



**UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE MONAGAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEO
MATURÍN / MONAGAS / VENEZUELA**

**PROPUESTA DE UN MÉTODO DE DISMINUCIÓN DE VISCOSIDAD PARA
EL MEJORAMIENTO DEL SISTEMA HIDRÁULICO DE LA ESTACIÓN DE
FLUJO OROCUAL 2 (EF-ORC-2)**

REALIZADO POR:

MORENO DÍAZ ENNAIR SICILIA

**Trabajo especial de grado presentado ante la Universidad de Oriente como
requisito parcial para optar al título de:**

INGENIERO DE PETRÓLEO

MATURÍN, FEBRERO DE 2011

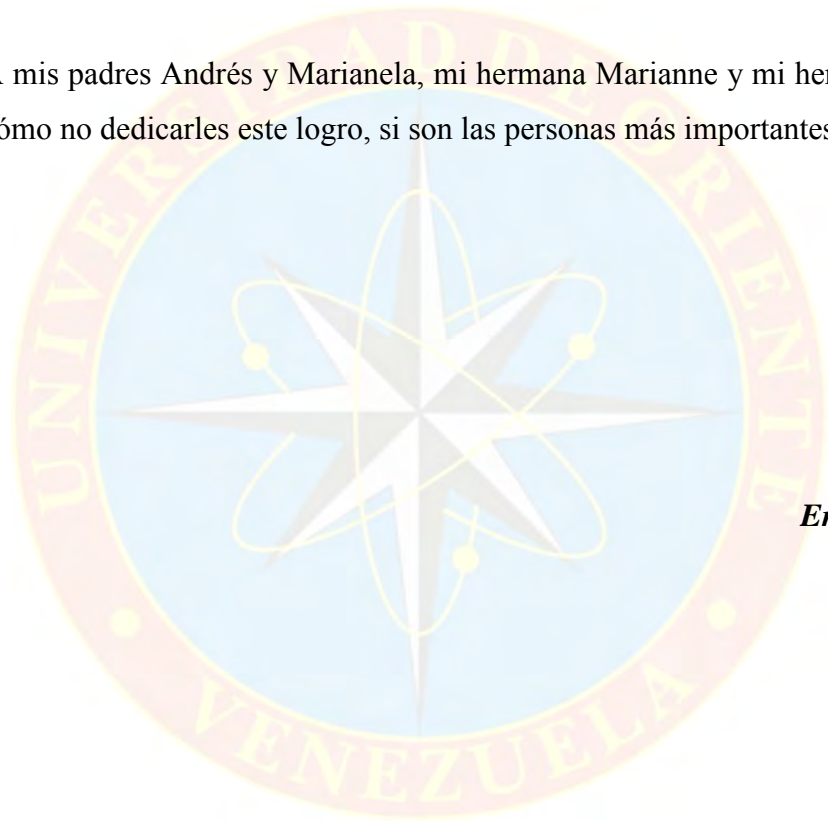
RESOLUCIÓN

DE ACUERDO AL ARTÍCULO 41 DEL REGLAMENTO DE TRABAJOS DE GRADO, “ÉSTOS SON DE EXCLUSIVA PROPIEDAD DE LA **UNIVERSIDAD DE ORIENTE** Y SÓLO PODRÁN SER UTILIZADOS A OTROS FINES CON EL CONSENTIMIENTO DEL CONSEJO DE NÚCLEO RESPECTIVO, QUIEN LO PARTICIPARÁ AL CONSEJO UNIVERSITARIO”.

DEDICATORIA

A mi Dios Todopoderoso, le doy la gloria absoluta, y le dedico por completo cada una de estas páginas.

A mis padres Andrés y Marianela, mi hermana Marianne y mi hermano Andrés Jesús cómo no dedicarles este logro, si son las personas más importantes en mi vida.



Ennair Moreno

AGRADECIMIENTOS

Si bien esta tesis es un trabajo personal, debo un especial agradecimiento a varias personas que, con sus muchas cualidades han sido de gran ayuda y un apoyo incondicional. Quisiera agradecer:

Primeramente a nuestro Dios, porque todo sucede porque así Él lo permite, y a pesar de las muchas dificultades que se me presentaron, tengo la plena convicción de que siempre estuvo a mi lado impulsándome, hasta finalmente llegar a la meta. Nada es imposible cuando se tiene fe en Dios; pude darme cuenta de su inmenso amor una y muchas veces; gracias por tu misericordia, por ser mi fortaleza y guiarme por el camino correcto...

A mis padres y hermanos, fueron y siguen siendo una fuente inagotable de entusiasmo, aliento y consejo. Agradecida estoy con mi Dios por darme una familia tan bella, gracias papá y mamá por brindarme una educación, a ustedes le debo este logro.

A mis amigos, estaré eternamente agradecida con todos ustedes; por su amistad sincera e incondicional, por todo el apoyo desde el primer semestre de la carrera, por cederme sus conocimientos y por todos los malos y buenos momentos compartidos; gracias Maryuri, Abraham, Zoimar, Elimar, Jonathan, Marinelly, Aroel, Gilmery, Cesar, Patricia, Yvan, Leo, Luis Alejandro, Isandrea, Carlos, Johana, les deseo todo lo mejor. Los quiero.

Quiero agradecerle a una persona muy especial en mi vida, Eder Robayna, de no ser por ti sé que todo hubiese sido más difícil, siempre estuviste conmigo, haciendo todo lo que estuviese en tus manos para apoyarme, eres un ser maravilloso, me demostraste que, pase lo que pase, puedo confiar en ti siempre, mil gracias. Te quiero muchísimo, ocupas un lugar muy especial en mi corazón.

A mis super asesores, no tengo palabras para expresar mi gratitud, fue una bendición de Dios contar con el apoyo del Ing. Luis Villahermosa, Ing. Luis Pérez y el Ing. Ramón Tineo. Primeramente, agradecida por su considerable paciencia, por la importancia y dedicación que le dieron a mi trabajo de grado; gracias por su tiempo y por su constante deseo de ayudarme y que todo quedara excelente.

No puedo dejar de mencionar al Ing. Octavio Ramos y a todo el personal de Ingeniería de producción Orocual: Christian Colmenares, Romina Rojas, Nelson Soto, Ana Ballesteros, Patricia Hernández, Karen Solano y Saray Naranjo; igualmente gracias a todos los supv. de operaciones, a los operadores; en fin, a todo el Departamento de Producción Orocual, muchas gracias por su amabilidad, porque con su humildad, respeto, tolerancia, y muchas otras cualidades, me hicieron sentir parte de esa gran familia que conforman dentro de la industria, gracias por todo el cariño brindado.

Mi más sincero agradecimiento a la empresa PDVSA, por darme la oportunidad de llevar a cabo mi trabajo de grado en sus instalaciones, específicamente en el campo Orocual, fue un honor, un privilegio y una experiencia inolvidable.

Por supuesto, estoy completamente agradecida con mi casa de estudio, Universidad de Oriente (UDO) Núcleo Monagas, gran institución, excelentes docentes.... Muy buenos recuerdos quedan gravados en mi memoria. Muchos estudiantes han salido como grandes profesionales dejando en alto tu nombre, espero ser uno de ellos. Quiero agradecer especialmente a los Prof. Ing. Miguel Flores, Tomás Marín y Fernando Cañizales, por su asesoría en este trabajo.

¡Gracias a todos!

Ennair Moreno

INDICE GENERAL

RESOLUCIÓN	ii
DEDICATORIA	iii
AGRADECIMIENTOS	iv
INDICE DE FIGURA	ix
INDICE DE GRAFICA	x
INDICE DE TABLA	xii
RESUMEN	xiii
INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO I	2
EL PROBLEMA	2
1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	2
1.2 OBJETIVOS DE LA INVESTIGACIÓN.....	3
1.2.1 Objetivo General.....	3
1.1.2 Objetivos Específicos.....	3
1.3 JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO.....	4
CAPÍTULO II	4
MARCO TEÓRICO	4
2.1 ANTECEDENTES.....	5
2.2 UBICACIÓN Y DESCRIPCIÓN DEL CAMPO OROCUAL.....	5
2.3 BASES TEÓRICAS.....	7
2.3.1 Viscosidad Del Crudo.....	7
2.3.1.1 Tipos de Viscosidad.....	8
2.3.1.2 Factores que Afectan la Viscosidad del Petróleo.....	10
2.3.1.3 Efecto de la Temperatura Sobre la Viscosidad del Petróleo Modelos Correlacionados.....	10
2.3.2 Estaciones de Flujo.....	13
2.3.2.1 Funciones Básicas de las Estaciones de Flujo.....	15
2.3.2.2 Componentes Principales de una Estación de Flujo.....	15
2.3.3 Flujo Multifásico en Tuberías Horizontales.....	20
2.3.3.1 Gradiente de Presión en Tuberías Horizontales.....	22
2.3.3.2 Variables que Afectan el Gradiente de Presión en Tuberías Horizontales.....	24
2.3.3.3 Correlaciones de Flujo Multifásico.....	25
2.3.3.4 Erosión en Tuberías con Flujo Multifásico.....	26
2.3.4 Métodos de Disminución de Viscosidad Aplicados en Superficie.....	27
2.3.4.1 Reductor de Viscosidad (producto químico).....	28
2.3.4.2 Inyección de Diluyente.....	31
2.3.4.3 Aumento de Temperatura.....	31
2.4 CONCEPTOS Y TÉRMINOS BÁSICOS.....	35
CAPÍTULO III	36

MARCO METODOLÓGICO	36
3.1 TIPO DE INVESTIGACIÓN	36
3.2 DISEÑO DE LA INVESTIGACIÓN	37
3.3 POBLACIÓN Y MUESTRA.....	37
3.4 PROCEDIMIENTO METODOLÓGICO.....	37
3.4.1 Fase I Ubicación de los Posibles Puntos de Interconexión de los Métodos de Disminución de Viscosidad del Fluido Recolectado en la Estación de Flujo Orocuál 2 (EF-ORC-2).....	38
3.4.1.1 Reductor de Viscosidad.....	39
3.4.1.2 Inyección de Diluyente	41
3.4.1.3 Aumento de Temperatura.....	41
3.4.2 Fase II Análisis de la Aplicabilidad de los Métodos en Estudio: Inyección de Diluyente, reductor de Viscosidad y Aumento de Temperatura en la Estación de Flujo Orocuál 2 (EF-ORC-2)	42
3.4.2.1 Diseño de la Red Hidráulica de la EF-ORC-2	43
3.4.2.2 Selección de la Correlación de Flujo Multifásico	46
3.4.2.3 Aplicabilidad de los Métodos de Disminución de Viscosidad	46
3.4.3 Fase III Estimación Mediante Simulaciones del Comportamiento Actual y Futuro de la Red Hidráulica de la Estación de Flujo Orocuál 2 (EF-ORC-2), Basado en las Disminuciones de Viscosidad Obtenidas por Cada Método	48
3.4.3.1 Inyección de Diluyente	48
3.4.3.2 Aumento de Temperatura.....	49
3.4.4 Fase IV Elaboración de un Estudio Económico Conforme a las Alternativas Seleccionadas para la Disminución de Viscosidad del Fluido en la Estación de Flujo Orocuál 2 (EF-ORC-2)	50
3.5 INSTRUMENTOS Y TÉCNICAS PARA LA RECOLECCIÓN DE INFORMACIÓN	50
3.6 RECURSOS.....	51
3.6.1 Recursos Humanos	51
3.6.2 Recursos Financieros.....	51
3.6.3 Recursos Materiales y Bibliográficos.....	52
3.6.4 Recursos Tecnológicos.....	52
CAPÍTULO IV	53
ANÁLISIS DE RESULTADOS	53
4.1 UBICACIÓN DE LOS POSIBLES PUNTOS DE INTERCONEXIÓN DE LOS MÉTODOS DE DISMINUCIÓN DE VISCOSIDAD DEL FLUIDO RECOLECTADO EN LA ESTACIÓN DE FLUJO OROCUAL 2	53
4.1.1 Descripción del Proceso de la Estación de Flujo Orocuál 2 (EF-ORC- 2).....	53
4.1.2 Estrategia de Operación y Control	55
4.1.3 Dimensión y Capacidad de los Equipos de Procesos de la EF-ORC-2.....	57
4.1.4 Balance de Producción de la Estación de Flujo Orocuál 2 (EF-ORC-2)	57

4.1.5 Características de los Pozos Asociados a la Estación de Flujo	59
4.1.6 Posibles Puntos de Interconexión para los Métodos de Disminución de Viscosidad	59
4.1.6.1 Inyección de Diluyente en Superficie	60
4.1.6.2 Inyección de Reductor de Viscosidad (química)	65
4.1.6.3 Aumento de Temperatura.....	66
4.2. ANÁLISIS DE LA APLICABILIDAD DE LOS MÉTODOS EN ESTUDIO: REDUCTOR DE VISCOSIDAD, INYECCIÓN DE DILUENTE Y AUMENTO DE TEMPERATURA EN LA ESTACIÓN DE FLUJO OROCUAL 2	69
4.2.1 Selección de la Correlación de Flujo Multifásico Horizontal	69
4.2.2 Simulaciones de los Métodos de Disminución de Viscosidad	70
4.2.2.1 Caso Base (condiciones actuales)	70
4.2.2.2 Reductor de Viscosidad.....	79
4.2.2.3 Inyección de Diluyente	86
4.2.2.4 Aumento de Temperatura.....	95
4.2.3 Selección de los Métodos de Disminución de Viscosidad de Acuerdo a las Mejoras Obtenidas en este Parámetro y en la Hidráulica del Sistema	100
4.3 ESTIMACIÓN MEDIANTE SIMULACIONES DEL COMPORTAMIENTO ACTUAL Y FUTURO DE LA RED HIDRÁULICA DE LA ESTACIÓN DE FLUJO OROCUAL 2 (EF-ORC-2), BASADO EN LAS DISMINUCIONES DE VISCOSIDAD OBTENIDAS POR CADA MÉTODO	102
4.3.1 Caso Base (volumetría futura).....	102
4.3.2 Inyección de Diluyente (propuesta 2)	104
4.3.3 Aumento de Temperatura	111
4.4 ELABORACIÓN DE UN ESTUDIO ECONÓMICO CONFORME A LAS ALTERNATIVAS SELECCIONADAS PARA LA DISMINUCIÓN DE VISCOSIDAD DEL FLUIDO EN LA ESTACIÓN DE FLUJO OROCUAL 2 (EF-ORC-2).....	116
4.4.1 Inyección de Diluyente (propuesta 2)	117
4.4.2 Aumento de Temperatura	118
CAPITULO V.....	122
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	122
5.1 CONCLUSIONES	122
5.2 RECOMENDACIONES.....	124
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	125
APENDICES.....	127
HOJAS METADATOS.....	156

INDICE DE FIGURA

Figura 2.1. Ubicación geográfica del campo Orocual	6
Figura 2.2 Crudo pesado.....	8
Figura 2.3 Procesos típicos asociados a la corriente de producción.....	14
Figura 2.4 Estación de flujo.....	15
Figura 2.5 Múltiple de producción	16
Figura 2.6 Separador vertical.....	17
Figura 2.7 Separador horizontal	17
Figura 2.8 Depurador de gas.....	18
Figura 2.9 Tanques de almacenamiento	19
Figura 2.10 Tanque de almacenamiento de reductor de viscosidad	29
Figura 2.11 Calentador (de tipo tubo y carcaza)	34
Figura 4.1. Vista general de la EF-ORC-2	53
Figura 4.2 Tubería que alimenta el control de nivel de fluido	56
Figura 4.3 Vista general del múltiple de la EF-ORC-2	58
Figura 4.4 Vista general del campo Orocual	60
Figura 4.5 Diseño de la propuesta 1 del sistema de dilución	62
Figura 4.6 Esquema de procesos de todas las estaciones del COO	63
Figura 4.7 Sistema de inyección de diluyente de la EF-ORC-1	64
Figura 4.8 Diseño de la propuesta 2 del sistema de dilución	64
Figura 4.9 Diseño de la propuesta del reductor de viscosidad	66
Figura 4.10 Ubicación de la infraestructura asociada al calentador	68
Figura 4.11 Diseño de la propuesta de la instalación del calentador.....	68
Figura 4.12 Diagrama de flujo de la EF-ORC-2 a condiciones actuales.....	71
Figura 4.13 Diagrama de flujo de la EF-ORC-2 utilizado como caso base para la aplicación del reductor de viscosidad	81
Figura 4.14 Esquema de la red hidráulica de la primera propuesta de dilución	86
Figura 4.15 Diseño de la red hidráulica con el calentador	96
Figura 4.16 Red hidráulica del caso base a condiciones futuras	103

INDICE DE GRAFICA

Gráfica 4.1 Comportamiento de viscosidad del caso base (condiciones actuales).....	73
Gráfica 4.2 Caída de presión por cada 100 pies de tubería del caso base	75
Gráfica 4.3 Velocidad del fluido múltiple-tanque del caso base.....	78
Gráfica 4.4 Comportamiento de viscosidad del crudo. Caso base vs reductor	83
de viscosidad.....	83
Gráfica 4.5 Delta P/ 100 pies de tubería aplicando reductor de viscosidad	84
Gráfica 4.6 Velocidad de la mezcla aplicando reductor de viscosidad vs velocidad de la mezcla de caso base.....	85
Gráfica 4.7 Viscosidad actual vs viscosidad con diluyente (propuesta 1).....	88
Gráfica 4.8 Delta P/100 pies con inyección de diluyente (propuesta 1) vs caso base	89
Gráfica 4.9 Velocidad del fluido con diluyente (propuesta 1) vs caso base.....	90
Gráfica 4.10 Viscosidad del crudo con diluyente (propuesta 2) vs viscosidad actual.....	92
Gráfica 4.11 Delta P/100 pies de tubería con diluyente (propuesta 2) vs caso base	94
Gráfica 4.12 Comportamiento de velocidad del fluido con diluyente (propuesta 2) vs caso base	95
Gráfica 4.13 Comportamiento de viscosidad del fluido calentado vs caso base	97
Gráfica 4.14 Delta P/100 pies de tubería con fluido calentado vs caso base	98
Gráfica 4.15 Velocidad de la mezcla, de diseño y erosión del fluido calentado	99
Gráfica 4.16 Comportamiento de la velocidad del fluido calentado vs caso base	100
Gráfica 4.17 Viscosidad futura vs viscosidad actual.....	104
Gráfica 4.18 Viscosidad del fluido con diluyente (propuesta 2) vs caso base a condiciones futuras	109

Gráfica 4.19 Delta P/ 100 pies de tubería con diluyente (propuesta 2) Vs caso base a condiciones futuras	110
Gráfica 4.20 Velocidad del fluido con diluyente (propuesta 2) vs caso base a condiciones futuras	111
Gráfica 4.21 Viscosidad del crudo a diferentes incrementos de temperaturas vs caso base a condiciones futuras	113
Gráfica 4.22 Delta P/100 pies de tubería para cada incremento de temperatura vs caso base a condiciones futuras	114
Gráfica 4.23 Velocidad de la mezcla para cada incremento de temperaturas vs caso base a condiciones futuras	115



INDICE DE TABLA

Tabla 4.1 Propuestas de dilución	61
Tabla 4.2 Selección de la correlación de flujo multifásico.....	69
Tabla 4.3 Viscosidades estimadas por el simulador	72
Tabla 4.4 Cálculo de caída de presión por cada 100 pies de tubería	74
correspondiente al caso base	74
Tabla 4.5 Velocidad de la mezcla vs velocidad de diseño del caso base	76
Tabla 4.6 Pruebas para la selección del reductor de viscosidad	79
Tabla 4.7 Viscosidades calculadas para ser incorporadas al simulador	81
Tabla 4.8 Cálculo de la viscosidad de acuerdo al porcentaje de reducción obtenido por cada dosis de química aplicada	82
Tabla 4.9 Porcentaje de inyección de diluyente	87
Tabla 4.10 Porcentaje de diluyente inyectado	91
Tabla 4.11 Gravedad API mínima de la mezcla crudo-diluyente.....	105
Tabla 4.12 Capacidad de manejo de la válvula en función del diferencial de presión.....	107
Tabla 4.13 Volumen de diluyente requerido	108
Tabla 4.14 Temperatura del calentador vs presión en el sistema	112
Tabla 4.15 Alcance del estimado de costos	117
Tabla 4.16 Resumen total de costos para la instalación de la línea 6 pulg SCH 40	118
Tabla 4.17 Alcance del estimado de costos del calentador.....	119
Tabla 4.18 Resumen total de costos para la instalación del calentador	120
Tabla 4.19 Resumen total de costos para la instalación del calentador sin incluir el equipo calentador	121



**UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE MONAGAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEO
MATURÍN/ MONAGAS/ VENEZUELA**

RESUMEN

PROPUESTA DE UN MÉTODO DE DISMINUCIÓN DE VISCOSIDAD PARA EL MEJORAMIENTO DEL SISTEMA HIDRÁULICO DE LA ESTACIÓN DE FLUJO OROCUAL 2 (EF-ORC-2)

Autor:
Ennair Sicilia Moreno Díaz
C.I: 17.405.211

Asesores:
Prof. Ing. Miguel Flores
Ing. Ramón Tineo
Ing. Luis Villahermosa

Febrero, 2011

La viscosidad es una de las características más importantes de los hidrocarburos en los aspectos operacionales de producción, transporte, refinación y petroquímica; sin embargo, cuando se tienen crudos con valores altos en esta propiedad (mayores a 2000 cPs), puede convertirse en un serio problema, provocando en la mayoría de los casos limitaciones en el recobro y transporte de los mismos, obstrucción de las líneas y bombas de superficie, aumento del consumo de energía eléctrica y desajuste de los sistemas de control de nivel en las estaciones de flujo. Es por ello que con el pasar del tiempo se han implementado diversos métodos para mejorar dicha situación; entre las técnicas más utilizadas en Venezuela para mejorar el transporte de este tipo de crudo se encuentran la dilución, el calentamiento del fluido y productos químicos (como reductores de viscosidad). Estos ayudan con técnicas y procedimientos diferentes a la reducción de la viscosidad, facilitando el paso del fluido a través de: tuberías, válvulas, equipos de medición entre otros. En este estudio se evaluó a través del software de simulación de flujo de fluidos Pipephase 9.1 la influencia individual de los tres métodos mencionados en el comportamiento de viscosidad, caída de presión en la tubería y el comportamiento de velocidad del fluido, realizando sensibilidades para cada método hasta obtener el escenario óptimo. De acuerdo a esto se determinó que el método de calentamiento o aumento de temperatura resulta ser, tanto en beneficio como en costos, el más apropiado para ser instalado en la Estación de Flujo Orocual 2.

INTRODUCCIÓN

Desde decenios de años se conoce la existencia de depósitos de crudos pesados y extra pesados que hoy atraen la atención de los petroleros del mundo. Dada la coyuntura actual y considerando además la abundancia de los mismos, muchos yacimientos de petróleo pesado ahora pueden ser explotados en forma rentable, por lo que tomando en cuenta la gran demanda, y estando en declinación la producción de la mayoría de los yacimientos de petróleo convencionales, la atención de la industria en muchos lugares del mundo se está desplazando hacia la explotación de petróleo pesado.

Tradicionalmente, Venezuela está reconocida como un país con sustanciales reservas de petróleo pesado, no obstante, para que la producción de éste se considere satisfactoria, es indispensable un buen funcionamiento de todas las fases por las cuales debe pasar el crudo, desde su localización en el yacimiento hasta la llegada del mismo a los tanques de almacenamiento y posterior comercialización.

Las estaciones de flujo juegan un papel muy importante en toda esta cadena; por lo general, constituyen el lugar donde se realizan los primeros procesos a los cuales es sometido el petróleo producido, por lo que es indispensable mantener un buen funcionamiento dentro de las mismas. Sin embargo, cuando éstas manejan crudos con altas viscosidades, se pueden producir diversas complicaciones si no se cuenta con equipos capacitados para tal fin, tal es el caso de la Estación de Flujo Orocuál 2 (EF-ORC-2), perteneciente al Campo Orocuál. En ésta se determinó que la alta viscosidad de los crudos (desde 2700 hasta 9000 cPs; aproximadamente), es la principal responsable de los problemas presentados en los equipos de procesos. Por consiguiente, se consideró necesario incorporar en dichas instalaciones un método que permita de forma rentable facilitar la movilidad del fluido que recolecta el múltiple de la estación de flujo mencionada, permitiendo un funcionamiento óptimo de los equipos que allí operan.

CAPÍTULO I

EL PROBLEMA

1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

El Campo Orocuál maneja una producción diaria de 26 MBN de crudo, proveniente de las estaciones de flujo EF-ORC-4, EF-ORC-3, EF-ORC-2, EF-ORC-1 y Manresa (MR-1). Se caracteriza por presentar una amplia variedad de crudos, desde condensados con gravedades que sobrepasan los 40 °API, hasta crudos extrapesados, alcanzando valores de 8 °API. La Estación de Flujo Orocuál 2 (EF-ORC-2) aporta una producción de crudo pesado de 2,80 MBBB, con 13,5 °API correspondiente a la mezcla, y 3,37 MMPCGD.

Al múltiple de la estación convergen 12 pozos abiertos a producción; aportando crudos con viscosidades mayores a 2700 cPs, en un rango desde 10,6 hasta 20,8 °API; esto ha generado una serie de complicaciones que afectan el buen funcionamiento de los equipos de control que allí operan, desde el sistema de separación/depuración hasta el sistema de alivio o venteo. Tal es el caso del evento presentado a finales del año 2007 donde ocurrió un arrastre de ½ barril de crudo hacia el depurador (D-1) y el mechero, debido a la poca presencia de gas en el área de proceso (SG-1) y a la alta viscosidad del crudo, las cuales ocasionaron que los actuadores de la válvula de control del separador general no funcionaran, provocando arrastre de líquido al depurador por la línea de salida de gas del separador general; este arrastre de líquido a la línea de gas e incremento de líquido en el depurador, originaron a su vez que el sistema de alivio en la estación se activara y desviara parte del fluido al despojador de líquido ubicado aguas arriba del mechero, el cual no pudo ser desalojado por fallas en el sistema de drenaje del equipo para posteriormente transportarse hacia el mechero apagando el piloto del mismo.

En función al problema mencionado se llevó a cabo un estudio realizado por el equipo de Ingeniería de Producción Orocual, el cual contempló la evaluación hidráulica de la Estación de Flujo Orocual 2 (EF-ORC-2), determinando como parámetro crítico la viscosidad del crudo, dado que no es posible un manejo óptimo con un aumento de producción bajo las mismas condiciones de presión y temperatura, por lo que se recomendó disminuir dicho parámetro. En tal sentido, en busca de una solución a la problemática planteada, se estudió la implementación individual de tres métodos a nivel de superficie que mejoren la movilidad del fluido, la cual estuvo representada por: sistema de dilución, aplicación de un reductor de viscosidad (química) y aumento de temperatura; de este modo se evaluaron las mejoras que ofrece cada sistema o método con respecto a la movilidad o desplazamiento del fluido por las líneas y equipos de procesos presentes en la estación de flujo.

1.2 OBJETIVOS DE LA INVESTIGACIÓN

1.2.1 Objetivo General

Proponer un método de disminución de viscosidad para el mejoramiento del sistema hidráulico de la Estación de Flujo Orocual 2 (EF-ORC-2).

1.1.2 Objetivos Específicos

- ◆ Ubicar los posibles puntos de interconexión de los métodos de disminución de viscosidad del fluido recolectado en la Estación de Flujo Orocual 2.
- ◆ Analizar la aplicabilidad de los métodos en estudio: reductor de viscosidad, inyección de diluyente y aumento de temperatura en la Estación de Flujo Orocual 2.

