937
100	4	455.957	1495.92	6.76777	22.2040
125	5	367.641	1206.17	4.33138	14.2105
150	6	308.685	1012.75	3.00790	9.86844
200	8	237.119	777.950	1.69194	5.55100

<http://www.spiraxsarco.com/Resources/Pages/Calculators/tanks-and-vats/vertical-cylinder-tank.aspx>

1/1

Figura 57. Perdidas de calor en el Tanque 11-02-C del escenario propuesto #5.

2017-4-30
Heat Loss - Tank Heating - Vertical Cylinder Tank

Liquid Type Oils

Diameter of Tank (d) 35 ft

Height of Tank (h) 30 ft

Depth of Liquid (D) 28.5 ft

Top of Tank
 Covered Open Open with Dipped Article

Insulation

Top of Tank
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Bottom of Tank
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Sides of Tank
 Uninsulated 50mm (2in) 100mm (4in)

Air Movement Over Tank
 Still Slight Rapid

Initial Liquid Temperature 180 °F

Final Liquid Temperature 182.2 °F

Minimum Ambient Temperature 76 °F

Heat Up Time 1 h

Specific Gravity of Liquid 0.9685934

Specific Heat of Liquid 0.7895 Btu/lb °F

Steam Pressure Before Control Valve 163.085 psi gauge

Heat Transfer coefficient from Coil to Liquid 5.28331 Btu/ft² h °F

Required Heat Load 147359 Btu/h


Steam Coil Capacity

Maximum Steam Load 69.5666 lb/h

Maximum Heat Load 61727.5 Btu/h

Coil Diameter		Coil Length		Steam Velocity	
mm	in	m	ft	m/s	ft/s
15	1/2	107.933	354.112	13.3345	43.7482
20	3/4	85.0767	279.123	7.50063	24.6084
25	1	68.2219	223.825	4.80040	15.7494
32	1 1/4	53.9666	177.056	2.92993	9.61264
40	1 1/2	47.5758	156.089	1.87516	6.15209
50	2	38.2620	125.532	1.20010	3.93734
65	2 1/2	30.2574	99.2698	0.710119	2.32979
80	3	25.9194	85.0375	0.468789	1.53802
100	4	20.1998	66.2723	0.300025	0.984335
125	5	16.2872	53.4357	0.192016	0.629974
150	6	13.6753	44.8666	0.133345	0.437482

<http://www.spiraxsarco.com/Resources/Pages/Calculators/tanks-and-vats/vertical-cylinder-tank.aspx> 4/2


	FUNDACIÓN UNIVERSIDAD DE AMÉRICA	Código:
	PROCESO: GESTIÓN DE BIBLIOTECA	Versión 0
	Autorización para Publicación en el Repositorio Digital Institucional – Lumieres	Julio - 2016

AUTORIZACIÓN PARA PUBLICACIÓN EN EL REPOSITORIO DIGITAL INSTITUCIONAL LUMIERES

Yo **Daniel Felipe Díaz Pinzón** en calidad de titular de la obra **Evaluación energética de escenarios de operación a partir de diagramas de Sankey para la planta de deshidratación de crudo en la estación jaguar del bloque caracara**, elaborada en el año **2016**, autorizo al **Sistema de Bibliotecas de la Fundación Universidad América** para que incluya una copia, indexe y divulgue en el Repositorio Digital Institucional – Lumieres, la obra mencionada con el fin de facilitar los procesos de visibilidad e impacto de la misma, conforme a los derechos patrimoniales que me corresponde y que incluyen: la reproducción, comunicación pública, distribución al público, transformación, en conformidad con la normatividad vigente sobre derechos de autor y derechos conexos (Ley 23 de 1982, Ley 44 de 1993, Decisión Andina 351 de 1993, entre otras).