- ◆ Estimar mediante simulaciones el comportamiento actual y futuro de la red hidráulica de la Estación de Flujo Orocuál 2, basado en las disminuciones de viscosidad obtenidas por cada método.
- ◆ Elaborar un estudio económico conforme a las alternativas seleccionadas para la disminución de viscosidad del fluido en la Estación de Flujo Orocuál 2.

1.3 JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO

Los crudos pesados forman parte de la gama de hidrocarburos que se producen en el Campo Orocuál. La EF-ORC-2 representa una de las 4 estaciones que genera mayor aporte de crudos con altas viscosidades, lo que se ha convertido en un problema dentro de la misma.

El equipo de ingeniería de producción realizó una evaluación hidráulica enfocada en el compromiso de producción promedio de 923,1 MBD para el Distrito Norte, donde el incremento máximo de la producción en la EF-ORC-2 sería de 6,77 MBBD y 5,69 MMPCGD para el año 2008, determinándose que la viscosidad de los fluidos recolectados en la estación no es la ideal, siendo ésta la responsable del mal funcionamiento que se produjo en las válvulas de control de nivel de los separadores, seguido de problemas en los depuradores y todo el sistema de alivio, por efecto de arrastre o presencia de líquido en los mismos. Por lo tanto, se propuso el estudio de tres métodos para obtener mejoras en el sistema hidráulico de la estación al disminuir la viscosidad del crudo, dichos métodos son: la inyección de diluyente, reductor de viscosidad y aumento de temperatura.

CAPÍTULO II

MARCO TEÓRICO

2.1 ANTECEDENTES

REGARDIZ, L. (2008). Realizó un estudio basado en la evaluación del comportamiento del sistema de dilución y calentamiento de manera individual y combinados a través del software de simulación de flujo de fluidos Pipephase 9.1, con la finalidad de disminuir la viscosidad del crudo producido por los pozos que conforman la macolla F, ubicada en el Campo Orocuál. Realizó sensibilidades a diferentes relaciones crudo/diluyente y de temperatura. En base a esto, se determinó que el único método que cumple con todos los requerimientos para esta área de estudio es el sistema combinado, el cual permitió aprovechar los beneficios que ofrecía cada método por separado de manera conjunta.

PDVSA-DISTRITO MÚCURA (2008). En Macolla Venezuela ubicada en el Campo Bare del Distrito Múcura se inyectó reductor de viscosidad y diluyente, los cuales dieron resultados satisfactorios (hasta 50% de reducción en la viscosidad del crudo) durante el periodo de prueba. Cabe destacar que contaban con la presencia de un equipo denominado Sistema Integrado de Medición de Flujo Multifásico (SIMEFLUM), el cual consta de un GLCC, medidores de gas, de crudo, de corte de agua y de variación de presión; este sistema es un Viscosímetro en línea suministrado por el personal de INTEVEP, que permite visualizar los valores en tiempo real y compararlos con los resultados de viscosidad calculados en laboratorio, y de esta manera optimizar la inyección en línea.

2.2 UBICACIÓN Y DESCRIPCIÓN DEL CAMPO OROCUÁL

El Campo Orocuál está situado aproximadamente a 20 km al noroeste de la Ciudad de Maturín, en el Distrito Piar del Estado Monagas. Está ubicado

geológicamente en el flanco norte de la Sub-cuenca de Maturín, en la Sub-Provincia Septentrional de la Cuenca Oriental de Venezuela. Este campo está limitado al suroeste por el campo Jusepín y al noreste por el campo Quiriquire.



Figura 2.1. Ubicación geográfica del campo Orocual

Fuente: Ingeniería de producción Orocual

El Campo Orocual maneja una producción promedio de 26 MBNPD, proveniente de las cuatro estaciones de flujo que lo conforman: Estación de Flujo 1 (EF-ORC-1), Estación de Flujo 2 (EF-ORC-2), Estación de flujo 3 (EF-ORC-3), Estación de Flujo 4 (EF-ORC-4), y Manresa (MR-1) que aporta producción a través del transporte en vacuum.

Cuenta con un total de 52 pozos alrededor del área, que producen crudos condensados, livianos y medianos representados por Orocual Profundo, así como también yacimientos de crudos pesados y extrapesados que integran Orocual Somero.

2.3 BASES TEÓRICAS

2.3.1 Viscosidad Del Crudo

La viscosidad de los crudos representa su característica de fluidez. Los crudos extrapesados son más viscosos que los pesados. Los pesados más viscosos que los medianos. Los medianos más viscosos que los livianos. Los livianos y condensados son los más fluidos. Otro índice de apreciación de la fluidez de los crudos es la gravedad °API (Americam Petroleum Institute), que mientras más alta sea indica más fluidez, es la clasificación del petróleo más utilizada. Esta permite comparar los diferentes crudos de acuerdo a la diferencia de densidad con respecto a la del agua, a la cual le fue asignada una densidad de 10 °API. Así, el petróleo con una densidad mayor a 10 °API representa un fluido más liviano que el agua y por lo tanto flotaría en presencia de la misma.

Con base en la definición de grados API, los petróleos se han clasificado como:

°API > 30	Petróleo liviano
20 < °API < 30	Petróleo mediano
10 < °API < 20	Petróleo pesado
°API < 10	Petróleo Extrapesado / bitúmenes

Si bien la densidad del petróleo es importante para estimar el valor y rendimiento del recurso y los costos de refinación, la propiedad del fluido que más afecta la producción y la recuperación es la viscosidad del petróleo. No existe ninguna relación estándar entre densidad y viscosidad, pero los términos “pesado” y

“viscoso” tienden a utilizarse en forma indistinta para describir los petróleos pesados, porque estos tienden a ser más viscosos que los petróleos convencionales.



Figura 2.2 Crudo pesado

Fuente: Curso manejo de fluidos en facilidades de producción

La viscosidad es una de las características más importantes de los hidrocarburos en los aspectos operacionales de producción, transporte, refinación y petroquímica.

La viscosidad de un fluido en general es una medida de la fricción interna o resistencia que ofrecen sus moléculas a fluir (moverse), se obtiene por varios métodos y se le designa por varios valores de medición según sea el tipo. La viscosidad de los crudos en el yacimiento puede tener desde 0,2 hasta más de 1000 centiPoises.

2.3.1.1 Tipos de Viscosidad

- ◆ Viscosidad absoluta o dinámica: cuando un fluido se mueve se produce una tensión de corte que depende de la viscosidad, y que corresponde a las fuerzas en dinas necesarias para mover una superficie plana de un (1) cm² que se mueve a una velocidad a un (1) cm/s sobre otra igual, estando ambas separadas por un líquido de un (1) cm de espesor. Se obtiene en unidades de centiPoise.
- ◆ Viscosidad cinemática: es el cociente entre la viscosidad dinámica y la densidad a la misma temperatura; en el sistema internacional (SI) la unidad de viscosidad cinemática es el metro cuadrado por segundo (m²/s). La unidad CGS correspondiente es el Stoke (St), con dimensiones de centímetro cuadrado por segundo y el centiStoke (cSt), 10⁻² Stokes, que es el submúltiplo más utilizado.

$$1\text{m}^2/\text{s} = 10^6 \text{ cSt}$$

$$1\text{cSt} = 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\nu(\text{centistokes}) = \frac{\mu(\text{centipoise})}{\rho(\text{gramos/cm}^3)} \quad (2.1)$$

- ◆ Viscosidad relativa: relación de la viscosidad absoluta o dinámica del fluido (centiPoise) con respecto a la del agua. A 20 °C la viscosidad del agua tiene un valor de 1,002 centiPoise.
- ◆ Viscosidad Saybolt universal: representa el tiempo en segundos para que un volumen de 60 cm³ salga de un recipiente tubular por medio de un orificio, debidamente calibrado y dispuesto en el fondo del recipiente, el cual se ha mantenido a temperatura constante.

2.3.1.2 Factores que Afectan la Viscosidad del Petróleo

- ◆ **Composición.** La viscosidad del petróleo esta directamente relacionada con el tipo y el tamaño de sus moléculas. La variación de la viscosidad del líquido con la estructura molecular no es bien conocida. Sin embargo, la viscosidad de los crudos es proporcional al tamaño de las moléculas.
- ◆ **Temperatura.** La viscosidad de los crudos está sujeta a cambios de temperatura, desde los inicios de la producción, dado que la temperatura del crudo en el yacimiento es mucho mayor que la temperatura en la superficie, a medida que el crudo fluye hacia la superficie tiende a enfriarse provocando un aumento en su viscosidad; por tanto, la viscosidad que tiene el crudo en el tanque de almacenamiento es varias veces mayor que la que tenía en el yacimiento. Este incremento de la viscosidad hace que la fricción sea mayor dificultando aun mas el flujo y hace que la presión requerida para el bombeo por tubería sea mayor.
- ◆ **Presión.** Considerando que todo crudo en el yacimiento en situación estática tiene determinada viscosidad y además contiene cierta cantidad de gas, al momento de la producción del crudo por medio de los pozos dicho gas empieza a liberarse debido a la diferencia de presión estática y presión de flujo lo que provoca que la viscosidad del petróleo tienda a aumentar a medida que asciende a la superficie.

2.3.1.3 Efecto de la Temperatura Sobre la Viscosidad del Petróleo Modelos Correlacionados

- ◆ Correlación de Beal (1946): a partir de un total de 753 valores de viscosidad de crudo muerto a temperaturas mayores o iguales a 100 °F, desarrolló una correlación gráfica para determinar la viscosidad de crudo muerto en función de la temperatura y la gravedad API del crudo.

Standing en 1981 presentó expresión matemática para la correlación gráfica de Beal.

$$\mu_{od} = \left(0.32 + \frac{1.8(10^7)}{API^{4.53}} \right) \left(\frac{360}{T-260} \right)^a \quad (2.2)$$

$$a = 10^{(0.43+8.33/API)} \quad (2.3)$$

Donde:

μ_{od} : viscosidad de crudo muerto medido a 14.7 psia y temperatura de yacimiento, cP.

T: °R.

Esta correlación reproduce los datos originales con un error promedio de 24.2%.

- ◆ Correlación de Beggs-Robinson. La correlación propuesta proviene de un análisis de 460 medidas de viscosidad de crudo muerto.

La expresión es la siguiente:

$$\mu_{od} = 10^x - 1 \quad (2.4)$$

Donde:

$$X = Y(T - 460)^{-1.163} \quad (2.5)$$

$$Y = 10^Z \quad (2.6)$$

$$Z = 3.0324 - 0.02023API \quad (2.7)$$

Se reportó un error promedio de -0.64% con una desviación estándar de 13.53% cuando se compara con los datos usados para su desarrollo.

- ◆ Correlación de Glaso. Su correlación fue desarrollada a partir de medidas experimentales sobre 26 muestras de crudo. La expresión tiene la siguiente forma:

$$\mu_{od} = [3.141(10^{10})](T - 460)^{-3.44} [\text{Log}(API)]^a \quad (2.8)$$

Donde:

$$a = 10.313[\text{Log}(T - 460)] - 36.447 \quad (2.9)$$

La expresión anterior puede usarse dentro de un intervalo de 50 - 300°F para la temperatura del sistema y gravedad API del crudo entre 20.1 - 48.1°. Sutton y Farshad (1986) determinaron que la correlación de Glaso resultó con la mayor precisión en comparación con el resto de correlaciones presentadas.

La viscosidad es un factor importante que aparece en todas las fórmulas para calcular el flujo de petróleo y gas en el yacimiento y por tuberías. También es muy importante en el tratamiento y manejo del crudo, desde el yacimiento hasta el fondo del pozo, de aquí a la superficie, y luego en el transporte e instalaciones de refinación; por tanto es fundamental conocer dicha propiedad antes de que el mismo pase por cada una de las etapas mencionadas con el fin de cuidar la integridad de las tuberías y equipos y evitar algún tipo de daño.

2.3.2 Estaciones de Flujo

El petróleo es producido desde el yacimiento conjuntamente con otras fases, como consecuencia de la diferencia de energía entre la disponible en el yacimiento y el nivel de energía requerida en la superficie. El conjunto de fluidos producidos simultáneamente desde el yacimiento se le denomina corrientes de producción y está formado por petróleo, agua, gas y sólidos. Tanto el petróleo producido, como lo que se ha considerado impurezas (agua y sólidos) deben ser sometidos a procesos de tratamiento.

Los procesos típicos para cada una de las corrientes se les denominan procesos de campo y permiten tratar las corrientes de producción dentro de un esquema de rentabilidad económica y bajo condiciones seguras durante el transporte (a través de tuberías, oleoductos, tanqueros y camiones), el tratamiento, el almacenamiento y la disposición de las corrientes de producción.

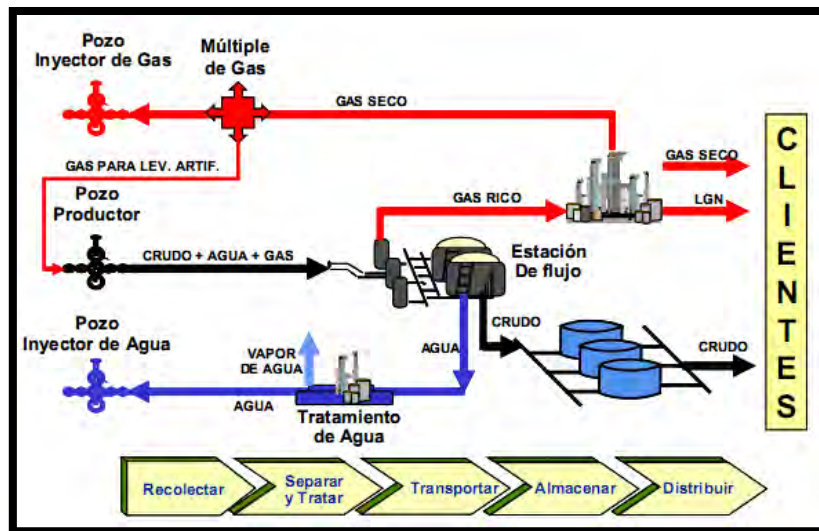


Figura 2.3 Procesos típicos asociados a la corriente de producción

Fuente: Curso manejo de fluidos en facilidades de producción

Desde el cabezal de cada pozo arranca la tubería de flujo que, tendida sobre el suelo, llega a una determinada estación de recolección o estación de flujo, diseñada para recibir la producción de cierto número de pozos.

Por lo general, el lugar donde se realiza los primeros procesos, a los cuales se le somete al petróleo producido lo constituye la estación de flujo. Esta no es más que instalaciones a nivel de superficie encargadas de llevar a cabo todos los procesos requeridos que incluyen la recolección y la separación de las fases, antes de que las corrientes de producción lleguen a su destino final (comercialización). Para ello cuentan con una cantidad de equipos, válvulas y bombas responsables de alcanzar los resultados esperados.



Figura 2.4 Estación de flujo
Fuente Ingeniería de producción Orocual

2.3.2.1 Funciones Básicas de las Estaciones de Flujo

- ◆ Recolectar, separar y medir el gas y el líquido.
- ◆ Estabilizar y deshidratar el crudo.
- ◆ Comprimir y tratar el gas natural.
- ◆ Tratar el agua y otros efluentes para su disposición.

2.3.2.2 Componentes Principales de una Estación de Flujo

- ◆ Múltiple de producción. En la estación de flujo y de recolección, el múltiple de producción representa un sistema de recibo al cual llega la línea de flujo de cada uno de los pozos productores asignados a esa estación. El múltiple facilita el manejo de la producción total de los pozos que ha de pasar por los separadores como también el aislamiento de pozos para pruebas individuales de

producción. Por medio de las interconexiones del sistema y la disposición apropiada de válvulas, se facilita la distribución, el manejo y el control del flujo de los pozos.



Figura 2.5 Múltiple de producción
Fuente: Ingeniería de producción Orocual (2009)

- ◆ Separadores de producción. Es el proceso donde se separan las corrientes de producción (agua, arena y gas). En general, este proceso se realiza en el sitio más próximo al lugar donde se produce el petróleo. En forma convencional, inicialmente se separa el gas y se continúan manejando simultáneamente el agua y el petróleo como una corriente de fluido bifásico líquido-líquido. En otros casos se puede disponer de separadores, en los cuales se logra la separación trifásica. Se emplean separadores del tipo vertical y horizontal, cuya capacidad para manejar ciertos volúmenes diarios de crudo y de gas, a determinadas presiones y etapas de separación, varía de acuerdo a las especificaciones de manufactura y funcionamiento requerido. Los separadores se fabrican de acero, cuyas características corresponden a las normas

establecidas para funcionar en etapas específicas de alta, mediana o baja presión. La separación para una, dos o tres etapas está regulada por factores tales como la presión de flujo en el cabezal del pozo, la presión con que llega a la estación, la relación gas-petróleo, la temperatura y el tipo de crudo.



Figura 2.6 Separador vertical

Figura 2.7 Separador horizontal

Fuente: Curso manejo de fluidos en facilidades de producción

- ◆ Depuradores de gas. A menudo el gas que viene asociado al crudo contiene polvo, humedad, impurezas como: CO_2 , H_2S , N_2 , etc, que disminuyen su calidad y provocan problemas operacionales como la corrosión. Los depuradores de gas son los equipos encargados de extraer del gas todas estas impurezas, y además cualquier resto de hidrocarburos líquidos que éste haya arrastrado en la separación.



Figura 2.8 Depurador de gas
Fuente: Ingeniería de producción Orocual

- ◆ Tanques de almacenamiento. Luego de la separación y tratamiento adecuado del crudo recolectado en el múltiple de la estación de flujo, el crudo pasa a tanques de almacenamiento cuyo número y volumen son suficientes para recoger holgadamente la producción de varios días. También se mantiene un registro de los volúmenes de crudo recibidos, tratados, almacenados y despachados. Igualmente los tanques de almacenamiento son instalaciones donde se puede almacenar temporalmente algunos fluidos, como el crudo sucio (petróleo y agua), y aguas efluentes. Los tanques utilizados para el almacenamiento son cilíndricos y su altura y diámetro están en función de su capacidad.



Figura 2.9 Tanques de almacenamiento
Fuente: Ingeniería de producción Orocual

De forma general, en las estaciones de flujo el crudo es recibido en el múltiple de producción pasado al proceso de separación, la corriente de gas es enviada a su sistema de recolección, mientras que la corriente de agua y petróleo es enviada a un tanque de almacenamiento temporal, para su posterior envío a un patio central donde se realizarían los proceso de tratamiento de crudo y agua. Los procesos de tratamiento a las diferentes corrientes de producción se realizan con la finalidad de dar cumplimiento a las exigencias del cliente, a las normativas ambientales y gubernamentales.

El orden como se presentan los proceso no necesariamente es la secuencia real de los mismo, este depende de las características de los fluidos y de las condiciones a las cuales se disponen de las corrientes.

Todo esto se logra mediante la utilización de plantas y equipos auxiliares, que satisfacen diseños y especificaciones de funcionamiento confiables, y por la

introducción de sustancias apropiadas y/o catalizadores que sustentan reacciones químicas y/o físicas deseadas durante cada paso del proceso.

Es necesario conocer la composición del petróleo cuando se desea diseñar o especificar ciertos procesos a los cuales éste será sometido; de igual forma las especificaciones de los equipos (capacidad, presión de línea, temperatura, diámetro de tuberías, etc.), que van a integrar la estación de flujo están condicionadas entre otros aspectos por las características del crudo que fluye a la estación, aunque en muchas ocasiones por diversos motivos no es posible trabajar con los equipos adecuados.

Las estaciones de flujo pueden presentar problemas en su funcionamiento, bien sea por fallas mecánicas, y/o por las características de las corrientes de producción que fluyen a ella, tal es el caso de las altas viscosidades del crudo, es por ello que se han implementado métodos capaces de disminuir esta propiedad, y por ende obtener mejoras en el sistema hidráulico de dichas estaciones.

2.3.3 Flujo Multifásico en Tuberías Horizontales

Una de las etapas de producción es el transporte de fluido desde el cabezal del pozo hasta las instalaciones de superficie o entre dos estaciones de flujo. El método más común para transportar fluidos de un punto a otro es impulsarlo a través de un sistema de tuberías. El uso de una tubería para manejar simultáneamente gas y líquido representa una de las opciones más económica para aplicaciones que involucren su transporte a grandes distancias. Las tuberías de sección circular son las más frecuentes, ya que esta forma ofrece no sólo mayor resistencia estructural sino también mayor sección transversal para el mismo perímetro exterior que cualquier otra forma.

El flujo de líquido-gas o gas-líquido es una situación típica en la industria petrolera, el cual puede ocurrir desde el momento que se produce el petróleo y hasta que se realiza la separación efectiva de las fases. En la industria petrolera se tiene flujo multifásico en el pozo, en la línea de flujo, en las troncales principales, en los gasoductos y en las tuberías de transporte e inyección de vapor. El flujo en estos sistemas se encuentra en tuberías de diferentes tamaños e inclinaciones como es el caso de tuberías horizontales.

El flujo multifásico horizontal se considera tan complejo como el flujo multifásico vertical. Para el diseño de una tubería de gran longitud es necesario conocer las caídas de presión a lo largo de ella. El flujo multifásico en líneas de flujo es un problema difícil de modelar matemáticamente; no obstante varias correlaciones empíricas han aparecido en la literatura en los últimos años, donde el cálculo se lleva a cabo considerando el sistema de hidrocarburos compuesto por pseudo componentes denotados como petróleo, agua y gas, cada uno de los cuales posee una composición fija.

Los estudios realizados en el comportamiento del flujo multifásico en tuberías horizontales tienen como objetivo predecir el gradiente de presión a través de la línea de flujo, lo cual es muy importante para la industria petrolera.

$$\frac{\Delta P}{\Delta Z} = \frac{1}{144} \left(\frac{g^* \rho^* \text{sen} \theta}{gc} + \frac{fm^* \rho^* v^2}{2^* gc^* d} + \frac{\rho^* \Delta v^2}{2^* gc^* \Delta Z} \right) \quad (2.10)$$

Se tiene que:

ΔP = Caída de presión en un tramo de la tubería (lpc).

ΔZ = Longitud de la tubería (pie).

ρ = Densidad de la mezcla. (Lb/pie³).

F_m = Factor de fricción de la mezcla (Adimensional).

v = Velocidad de la mezcla (pie/s).

d = Diámetro de la tubería (pie).

g = Aceleración debido a la gravedad (pie/s²).

g_c = Constante de proporcionalidad (Adimensional).

Donde:

$$\frac{(\Delta P)}{(\Delta Z)E} = \frac{g * \rho * \text{sen}\theta}{g_c} ; \text{Gradiente de Presión por Elevación.} \quad (2.11)$$

$$\frac{(\Delta P)}{(\Delta Z)F} = \frac{f_m * \rho * v^2}{2 * g_c * d} ; \text{Gradiente de Presión por Fricción.} \quad (2.12)$$

$$\frac{(\Delta P)}{(\Delta Z)A} = \frac{\rho * \Delta v^2}{2 * g_c * \Delta Z} ; \text{Gradiente de Presión por Aceleración.} \quad (2.13)$$

2.3.3.1 Gradiente de Presión en Tuberías Horizontales

Para seleccionar el diámetro óptimo de la tubería que conforma la línea de flujo de un pozo es necesario conocer el perfil de presiones que el fluido tendrá a lo largo de esta, es decir, determinar la curva de gradiente, la cual permite visualizar las pérdidas de presión del fluido en todos los puntos de la línea.

El gradiente de presión, es decir, la tasa de cambio de la presión con respecto a la unidad de la longitud de flujo, es el resultado de la sumatoria de las pérdidas por: fricción, elevación y aceleración; siendo las pérdidas totales (dP / dL) calculadas a través de la ecuación.2.14. Para flujo horizontal se debe principalmente a la fricción.

$$\begin{aligned}
 (dP / dL) &= (dP / dL)_{elev.} + (dP / dL)_{fric} + (dP / dL)_{acel.} & (2.14) \\
 &= - (\rho g \text{ Seno } \theta) / ge & \text{(elevación)} \\
 &+/- (f \rho v^2) / 2 ge D & \text{(fricción)} \\
 &+/- ((\rho v) / ge) * (dv/dl) & \text{(aceleración)}
 \end{aligned}$$

Las pérdidas de presión en flujo multifásico horizontal pueden llegar a ser de 5 a 10 veces mayores que las ocurridas en flujo monofásico, esto se debe a que la fase gaseosa se desliza sobre la fase líquida, separadas ambas por una interfase que puede ser lisa o irregular dependiendo del régimen de flujo existente. Sin embargo, en ambos sistemas (monofásico y multifásico), las pérdidas que se producen son de dos tipos: primarias y secundarias.

Las pérdidas primarias se producen por el contacto del fluido con las paredes de la tubería (capa límite), rozamiento de unas capas de fluido con otras (régimen laminar) o de las partículas de fluido entre sí (régimen turbulento) y las secundarias son producidas por las transiciones del flujo (estrechamientos o expansiones de la corriente) y por los accesorios presentes en el sistema de tuberías.

Las pérdidas por fricción es uno de los principales factores que influyen en la producción de un pozo y en el transporte del fluido por tuberías. Estas pérdidas están directamente asociadas a la viscosidad del crudo.

El factor de fricción denotado como el número adimensional “ f ” depende de otros dos números, también adimensionales, el número de Reynolds y la rugosidad relativa del conducto. La rugosidad puede variar debido a la formación de depósitos sobre la pared, o debido a la corrosión de los tubos.

Uno de los métodos más extensamente empleados para evaluar el factor de fricción hace uso del diagrama de Moody. La ecuación de Hagen Poiseuille transformada determina el factor de fricción en flujos laminar, ecuación. 2.15; y la ecuación de Colebrook en flujos en transición y turbulentos, ecuación. 2.16.

$$f = 64 / Re \quad (2.15)$$

$$f^{0,5} = - 2.0 \text{ Log } (((\epsilon/d) / 3,7) + 2,51 / Re f^{0,5})) \quad (2.16)$$

En donde:

Re : número de reynolds (adimensional).

f : factor de fricción (adimensional).

2.3.3.2 Variables que Afectan el Gradiente de Presión en Tuberías Horizontales

- ◆ Diámetro de la línea de flujo: a menores diámetros, mayores serán las pérdidas de presión a lo largo de la tubería.
- ◆ Tasa de flujo: a mayor tasa de flujo, mayor será la velocidad de los fluidos transportados, lo que provoca un aumento en la caída de presión por fricción.

- ◆ Relación gas – líquido: a mayor relación gas – líquido, mayores son las pérdidas de presión, esto se debe a que la tubería debe transportar un fluido adicional.
- ◆ Viscosidad: a mayor viscosidad de la fase líquida, mayor será la resistencia que dicha fase opone a fluir, por lo que mayores serán las pérdidas de energía en la tubería.
- ◆ Relación agua – petróleo: la relación agua petróleo no tiene un marcado efecto en la curva de gradiente horizontal, debido a que en la mayoría de los casos para cálculos de caídas de presión el agua y el crudo se considera como una sola fase.
- ◆ Energía cinética: salvo para altas tasas de flujo en regiones de baja presión (menor de 150 lpca) donde la densidad es baja y la velocidad se incrementa rápidamente, el término de aceleración no se toma en cuenta.

2.3.3.3 Correlaciones de Flujo Multifásico

- ◆ DUNS Y ROS

Desarrollaron en 1963 una correlación con base en datos de laboratorio obtenidos en tubos plásticos, y observaron la influencia de los patrones de flujo en el comportamiento del mismo. Presentaron relaciones para calcular la densidad de la mezcla, factor de atrapamiento y factor de fricción de acuerdo con el régimen de flujo existente. Determinaron la dependencia de los patrones de flujo con ciertos números adimensionales y derivaron una correlación para la velocidad de deslizamiento entre las fases.

◆ EATON

Presenta en 1966 un trabajo experimental de campo, en el cual desarrolla una correlación basada en un balance de energía para flujo multifásico, realizando correlaciones para el factor de entrapamiento del líquido y el factor de fricción. Para evitar considerar los diferentes regímenes de flujo, consideró a las fases fluyendo como una mezcla homogénea de propiedades promedio.

◆ BEGGS Y BRILL

Publicaron en 1973 un esquema para calcular las caídas de presión que ocurren durante el flujo simultáneo de gas y líquido en tubería horizontal. Dicha correlación se desarrolló usando una mezcla de aire y agua fluyendo en tubería acrílica de 90 pies de longitud y de 1 a 1,5 pulgadas de diámetro interior; un total de 548 pruebas de flujo bifásico se hicieron a diferentes ángulos de inclinación. Los autores establecieron ecuaciones según los regímenes de flujo segregado, intermitente y definieron el factor de fricción bifásico independientemente de los regímenes de flujo.

2.3.3.4 Erosión en Tuberías con Flujo Multifásico

Los sistemas de flujo multifásico están casi siempre acompañados por erosión, especialmente en el caso de líneas de proceso diseñadas para transportar flujos a alta velocidad dentro de los regímenes anular o neblina.

El siguiente criterio empírico se utiliza para evitar la posibilidad de erosión en una tubería de acero al carbonobifásica:

$$V_{sm} < \frac{160}{(\rho h)^{1/2}} \quad (\text{pie/seg})$$

(2.1 /)

En donde:

V_{sm} : Velocidad de la mezcla.

ρh : Densidad de la mezcla.

La velocidad de la mezcla, V_{sm} , se define como $V_{sl} + V_{sg}$, que son las velocidades superficiales de las fases de gas y líquido. ρh es la densidad de la mezcla homogénea.

Como se ha mencionado anteriormente, tanto el gradiente de presión como la velocidad a la que fluye el fluido a través de las tuberías está estrechamente vinculado con la viscosidad que tenga el mismo, siendo que a mayor viscosidad mayor serán los problemas que puedan originarse a lo largo de su desplazamiento por las líneas o tuberías.

2.3.4 Métodos de Disminución de Viscosidad Aplicados en Superficie

Dada la abundancia de las reservas de petróleo pesado, las técnicas empleadas para mejorar la producción son cada vez mayores, tanto a nivel de yacimiento como en superficie, siendo la principal causa la viscosidad del fluido.

2.3.4.1 Reductor de Viscosidad (producto químico)

Cuando se trata del uso de tecnología química reductora de viscosidad, como mejoradores de flujo en extracción y transporte de crudos, se abarca mucho más que el hecho de mejorar la viscosidad; la razón principal se basa en que la reología de los crudos es tan compleja como su composición, origen, métodos de extracción, contaminantes así como las características de los fluidos asociados.

◆ Descripción general

Este es un producto formulado para reducir la viscosidad de crudos pesados y extrapesados en forma permanente. La aplicación comercial del producto radica en la posibilidad de mejorar la reología y facilitar el desplazamiento o movilidad del crudo desde la formación o a nivel de superficie, manteniendo la reducción de viscosidad hasta el producto final obtenido en los procesos de deshidratación. El reductor de viscosidad no solo reduce la viscosidad del crudo sino que, además, favorece la ruptura de emulsiones y espuma que pudiese estar presente, ayudando a optimizar el consumo de químicos demulsificante y antiespumante respectivamente; esta triple marcada acción reduce las presiones de operación y favoreciendo en el proceso de extracción del crudo. Sus características físicas son:

- ◆ Apariencia: líquido amarillo a ámbar.
- ◆ Olor: característico.
- ◆ Gravedad específica: 0,825 – 0,910 @ 60 °F.
- ◆ pH al 5 %: 10,1 – 11,1.

- ◆ Solubilidad: 100% solventes orgánicos.
- ◆ Contenido de sólidos: 26% mínimo.



Figura 2.10 Tanque de almacenamiento de reductor de viscosidad
Fuente: Ingeniería de producción Orocual, PDVSA

Funciones básicas de reductores de viscosidad

- ◆ Reducir la viscosidad de manera significativa e irreversible, además de mejorar la gravedad API en 1 a 2 grados.
- ◆ Alcanzar excelentes resultados en pruebas de dispersión de asfaltenos.
- ◆ Cambiar el patrón de flujo como consecuencia de los efectos anteriores.
- ◆ Generar un efecto filmico residual que reduce la fricción en tuberías y favorece el control de la corrosión.
- ◆ Eliminar efectos electrostáticos.

Efectos esperados con el uso de reductores de viscosidad

- ◆ Tratamientos con bajas dosis (ppm), con formulaciones concentradas.
- ◆ Su uso no afecta el rendimiento de crudos en refinación.
- ◆ Tienen efecto irreversible en la viscosidad de los crudos pesados, extrapesados y parafínicos.
- ◆ Promueven la optimización en el consumo de diluyente, manteniendo viscosidad y gravedad API.
- ◆ Permiten producir pozos sin facilidad de inyección de diluyente.
- ◆ Reducen la deposición de asfaltenos en tuberías y tanques de almacenamiento.
- ◆ Reducen la fricción y mejoran las condiciones reológicas del flujo.
- ◆ No existen problemas de sobre tratamiento, tales como formación de depósitos, espuma o emulsiones.
- ◆ Producto libre de cenizas, lo cual es un beneficio en procesos aguas abajo.

Usos potenciales de reductores de viscosidad

- ◆ Incrementar la producción.
- ◆ Reducir el costo de diluyente.
- ◆ Hacer producir pozos sin facilidad de diluyente.
- ◆ Reducir presión en oleoductos para incrementar la capacidad de bombeo.

2.3.4.2 Inyección de Diluyente

El método de inyección de diluyente consiste en mezclar el crudo pesado con un crudo de mayor gravedad API (mediano, liviano, condensado), o con cortes de petróleo como querosén o nafta, el cual contribuya al mejoramiento de la movilidad o desplazamiento a través de las tuberías en condiciones económicamente rentables.

La inyección de diluyente puede realizarse bien sea en fondo o en superficie, dependiendo del lugar donde se desee mejorar el flujo de fluido, de igual forma la calidad y cantidad de diluyente dependerá del grado de dilución que se desee alcanzar.

Usos potenciales de la inyección de diluyente en superficie

- ◆ Mejorar la movilidad del fluido en las líneas de flujo y durante el desplazamiento por los equipos de procesos ubicados en las estaciones de flujo.
- ◆ Reduce el consumo de energía eléctrica.
- ◆ Permite obtener una mezcla con valores de viscosidad más bajos.
- ◆ Mejora el funcionamiento de las válvulas de control de nivel de los equipos de separación y depuración.
- ◆ Facilita el proceso de separación (gas- líquido).

2.3.4.3 Aumento de Temperatura

Mecanismo de transferencia de calor

La transferencia de calor es una interacción entre fluidos o materiales a consecuencia de un gradiente de temperaturas entre ellos. Esta interacción ocurre mediante tres mecanismos diferentes: conducción, radiación y convección. Estrictamente hablando, solamente los primeros mecanismos pueden clasificarse como operaciones de transferencia de calor, porque dependen solamente de la existencia de un gradiente de temperatura. A diferencia de ellos, el mecanismo de convección está fuertemente influenciado por el patrón de flujo (dinámica de fluido); pero tiene asociado un intercambio de energía desde las zonas de alta hacia baja temperatura.

- ◆ Conducción; es fundamentalmente transferencia de energía por contacto físico en ausencia de movimiento del material a nivel macroscópico. Este mecanismo puede ocurrir en sólidos, líquidos o gases.
- ◆ Radiación; es la transferencia de calor de un cuerpo a otro mediante el movimiento de ondas electromagnéticas a través del espacio, inclusive cuando exista vacío entre ellos. La radiación puede ocurrir a través de gases, líquidos o sólidos; pero debido a la mayor capacidad de absorción de energía de los medios densos, la radiación del calor es más eficiente a través de los gases.
- ◆ Convección; es transferencia de calor de un punto a otro en un fluido, gas o líquido, debido a la mezcla y movimiento de las diferentes partes del fluido. Existen dos mecanismos de transferencia de calor por convección, denominados convección forzada y convección natural. En la convección forzada, el movimiento del fluido es debido a fuerzas externas, tal como bombeo; mientras que en la convección natural el movimiento es inducido por la diferencia de densidades resultante de la diferencia de temperatura en el fluido. Cuando en la convección forzada la velocidad es relativamente baja,

estos factores de diferencia de densidad y de temperatura pueden tener un efecto considerable.

Procesos de transferencia de calor

El proceso de transferencia de calor plantea como a través de los mecanismos descritos anteriormente ocurre la transferencia de calor. Existen dos tipos generales de procesos: Sin cambio de fase, conocida también como calor sensible y con cambio de fase.

El proceso sin cambio de fase o calor sensible, como su nombre sugiere, involucra operaciones de calentamiento y enfriamiento de fluidos donde la transferencia de calor resulta solamente en cambios de temperatura; mientras que en el cambio de fase, la operación se traduce en una conversión de líquido a vapor o de vapor a líquido; es decir, vaporización o condensación. Muchas aplicaciones involucran ambos tipos de procesos.

Calentadores

El calentador es un intercambiador de calor que aumenta la temperatura de una corriente, sin que normalmente ocurra un cambio de fase. Como fuente de calor puede utilizarse una corriente de servicio; tal como vapor de agua, aceite caliente, fluidos térmicos o líquidos químicos; o una corriente de proceso de entalpía alta.



Figura 2.11 Calentador (de tipo tubo y carcaza)
Fuente: Ingeniería de producción Orocuál, PDVSA

La función principal de un calentador es proveer una cantidad específica de calor a niveles de temperatura relativamente altas, con el fin de calentar un fluido. El calentador debe ser capaz de ejecutar esta actividad sin producir sobrecalentamiento de sus componentes y del fluido. El diámetro del calentador se define en términos de su diseño de capacidad de absorción de calor o de su rendimiento. Los calentadores poseen rangos de trabajo que varían desde aproximadamente 0.5 millones de BTU/h, para calentadores pequeños, hasta unidades especiales de mil millones de BTU/h para macroproyectos, tales como calentadores de gran tamaño de vapores de hidrocarburos procesados.

Intercambiadores del tipo tubo y carcaza

Éste es el tipo de intercambiador que se utiliza comúnmente en las refinerías. Consiste de un haz de tubos paralelos encerrados en un cilindro llamado carcaza.

Existen tres tipos básicos de intercambiadores de tubo y carcaza, dependiendo del método utilizado para mantener los tubos dentro de la carcaza. El primero es el de tipo fijo o intercambiadores de placa de tubos fija o de cabezal fijo. En este caso, el equipo tiene tubos rectos, asegurados en ambos extremos en placas de tubos soldados a la carcaza. El segundo tipo de intercambiadores de tubo y carcaza utiliza tubos en forma de U, con ambos extremos de los tubos sujetos a una placa de tubos simple, eliminándose así los problemas de expansión diferencial porque los tubos pueden expandirse y contraerse libremente, la forma de U absorbe estos cambios. A estas unidades se les denomina intercambiadores con tubos en U. El tercer tipo de intercambiadores de tubo y carcaza, al igual que las unidades de cabezal fijo, presenta dos placas de tubos, pero con sólo una de ellas soldada a la carcaza y la otra moviéndose libremente, y así evitando los problemas de expansión diferencial. A este diseño se le conoce como intercambiadores de cabezal flotante.

2.4 CONCEPTOS Y TÉRMINOS BÁSICOS

Densidad: es una magnitud referida a la cantidad de masa contenida en un determinado volumen, y puede utilizarse en términos absolutos o relativos.

Fricción: se define como fuerza de rozamiento o fuerza de fricción entre dos superficies en contacto, a la fuerza que se opone al movimiento de una superficie sobre la otra (fuerza de fricción dinámica) o a la fuerza que se opone al inicio del movimiento (fuerza de fricción estática).

Entalpía: es el nombre dado a una función de estado de la termodinámica, donde la variación permite expresar la cantidad de calor puesta en juego durante una transformación isobárica en un sistema termodinámico (teniendo en cuenta que todo

objeto conocido puede ser entendido como un sistema termodinámico), transformación en el curso de la cual se puede recibir o aportar energía.

Reología: relación entre esfuerzo y deformación en un sólido.

Fluido: sustancia que tiene baja cohesión intermolecular y tiende a adoptar la forma del recipiente que la contiene, los fluidos pueden ser líquidos o gases.

Movilidad: es la facilidad con la cual un fluido se mueve dentro del medio poroso. Se calcula como la relación entre la permeabilidad efectiva de la roca a un fluido y la viscosidad de este.

Intercambiador: Es el nombre genérico de un dispositivo mecánico, o equipo, diseñado para transferir calor entre dos o mas corrientes de fluidos que fluyen a través del equipo.

CAPÍTULO III

MARCO METODOLÓGICO

3.1 TIPO DE INVESTIGACIÓN

La investigación estuvo basada en la propuesta de tres métodos que permitieron reducir la viscosidad del fluido, con el fin de facilitar o mejorar la movilidad de la mezcla de crudo que converge a la EF-ORC-2, obteniendo mejoras en la red hidráulica de la misma. De acuerdo a Fidias G. Arias (2006) en “El Proyecto de Investigación Introducción a la Metodología Científica”, expresa que “La investigación explicativa se encarga de buscar el por qué de los hechos mediante el establecimiento de relaciones causa- efecto...”. En este sentido, dado que los métodos

de disminución de viscosidad fueron estudiados e implementados bien sea en dicha estación o a nivel de laboratorio, corresponde catalogar la investigación de tipo explicativa; por lo que se evaluó para cada método el efecto generado en la viscosidad del fluido correspondiente a dicha estación.

3.2 DISEÑO DE LA INVESTIGACIÓN

El proyecto abarcó la implementación de tres métodos encargados de disminuir la viscosidad del fluido que se recolecta en la EF-ORC-2, a fines de evaluar la optimización del sistema hidráulico en dicha estación por medio de la disminución de la viscosidad del fluido. En tal sentido se consideró que la investigación se encuentra en la categoría de Investigación Cuasiexperimental o Diseño Experimental; según Fidias G. Arias, que indica en El Proyecto de Investigación lo siguiente: "... al no ser asignados al azar los sujetos, se carece de seguridad en cuanto a la homogeneidad o equivalencia de los grupos, lo que afecta la posibilidad de afirmar que los resultados son producto de la variable independiente o tratamiento".

3.3 POBLACIÓN Y MUESTRA

La población estuvo conformada por los pozos activos o productores asociados a la Estación de Flujo Orocuál 2 (EF-ORC-2), resultando entonces un total de 12 pozos. En esta investigación la población se consideró finita, dado que se estudió la propuesta de diversos métodos tanto dentro de la estación (múltiple de producción general) así como también fuera de ella, es decir, directamente en los pozos o bien en las válvulas multipuerto (VMP) donde convergen, por lo que se designa que la muestra está constituida por la población.

3.4 PROCEDIMIENTO METODOLÓGICO

3.4.1 Fase I Ubicación de los Posibles Puntos de Interconexión de los Métodos de Disminución de Viscosidad del Fluido Recolectado en la Estación de Flujo Orocual 2 (EF-ORC-2)

La primera fase de la investigación estuvo sujeta a un estudio bastante amplio, tanto en el área física de la estación de flujo y zonas cercanas como de las características del fluido, siendo esto la base fundamental para seleccionar las mejores opciones en donde serían ubicados los tres métodos estudiados, como lo son reductor de viscosidad, inyección de diluyente y aumento de temperatura.

Fue indispensable continuas visitas a la estación de flujo y a cada uno de los pozos que fluyen hacia ella, lo que permitió identificar:

- ◆ Totalidad de pozos activos e inactivos, válvulas multipuerto (VMP) con el respectivo número de pozos que se encuentran alineados a las mismas y pozos que están alineados directamente al múltiple general de la estación de flujo.
- ◆ Método de producción utilizado.
- ◆ Ubicación de cada pozo y válvula multipuerto, así como también de los equipos de procesos que conforman la estación de flujo.
- ◆ Diámetro de las líneas de transferencia.
- ◆ Tipos de accesorios y válvulas existentes.
- ◆ Presión y temperatura de operación de los equipos de procesos.
- ◆ Filosofía de operación de la estación de flujo.

De igual forma, a través de la base de datos VADEMECUM se pudieron conocer las características de los equipos de procesos que integran la estación de flujo, principalmente: capacidad, temperatura y presión nominal.

Con respecto a la volumetría y características del fluido, se utilizó la base de datos CENTINELA 2000 como herramienta confiable para hallar la información necesaria recopilada en la misma, la cual es proveniente de las pruebas de producción realizadas a cada uno de los pozos; en efecto, fue posible conocer: producción de crudo, gas y agua, gravedad API del crudo, temperatura y presión tanto de línea como de cabezal, relación gas-petróleo (RGP), porcentaje de agua y sedimentos (%AyS). Gracias a esta información, la cual fue obtenida del reporte de las últimas pruebas cargadas para el mes de noviembre del año 2008, se procedió a determinar las características de la mezcla del fluido recolectado en el múltiple general de la estación de flujo, realizando un balance de producción para la fecha mencionada, y así tener idea del volumen total y de las condiciones o características que presenta el fluido una vez que todos convergen al múltiple de la estación.

Partiendo del hecho que fueron evaluados tres métodos de disminución de viscosidad, fue necesario considerar ciertas premisas para cada uno, y realizar procedimientos que se ajustaran a las necesidades individuales de los mismos. A continuación se describe la metodología empleada para cada método estudiado.

3.4.1.1 Reductor de Viscosidad

Para la evaluación de este método, en primera instancia fue necesario solicitar por medio de la Gerencia de Tecnología la colaboración de diferentes empresas que contaran con la química requerida, siendo para este caso un reductor de viscosidad.

Posteriormente, se tomaron muestras a un determinado número de pozos que conforman la EF-ORC-2, las cuales fueron enviadas al laboratorio MPE-1/EPM-1 del Centro de Análisis Morichal (CAM), donde se les realizó la prueba de viscosidad a las temperaturas de 100 °F y 120 °F, mediante el uso del viscosímetro rotacional (HAAKE R-V30). Los valores de dicho parámetro permitieron determinar el grado de viscosidad que presenta cada crudo recolectado en la estación de flujo.

Se visualizaron los sitios más estratégicos para inyectar dicha química, considerando tres variables importantes además de las facilidades en superficie con que contaban:

- ◆ Caudal; la producción o volumen de crudo pesado tratado, es decir, que estuviese en contacto con la química fue de gran importancia considerarlo, ya que al momento de mezclarse con el resto del volumen sin química recolectado en el múltiple, éste debía representar un mayor porcentaje en volumen y por ende tener mayor influencia en la movilidad del fluido.
- ◆ °API del crudo; se observaron los valores de gravedad API correspondiente a cada pozo en forma individual, así como también las generadas en las válvulas multipuerto producto de la mezcla del fluido producido por los pozos que se encuentran alineados a las mismas, de este modo observar a través de qué pozo o válvula multipuerto llega el fluido con menor gravedad API.
- ◆ Distancia; se tomó en cuenta el trayecto o distancia desde el punto de inyección del reductor de viscosidad hasta el múltiple de la estación, dado que para garantizar la eficiencia del producto, el mismo debe de tener cierto tiempo de residencia o contacto con el crudo.

3.4.1.2 Inyección de Diluyente

Se consideraron diversas premisas para establecer las características necesarias del fluido para actuar como diluyente en la EF-ORC-2:

- ◆ Gravedad API ≥ 30 .
- ◆ Mínima tasa de gas en solución.
- ◆ Facilidades en superficie.

Igualmente, se tomaron en cuenta las distancias existentes desde el punto de inyección hasta el múltiple de la estación de flujo, considerando sólo las opciones más cercanas a la estación de flujo, las cuales cumplieran con las premisas mencionadas.

Se procedió a revisar la base de datos CENTINELA para conocer las características del fluido producido en los pozos, así como también calcular la gravedad API de la mezcla del fluido generada en las VMP y en el resto de las estaciones de flujo que integran el Campo Orocual, para finalmente realizar la selección de las alternativas que se encontraron dentro de las especificaciones establecidas dándole prioridad a aquellas ubicadas lo más cercano posible a la estación de flujo.

3.4.1.3 Aumento de Temperatura

La propuesta de aumento de temperatura se basó en el efecto que tiene la misma sobre la viscosidad del fluido; se tomó en cuenta incrementar la temperatura del

sistema a fin de calentar el fluido y poder mejorar su movilidad, principalmente desde el múltiple de la estación hasta la llegada a los tanques de almacenamiento.

Con ayuda del personal de Ingeniería de producción y Operaciones de producción, se determinó bajo qué modalidad se estaría incrementando la temperatura en la corriente de fluido. Por otra parte, designar a partir de qué punto se incrementaría la temperatura, estuvo influenciado principalmente por los siguientes aspectos:

- ◆ Distancia y dimensión: se buscó el espacio más cercano a los equipos de procesos (separador), con el fin de evitar la mayor pérdida de calor posible antes de que el fluido entre al separador; de igual forma, se tomó en cuenta el espacio físico del lugar en relación a las dimensiones del equipo.
- ◆ Fuente de energía: fue necesario conocer las diferentes opciones existentes en campo que generaran la energía requerida para inducir el calor bien sea gas o electricidad.

3.4.2 Fase II Análisis de la Aplicabilidad de los Métodos en Estudio: Inyección de Diluyente, reductor de Viscosidad y Aumento de Temperatura en la Estación de Flujo Orocual 2 (EF-ORC-2)

Se analizó la aplicabilidad de los tres métodos estudiados una vez seleccionada la ubicación de los mismos en el campo; esto se llevó a cabo utilizando el simulador PIPEPHASE versión 9.1, donde se diseñó la estación de flujo con sus respectivos equipos de procesos, accesorios, válvulas y líneas de transferencia con el diámetro, schedule, y longitud real; de este modo se simuló y se estudió la red hidráulica de la estación de flujo, iniciando con un caso base representando las condiciones actuales

de la estación, lo que sirvió como patrón para cotejar los cambios generados una vez que se incorporaron al sistema cada método de disminución de viscosidad.

3.4.2.1 Diseño de la Red Hidráulica de la EF-ORC-2

Se diseñó toda la red hidráulica de la estación de flujo, creando los denominados “Source” o fuentes, los cuales representaron a cada pozo con sus respectivos nombres de campo; en ellos se cargaron los valores de presión y temperatura y la data PVT del fluido producido, mientras que para el múltiple general de la estación de flujo y las válvulas multipuerto se utilizaron los múltiples, que sirvieron para agrupar la producción que recolecta de los diversos pozos que convergen a las mismas.

En cuanto a las líneas de transferencia se utilizó la opción “PIPE”, cargándose los diámetros, schedule e incorporando las válvulas existentes; se escogió esta opción de tubería por la falta de información en cuanto al levantamiento topográfico del terreno; sin embargo, se establecieron las premisas mostradas a continuación con el objetivo de considerar el efecto que producen las elevaciones que tiene el terreno en los cálculos de pérdidas de energía.

$$L_e = L + 15\% L \quad (3.1)$$

Donde

L_e : longitud equivalente considerando elevaciones (metros).

L : longitud de la tubería (metros).

Por tanto, el 15% de la longitud, constituye el faltante de distancia por curvas o algunas elevaciones presentes en el terreno.

Por otra, parte el estudio hidráulico de la estación de flujo tanto para el caso base como para los casos generados con el método de disminución de viscosidad, estuvo definido principalmente por el comportamiento generado en la viscosidad del crudo, y el cálculo hidráulico de las tuberías como lo son velocidades del fluido y caídas de presión; por cuanto fue necesario realizar diversas operaciones matemáticas. Cabe destacar que los resultados de velocidad y caída de presión fueron obtenidos a través de fórmulas matemáticas utilizando Microsoft Office Excel, lo que ayudó a simplificar o facilitar cada uno de los cálculos.

Viscosidad del crudo

El comportamiento de viscosidad se estudió mediante la elaboración de gráficas en donde se observó el valor de viscosidad expresado en centipoise en cada línea de transferencia desde pozos y válvulas multipuerto hasta la llegada al múltiple y posterior entrada al tanque de almacenamiento. Dicha variable, tanto para el caso base (condiciones actuales) como para todos los casos generados, fue extraída de los resultados arrojados por el simulador, logrando establecer comparaciones en cuanto a las viscosidades alcanzadas con las condiciones actuales de la estación y luego de aplicar cada uno de los métodos.

Velocidades del fluido

Basándose en la norma de PDVSA N° L-TP 1.5 titulada cálculo hidráulico de tuberías, y una vez conocidos los resultados derivados de la corrida de la simulación, se extrajeron de ésta los valores de velocidad y densidad de la mezcla, expresados en pie/seg y lb/pie³, respectivamente, ya que fueron datos necesarios para el cálculo de

la velocidad de diseño (pie/seg) y velocidad de erosión (pie/seg) en cada una de las líneas que conformaron la red hidráulica diseñada de la EF-ORC-2; ambas velocidades comparadas con la velocidad de la mezcla, permitieron establecer el comportamiento de velocidad que presenta el fluido en la línea por donde se desplaza e indicar si la misma se encuentra dentro de la norma establecida por la empresa, siendo que deben seguir el siguiente patrón de comportamiento:

$$V_{erosión} > V_{diseño}$$

$$V_{diseño} > V_{mezcla}$$

Donde

$V_{diseño}$: Velocidad de diseño (pie/seg).

$V_{erosión}$: Velocidad de erosión (pie/seg).

Pérdidas o caídas de presión

Al igual que las velocidades, las caídas de presión estuvieron sujetas a la norma N° L-TP 1.5 para el cálculo hidráulico de tuberías.

Luego de obtener las caídas de presión en cada tramo de la línea relacionada a la estación de flujo, se procedió a verificar si cada valor se encuentra dentro de la normativa establecida por PDVSA, en donde debe cumplirse la siguiente condición:

$$\Delta P / 100 \text{ pies} \leq \Delta P_{diseño} \quad (3.2)$$

Siendo que

$$\Delta P_{diseño} = 4l_{pc} / 100 \text{ pies} \quad (3.3)$$

Donde:

$\Delta P / 100 \text{ pies}$: caída de presión por cada 100 pies de tubería (lpc/pie).

$\Delta P_{\text{diseño}}$: máxima caída de presión permitida (lpc).

3.4.2.2 Selección de la Correlación de Flujo Multifásico

La selección de la correlación de flujo multifásico horizontal, se realizó una vez corrida la simulación de la estación de flujo bajo las condiciones actuales (caso base); para ello se estimaron las presiones de todos los pozos que la integran, realizando el mismo procedimiento para cada una de las correlaciones que ofrece el simulador, posteriormente, se compararon los valores de presión que obtuvo el simulador por defecto con las presiones reales de los pozos suministradas por la base de datos CENTINELA. Se observó el porcentaje de desviación que tenía la presión estimada con la presión real, seleccionando aquella que presentó el mayor número de pozos con el menor porcentaje de error.

3.4.2.3 Aplicabilidad de los Métodos de Disminución de Viscosidad

Cada método estudiado estuvo definido o determinado por diferentes pasos en específico, descritos a continuación.

Simulación del reductor de viscosidad

Se coordinó protocolo de prueba con una sola empresa, la cual en sus laboratorios realizó pruebas de viscosidad a una muestra de fluido del pozo con la viscosidad más crítica, así como también a la mezcla de crudo obtenida a la salida del separador. Posteriormente, bajo esos valores de viscosidad, realizaron las pruebas con

el reductor de viscosidad a diferentes dosis, lo que generó diversos porcentajes de reducción de viscosidad conforme a las ppm de química aplicada.