Al respecto como Autor manifiesto conocer que:

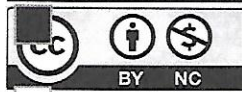
- La autorización es de carácter no exclusiva y limitada, esto implica que la licencia tiene una vigencia, que no es perpetua y que el autor puede publicar o difundir su obra en cualquier otro medio, así como llevar a cabo cualquier tipo de acción sobre el documento.
- La autorización tendrá una vigencia de cinco años a partir del momento de la inclusión de la obra en el repositorio, prorrogable indefinidamente por el tiempo de duración de los derechos patrimoniales del autor y podrá darse por terminada una vez el autor lo manifieste por escrito a la institución, con la salvedad de que la obra es difundida globalmente y cosechada por diferentes buscadores y/o repositorios en Internet, lo que no garantiza que la obra pueda ser retirada de manera inmediata de otros sistemas de información en los que se haya indexado, diferentes al Repositorio Digital Institucional – Lumieres de la Fundación Universidad América.
- La autorización de publicación comprende el formato original de la obra y todos los demás que se requiera, para su publicación en el repositorio. Igualmente, la autorización permite a la institución el cambio de soporte de la obra con fines de preservación (impreso, electrónico, digital, Internet, intranet, o cualquier otro formato conocido o por conocer).
- La autorización es gratuita y se renuncia a recibir cualquier remuneración por los usos de la obra, de acuerdo con la licencia establecida en esta autorización.
- Al firmar esta autorización, se manifiesta que la obra es original y no existe en ella ninguna violación a los derechos de autor de terceros. En caso de que el trabajo haya sido financiado por terceros, el o los autores asumen la responsabilidad del cumplimiento de los acuerdos establecidos sobre los derechos patrimoniales de la obra.
- Frente a cualquier reclamación por terceros, el o los autores serán los responsables. En ningún caso la responsabilidad será asumida por la Fundación Universidad de América.
- Con la autorización, la Universidad puede difundir la obra en índices, buscadores y otros sistemas de información que favorezcan su visibilidad.

	FUNDACIÓN UNIVERSIDAD DE AMÉRICA	Código:
	PROCESO: GESTIÓN DE BIBLIOTECA	Versión 0
	Autorización para Publicación en el Repositorio Digital Institucional – Lumieres	Julio - 2016

Conforme a las condiciones anteriormente expuestas, como autor establezco las siguientes condiciones de uso de mi obra de acuerdo con la **licencia Creative Commons** que se señala a continuación:



Atribución- no comercial- sin derivar: permite distribuir, sin fines comerciales, sin obras derivadas, con reconocimiento del autor.



Atribución – no comercial: permite distribuir, crear obras derivadas, sin fines comerciales con reconocimiento del autor.



Atribución – no comercial – compartir igual: permite distribuir, modificar, crear obras derivadas, sin fines económicos, siempre y cuando las obras derivadas estén licenciadas de la misma forma.

Licencias completas: http://co.creativecommons.org/?page_id=13

Siempre y cuando se haga alusión de alguna parte o nota del trabajo, se debe tener en cuenta la correspondiente citación bibliográfica para darle crédito al trabajo y a su autor.

De igual forma como autor autorizo la consulta de los medios físicos del presente trabajo de grado así:

AUTORIZO (AUTORIZAMOS)	SI	NO
La consulta física (sólo en las instalaciones de la Biblioteca) del CD-ROM y/o Impreso	X	
La reproducción por cualquier formato conocido o por conocer para efectos de preservación	X	

Información Confidencial: este Trabajo de Grado contiene información privilegiada, estratégica o secreta o se ha pedido su confidencialidad por parte del tercero, sobre quien se desarrolló la investigación. En caso afirmativo expresamente indicaré (indicaremos), en carta adjunta, tal situación con el fin de que se respete la restricción de acceso.	SI	NO
		X

Para constancia se firma el presente documento en Bogotá, a los 10 días del mes de Agosto del año 2017.

EL AUTOR:

Nombres	Apellidos
Daniel Felipe	Díaz Pinzón
Documento de identificación No	Firma
1026287547	