Se calcularon las viscosidades de cada una de las fuentes que integran la red hidráulica creada para este caso, empleando la correlación de Beggs- Robinson a dos temperaturas, esto por el hecho de que el simulador requiere obligatoriamente de dos valores de viscosidad para cada fuente a diferentes temperaturas.

Una vez calculadas e incorporadas las viscosidades al simulador, se generó un caso base conforme a los nuevos cambios realizados a la red hidráulica. A través de este esquema se procedió a calcular para el valor de viscosidad correspondiente a la VMP1, lugar seleccionado para la inyección, el porcentaje de reducción que se obtuvo en las pruebas de laboratorio y de este modo obtener las nuevas viscosidades en dicho punto una vez incorporado el reductor de viscosidad.

Finalmente, se estudió el comportamiento de viscosidad, caída de presión y velocidad de diseño, de la misma forma mencionada anteriormente y a su vez fueron cotejadas con el comportamiento actual para observar las mejoras obtenidas.

Simulación de la inyección de diluyente

Selección de la dosis de inyección

La relación crudo- diluyente dependió del caudal o tasa producida en el punto de inyección, donde se estudiaron tres porcentajes de inyección diferentes, los cuales generaran un caudal comprendido dentro de la producción promedio de los pozos que integran la estación, permitiendo observar cada comportamiento y determinar cuál aportó mejores resultados.

$$Q_{\text{diluyente}} = \%Q_{\text{crudo}} \quad (3.4)$$

Simulación del aumento de temperatura

La incorporación del calentador a la red hidráulica simulada, requirió como dato esencial cantidad de calor, el mismo fue necesario calcularlo a través de las fórmulas mostradas en el apéndice B.

3.4.3 Fase III Estimación Mediante Simulaciones del Comportamiento Actual y Futuro de la Red Hidráulica de la Estación de Flujo Orocual 2 (EF-ORC-2), Basado en las Disminuciones de Viscosidad Obtenidas por Cada Método

Posterior a la selección de los métodos que generaron mayores beneficios para la hidráulica de la estación de flujo, se continuó el estudio enfocado en el comportamiento que presentará la estación en un tiempo futuro a partir del año 2010. Para ello se contó con el apoyo de Yacimientos Orocual Somero, con el fin de conocer la gravedad API promedio que tendrá en los años venideros la Estación de Flujo Orocual 2; por otra parte, se desarrolló este estudio en base a la máxima capacidad que maneja la estación de flujo, con el objetivo de estimar los valores límites de caudal y °API a partir de los cuales no se presente ningún problema en la hidráulica de la estación.

Al igual que en la sección anterior, se evaluó el cambio en la viscosidad del fluido y el comportamiento hidráulico de las líneas de transferencia (velocidades del fluido y caídas de presión).

3.4.3.1 Inyección de Diluyente

Fue necesario establecer nuevos volúmenes de diluyente a inyectar, considerando que el límite máximo de la relación crudo- diluyente estuvo sujeto a la capacidad máxima de manejo de la estación de flujo.

Se realizaron sensibilidades de la gravedad API de la mezcla crudo-diluyente, partiendo del valor de gravedad API suministrada por el personal de yacimientos. Estos valores fueron cargados al simulador para poder verificar las presiones obtenidas aguas arriba y aguas abajo de la válvula de control de nivel, es decir, las presiones en los nodos VALV1 y VALV2, de esta manera se determinó la gravedad API mínima que debe tener la mezcla para poder desplazarse sin problema por cada tramo de la estación, especialmente por la válvula de control de nivel.

Seguidamente, se fijó la relación (v/v) crudo-diluyente, con la tasa óptima de inyección de diluyente capaz de lograr mejorar la gravedad API de la mezcla y en efecto facilitar la movilidad del fluido.

3.4.3.2 Aumento de Temperatura

De igual forma, se trabajó con el volumen máximo que puede manejar la estación y la gravedad API suministrada por yacimientos para los próximos años, en donde se establecieron varias iteraciones con respecto a la temperatura del calentador, para de esta manera determinar bajo las condiciones mencionadas, cuál es el calor necesario que garantice el desplazamiento óptimo del fluido una vez calentado.

Se estableció el límite máximo de calentamiento, el cual representa el calor máximo que puede soportar la estación de flujo, y se realizaron las iteraciones comenzando con la temperatura actual de operación, aumentando progresivamente los °F hasta alcanzar el valor máximo. Se realizaron las simulaciones para cada caso, obteniendo los valores de presión antes y después de la válvula de control de nivel.

3.4.4 Fase IV Elaboración de un Estudio Económico Conforme a las Alternativas Seleccionadas para la Disminución de Viscosidad del Fluido en la Estación de Flujo Orocual 2 (EF-ORC-2)

Por medio del apoyo prestado por el personal de la Superintendencia de Ingeniería de Costos Distrito Norte, se realizó el análisis que contempla la última etapa de este estudio, donde fue necesario determinar qué estaría dentro de la inversión a realizar, es decir, equipos, tuberías, accesorios, etc., la cual sería la información suministrada a dicha ingeniería para que posteriormente se encargaran de realizar el cálculo para determinar el estimado de costos Clase V. Finalmente, se procedió a cotejar los resultados de los diferentes métodos, para determinar cuál de ellos resulta más rentable en relación al otro.

3.5 INSTRUMENTOS Y TÉCNICAS PARA LA RECOLECCIÓN DE INFORMACIÓN

Para la recolección de información necesaria en el desarrollo del presente trabajo de investigación fue indispensable utilizar las siguientes técnicas:

Técnica documental, basada en búsqueda de información de tesis, publicaciones, libros, informes y cursos referidos al tema de estudio; así como también la técnica de análisis de contenido, usada para recabar información puntualizada dirigida a localizar reportes, tanto de actividades operacionales como de bases de datos electrónicos. Igualmente, se utilizó la entrevista no estructurada realizada al personal técnico especializado de PDVSA.

Con respecto a los instrumentos requeridos para la realización del presente trabajo de grado, se emplearon los programas a continuación:

CENTINELA: es una herramienta automatizada que sirve de apoyo y facilita el manejo de información operacional y de las instalaciones; realiza un seguimiento de las operaciones de producción actuales y futuras, empleando tecnología de avanzada en el campo de la informática. Permite el control de datos básicos de pozos así como de las instalaciones de superficie como lo son las estaciones de flujo.

PIPEPHASE: es un simulador de fluidos de gran alcance, de estado estacionario, multifásico, para predecir las presiones, temperaturas y acumulación de líquidos en pozos, líneas de flujo y sistemas de distribución. Es útil para diseñar nuevos sistemas, supervisar sistemas actuales y prevenir o solucionar problemas. Es una herramienta capaz de determinar las condiciones hidráulicas de operación de las líneas de procesos bajo condiciones actuales y futuras.

3.6 RECURSOS

3.6.1 Recursos Humanos

Para llevar a cabo la realización del trabajo de investigación resultó indispensable contar con el apoyo del personal de PDVSA (Petróleos de Venezuela S.A.) Orocual, conformado por ingenieros, mecánicos, operadores y demás personal que labora en el área.

De igual forma, fue necesaria la ayuda y orientación por parte de los profesores de la Escuela de Ingeniería de Petróleo de la Universidad de Oriente, Núcleo de Monagas.

3.6.2 Recursos Financieros

Con respecto al financiamiento de cada uno de los gastos que se generaron durante el desarrollo del proyecto estos fueron costeados por la empresa PDVSA.

3.6.3 Recursos Materiales y Bibliográficos

La empresa PDVSA Orocuál proporcionó todo el material necesario para la ejecución del proyecto, tales como computadoras personales, impresoras, equipos de oficina, informes técnicos, reportes de la empresa, manuales relacionados con el tema en estudio, etc.

3.6.4 Recursos Tecnológicos

Las herramientas útiles para la realización del proyecto fueron el uso de Internet, y programas convencionales y especializados, como el Microsoft Word, Microsoft Excel, Microsoft PowerPoint, Centinela, PIPEPHASE, etc.

CAPÍTULO IV

ANÁLISIS DE RESULTADOS

4.1 UBICACIÓN DE LOS POSIBLES PUNTOS DE INTERCONEXIÓN DE LOS MÉTODOS DE DISMINUCIÓN DE VISCOSIDAD DEL FLUIDO RECOLECTADO EN LA ESTACIÓN DE FLUJO OROCUAL 2

Conocer la filosofía de operación de la estación, así como la descripción de los equipos de procesos que la conforman, la volumetría y características de los pozos asociados a la misma, fue indispensable para la selección de los posibles lugares o puntos de conexión de los diferentes métodos en estudio.

4.1.1 Descripción del Proceso de la Estación de Flujo Orocual 2 (EF-ORC-2)

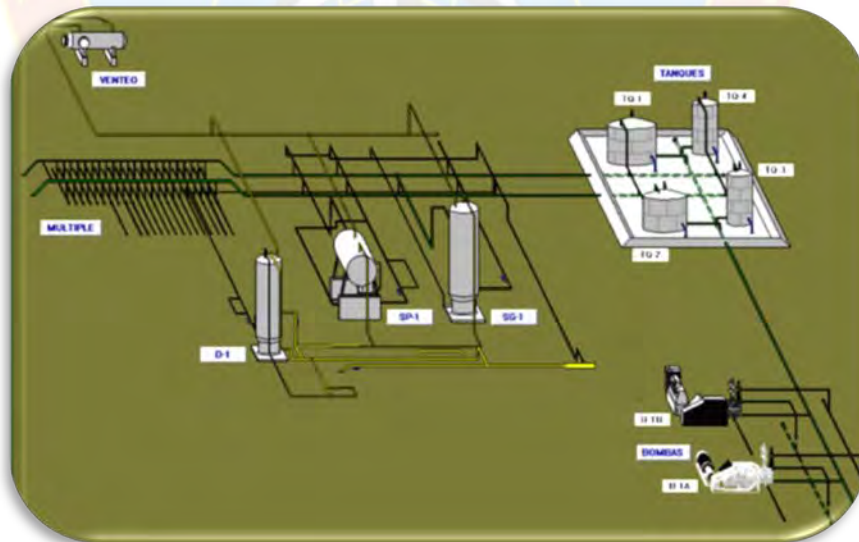


Figura 4.1. Vista general de la EF-ORC-2
Fuente: AIT, PDVSA

La Estación de Flujo Orocuál 2 (EF-ORC-2) procesa una producción de crudo pesado de 12 a 14 °API aproximadamente, para ello dispone de un sistema de recolección que consta de dos válvulas multipuerto (VMP1 y VMP5), y un múltiple de campo correspondiente a la macolla F (MCF), éstas ubicadas fuera de la estación de flujo, y un múltiple de producción/prueba ubicado dentro de la misma; los pozos que convergen a las válvulas multipuerto antes mencionadas, llegan al múltiple de la estación. Desde dicho múltiple, el fluido se envía al separador de producción (SG-1), en donde se efectúa la separación del gas y del líquido (crudo- agua), este último es enviado hacia los tanques de almacenamiento temporales (TK-1) mediante la válvula de control de nivel, donde posteriormente es bombeado al múltiple general de transferencia ubicado en el patio de tanques de la Estación de Flujo Orocuál 1 (EF-ORC-1), a través de una tubería de 12 pulg de diámetro.

Por otro lado, el gas separado en el equipo (SG-1) se envía a un depurador (D1); finalmente, este gas ya depurado es enviado por el tope del equipo hacia la planta compresora Orocuál 4 (PC-ORC-4), a través de un gasoducto de 8 pulg de diámetro, previamente cuantificado mediante un medidor de flujo. El líquido separado en el depurador, se envía a los tanques de almacenamiento de crudo igualmente través de la válvula de control de nivel.

En el momento que se desee poner a prueba un pozo en específico es necesario alinear el mismo al sistema de prueba, el cual está conformado por el cabezal de prueba del múltiple y el separador de prueba SP-1. El gas separado es cuantificado con el medidor de flujo y enviado al depurador de gas D-1. El crudo se envía a los tanques de prueba (TK-4), regulado por la válvula de control de nivel; la producción del pozo puesto a prueba es cuantificada mediante el aforo del nivel de crudo almacenado durante el tiempo que dure la prueba.

De los tanques, el crudo es succionado por las bombas de transferencia P1-1 y P1-2; bajo condiciones normales solamente opera la bomba P1-1, que trabaja de forma eléctrica, mientras que la P1-2, que opera a gas, se usa como respaldo para la transferencia de crudo a la estación de flujo Orocuál 1 (EF-ORC-1), mediante un oleoducto de 12 pulg y 3,5 km de longitud, a 100 lpc de presión.

4.1.2 Estrategia de Operación y Control

Control de nivel de líquido en separadores y depurador

El nivel de líquido de los separadores de la EF-ORC-2 es controlado mediante válvulas de control de nivel neumáticas marca Kimray, alimentadas con el mismo gas de proceso separado en el equipo. Para el separador SG-1, el nivel de líquido es controlado mediante la válvula LCV-250110; si el nivel de éste en el separador se incrementa por cualquier causa, la válvula abre para desalojarlo y tratar de mantener el nivel normal de operación (3 pies) en el equipo. El control de nivel en el separador de prueba y depurador, se realiza en forma similar mediante las válvulas de control de nivel LCV-260110 y LCV-110110, respectivamente.

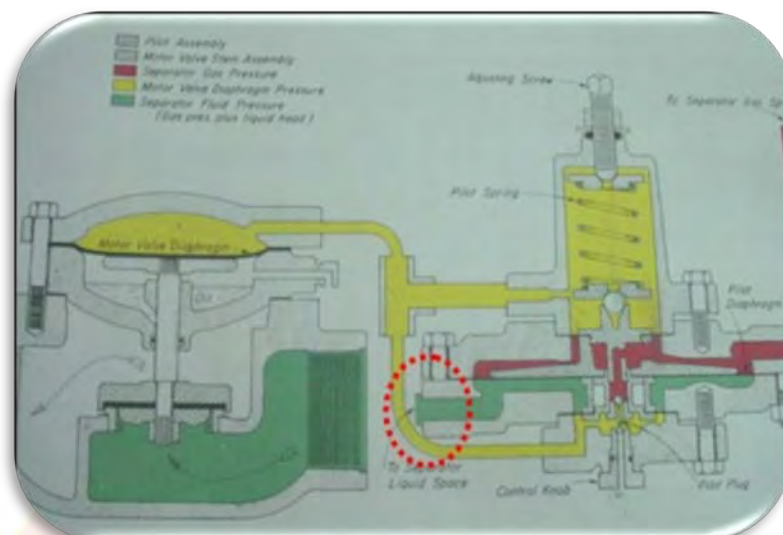


Figura 4.2 Tubería que alimenta el control de nivel de fluido
Fuente: Ingeniería de Producción Orocuál. PDVSA

Control de presión de operación en el sistema de separación y depuración

La presión de operación del separador de producción SG-1 y el depurador D-1, es controlada mediante la válvula de control de presión PCV-560101, instalada aguas abajo del depurador, en la línea de transferencia de gas hacia la planta compresora, ajustada entre 40-60 lpc. Si la presión en la línea de transferencia de gas se incrementa por encima de 60 lpc, cuando alcanza el valor de 70 lpc, se abre la válvula PCV-560102 instalada en la línea de venteo, para disminuir la presión, enviando el gas al sistema de alivio donde es quemado en el mechero ubicado dentro de las instalaciones de la estación. Si persiste el incremento de presión en la estación y alcanza la presión de ajuste de las válvulas de seguridad, instaladas en la parte superior de los equipos, se abren las válvulas PSV-110110 y PSV-110111 presentes en el separador y depurador, enviando el gas hacia el sistema de venteo.

4.1.3 Dimensión y Capacidad de los Equipos de Procesos de la EF-ORC-2

La Estación de Flujo Orocual 2, como se indicó anteriormente, cuenta con un sistema de separación, depuración y almacenamiento, los mismos poseen una capacidad máxima de manejo así como también parámetros límites de presión y temperatura nominal (ver tabla A.1 del apéndice A). La estación puede procesar 5,5 MBPD de crudo y 15 MMPCD de gas a través del separador general (SG-1), mientras que por el separador de prueba puede manejar un máximo de 5,4 MBPD de crudo y 8,4 MMPCD de gas. La capacidad del depurador existente (D-1) es de 3 MBPD de crudo y de 20 MMPCD de gas. Cuenta con un despojador de líquido que tiene una capacidad de 20 MMPCGD. Finalmente, tiene cuatro tanques de almacenamiento temporal, de los cuales sólo 2 se encuentran en funcionamiento actualmente; el primero de ellos, TK-1, tiene una capacidad de 5000 BPD, utilizado para almacenar la producción proveniente del múltiple general y TK-4, con una capacidad de 1000 BPD, utilizado como tanque de prueba.

4.1.4 Balance de Producción de la Estación de Flujo Orocual 2 (EF-ORC-2)

Actualmente, la estación de flujo recibe la producción de un total de 12 pozos. En la tabla A.2 del apéndice A, se muestra el balance de producción de crudo y gas de la estación correspondiente al mes de noviembre del año 2008 de acuerdo al reporte de las últimas pruebas cargadas en CENTINELA 2000 para la fecha indicada. Dicha estación, tiene un total de 8 pozos inactivos y 12 pozos activos que generan una producción diaria de 2429 BN y 3649 MPCG; igualmente, la gravedad API promedio de la mezcla de crudo es aproximadamente 13, con valores que oscilan entre 10,6 °API, hasta un máximo de 20,8 °API, lo que conduce a catalogar al crudo como pesado. Por otra parte, el campo no cuenta con la presencia de acuíferos activos, viéndose reflejado en los bajos valores de barriles de agua producidos diariamente comprendidos en un rango de 0 a 28. Haciendo una relación entre la producción

actual de la estación y la capacidad nominal de los equipos de procesos, se puede decir que la estación cuenta con la suficiente capacidad para manejar dicha producción, tanto de crudo como de gas. La producción de la estación de flujo que se recolecta en el múltiple se dispone o se ubica de la siguiente manera, tal como se muestra en la figura 4.3.

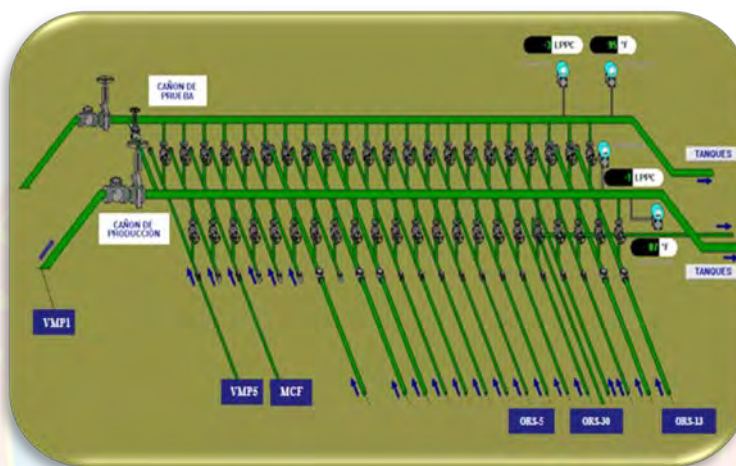


Figura 4.3 Vista general del múltiple de la EF-ORC-2
Fuente: AIT PDVSA

Para tener una idea de la producción asociada a cada válvula multipuerto y al múltiple de campo (MCF), conectados a la estación de flujo, se muestra en la tabla A.3 (apéndice A), un balance de producción de los pozos correspondientes a las mismas. La mayor producción de crudo recolectado en el múltiple de la estación es aportada por la válvula multipuerto 1 (VMP1), correspondiente a 1339 BNPD, resultado de la producción total de 5 pozos asociados a la misma, seguido por la VMP5 que genera 529 BNPD, siendo la producción general de la mezcla de 3 pozos que convergen a ésta; igualmente, la estación cuenta con 3 pozos alineados directamente desde el cabezal de estos hasta el múltiple de producción. La menor producción que recibe el múltiple de la estación corresponde al pozo ORS-93, el cual se encuentra alineado a un múltiple de campo, siendo éste un arreglo temporal (hasta

culminar la construcción de la válvula multipuerto) a nivel de superficie diseñado para alinear los pozos que integran la macolla F; tiene la mayor cantidad de pozos inactivos, quedando actualmente activo sólo el pozo mencionado.

4.1.5 Características de los Pozos Asociados a la Estación de Flujo

De acuerdo a la información contenida en CENTINELA para el mes de noviembre; se presentan en la tabla A.4 (apéndice A) los valores de presión y temperatura, así como también el tipo de método de producción correspondiente a cada pozo asociado a la estación de flujo. Las presiones de los pozos, tanto de cabezal como de línea, son considerablemente bajas, comprendidas en un rango entre 50 y 160 lpc. Igualmente, puede observarse que sólo dos pozos (ORS-10 y ORS-13) tienen la energía suficiente para producir de manera natural; el resto de ellos necesita de un método de producción como lo son: bombeo mecánico (BM), levantamiento artificial por gas (LAG) y bombeo de cavidad progresiva (BCP), siendo ésta última la modalidad de producción para la mayoría de los pozos. Tomando en cuenta que la estación de flujo tiene una presión de operación aproximada de 60 lpc, se puede decir que no existe una gran caída de presión desde el pozo hasta el múltiple de la misma, por lo que se mantiene dicho parámetro a lo largo de su trayectoria desde el cabezal del pozo.

4.1.6 Posibles Puntos de Interconexión para los Métodos de Disminución de Viscosidad

Para la ubicación tentativa de los tres métodos en estudio: diluyente, reductor de viscosidad y aumento de temperatura, fue necesario realizar una inspección visual en las zonas cercanas a la estación de flujo, incluyendo pozos, válvulas multipuerto y estaciones de flujo, así como también equipos e instalaciones de superficie. A continuación una descripción detallada de cada método estudiado.

4.1.6.1 Inyección de Diluyente en Superficie

La propuesta de inyección de diluyente en superficie se basó en una inspección en las cercanías de la EF-ORC-2, tanto de los pozos como del resto de las 3 estaciones de flujo que integran el campo Orocual, tomando en consideración un crudo con una gravedad API ≥ 30 , sin porcentaje de agua y sedimentos, así como también facilidades en superficie.

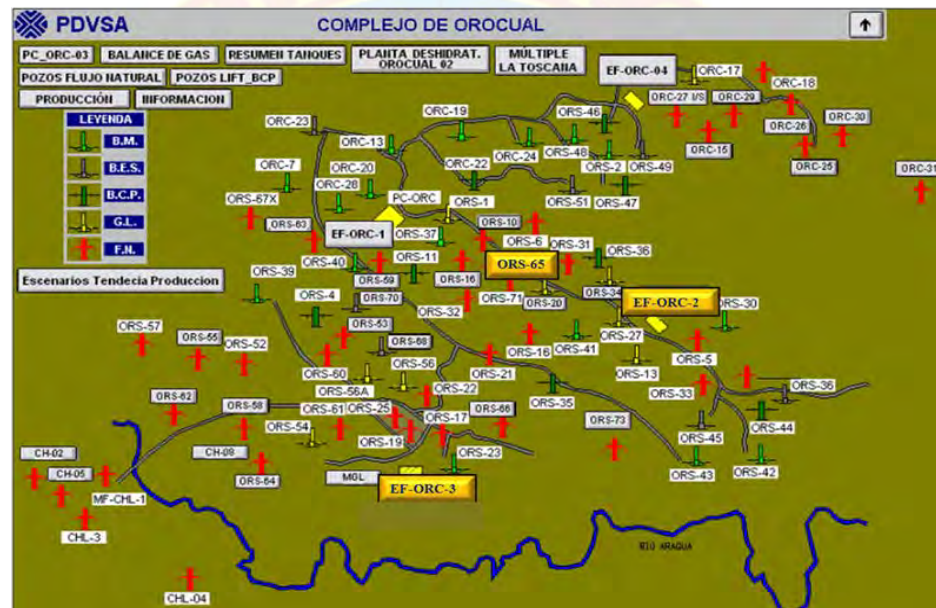


Figura 4.4 Vista general del campo Orocual
Fuente: Operaciones de producción Orocual, PDVSA

Al observar la ubicación de los pozos y el resto de las estaciones de flujo que conforman todo el campo Orocual, con respecto a la EF-ORC-2, a su vez tomando en cuenta las características del fluido (ver apéndice B, tablas B.1, B.2 y B.3), específicamente °API y %AyS y facilidades de superficie, se seleccionaron las mejores opciones presentes para la selección del diluyente, dando como resultado la propuesta de dos fluidos que cumplen con los requerimientos.

Como se puede apreciar en el mapa (Figura 4.4), al noroeste de la EF-ORC-2 está ubicado el pozo ORS-65, el cual se encuentra muy cercano a la estación de flujo en estudio y cuya °API es una de los más altas del campo; igualmente, el fluido proveniente de la Estación de Flujo Orocuál 3 (EF-ORC-3), se encuentra dentro de las exigencias establecidas para ser utilizado como diluyente; ambos casos fueron estudiados en detalle, a fin de establecer la mejor estrategia de inyección con el menor gasto posible.

En la tabla 4.1 se muestran las características del fluido, su producción diaria y el plan estratégico de conexión para poner en funcionamiento la inyección de diluyente.

Tabla 4.1 Propuestas de dilución

DILUENTE	CONEXIÓN	BBPD	BNPD	MPCGD	AYS	API
ORS 65	VMP5	2000	1925	27161	0,6	45,9
EF-ORC-3	Sistema de inyec. de diluyente (EF-ORC-1)	13754	11647	118167	15,32	35,08

Propuesta 1: Pozo ORS-65

Caracterizado por producir crudo condensado (45-46°API), este pozo se encuentra alineado al múltiple de media presión de la Estación de Flujo Orocuál 3 (EF-ORC-3); sin embargo, está ubicado cercano a la válvula multipuerto 5 (VMP5), aproximadamente a 1 kilómetro, mientras que esta última (VMP5) se encuentra a 1,127 kilómetros del múltiple de la estación de flujo, resultando un total de 2 kilómetros, aproximadamente, desde el pozo hasta el cañón o múltiple general de producción; por lo que se seleccionó como la mejor opción, creando una conexión desde la salida del pozo hasta dicha válvula, con la intención de mejorar las propiedades de movilidad del crudo recolectado en el múltiple a partir de ese punto

de inyección, que como se mencionó anteriormente representa la segunda producción más alta que recibe la estación.

El diseño de la propuesta de inyección se muestra en la figura siguiente.

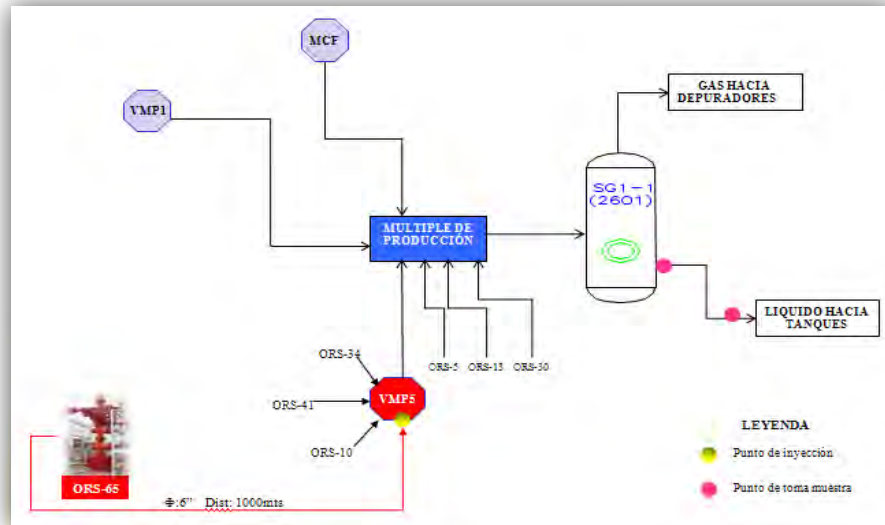


Figura 4.5 Diseño de la propuesta 1 del sistema de dilución
Fuente: Ingeniería de producción Orocual, PDVSA (2009)

Propuesta 2: Estación de Flujo Orocual 3

Como segunda opción se propone utilizar el crudo proveniente de la EF-ORC-3, siendo la mezcla de todos los pozos que llegan a la misma con una gravedad API de 35° aproximadamente, pero a diferencia del pozo ORS-65, no cuenta con presencia de gas en la mezcla, o se considera despreciable, ya que se utilizará el crudo una vez que haya pasado por el proceso de separación y estabilización en los tanques de almacenamiento ubicados dentro de las instalaciones de la estación de flujo.

La producción proveniente de la EF-ORC-3 es recibida en el múltiple de transferencia ubicado en el patio de tanques del Centro Operativo Orocual (COO),

donde además llega la producción del resto de las estaciones de flujo (EF-ORC-1, EF-ORC-2, EF-ORC-4).

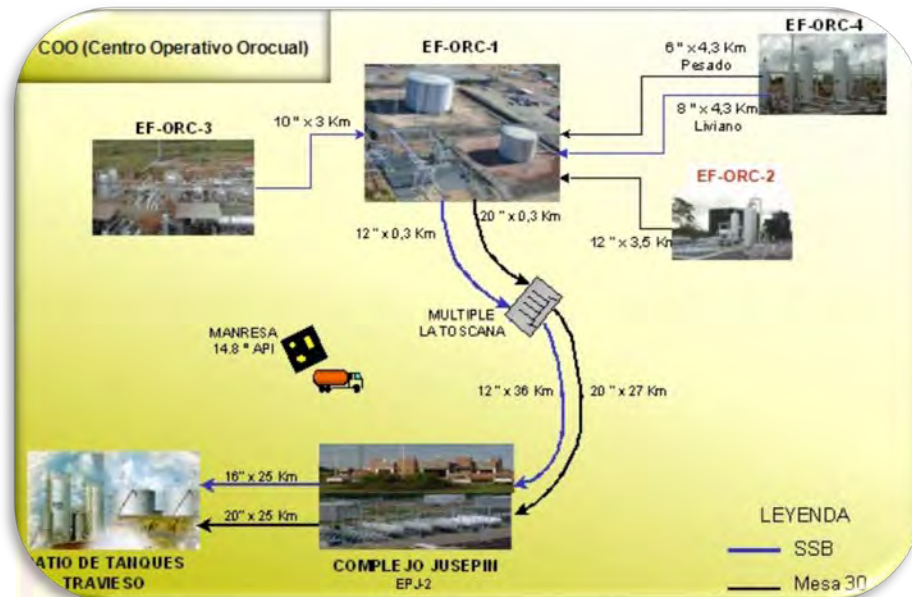


Figura 4.6 Esquema de procesos de todas las estaciones del COO
Fuente: Ingeniería de producción Orocuai, PDVSA (2009)

Cercano al múltiple de la EF-ORC-1 se encuentra un proyecto piloto de inyección de diluyente el cual está actualmente fuera de operación; la propuesta consiste en reactivar este sistema de inyección de diluyente bombeando un porcentaje de la producción de crudo proveniente de la EF-ORC-3 hacia el múltiple de recolección ubicado en la EF-ORC-2, con el objetivo de mezclar el crudo liviano de 35 °API con la mezcla de crudo pesado (13 °API) correspondiente a la estación en estudio para mejorar su movilidad hacia los tanques de almacenamiento.



Figura 4.7 Sistema de inyección de diluyente de la EF-ORC-1
Fuente: Ingeniería de producción Orocuai, PDVSA (2009)

Considerando que ya se cuenta con una línea inactiva que viene desde la EF-ORC-2 a la EF-ORC-1, restaría solamente crear una conexión desde dicha línea hasta la descarga de las bombas del sistema de inyección de diluyente, encontrándose a escasos metros (10-15 m) uno del otro. Se muestra a continuación en la Figura 4.8 el diseño de la propuesta.

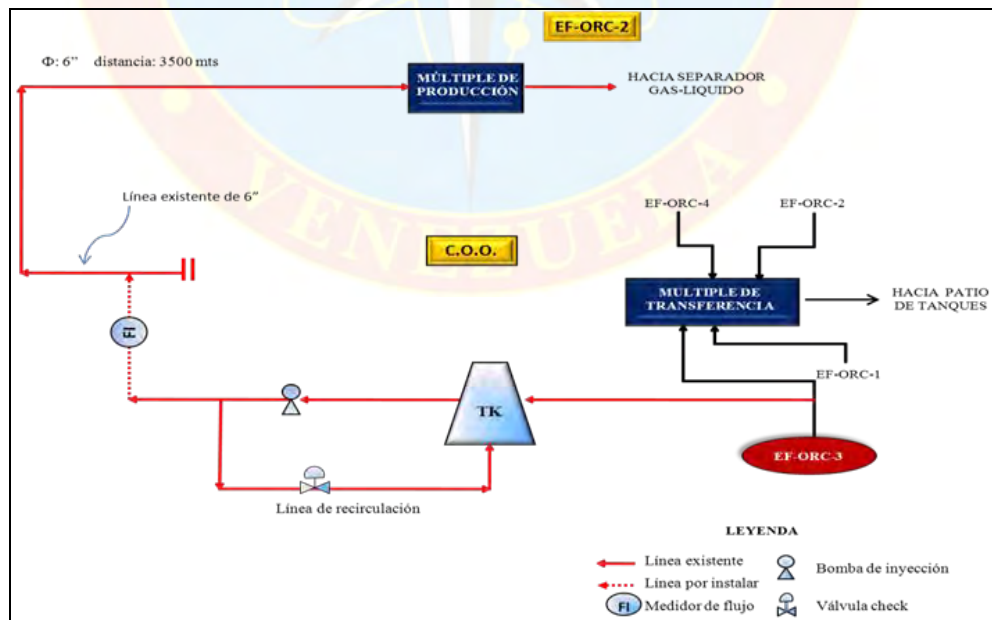


Figura 4.8 Diseño de la propuesta 2 del sistema de dilución

Fuente: Ingeniería de producción Orocuál, PDVSA (2009)

4.1.6.2 Inyección de Reductor de Viscosidad (química)

Para llevar a cabo la propuesta de inyección de reductor de viscosidad, fue necesario solicitar la colaboración de diferentes empresas, las cuales cuentan con el producto requerido. Se logró contactar 3 empresas: Biofarquin, Consolefca y Lipesa, a través de la Gerencia de Tecnología, sin embargo, sólo se realizó el protocolo de prueba con la empresa Lipesa, la cual mantiene contrato vigente en el área de productos químicos (antiespumante, demulsificante) con la Gerencia de Producción Orocuál y tiene experiencia en la aplicación de reductores de viscosidad en varios pozos de crudo pesado en Venezuela.

Para definir las opciones donde podía ser inyectado el reductor de viscosidad, se consideraron tres variables importantes, además de las facilidades en superficie que pudiese tener; dichas variables son: caudal y gravedad API del crudo pesado y la distancia entre el punto de inyección de química y el múltiple de la estación de flujo.

Tomando en cuenta cada una de las consideraciones expuestas, se concentró la atención en las 2 válvulas multipuerto (VMP1 y VMP5) que integran la estación, ya que son las que generan un mayor aporte de crudo al múltiple general (ver apéndice A, tabla A.3). En tal sentido, se observó que la VMP1, además de tener mayor número de pozos alineados, es la que aporta el mayor caudal de crudo a la estación de flujo (1300 BNPD, aproximadamente); a su vez, la mezcla de dicha producción tiene una gravedad API de 11,9 siendo este valor más bajo que el de la VMP5; igualmente, la VMP1 se encuentra aproximadamente a 600 metros del múltiple, dando tiempo suficiente para que el producto actúe con el crudo pesado.

Por otra parte, se observó que la VMP1 cuenta con una facilidad de un niple en la parte superior de la tubería de 6 pulg por donde se desplaza toda la mezcla hacia el múltiple general, considerándose como opción utilizar este punto para crear la conexión de la química con el fluido.

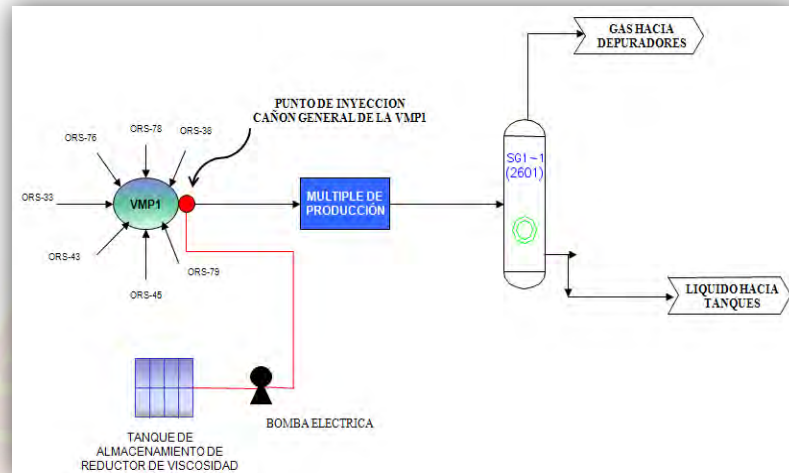


Figura 4.9 Diseño de la propuesta del reductor de viscosidad
Fuente: Ingeniería de producción Orocual, PDVSA (2009)

4.1.6.3 Aumento de Temperatura

Se estableció aumentar la temperatura del crudo pesado que recibe la estación de flujo a través de un equipo calentador, por el hecho de que al buscar las opciones de calentamiento, se contaba dentro del Centro Operativo Orocual con un calentador en buenas condiciones, por lo tanto, el estudio estuvo enfocado en la instalación de dicho equipo.

La selección de los puntos de conexión del calentador estuvo influenciada principalmente por la distancia, ya que se buscó el espacio más cercano a los equipos de procesos (separador), con el fin de evitar la mayor pérdida de calor posible antes de que el fluido entre al separador.

Conforme a las posibilidades que se tienen en campo asociadas a la EF-ORC-2 y tomando en cuenta que el tamaño promedio de un calentador está entre 4 metros de largo por 2 metros de ancho, se determinó que es posible ubicar el calentador dentro de la estación de flujo, y conectarlo en un tramo del múltiple general luego de que se haya mezclado la producción de todos los pozos y antes de la entrada al separador, siendo que el tramo múltiple-separador mide aproximadamente 13,50 metros (incluyendo elevaciones), de modo que el fluido sea calentado antes de pasar por el proceso de separación, disminuyendo la viscosidad por el aumento de temperatura, mejorando la movilidad del fluido y evitando además los problemas generados en las válvulas de control de nivel. De igual forma, fue indispensable reconocer o ubicar la fuente de energía que necesita el calentador para su funcionamiento, el cual para este caso en específico sería el gas; por consiguiente, se consideró la opción de proporcionar parte del mismo gas que recolecta la estación, una vez pasado por el proceso de separación gas-líquido, donde ya se tiene una línea de 3 pulg que se encuentra en desuso, la misma servirá como línea de alimentación de gas para el calentador (ver apéndice B, figura B.1).

En compañía del personal de Operaciones de Producción e Ingeniería de Producción se realizó la visita al lugar establecido para la instalación del calentador, tal como se indica a continuación, en donde además fue posible identificar las facilidades en superficie con las que se cuenta para dicha instalación y funcionamiento del equipo (ver figura 4.10).



Figura 4.10 Ubicación de la infraestructura asociada al calentador

Fuente: Ingeniería de producción Orocual, PDVSA (2009)

A continuación, en la figura 4.11, el esquema o diseño de la propuesta de la conexión del calentador, donde se observa cómo quedará el diagrama de flujo posterior a la instalación del mismo en la estación en estudio.

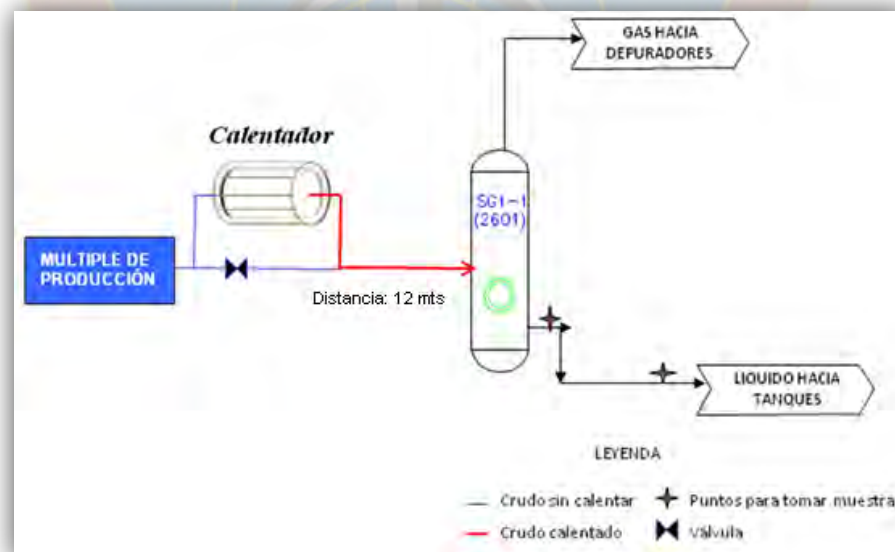


Figura 4.11 Diseño de la propuesta de la instalación del calentador

Fuente: Ingeniería de producción Orocual, PDVSA (2009)

4.2. ANÁLISIS DE LA APLICABILIDAD DE LOS MÉTODOS EN ESTUDIO: REDUCTOR DE VISCOSIDAD, INYECCIÓN DE DILUENTE Y AUMENTO DE TEMPERATURA EN LA ESTACIÓN DE FLUJO OROCUAL 2

4.2.1 Selección de la Correlación de Flujo Multifásico Horizontal

Para crear la red hidráulica por medio del simulador Pipephase 9.1, fue necesario seleccionar, de acuerdo a las correlaciones de flujo que dispone dicho simulador, la que mejor se adaptó o mostró menor porcentaje de error con respecto a las condiciones actuales de presión de los pozos asociados a la estación de flujo.

Los resultados se obtuvieron estimando las presiones de todos los pozos en el simulador, para así cotejar los resultados obtenidos con los valores de presión que presenta cada uno según la información arrojada por CENTINELA.

Tabla 4.2 Selección de la correlación de flujo multifásico

Pozos	Centinela (lpc)	Beggs & Brill Moody (lpc)	% Error	Begg & Brill (lpc)	% Error	Duns & Ros (lpc)	% Error
ORS38	85	103,05	0,21	76,84	0,10	78,50	0,08
ORS45	95	89,96	0,05	76,27	0,20	77,65	0,18
ORS78	60	91,23	0,52	76,13	0,27	77,51	0,29
ORS41	100	163,27	0,63	77,96	0,22	79,23	0,21
ORS10	70	98,35	0,41	103,66	0,48	109,80	0,57
ORS34	58	128,87	1,22	150,99	1,60	170,50	1,94
ORS5	100	110,17	0,10	79,98	0,20	79,17	0,21
ORS30	150	148,78	0,01	81,67	0,46	80,80	0,46
ORS13	85	78,40	0,08	75,41	0,11	76,59	0,10
ORS93	93	78,97	0,15	75,16	0,19	76,47	0,18
ORS82	70	97,82	0,40	77,00	0,10	78,46	0,12
ORS86	90	93,94	0,04	76,75	0,15	78,14	0,13

De acuerdo a la tabla 4.2 se determinó que la correlación que mejor se ajusta a los valores reales de presión correspondientes a cada pozo es la de Beggs & Brill-Moody, arrojando el menor porcentaje de error en la mayoría de los pozos con respecto a las demás correlaciones, siendo estos los resaltados en color amarillo.

4.2.2 Simulaciones de los Métodos de Disminución de Viscosidad

4.2.2.1 Caso Base (condiciones actuales)

Previo a la simulación de la red hidráulica incorporando cada método de disminución de viscosidad establecido, se simuló el sistema de transporte actual desde el cabezal de todos los pozos activos asociados a la estación de flujo, hasta la entrada de los mismos a los tanques de almacenamiento.

Simulación del diagrama de flujo de la EF-ORC-2

A continuación se muestra el diagrama de la estación de flujo correspondiente a las condiciones actuales realizada a través del simulador Pipephase 9.1.

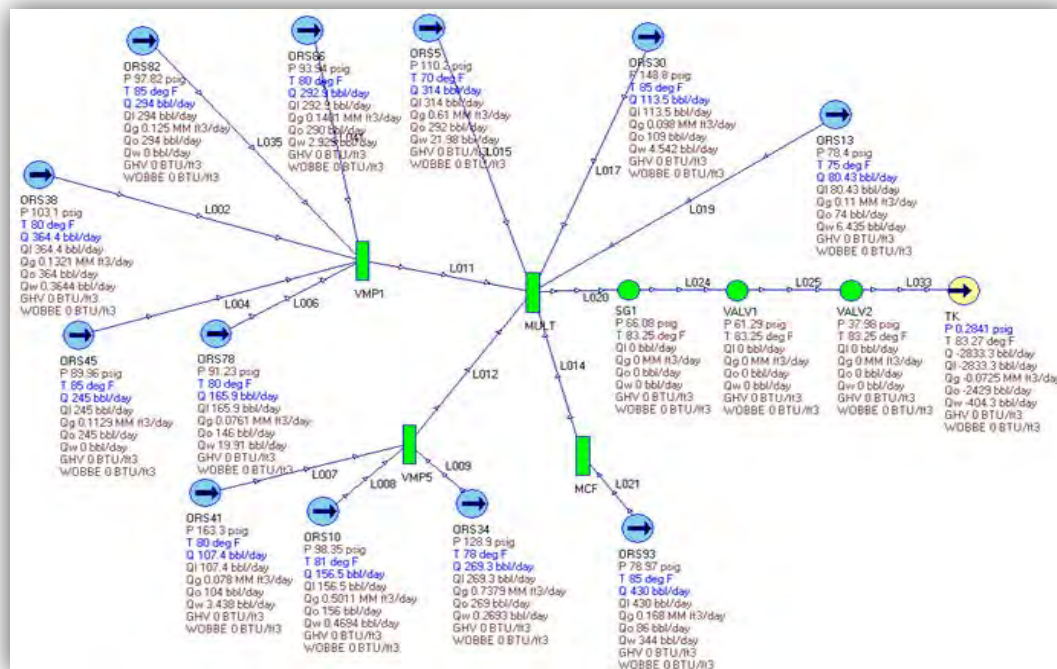


Figura 4.12 Diagrama de flujo de la EF-ORC-2 a condiciones actuales
Fuente: Simulador Pipephase 9.1

Mediante el diagrama mostrado puede observarse la ubicación y distribución de los pozos asociados a la estación de flujo. Por otra parte, los nodos denotados como VALV1 y VALV2, ubicados en el tramo L025, representan el punto antes y después de la válvula de control de nivel, indicando mediante los valores de presión de 61,29 lpc y 37,98 lpc, respectivamente, que el fluido se desplaza satisfactoriamente por dicho tramo, ya que la presión antes de la válvula es mayor que la presión después de ella. La importancia de este tramo en específico radica en que estos nodos indican las condiciones aguas arriba y aguas abajo de la válvula de control de nivel; en función de que el fluido de alimentación es un crudo de baja gravedad API, se requiere garantizar el cumplimiento de la condición de presión $VALV1 > VALV2$, es decir, la presión de la entrada de la válvula mayor a la presión

de salida de la misma, para que la producción sea enviada hacia los tanques de almacenamiento respectivos.

Viscosidad del crudo obtenida a través del simulador

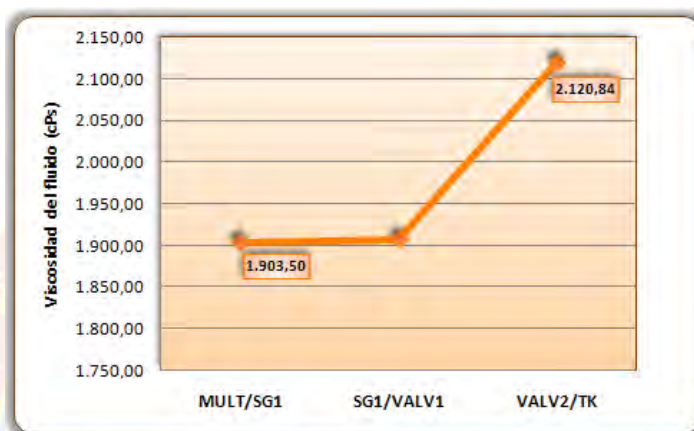
Posteriormente, se muestran en la tabla 4.3 los valores de viscosidad del crudo utilizado para generar el comportamiento de dicho parámetro bajo las condiciones actuales de presión, volumen y temperatura que maneja la estación.

Tabla 4.3 Viscosidades estimadas por el simulador

VISCOSIDAD DEL FLUIDO (cPs)		
Línea	Desde/Hasta	Viscosidad (cPs)
L035	ORS- 82/VMP1	3107, 55
L041	ORS- 86/VMP1	2851, 82
L011	VMP1/MULT	3263, 28
L007	ORS- 41/VMP5	5434, 36
L008	ORS- 10/VMP5	253, 87
L009	ORS- 34/VMP5	343, 17
L012	VMP5/MULT	453, 57
L021	ORS- 93/MCF	3280, 84
L014	MCF/MULT	3287, 88
L015	ORS- 5/MULT	4955, 55
L017	ORS- 30/MULT	3236, 38
L019	ORS- 13/MULT	220, 83
L020	MULT/SG1	1903, 50
L024	SG1/VALV1	1906, 95
L033	VALV2/TK	2120, 84

Cada una de las viscosidades mostradas pertenece a las estimadas por el simulador Pipephase 9.1, una vez cargada toda la data necesaria para realizar la corrida, utilizando la correlación de Vázquez- Beggs en lo que respecta a la viscosidad del crudo, siendo ésta la correlación que generó el escenario más cercano a las presiones reales de los pozos.

En la gráfica 4.1 se muestra el comportamiento de viscosidad a condiciones normales o actuales, desde el múltiple de la estación de flujo hasta la entrada al tanque de almacenamiento.



Gráfica 4.1 Comportamiento de viscosidad del caso base (condiciones actuales)

Actualmente, la estación de flujo tiene una viscosidad que como puede apreciarse, tiende a incrementar a medida que se desplaza por las líneas de transferencia, manteniendo un valor constante desde el múltiple hasta la entrada al separador (MULT-SG1) de 1900 cPs, sin embargo, aguas abajo del mismo se genera un notable incremento de aproximadamente 200 cPs hasta la llegada al tanque de almacenamiento, alcanzando un valor de 2120 cPs, lo que pudiese estar influenciado por la liberación del gas que ocurre al pasar por el proceso de separación gas- líquido posterior a la salida del separador.

Cálculo de caída de presión

Según la norma PDVSA N° L-TP 1.5 “Cálculo hidráulico de tuberías”, se establece que debe existir una caída de presión no mayor a 4 lpc/100 pies; dicha norma fue empleada en este estudio para determinar si las tuberías se encuentran o no

dentro del límite establecido. En la tabla 4.4 se observan los valores obtenidos por el simulador, representados como DATOS, y los resultados calculados a través de las fórmulas de caída de presión, descritos en la tabla como RESULTADOS.

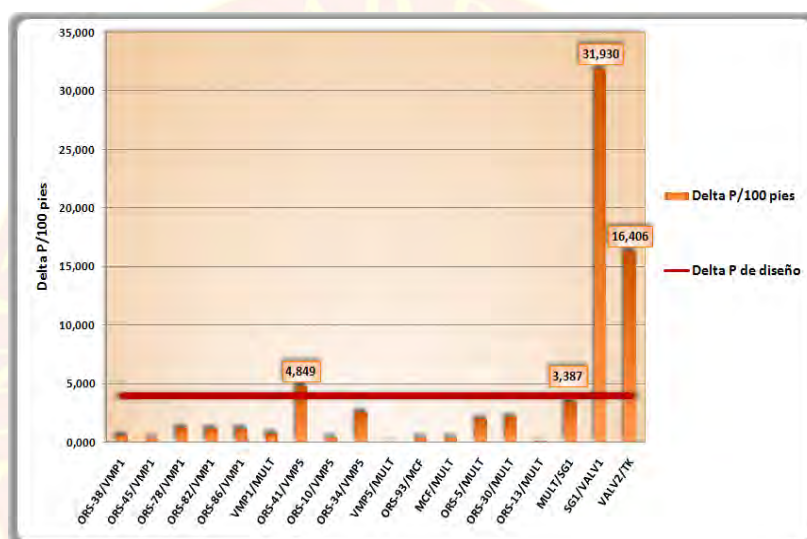
Tabla 4.4 Cálculo de caída de presión por cada 100 pies de tubería correspondiente al caso base

CAIDA DE PRESIÓN/100 PIES DE TUBERÍA						
DATOS				RESULTADOS		
Línea	Desde/Hasta	Pérdidas por Fricción (lpcm)	Distancia (metros)	Delta P/100 pies	Cond	Delta P diseño
L002	ORS-38/VMP1	17,394	955	0,555	OK	4
L004	ORS-45/VMP1	4,302	483	0,271	OK	4
L006	ORS-78/VMP1	5,573	135	1,258	OK	4
L035	ORS-82/VMP1	12,162	337	1,100	OK	4
L041	ORS-86/VMP1	8,283	230	1,098	OK	4
L011	VMP1/MULT	9,217	391	0,719	OK	4
L007	ORS-41/VMP5	86,068	541	4,849	NO OK	4
L008	ORS-10/VMP5	21,128	1786	0,361	OK	4
L009	ORS-34/VMP5	51,385	618	2,534	OK	4
L012	VMP5/MULT	0,758	1127	0,021	OK	4
L021	ORS-93/MCF	1,265	112	0,344	OK	4
L014	MCF/MULT	1,268	112	0,345	OK	4
L015	ORS-5/MULT	33,717	513	2,003	OK	4
L017	ORS-30/MULT	72,341	1040	2,120	OK	4
L019	ORS-13/MULT	1,961	463	0,129	OK	4
L020	MULT/SG1	1,5	13,5	3,387	OK	4
L024	SG1/VALV1	1,079	1,03	31,930	NO OK	4
L033	VALV2/TK	16,638	30,911	16,406	NO OK	4

Existen 18 tramos o líneas que conforman el diagrama realizado, el valor de pérdida por fricción (lpcm) mostrado en la tabla 4.4 es el resultado de la suma de todas las pérdidas que arroja el simulador de cada segmento de tubería que integra la línea, ya que el mismo la segmenta, obteniendo así pérdidas por fricción por una determinada distancia, sin embargo, se estudió de forma general cada línea de acuerdo a la sumatoria de todas las pérdidas por fricción y la distancia total de la misma obteniendo un solo valor por cada tramo.

Los valores que se encuentran dentro la condición “OK”, como se mostró en la tabla 4.4, en su mayoría son los correspondientes a las líneas que van desde los pozos

hasta la llegada al múltiple, salvo el pozo ORS-41 que supera la máxima caída de presión permitida, aunque no representa un comportamiento crítico (4,849 lpc/100 pies) ya que el mismo se encuentra muy próximo a 4 lpc; este pozo produce el crudo con la más baja gravedad API (10,6°) que recibe la estación de flujo y se desplaza por una línea de 4 pulg, lo que podría estar ocasionando un incremento de caída de presión durante su desplazamiento hasta la llegada al múltiple.



Gráfica 4.2 Caída de presión por cada 100 pies de tubería del caso base

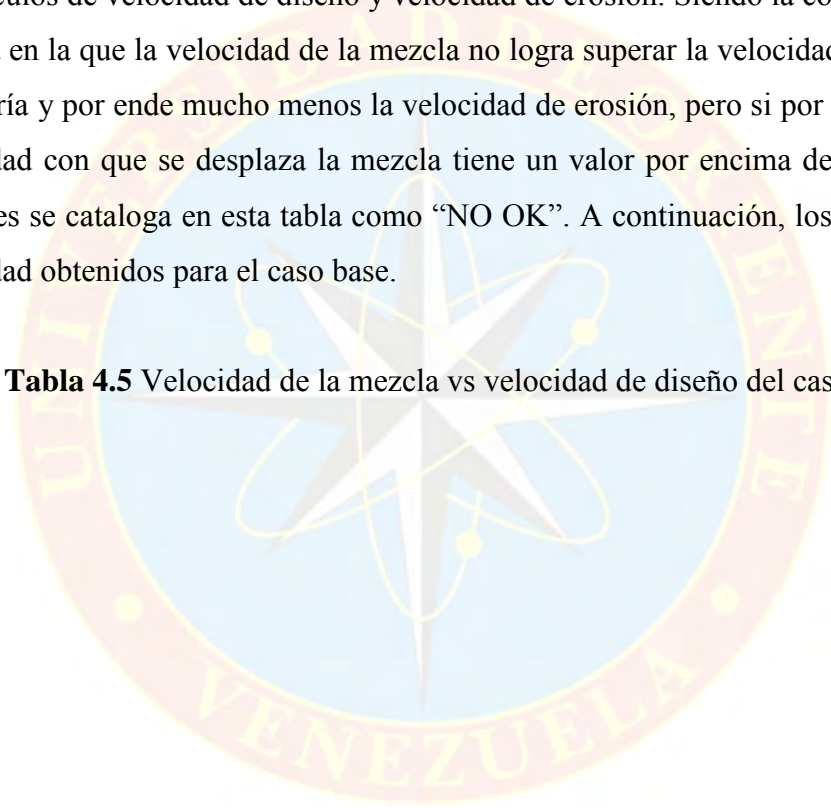
El cuadro más crítico se ve reflejado dentro de la estación de flujo, donde puede observarse marcadamente un alto incremento desde el múltiple hasta la entrada al separador; en este tramo existe una reducción de diámetro de 10 a 6 pulg, sin dejar de mencionar las elevaciones existentes para alcanzar la boquilla de entrada del separador, hecho que contribuye a un considerable aumento de la caída de presión, alcanzando aproximadamente 28 lpc por encima del valor establecido por la norma PDVSA; posteriormente, aguas abajo del separador, se observa un descenso de la caída de presión relacionado al tramo SG1-VALV1 y VALV2-TK; en este caso el fluido se desplaza por líneas con diámetros de 4 pulg, sin embargo, debido a la

ausencia del gas que fue separado en el equipo separador, la presión en la línea disminuye casi en un 50%.

Cálculo de la velocidad de diseño

En la tabla 4.5 se observan los datos de velocidad de la mezcla (pies/seg) y densidad de la mezcla (lb/pie³) arrojados por el simulador, que sirvieron para realizar los cálculos de velocidad de diseño y velocidad de erosión. Siendo la condición “OK” aquella en la que la velocidad de la mezcla no logra superar la velocidad de diseño de la tubería y por ende mucho menos la velocidad de erosión, pero si por el contrario la velocidad con que se desplaza la mezcla tiene un valor por encima de la de diseño, entonces se cataloga en esta tabla como “NO OK”. A continuación, los resultados de velocidad obtenidos para el caso base.

Tabla 4.5 Velocidad de la mezcla vs velocidad de diseño del caso base



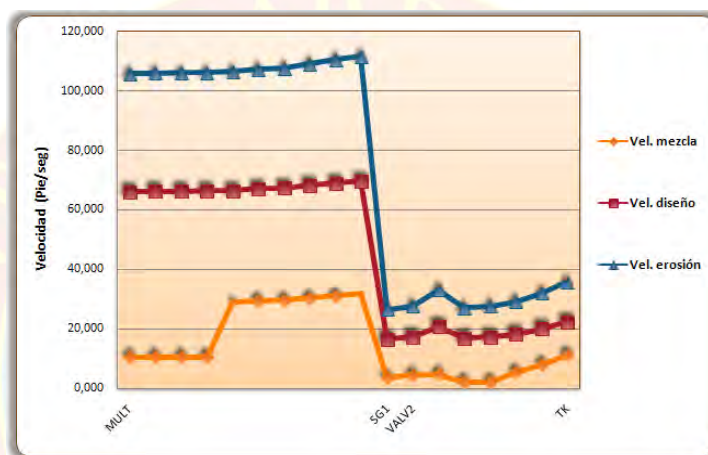
VELOCIDAD DEL FLUIDO (pie/seg)							
DATOS				RESULTADOS			
Línea	Desde/Hasta	Vel. de la Mezcla (pies/seg)	Densidad de la mezcla (lb/pie ³)	Vel. de Erosión (pie/seg)	Vel. de Diseño (pie/seg)	Cond	%Vel mezcla Vel Diseño
L002	ORS-38	0,702	6,333	63,579	39,737	OK	0,018
L004	ORS-45	0,600	5,064	71,100	44,437	OK	0,013
L006	ORS-78	0,695	5,157	70,455	44,034	OK	0,016
L035	ORS-82	1,143	5,496	68,251	42,657	OK	0,027
L041	ORS-86	1,271	21,003	34,913	21,820	OK	0,058
L011	VMP1	2,155	4,947	71,934	44,959	OK	0,048
L007	ORS-41	1,746	3,483	85,732	53,583	OK	0,033
L008	ORS-10	11,703	0,992	160,684	100,427	OK	0,117
L009	ORS-34	28,437	1,157	148,781	92,988	OK	0,306
L012	VMP5	3,269	8,204	55,861	34,913	OK	0,094
L021	ORS-93	1,711	5,390	68,915	43,072	OK	0,040
L014	MCF	1,733	5,320	69,366	43,354	OK	0,040
L015	ORS-5	5,616	1,464	132,251	82,657	OK	0,068
L017	ORS-30	1,989	2,958	93,026	58,141	OK	0,034
L019	ORS-13	2,411	1,771	120,218	75,136	OK	0,032
L020	MULT	10,476	2,294	105,639	66,024	OK	0,159
		10,521	2,284	105,864	66,165	OK	0,159
		10,537	2,281	105,944	66,215	OK	0,159
		10,552	2,278	106,020	66,263	OK	0,159
		28,923	2,266	106,280	66,425	OK	0,435
		29,439	2,227	107,224	67,015	OK	0,439
		29,674	2,209	107,651	67,282	OK	0,441
		30,471	2,151	109,087	68,180	OK	0,447
31,140	2,105	110,277	68,923	OK	0,452		
31,851	2,058	111,531	69,707	OK	0,457		
L024	SG1	3,526	36,190	26,596	16,623	OK	0,212
L033	VALV2	4,571	33,455	27,663	17,289	OK	0,264
		4,876	23,236	33,193	20,745	OK	0,235
		2,192	34,709	27,158	16,974	OK	0,129
		2,325	33,248	27,748	17,343	OK	0,134
		5,511	30,070	29,178	18,236	OK	0,302
		8,130	25,017	31,989	19,993	OK	0,407
	TK	11,414	19,852	35,910	22,444	OK	0,509

Para el estudio de las velocidades de diseño del fluido, como se observa en la tabla 4.5 mostrada anteriormente, existen múltiples valores para cada línea que presentó cambios de diámetro y/o accesorios durante el trayecto de la misma, aquellas que muestran un solo valor de velocidad es porque la línea no presenta ninguna variación en toda su longitud.

Todas las velocidades del fluido generadas en los segmentos de las líneas que integran el diagrama simulado, desde el cabezal de los pozos hasta la boquilla de alimentación del tanque, no superan la velocidad máxima de diseño de acuerdo a los cálculos, según la fórmula recomendada en la norma PDVSA L-TP 1.5, lo que

garantiza la integridad a lo largo de la tubería, válvulas y accesorios existentes (codos, tes, etc.).

La gráfica 4.3 muestra el comportamiento continuo de la velocidad del fluido dentro de la estación de flujo, el cual inicia en el múltiple general y finaliza en la llegada al tanque de almacenamiento.



Gráfica 4.3 Velocidad del fluido múltiple-tanque del caso base

Las velocidades más elevadas correspondientes a la mezcla, se presentan aguas arriba del separador, deduciendo que se debe a la influencia del gas existente en dicha mezcla, ya que posterior al proceso de separación se genera una gran disminución en la velocidad del fluido o mezcla, aproximadamente de 32 pies/seg en la boquilla de entrada al separador. Tomando en cuenta que la mezcla presenta altos valores de viscosidad, conformados por crudos de baja °API, la separación del gas provoca aún más restricción al movimiento, ocasionando que el fluido se desplace de forma más lenta. Por otra parte, el cambio de diámetro es un factor determinante en la velocidad del fluido, siendo que las líneas que presentaron reducción de diámetro, bien de 12 a 6 pulgadas desde el múltiple al separador, o a la salida de éste de 6 a 4 pulg,

provocaron un aumento en la velocidad del fluido, siendo más notorio cuando el fluido presentaba mayor volumen de gas.

4.2.2.2 Reductor de Viscosidad

Selección del reductor de viscosidad (químico) apropiado

La tabla 4.6 muestra los resultados correspondientes a las pruebas realizadas en laboratorio por la empresa Lipesa a una muestra del pozo ORS-45 y de la EF-ORC-2 (mezcla de todos los fluidos que convergen al múltiple).

Tabla 4.6 Pruebas para la selección del reductor de viscosidad

Instalación	Producto	Dosis (ppm)	Viscosidad sin tratamiento (cps)	Viscosidad crudo tratado (cps)	% de reducción
EF-ORC-02	LIPESA 7224	1000	3535	2543	28,06
		2000	3535	2483	29,76
		3000	3535	2453	30,61
POZO ORS-45	LIPESA 7224	1000	11625	7148	38,52
		2000	11625	6696	42,4
		3000	11625	6629	42,98

El reductor de viscosidad seleccionado se denomina LIPESA 7224; a través de diferentes dosificaciones: 1000, 2000 y 3000 ppm, el personal de Lipesa determinó los valores de viscosidad alcanzados y su respectivo porcentaje de reducción, tanto para el pozo ORS-45 como para la mezcla de crudo proveniente de la salida del separador, denotada como EF-ORC-02; obteniéndose un comportamiento de reducción de viscosidad directamente proporcional con la dosis aplicada.

En dicha tabla puede observarse que el producto genera buenos resultados en la disminución de la viscosidad, alcanzando un máximo porcentaje de reducción de aproximadamente 43%, correspondiente al pozo ORS-45, obviamente con una dosis

de 3000 ppm, sin embargo, la diferencia de los resultados obtenidos entre una dosis y otra es considerablemente baja, el porcentaje de distinción en la reducción varía entre 0,60 y 4%.

Simulaciones aplicando el reductor de viscosidad

Ya conocida la química a emplear (LIPESA 7224), la dosis óptima se seleccionó de acuerdo a los resultados de las simulaciones realizadas una vez cargadas las nuevas viscosidades con el porcentaje de reducción obtenido en las pruebas de laboratorio.

Como se mencionó anteriormente, la ubicación para la inyección del reductor de viscosidad está localizada a la salida del cañón principal de la válvula multipuerto 1 (VMP1), que posteriormente será recibida en el múltiple de la estación de flujo.

Para efectos de la simulación, se agruparon cada uno de los pozos que conforman las válvulas multipuerto en un solo nodo, quedando únicamente la fuente que corresponde a la VMP, por lo que fue necesario calcular la gravedad API de la mezcla de dicha fuente; este nodo representó entonces la producción proveniente de la mezcla del fluido que converge en dicha VMP, se realizó este arreglo ya que no se contaba con el valor de viscosidad de todos los pozos que integran la estación de flujo, y por medio del simulador no es posible cargar dicha información para algunos y para otros no.

A continuación se muestra el diagrama simulado una vez simplificada o agrupada en un solo nodo la producción total de cada válvula multipuerto, como lo son VMP5 y VMP1, siendo esta última el punto de inicio para el estudio de la inyección de reductor de viscosidad, observando su reacción desde allí hasta la entrada a los tanques de almacenamiento.

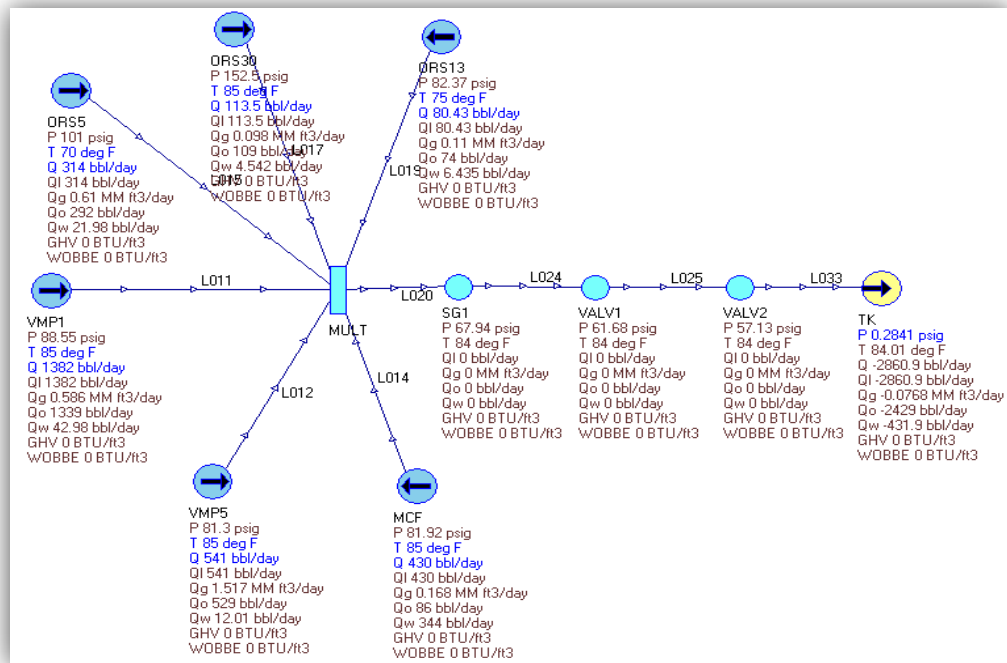


Figura 4.13 Diagrama de flujo de la EF-ORC-2 utilizado como caso base para la aplicación del reductor de viscosidad
Fuente: Simulador Pipephase 9.1

Se utilizó la ecuación de Beggs-Robinson para determinar las viscosidades del fluido de las válvulas multipuerto y de los pozos que integran la estación de flujo, por el hecho de que es la correlación que mejor se ajustó a los parámetros reales de los pozos asociados a la estación en estudio.

Tabla 4.7 Viscosidades calculadas para ser incorporadas al simulador

Pozos	°API	Temp.1 (°F)	Temp.2 (°F)	Z	Y	X1	X2	Viscosidad crudo1 (cPs)	Viscosidad crudo2 (cPs)
VMP-1	11,99	85	115	2,79	616,51	3,52	2,47	3278,75	296,665
VMP-5	17,89	85	115	2,67	468,26	2,67	1,88	467,13	74,658
MAC-F	11,60	85	115	2,80	627,67	3,58	2,52	3796,19	328,983
ORS-5	13,40	85	115	2,76	577,19	3,29	2,32	1955,93	205,983
ORS-13	20,80	85	115	2,61	408,90	2,33	1,64	213,71	42,720

ORS-30 11,60 85 115 2,80 627,67 3,58 2,52 3796,19 328,983

Sabiendo que el simulador requiere de dos valores de viscosidad a diferentes temperaturas, se calculó dicho parámetro a la temperatura de 85 °F (temperatura promedio de operación) y 115 °F (temperatura máxima que soporta la estación), denotadas como T1 y T2, respectivamente; el valor de “X”, ya que depende de la temperatura, se designó como X1 para la temperatura 1 y X2 para la temperatura 2. De este modo se logró conseguir los dos valores de viscosidad necesarios para realizar la simulación y fijar un caso base (sin aplicación de química).

Posteriormente, para estudiar la aplicabilidad del producto a las diferentes dosis, se procedió a disminuir los valores de viscosidad de la VMP1 obtenidos anteriormente (ver tabla 4.7), de acuerdo al porcentaje de reducción para cada dosis, dando como resultado unas nuevas viscosidades, las cuales fueron cargadas al simulador, para así estudiar el comportamiento general del sistema hidráulico.

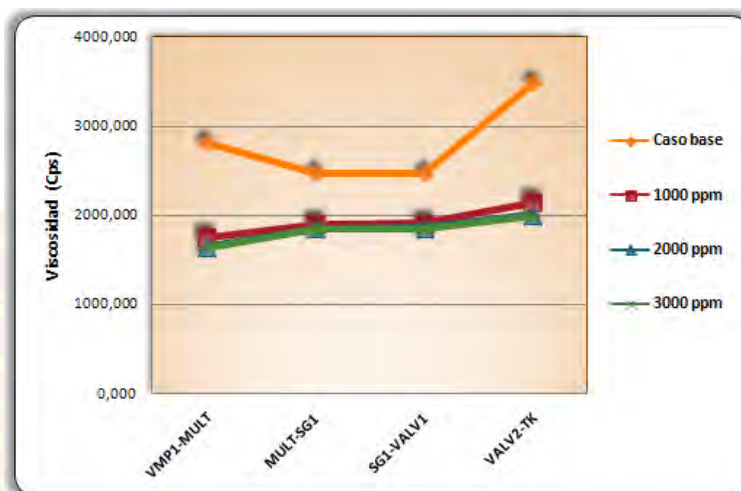
Tabla 4.8 Cálculo de la viscosidad de acuerdo al porcentaje de reducción obtenido por cada dosis de química aplicada

Dosis (ppm)	%Reducción	Viscosidad del crudo sin tratamiento (Cps)		Viscosidad del crudo tratado (Cps)	
		85 °F	115 °F	85 °F	115 °F
1000	38,52	3278,75	296,67	2015,78	182,39
2000	42,40	3278,75	296,67	1888,56	170,88
3000	42,98	3278,75	296,67	1869,54	169,16

En la tabla 4.8 mostrada, pueden observarse las tres dosis aplicadas, siendo éstas de 1000, 2000 y 3000 ppm, seguido del porcentaje de reducción de viscosidad que se logra alcanzar utilizando dichas concentraciones, y posteriormente se observan dos viscosidades, la primera se trata de las viscosidades del crudo proveniente de la válvula multipuerto 1 (VMP-1), obtenidas anteriormente utilizando la ecuación de Beggs-Robinson y la última, representando las viscosidades una vez que se le redujo

el porcentaje de pérdida que se estableció para las determinadas dosificaciones a las mismas temperaturas de 85 y 115 °F.

Los valores de viscosidad con el porcentaje de reducción se observan en la gráfica mostrada a continuación.



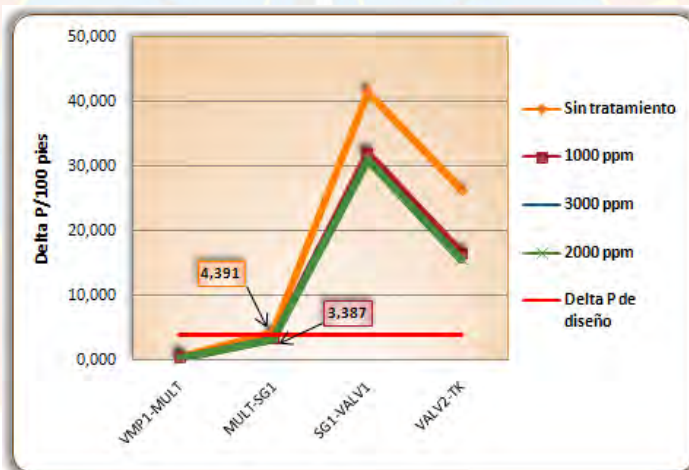
Gráfica 4.4 Comportamiento de viscosidad del crudo. Caso base vs reductor de viscosidad

Existe un descenso considerable en la viscosidad del crudo, observándose el efecto desde la salida de la válvula multipuerto, presentando una disminución de aproximadamente 1000 cPs en relación al caso base; posteriormente, se puede ver que en la línea desde el múltiple hasta la entrada a la válvula de control de nivel se mantiene la misma tendencia, con una diferencia entre 500 y 600 cPs con respecto al caso base; finalmente, desde la salida de la válvula de control de nivel se obtuvieron valores de hasta 1500 cPs, aproximadamente, por debajo de la viscosidad del crudo sin tratamiento. En general, se logra disminuir la viscosidad del fluido y a su vez controlar la tendencia de aumento a medida que se desplaza por las líneas de transferencia desde el punto de inyección hasta el tanque.

Cálculo de caída de presión

En la tabla C.1 (ver apéndice C) están representadas las caídas de presión por cada 100 pies de tubería en los tramos por donde se transporta el fluido tratado con el reductor de viscosidad.

De acuerdo a los resultados obtenidos se realizó la comparación entre la caída de presión que manifiesta la corriente de fluido sin tratamiento y una vez inyectado el reductor de viscosidad a las diferentes dosificaciones, logrando representar los resultados en la siguiente gráfica.



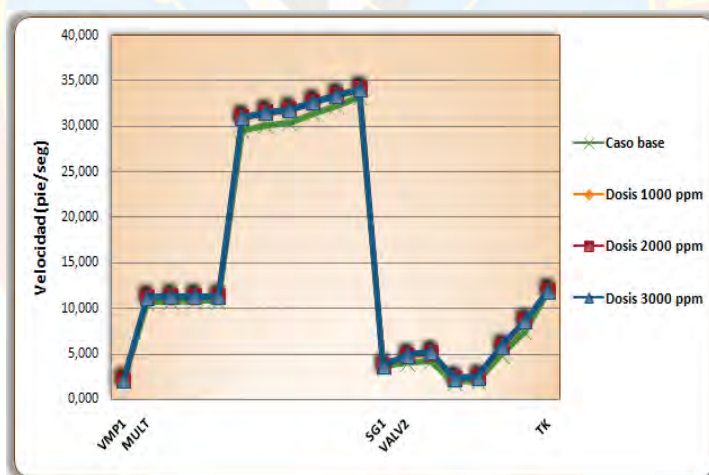
Gráfica 4.5 Delta P/ 100 pies de tubería aplicando reductor de viscosidad

Al incorporar el reductor de viscosidad a la corriente de fluido, puede observarse para cada dosificación un descenso de aproximadamente 10 lpc/100 pies de tubería en relación con el escenario sin tratamiento, en el tramo desde el separador hasta la entrada al tanque de almacenamiento; sin embargo, entre cada escenario generado por las tres dosis aplicadas de reductor de viscosidad no se refleja un cambio considerable en la caída de presión, siendo la desviación de 0,01 a 1 lpc, aproximadamente. Cabe destacar que al aplicar la química se logró mantener bajo las

tres dosificaciones un comportamiento ideal en la caída de presión desde la salida de la VMP1 hasta la entrada al múltiple general, es decir, por debajo de los 4 lpc establecidos.

Cálculo de velocidad de la mezcla

Se realizó el estudio de las velocidades del fluido, obteniéndose que bajo ningún escenario las velocidades de la mezcla superaron las velocidades de diseño (ver apéndice C, tabla C.2). En la gráfica 4.6 se observa el comportamiento de las velocidades de la mezcla para cada dosis de químico o reductor de viscosidad, comparadas con la velocidad que presenta la mezcla bajo las condiciones actuales, es decir el caso base.



Gráfica 4.6 Velocidad de la mezcla aplicando reductor de viscosidad vs velocidad de la mezcla de caso base.

Se observa que la velocidad del fluido con la incorporación de la química a las diferentes dosis de inyección mantiene casi los mismos valores en cada tramo, con diferencias despreciables; igualmente, al ser cotejadas con el caso base, se encuentra

un máximo diferencial de velocidad obtenido de tan solo 1,4 pie/seg en relación con el porcentaje de inyección de 3000 ppm, esto ocurre en el tramo múltiple-separador.

4.2.2.3 Inyección de Diluyente

Simulación de la propuesta 1 de dilución

Como se mencionó anteriormente, la primera propuesta de dilución está basada en utilizar el crudo proveniente del pozo ORS-65, donde se aprovecha parte de la producción del mismo para crear una conexión desde la salida del pozo hasta la válvula multipuerto 5 (VMP5). El diseño de la propuesta en el simulador, se realizó incorporando una nueva fuente, la cual correspondería a las características del crudo proveniente del pozo ORS-65, y estaría alineada a la VMP-5, representando el punto de partida para la dilución del crudo pesado.

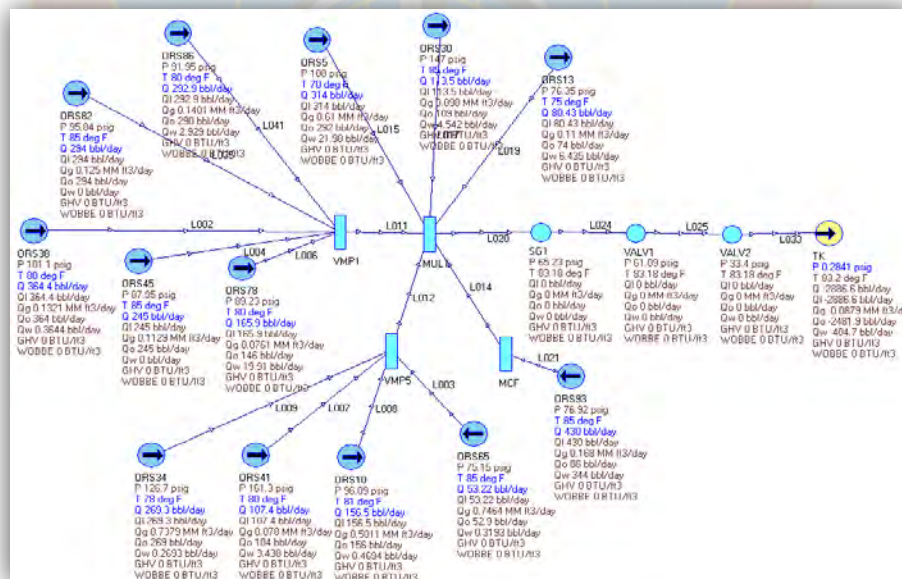


Figura 4.14 Esquema de la red hidráulica de la primera propuesta de dilución
Fuente: Simulador Pipephase 9.1

Como se aprecia en la figura 4.14, se presenta la misma red hidráulica del caso base (condiciones actuales), con la diferencia de que se anexó el diluyente denominado ORS-65 a la llegada de la VMP-5; las características del fluido de dicha fuente se cambiaron de acuerdo a la dosis que se estaba inyectando.

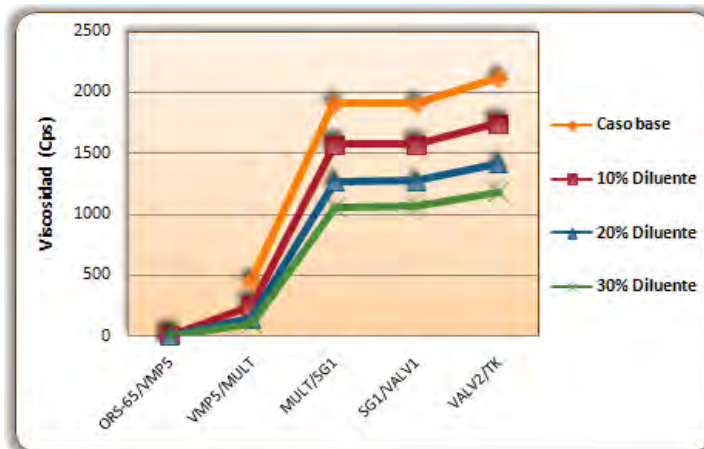
Se procedió a definir la relación crudo/diluyente, conforme a la producción que recibe la VMP5, es decir, el volumen de diluyente no es más que un determinado porcentaje de la producción total de la VMP5. En la tabla 4.9 se observan los diferentes porcentajes con el respectivo volumen de diluyente inyectado.

Tabla 4.9 Porcentaje de inyección de diluyente

Porcentaje de diluyente	10%	20%	30%
Volumen obtenido (BPD)	52,9	105,8	158,7

Viscosidades obtenidas

En la gráfica 4.7 se observa la comparación entre las viscosidades a las condiciones actuales y las obtenidas luego de ser incorporado el diluyente a la corriente de fluido que parte de la VMP5 hasta la llegada a los tanques de almacenamiento temporal.

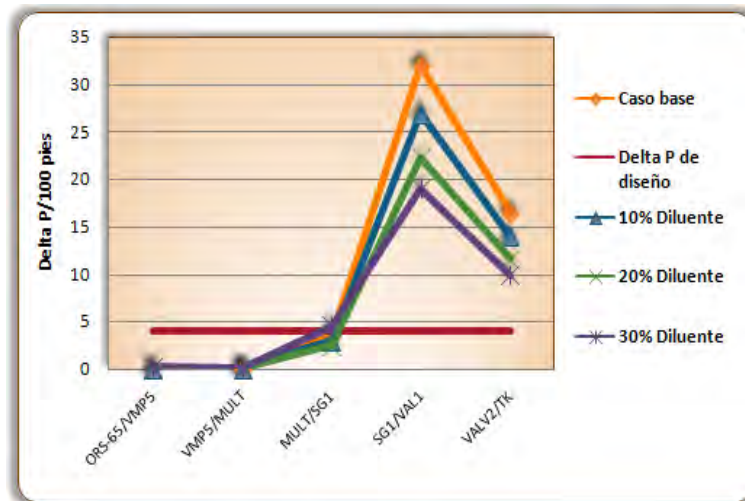


Gráfica 4.7 Viscosidad actual vs viscosidad con diluyente (propuesta 1)

Como se puede observar, existe una influencia positiva del diluyente sobre la viscosidad actual, donde se logra disminuir dicho parámetro satisfactoriamente desde la salida de la válvula multipuerto 5 hasta la entrada a los tanques, con valores de hasta 1000 cPs por debajo del valor actual inyectando un 30% de la producción de la VMP-5, mientras que con el menor porcentaje de inyección, el cual es de 10% de diluyente, se alcanza reducir la viscosidad en un máximo de 300 a 370 cPs en comparación con el caso base. Por otra parte, se observa que se mantiene la misma tendencia para los 3 casos de diluyente, que es de un aumento progresivo en la viscosidad a medida que se desplaza el fluido desde el punto de inyección hasta la entrada al tanque, pero efectivamente, mientras mayor es el porcentaje de diluyente inyectado la reducción en la viscosidad es más notoria.

Cálculo de caída de presión

Al comparar la caída de presión generada con la inyección de diluyente (ver tabla C.3, apéndice C) y las obtenidas en el caso base, se observa la diferencia entre un caso y otro tal como se muestra en la gráfica 4.8.



Gráfica 4.8 Delta P/100 pies con inyección de diluyente (propuesta 1) vs caso base

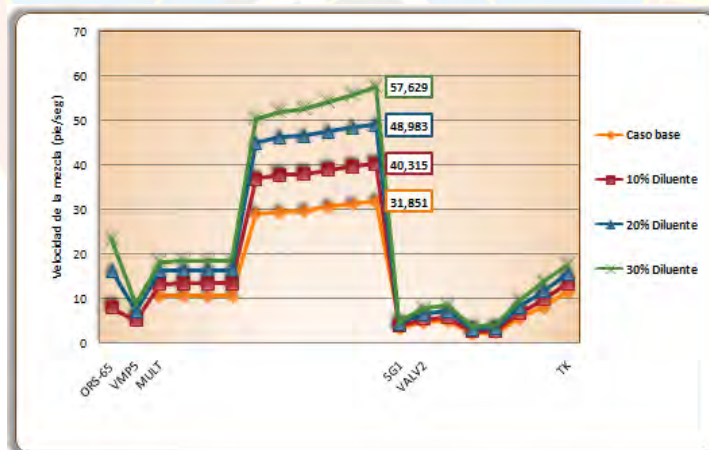
Como puede observarse, sólo se logran mantener bajo la norma establecida por la empresa, los escenarios con una inyección de diluyente de 10 y 20% desde la salida del pozo ORS-65 hasta la salida del múltiple general, con valores que van de 0,02 hasta 2,8 y desde 0,1 hasta 2,4 lpc/100 pies, respectivamente, mientras que con una inyección de un 30% de diluyente mantiene valores por debajo de los 4 lpc aceptados por la norma un poco antes de la salida del múltiple, ya que justo en ese punto resultó una caída de presión de 4,5 lpc/100 pies, valor que no se aleja en gran medida del comportamiento ideal, sin embargo, puede apreciarse que la inyección de un 30% representa los valores más altos de caída de presión antes de la entrada al separador, hecho que puede estar relacionado con el volumen de gas asociado al diluyente, lo cual genera un incremento de presión en la estación de flujo; mientras que aguas abajo del separador, donde ya se ha separado el crudo del gas, la caída de presión es la más baja en relación a los otros dos porcentajes de inyección, logrando una reducción en la caída de presión hasta 12 lpc, aproximadamente, con respecto al caso base.

Igualmente ocurre en los porcentajes de inyección de 10 y 20%, en donde una vez separado el crudo del gas, es decir, en el tramo SG1-VAL1, comienza a disminuir

la caída de presión, donde a mayor dosis mayor es la reducción en este parámetro; la diferencia entre un volumen y otro es aproximadamente de 2 a 5 lpc/100 pies, mientras que con respecto al caso base logran disminuir la caída alrededor de 5 lpc/100pies para el 10% de inyección y un máximo de 10 lpc/100 pies para el 20% de inyección de diluyente.

Cálculo de velocidad de diseño

La integración del diluyente a la mezcla de fluido que recibe la estación de flujo no genera efectos negativos en el comportamiento de la velocidad, ya que a lo largo de las líneas estudiadas bajo ningún escenario no supera los valores de velocidad de diseño calculadas, tal como lo indica la norma establecida por PDVSA. En la siguiente gráfica se observa el comportamiento de velocidad desde el pozo ORS-65 hasta el tanque.



Gráfica 4.9 Velocidad del fluido con diluyente (propuesta 1) vs caso base

Como puede observarse, a medida que se incrementa el porcentaje de inyección de diluyente la velocidad del fluido es mayor, obteniéndose entonces el mayor valor de ésta con el más alto porcentaje de diluyente inyectado, es decir, con un 30% de

inyección, el cual alcanza una velocidad de 57,6 pies/seg justo antes de la entrada al separador.

Cabe destacar que aguas arriba del separador la diferencia de velocidad entre un escenario y otro es más notoria en comparación con los tramos ubicados después de éste, ya que en promedio la diferencia existente a la llegada al múltiple entre el caso base y las curvas de las tres dosis de inyección es de un aumento de 3 pies/seg a medida que se incrementa la dosis y de 8 pies/seg en los picos más altos resaltados en la gráfica, mientras que luego de ser separado el gas de la corriente de fluido, la mezcla con la presencia del diluyente mantiene el mismo comportamiento de velocidad que a condiciones actuales ya que sólo incrementa un máximo de 2 pies/seg, resaltando de este modo el efecto o influencia que ejerce sobre la velocidad de la mezcla el volumen de gas asociado al diluyente.

Simulación de la propuesta 2 de dilución

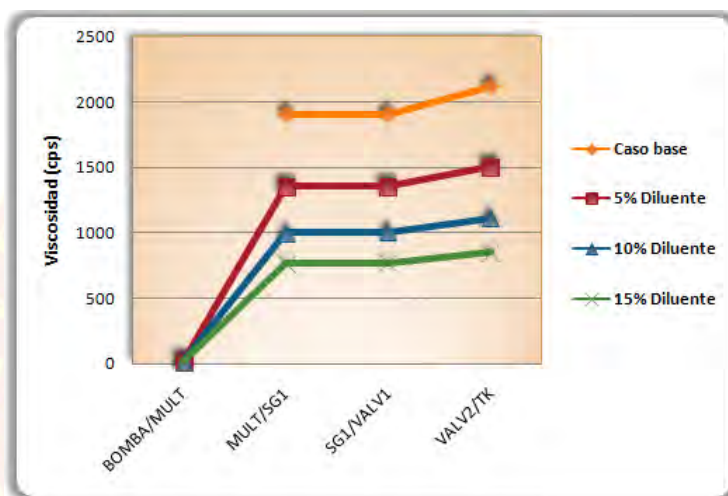
La segunda propuesta de diluyente se basó en utilizar el crudo proveniente de la Estacion de Flujo Orocual 3 (EF-ORC-3); se realizó la simulación inyectando un determinado porcentaje de la corriente de este fluido que llega a la EF-ORC-1, de donde se desvió dicho caudal hacia el sistema de inyección de diluyente, para posteriormente ser bombeado a la EF-ORC-2 a través de una línea existente conectada al múltiple. Al igual que el caso anterior, se seleccionó el porcentaje de diluyente a inyectar tal como se muestra en la tabla 4.10.

Tabla 4.10 Porcentaje de diluyente inyectado

Porcentaje de diluyente	5%	10%	15%
Volumen obtenido (BPD)	121,45	242,9	364,35

Viscosidades obtenidas

Se simularon los tres escenarios con los tres porcentajes de diluyente respectivamente, dando lugar a nuevas viscosidades, tal como se puede observar en la gráfica 4.10, en donde además se muestran las viscosidades a las condiciones actuales (caso base).



Gráfica 4.10 Viscosidad del crudo con diluyente (propuesta 2) vs viscosidad actual

Se observa la diferencia entre la viscosidad que se tiene a condiciones actuales y las que se obtuvieron al mezclar el diluyente a diferentes porcentajes de inyección, estas últimas representadas por las líneas que parten desde la bomba, tal como se indica en la gráfica 4.10. Como era de esperarse, el mayor rango de reducción de viscosidad corresponde al mayor volumen o porcentaje de diluyente inyectado, el cual es 15% y representa un caudal de 364,35 BNPD, que provoca un 60% de reducción en la viscosidad del fluido en relación con el caso base, sin embargo, como puede apreciarse, con un 5% de inyección se logra de igual forma un considerable descenso en la curva de viscosidad, que en este caso representa la mínima dosis estudiada, la cual mantiene un porcentaje de reducción de aproximadamente 28% desde el múltiple hasta la entrada al tanque de almacenamiento; del mismo modo ocurre con la curva

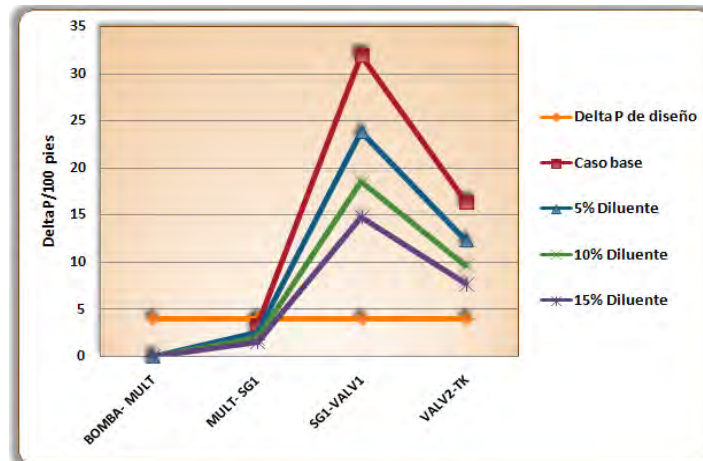
de viscosidad generada con 10% de inyección, mostrando disminución del 47% en relación a las viscosidades sin diluyente.

También puede observarse que a medida que se incrementa el volumen o porcentaje de inyección de diluyente, la diferencia entre un caso y el siguiente se hace cada vez menor, ya que entre los escenarios correspondientes al 5 y 10% de diluyente se logra una diferencia de 19% de reducción de viscosidad, y entre el 10 y 15% de diluyente se obtiene un 13% de reducción.

Por otra parte, la viscosidad del fluido sin diluyente (caso base) va en ascenso, con una pendiente considerable aguas abajo del separador, mientras que la viscosidad de la corriente de fluido con la presencia del diluyente, tiende a mantenerse o subir de manera muy moderada, indicando que es posible retardar, a través de la inyección de diluyente, el incremento progresivo de la viscosidad en la estación de flujo.

Cálculo de caída de presión

Se determinó a través de los datos arrojados por el simulador la caída de presión por cada 100 pies de tubería, basándose en la norma de PDVSA ya mencionada, resultados que pueden observarse en el apéndice C, tabla C.5. A continuación, mediante la gráfica 4.11 se muestran los resultados obtenidos así como también las caídas de presión a condiciones actuales, a fin de observar las mejoras obtenidas.

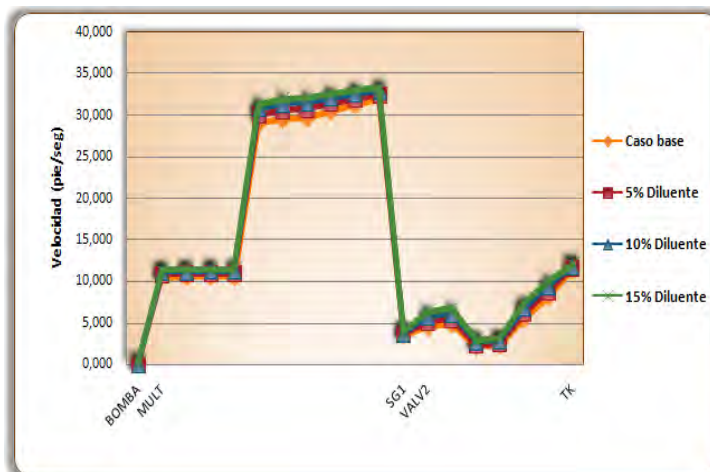


Gráfica 4.11 Delta P/100 pies de tubería con diluyente (propuesta 2) vs caso base

La gráfica 4.11 muestra cómo influye positivamente la adición del diluyente en la corriente del fluido pesado que maneja actualmente la estación de flujo, ya que a medida que se incorpora mayor volumen de diluyente tiende a disminuir la caída de presión en relación con el caso base, esto ocurre desde el mismo momento que se inyecta el diluyente. Los valores máximos de caída de presión para 5, 10 y 15% de inyección de diluyente son de aproximadamente 24, 19 y 15 lpc/100 pies de tubería, lo que equivale a un 25, 42 y 54% de reducción, respectivamente, en relación al caso base, que presenta un máximo valor de 32 lpc/100 pies.

Cálculo de velocidad de la mezcla

Resultó para este estudio que en ningún escenario formulado la velocidad de la mezcla logró alcanzar o superar la velocidad de diseño. Se realizó la gráfica 4.12, para observar los valores de velocidades de la mezcla alcanzados para cada caso en estudio, y a su vez ser cotejados con las velocidades del fluido a condiciones actuales.



Gráfica 4.12 Comportamiento de velocidad del fluido con diluyente (propuesta 2) vs caso base

Existe una mínima diferencia entre las velocidades a las condiciones actuales y los casos generados con la inyección de diluyente, que se traduce a un máximo de aproximadamente 8% de incremento, lo que equivale a 2 ó 3 pie/seg por encima de la velocidad del caso base para la máxima inyección de diluyente, la cual es de 15%; para el resto de los porcentajes de inyección las velocidades incrementan en un rango menor a 8%. Este hecho es producto de la ausencia de gas en el crudo utilizado como diluyente, ya que como se mencionó anteriormente, el mismo se utilizó una vez pasado por el proceso de separación y estabilización dentro de la EF-ORC-3, presentando mejoras pero sin alterar la velocidad con que el fluido se desplaza por las líneas de transferencia.

4.2.2.4 Aumento de Temperatura

Simulaciones con la instalación del calentador

El incremento de temperatura de la corriente de fluido que se desplaza desde el múltiple, depende del calor suministrado por el equipo calentador, determinándose

dicho valor tomando en cuenta la producción que recibe actualmente la estación de flujo, utilizando las ecuaciones matemáticas mencionadas anteriormente (ver apéndice B), indispensables para establecer el calor mínimo requerido para alcanzar la temperatura de 115 °F, que no es más que la máxima que puede soportar la estación de flujo.

Conforme a los cálculos realizados se determinó un valor de calor mínimo de 574000 Btu/h para alcanzar la temperatura de 115 °F que tendrá el fluido una vez calentado. Dicho valor fue necesario para introducirlo como dato del calentador en el simulador, ya que como se mencionó se utilizó la opción de un calentador que ofrece dicho programa, quedando la misma red hidráulica utilizada para el caso base, pero con la incorporación del calentador posterior a la ubicación del múltiple, es decir, en la línea MULT-SG1, denominada como L020.

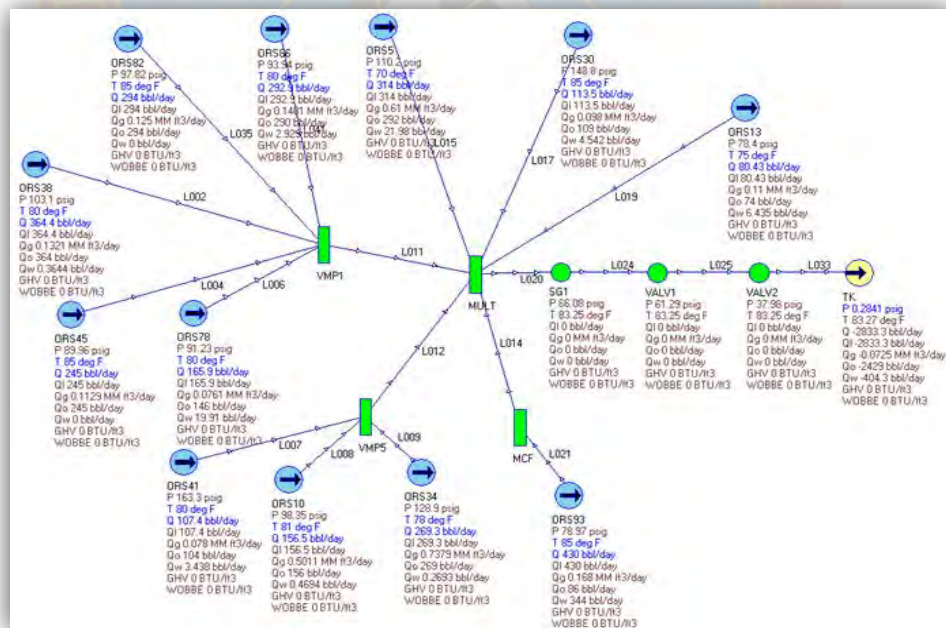
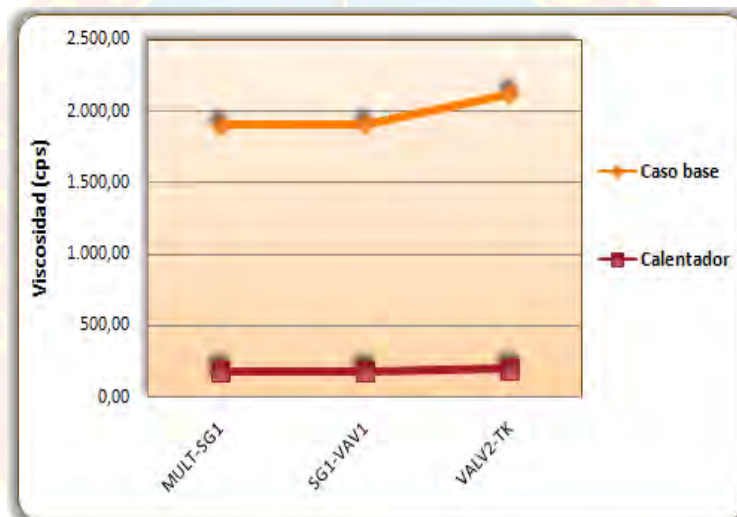


Figura 4.15 Diseño de la red hidráulica con el calentador
Fuente: Simulador Pipephase 9.1

Viscosidades obtenidas

El comportamiento de viscosidad del fluido calentado puede observarse en la siguiente gráfica, partiendo desde el múltiple, lugar establecido para la ubicación del equipo calentador, hasta el tanque de almacenamiento; también se muestra la curva de viscosidad del fluido a condiciones actuales (crudo sin calentamiento), lo que permitió realizar una comparación de ambos escenarios y determinar las ventajas de la utilidad del método.



Gráfica 4.13 Comportamiento de viscosidad del fluido calentado vs caso base

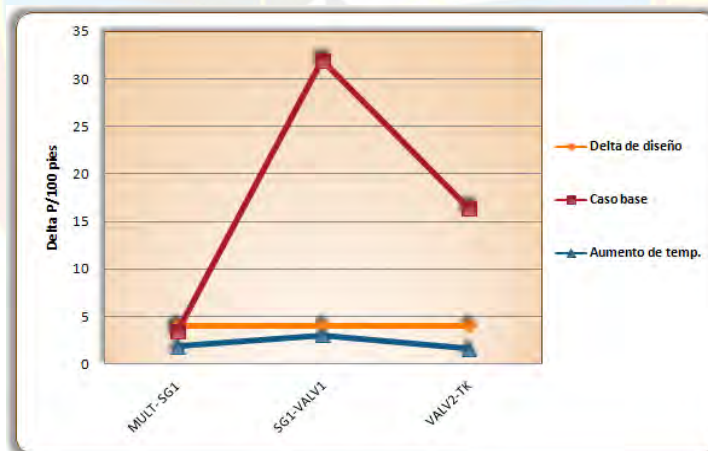
En la gráfica anterior puede observarse una disminución de viscosidad bastante significativa; en promedio se logra reducir la viscosidad del fluido en un 90% desde el momento que se incrementa la temperatura, observándose además que la viscosidad se mantiene casi constante a lo largo de todo el trayecto desde el múltiple hasta la boquilla de entrada a los tanques de almacenamiento, siendo la viscosidad más alta a las condiciones actuales de 2120 cPs en la entrada al tanque, mientras que aplicando calor a la misma corriente de fluido se obtiene en el mismo punto un máximo valor de viscosidad de 198 cPs; hecho que resulta muy satisfactorio, ya que

permite una mejor movilidad a través de las líneas, equipos de procesos, y válvulas presentes.

Cálculo de caída de presión

Todos los tramos por donde se desplaza el fluido posterior a ser calentado se encuentran dentro de la norma de caída de presión, es decir, se obtuvieron caídas de presión con valores menores a 4 lpc por cada 100 pies de tubería, comportamiento que no se obtuvo en los métodos anteriores.

Al cotejar las condiciones obtenidas con la instalación del calentador y las que presenta la estación de flujo actualmente, se puede observar la influencia de la aplicabilidad del método, tal como se muestra en la siguiente gráfica



Gráfica 4.14 Delta P/100 pies de tubería con fluido calentado vs caso base

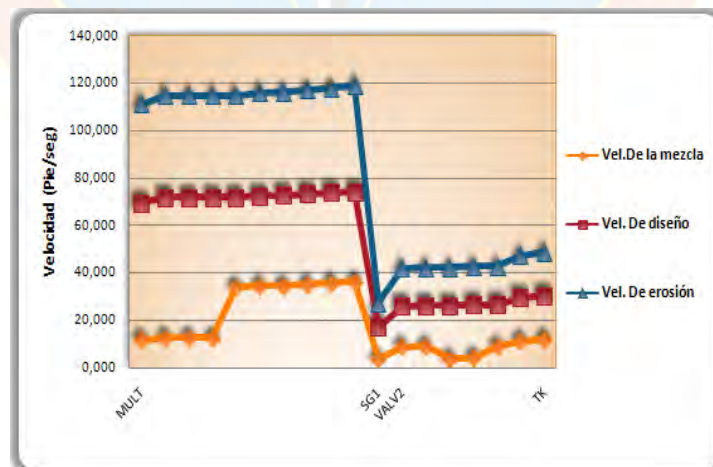
El calentamiento del fluido a nivel del múltiple genera buenos resultados en comparación con las condiciones existentes actualmente en la estación de flujo, observándose que la caída de presión con la aplicación del calentador en ningún tramo supera el delta de presión de diseño, alcanzando valores de 1,6; 3 y 1,8 lpc/100

pies respectivamente, para los tres puntos reflejados en la gráfica , lo que no está sucediendo con las condiciones actuales en donde se observa una pendiente en ascenso, alcanzando un valor de aproximadamente 31 lpc/100 pies en la línea SG1-VAV1, para luego descender progresivamente.

La aplicación de calentamiento en la corriente de fluido muestra que la caída de presión se mantiene casi constante, con un leve aumento de 2 lpc/100 pies entre el tramo múltiple- separador, para posteriormente mostrar un descenso igual a 2 lpc/100 pies aguas abajo del separador.

Cálculo de velocidad de la mezcla

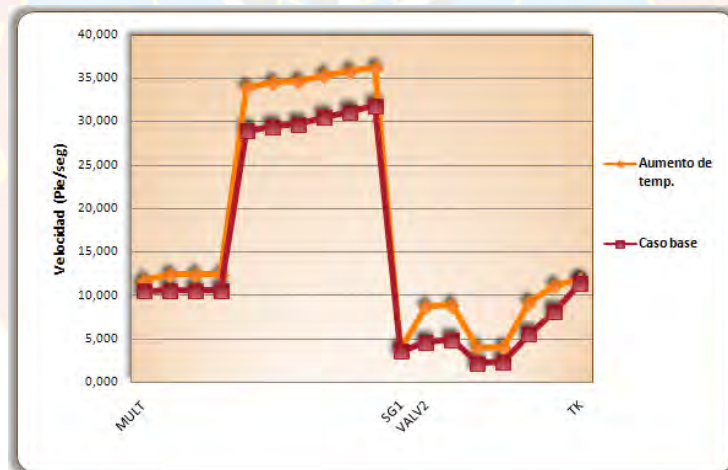
Se realizó la gráfica 4.15, a través de la cual se pudieron observar las tendencias que generan las curvas de velocidad de la mezcla en relación con la de diseño y la de erosión, obteniéndose un comportamiento favorable, donde la velocidad del fluido calentado no supera la de diseño, calculada según la norma establecida por PDVSA.



Gráfica 4.15 Velocidad de la mezcla, de diseño y erosión del fluido calentado

Por otra parte, en la gráfica 4.16 se muestra un escenario comparativo entre la velocidad con que se desplaza el fluido calentado y la que tiene a condiciones actuales.

Se observa cómo aumentando la temperatura, ocurre un incremento en la velocidad del fluido con respecto al caso base, viéndose mayormente influenciada por la temperatura en los picos más altos presentes en la gráfica, los cuales se encuentran próximos de la entrada al separador general, donde la velocidad máxima alcanzada por el fluido calentado es de 36 pies/seg, mientras que en el caso base es de 32 pies/seg, aproximadamente, lo que equivale a decir que ocurre un incremento del 14% de la velocidad en relación a las condiciones actuales.



Gráfica 4.16 Comportamiento de la velocidad del fluido calentado vs caso base

4.2.3 Selección de los Métodos de Disminución de Viscosidad de Acuerdo a las Mejoras Obtenidas en este Parámetro y en la Hidráulica del Sistema

Una vez simulado y analizado el comportamiento que generó cada uno de los escenarios planteados según el método de disminución de viscosidad correspondiente, es decir, inyección de reductor de viscosidad, inyección de diluyente (propuesta 1 y

propuesta 2) e incremento de temperatura, se estableció la selección de aquellos métodos que presentaron los escenarios óptimos conforme al objetivo principal de mejorar la viscosidad y por ende la hidráulica del sistema.

Es por ello que a pesar de que todos los métodos al incorporarlos al sistema lograron disminuir la viscosidad del fluido, se seleccionaron como los mejores a ser aplicados la inyección de diluyente proveniente de la EF-ORC-3 (propuesta 2 de dilución) y el aumento de temperatura a través de la instalación de un calentador, mientras que la primera propuesta de dilución fue descartada por el hecho de que el crudo es proveniente directamente del pozo ORS-65, es decir, se trata de un crudo con presencia de gas y agua, generando complicaciones principalmente por el gas producido, ya que a medida que se incrementa este volumen la presión en la estación tiende a aumentar provocando altas caídas de presión, a tal grado que como pudo observarse en su estudio, logra predominar el efecto del aumento en el volumen de gas sobre la disminución de la densidad que el fluido alcanza una vez mezclado con el diluyente; aunado a esto, resulta complicado a nivel de campo garantizar un flujo continuo de crudo desde el pozo hasta el punto de conexión como lo es la VMP5, dado que la producción del mismo llega a la superficie por baches de crudo y gas, y en consecuencia el efecto de este crudo liviano con el crudo pesado se reduciría sólo a los intervalos de tiempo cuando fluya a superficie un bache de crudo; por otro lado, se encuentra el método de inyección de reductor de viscosidad, el cual presentó para las tres dosis estudiadas valores muy similares de viscosidad, obteniendo en promedio 35% de reducción con relación al caso base, que relacionado con los demás métodos estudiados resulta la menor disminución de viscosidad obtenida.

4.3 ESTIMACIÓN MEDIANTE SIMULACIONES DEL COMPORTAMIENTO ACTUAL Y FUTURO DE LA RED HIDRÁULICA DE LA ESTACIÓN DE FLUJO OROCUAL 2 (EF-ORC-2), BASADO EN LAS DISMINUCIONES DE VISCOSIDAD OBTENIDAS POR CADA MÉTODO

Por medio de los estudios mostrados a continuación, a través de las simulaciones realizadas, fue posible determinar la capacidad hidráulica de la estación de flujo conforme a los diferentes escenarios planteados, los cuales estuvieron sujetos a las condiciones más críticas en las que pudiese trabajar dicha estación durante los próximos 20 años, es decir, las simulaciones están basadas en función de la máxima capacidad de manejo de líquido en el separador (ver apéndice A, tabla A.1) y de la gravedad API más baja que pudiese alcanzar la estación de flujo, según información suministrada por Yacimientos Orocual Somero, la cual es de 12,84 °API, a partir del año 2011, ya que según estudios realizados el Campo Orocual durante los próximos 19 años seguirá recolectando fluidos pertenecientes a la categoría de crudos pesados, por lo que es indispensable tomar las medidas necesarias para garantizar un manejo eficiente de dicho fluido.

Debido a que el objetivo de esta etapa del estudio es estimar la capacidad hidráulica de acuerdo a las condiciones más críticas que pudiese presentar la estación en un futuro, el valor de 12,84 °API, fue la gravedad seleccionada para la mezcla de crudo recolectada en la estación de flujo; al mismo tiempo, se consideró cuál sería el máximo caudal diario de líquido que podría manejar la estación de flujo, resultando un volumen de 5500 barriles, que no es más que la máxima capacidad (capacidad nominal) que puede recibir el separador general, sirviendo como data para realizar las simulaciones que se mostrarán a continuación.

4.3.1 Caso Base (volumetría futura)

Se simuló en primera instancia el caso base, es decir, el escenario donde no se aplican los métodos de disminución de viscosidad seleccionados, sino que se mantienen los parámetros de presión y temperatura actuales, pero manejando un volumen de líquido de 5500 BPD con una gravedad API de 12,84.

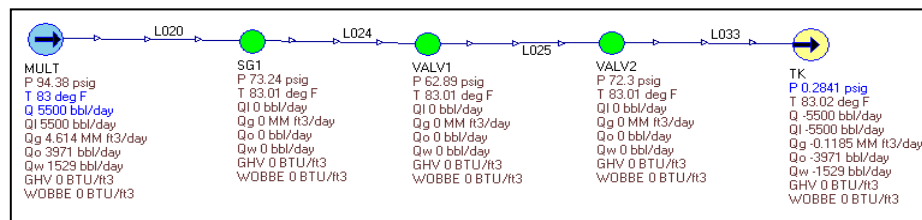
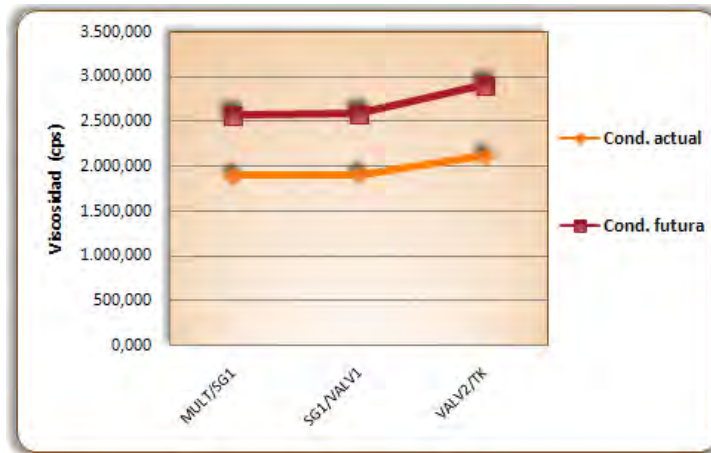


Figura 4.16 Red hidráulica del caso base a condiciones futuras

La figura 4.16 muestra que fijando un caudal de líquido de 5500 BPD y manteniendo la presión y temperatura de operación actual de la estación de flujo, con la menor gravedad API (12,84), la hidráulica de la estación no garantiza el desplazamiento del fluido desde la salida del separador hacia los tanques de almacenamiento, viéndose reflejado en los valores de presión antes y después de la válvula de control de nivel (L025), ya que la presión en la entrada de la misma, como se observa en la figura es de 62,89 lpcm mientras que la presión de salida es de 72,3 lpcm, por lo que el fluido no tiene la suficiente energía o presión para seguir desplazándose.



Gráfica 4.17 Viscosidad futura vs viscosidad actual

En la gráfica 4.17 se refleja la diferencia del comportamiento de viscosidad para cada caso, donde las condiciones actuales se basan en un caudal de líquido de 2800 BPD con una gravedad de 13,5 °API, mientras que la condición a futuro se determinó bajo un caudal de líquido de 5500 BPD con una gravedad API de 12,84, observándose un incremento en la viscosidad, alcanzando un 35% de incremento sobre la viscosidad del crudo que actualmente recolecta la estación.

A través de la aplicación de los métodos de disminución de viscosidad como lo son inyección de diluyente y aumento de temperatura, se determinó el efecto o la mejora que se tendría en la viscosidad del fluido e hidráulica de la estación si la misma manejara un caudal de 5500 BPD con una gravedad API de 12,84, que como se mencionó son las condiciones más críticas a las cuales pudiese trabajar la estación de flujo en los años venideros.

4.3.2 Inyección de Diluyente (propuesta 2)

Para llevar a cabo el estudio con la presencia del diluyente en la corriente de fluido recolectado en el múltiple de la estación, fue necesario establecer nuevos

volúmenes de diluyente a inyectar, tomando en cuenta que el límite de la relación crudo-diluyente es de 5500 BPD.

Se realizaron varias iteraciones en el simulador con respecto a la gravedad API de la mezcla (crudo-diluyente), hasta garantizar, por medio de las presiones obtenidas antes y después de la válvula de control de nivel, que el fluido pueda ser desplazado hacia los tanques, es decir, se estimó la gravedad API mínima de la mezcla bajo la cual se cumpla la condición $VALV1 > VALV2$, y conforme a este valor se estableció el volumen requerido de diluyente.

La tabla 4.11 muestra los valores de presión antes y después de la válvula de control de nivel obtenidos una vez cargada la gravedad API de la mezcla.

Tabla 4.11 Gravedad API mínima de la mezcla crudo-diluyente

°API de la mezcla	Presión en el Múltiple (lpcm)	Presión en el Separador (lpcm)	Presión antes de la válvula de control (lpcm)	Presión después de la válvula de control (lpcm)	ΔP (lpcm)	Caudal (BPD)	Condición
13	92,66	72,49	62,73	68,86	-6,13	0	No fluye
13,2	90,66	71,63	62,53	64,93	-2,4	0	No fluye
13,4	88,80	70,82	62,36	61,21	1,15	3582	Si fluye
13,6	87,08	70,08	62,19	57,73	4,46	7368	Si fluye
13,8	85,36	69,43	62,05	54,47	7,58	9451	Si fluye
14	84,06	68,78	61,92	51,42	10,5	11250	Si fluye

Se realizaron 6 iteraciones de las gravedades API de la mezcla, para determinar cuál es el valor mínimo que debe tener el fluido si la estación recibe como caudal de líquido la máxima capacidad del equipo separador, la cual es de 5500 BPD.

Se inició la simulación con una gravedad API de 13, partiendo del hecho ocurrido en el caso base, en el cual con un valor de 12,84 °API no es posible el desplazamiento del fluido, por lo que se cargaron en el simulador gravedades API por

encima de este valor, estableciendo un aumento de 0,16 °API en el primer caso y luego de 0,2 °API en cada escenario, lo que permitió obtener con mayor precisión el valor óptimo para el buen funcionamiento de la hidráulica de la estación de flujo.

Las presiones aguas arriba y aguas abajo de la válvula de control de nivel fueron determinantes para seleccionar el valor de gravedad API apropiado, ya que con 13 y 13,2 °API, se obtuvo una condición desfavorable donde el fluido no puede desplazarse hacia los tanques, porque la presión antes de la válvula de control de nivel es menor a la presión después de la misma ($VALV1 < VALV2$), manteniendo entonces la misma condición que con la gravedad API de 12,84 (caso base).

Se observa entonces, que con un valor de 13,4 °API, se obtiene una condición favorable para la hidráulica del sistema, siendo éste el valor mínimo requerido para que el fluido pueda moverse, sin embargo, como puede notarse, la diferencia entre una presión y otra es tan solo de 1 lpcm aproximadamente, por lo tanto, se utilizó la tabla 4.12 en la que conociendo el volumen, que en este caso es de 5500 BPD y el diámetro de la válvula de control de nivel (4 pulg), se puede determinar la mínima caída de presión que debe tener la misma para que pueda funcionar sin problemas.

]

Tabla 4.12 Capacidad de manejo de la válvula en función del diferencial de presión

Diferencial de presión (lpcm)	TAMAÑO DE VÁLVULA - PULGADAS			
	2	3	4	6
1	745	1760	3350	7800
2	1060	2500	4900	11000
3	1300	3050	6100	13500
4	1500	3500	7000	15600
5	1700	3900	7800	17500
10	2300	5600	11000	24700
15	2900	6800	13500	30200
20	3300	7900	15600	34900
30	4100	9600	19200	42700
40	4700	11100	22100	49300
50	5300	12400	24800	55200
60	5800	13600	27100	60500
70	6200	14700	29300	65400
80	6700	15700	31300	69800
100	7500	17600	33500	78200
125	8400	19700	39200	87500

La tabla mostrada consiste en determinar el volumen que puede manejar la válvula de control de nivel en función de las caídas de presión ubicadas verticalmente en el lado izquierdo y el diámetro de la válvula (2, 3, 4 y 6 pulgadas). Por lo tanto, se observó que la estación de flujo cuenta con una válvula de control de nivel con un diámetro de 4 pulgadas, viéndose entonces en la tabla que el volumen de 5500 BPD se encuentra entre 4900 y 6100 BPD, encontrándose con una caída de presión entre 2 y 3 lpcm; se procedió a interpolar para conocer exactamente el valor, resultando que se necesita un mínimo de 2,5 lpcm para que la presión de entrada en la válvula de control de nivel sea mayor que la presión de salida y así poder garantizar su desplazamiento.

De acuerdo a la caída de presión calculada, se puede decir que con 13,6 °API que presente la mezcla crudo-diluyente se puede asegurar el paso del volumen de fluido por la válvula de control de nivel. Sin embargo, no hay que dejar de lado las presiones generadas en el múltiple y equipo separador, ya que los mismos operan a una presión aproximada de 60 – 65 lpc, lo que conllevó a seleccionar los 14° API para

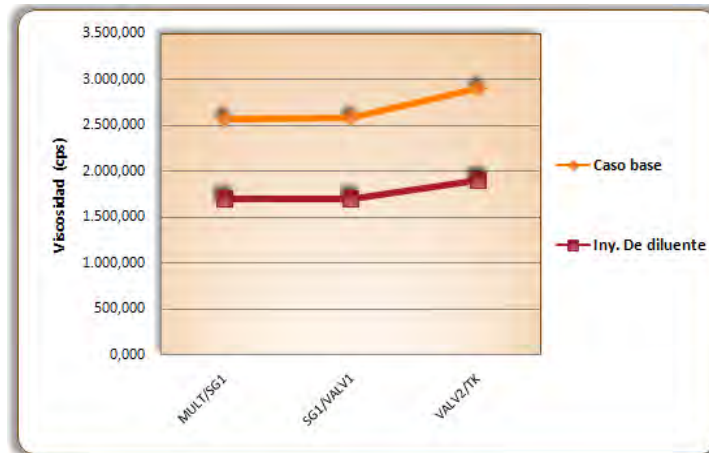
la mezcla crudo-diluyente, ya que tal como se muestra en la tabla 4.11 genera presiones de 84,06 lpcm en el múltiple y de 68,78 lpcm en el separador.

Por otra parte, el caudal de 5500 BPD representa el 100% de la relación de volumen crudo- diluyente; una vez determinado cuál sería bajo las condiciones estudiadas el valor de gravedad API que debería tener el fluido recolectado en la estación (14 °API), fue necesario establecer el volumen de diluyente que necesitaría inyectarse para que el fluido de 12,84 °API alcance los 14 °API deseados; por medio de cálculos y recordando que la gravedad del diluyente inyectado proveniente de la EF-ORC-3 es de 35,08, se obtuvo el siguiente volumen.

Tabla 4.13 Volumen de diluyente requerido

DATOS				RESULTADOS	
Volumen mezcla (crudo-diluyente) (BPD)	°API mezcla	°API crudo	°API diluyente	Volumen Crudo (BPD)	Volumen Diluyente (BPD)
5500	14	12,84	35,08	5171	329

De acuerdo a los cálculos realizados, se determinó un volumen de diluyente de 329 barriles diarios, como se muestra resaltado en la tabla, el cual representa el volumen necesario para mejorar la gravedad de la mezcla de 12,84 a 14 °API cumpliéndose además que la estación pueda, sin ningún problema en la hidráulica del sistema, manejar la máxima capacidad de 5500 BPD que puede recibir el separador general.

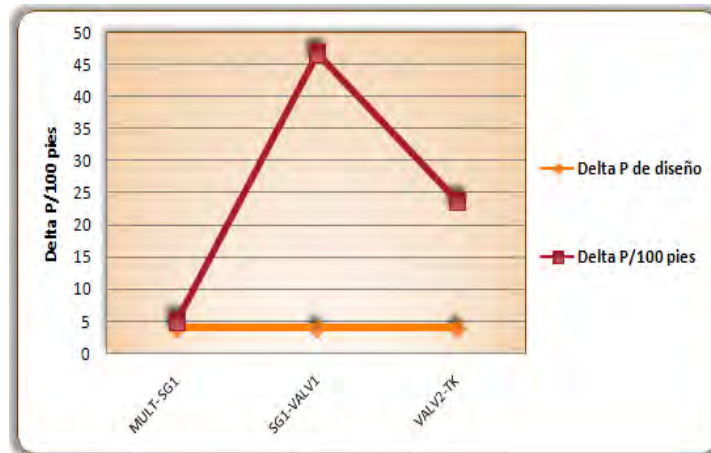


Gráfica 4.18 Viscosidad del fluido con diluyente (propuesta 2) vs caso base a condiciones futuras

En la gráfica 8.14, se aprecia cómo influye satisfactoriamente la inyección de diluyente en la corriente de fluido, alcanzando una gravedad API de 14, también se puede ver cómo logra disminuir hasta casi 900 cPs en relación al caso base, que maneja un fluido de 12,84 °API.

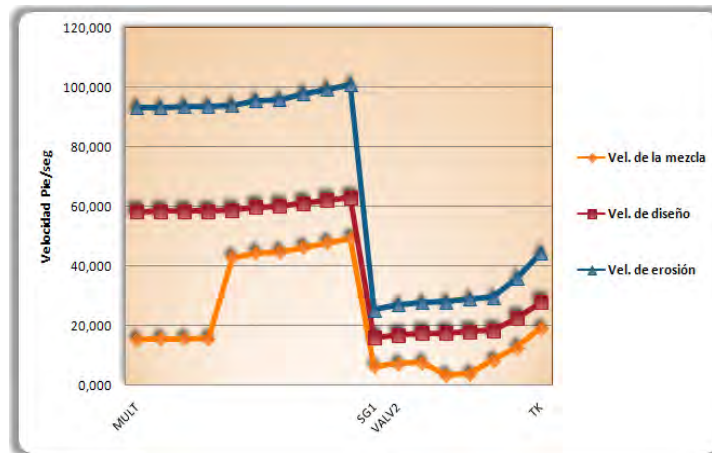
Luego de establecer todas las condiciones necesarias para que exista un buen desplazamiento del fluido por la estación de flujo y a su vez garantizar el buen funcionamiento de los equipos de procesos y válvulas de control de nivel, se realizaron estudios de las caídas de presión y velocidades de diseño conforme lo indica la norma PDVSA.

En la gráfica 4.19 se muestran los resultados obtenidos de la tendencia de la caída de presión de acuerdo al escenario simulado.



Gráfica 4.19 Delta P/ 100 pies de tubería con diluyente (propuesta 2) Vs caso base a condiciones futuras

Tal como se observa en la gráfica 4.19, en todos los tramos que conforman la estación de flujo, la caída de presión supera la establecida en la norma de PDVSA, obteniéndose hasta más de 40 lpcm por encima de ésta, aunque en el múltiple la caída de presión está muy cerca de encontrarse dentro de la norma. El incremento en la caída de presión desde el múltiple al separador se debe principalmente a los diámetros de las líneas que lo conforman, ya que existe una reducción de 10 a 6 pulg, mientras que la disminución de dicho parámetro aguas abajo del separador está estrechamente relacionado con la separación del gas de la fase líquida, provocando una menor presión en la línea.



Gráfica 4.20 Velocidad del fluido con diluyente (propuesta 2) vs caso base a condiciones futuras

La velocidad de diseño también está condicionada a cierto comportamiento regido por la norma PDVSA como se ha mencionado anteriormente. Los resultados se observan en la gráfica 4.20. La finalidad de este estudio es observar si la velocidad de la mezcla que se desplaza por las líneas en estudio no supera la velocidad de diseño, y como puede observarse en la gráfica, se cumple tal condición, por lo que la línea no se encuentra en riesgo de sufrir algún daño de erosión.

4.3.3 Aumento de Temperatura

Ya que el aumento de temperatura en la corriente de fluido que llega al múltiple generó excelentes resultados en los estudios anteriores, se tomó en cuenta de igual forma para mejorar la movilidad del fluido, ahora considerando el manejo de la máxima capacidad de trabajo del equipo separador (5500 BPD) y asumiendo el valor más problemático de gravedad API durante los próximos 20 años el cual es de 12,84. Para este estudio se realizaron varias sensibilidades en cuanto a la temperatura a la cual sería calentado el fluido, incrementando en cada iteración 10 °F hasta alcanzar la máxima temperatura que puede soportar la estación, correspondiente al equipo separador, siendo de 115 °F.

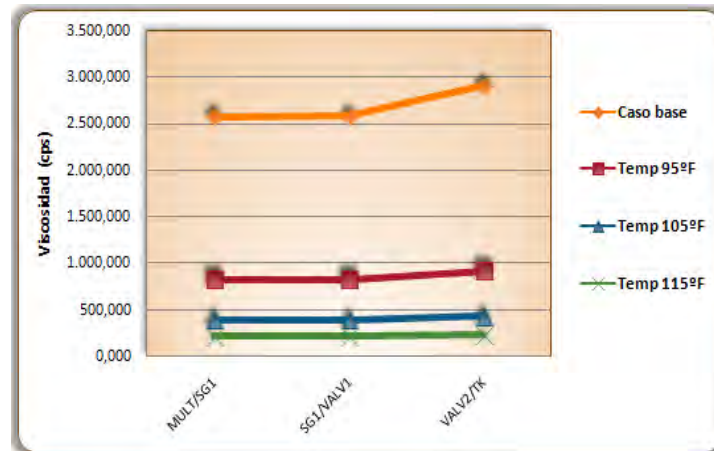
En la tabla 4.14 se observan los resultados obtenidos.

Tabla 4.14 Temperatura del calentador vs presión en el sistema

Temperatura del calentador (°F)	Presión Múltiple (lpcm)	Presión Separador (lpcm)	Presión antes de válvula de control (lpcm)	Presión después de válvula de control (lpcm)	ΔP	Caudal (BPD)	Condición
83	94,38	73,24	62,89	72,3	-9,41	0	No fluye
95	82,83	64,30	60,92	28,59	32,33	19876	Si fluye
105	78,98	62,07	60,44	16,17	44,27	23253	Si fluye
115	76,76	61,15	60,24	12,07	48,17	24306	Si fluye

La temperatura de 83 °F, como ya se ha mostrado anteriormente, es la temperatura actual de la estación de flujo, en donde se demuestra el problema generado en las presiones antes y después de la válvula de control de nivel, mientras que las temperaturas de 95, 105 y 115 °F corresponden a un incremento de temperatura por efecto de la instalación del calentador en un tramo de la línea de alimentación del equipo separador, notándose que con un valor de 95 °F las presiones evaluadas en el tramo de la válvula de control garantizan un comportamiento normal y seguro de la hidráulica de la estación, permitiendo el desplazamiento del fluido confiable hacia los tanques de almacenamiento.

Lógicamente, los incrementos más altos de temperatura proporcionan una caída de presión mayor en dicho tramo en relación a las obtenidas con 95 °F, ya que el fluido presenta menor restricción al movimiento, por lo que puede desplazarse con mayor facilidad sin generar problemas a la salida de la válvula de control.



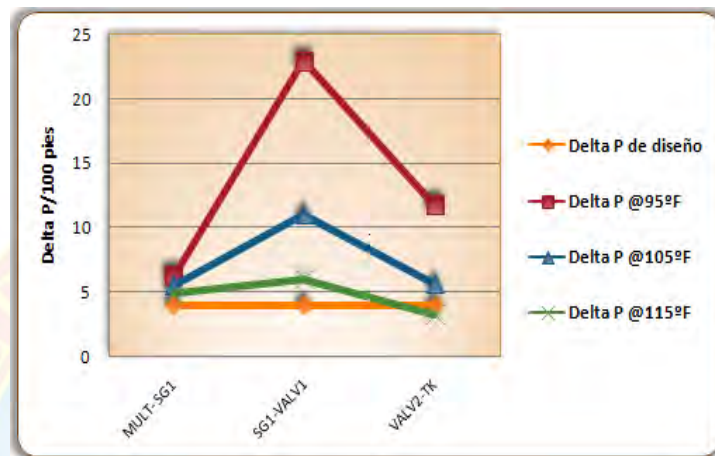
Gráfica 4.21 Viscosidad del crudo a diferentes incrementos de temperaturas vs caso base a condiciones futuras

La dependencia de la viscosidad del fluido con la temperatura a la cual se encuentra, se hace notar en gran escala en la gráfica mostrada, obteniéndose un comportamiento inversamente proporcional, dado que un incremento de temperatura origina disminución en la viscosidad del líquido. La relación o diferencia entre el caso base de 83 °F es bastante considerable, observándose una reducción mínima con la menor temperatura (95 °F) de casi 1800 cPs, lo que resulta positivo para la hidráulica de la estación, ya que dicha disminución permite que el fluido se desplace con mayor facilidad y rapidez por las líneas de la estación. También se observa que en el caso base la tendencia de la viscosidad aguas abajo del separador es de un incremento de aproximadamente 300 cPs, mientras que al aplicar calor el comportamiento se torna casi constante, aumentando entre 30 y 80 cPs entre separador y tanque, tornándose relativamente lineal a la temperatura de 115 °F.

Se estudiaron las caídas de presión y velocidades de diseño considerando los tres escenarios planteados, a fin de determinar el que genere el mejor comportamiento y de este modo establecer la temperatura ideal a la cual debe ser calentado el fluido.

Caída de presión

La caída de presión para cada escenario se ve reflejada en la siguiente gráfica.



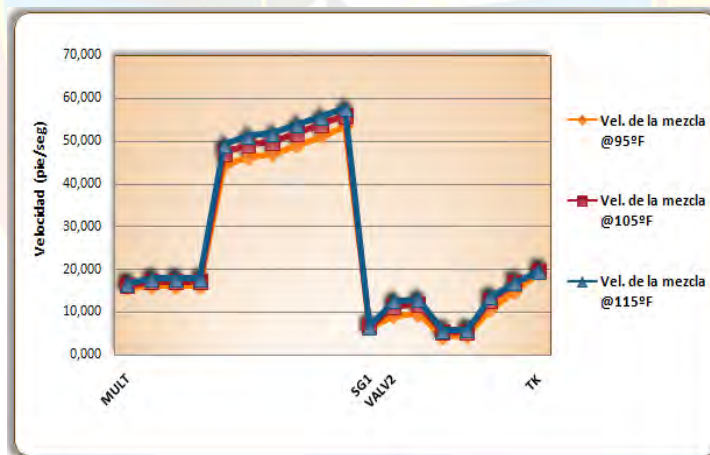
Gráfica 4.22 Delta P/100 pies de tubería para cada incremento de temperatura vs caso base a condiciones futuras

Como se observa en la gráfica, mientras más alta es la temperatura del sistema menor es la caída de presión generada, por lo que la temperatura de 95 °F provoca una caída de presión en todo el sistema muy superior al resto de los escenarios y en efecto se encuentra mucho más alejada al delta de presión por cada 100 pies de tubería que establece la norma (4 lpcm), mientras que con una temperatura de 115 °F se obtiene el mejor comportamiento, donde las caídas de presión están muy próximas a alcanzar el valor regido por la norma, aunque justo a la llegada a los tanques de almacenamiento el delta de presión desciende a valores menores a 4 lpcm. Este comportamiento indica que cuando el fluido tiene mayor facilidad para su desplazamiento menor es la caída de presión que se genera en la línea, ya que al disminuir la viscosidad la restricción al movimiento es menor y en efecto necesita de menos presión para poder desplazarse por las líneas que integran la estación de flujo.

Velocidad de diseño

El cuadro comparativo de las velocidades de diseño obtenidas a cada temperatura estudiada, se muestra en el apéndice C, tabla C.12, observándose que todos los segmentos que integran las líneas por donde se desplaza el fluido desde el múltiple hasta la boquilla de entrada a los tanques de almacenamiento, se encuentran dentro de la normativa establecida por PDVSA para las velocidades del fluido, ya que en ninguno de los escenarios la velocidad de la mezcla logra superar la velocidad de diseño, hecho que resulta positivo y favorable para las líneas estudiadas.

Por otra parte, se estableció una comparación entre las velocidades del fluido alcanzadas con respecto a las temperaturas correspondientes, en donde se obtuvo el comportamiento representado en la gráfica 4.23.



Gráfica 4.23 Velocidad de la mezcla para cada incremento de temperaturas vs caso base a condiciones futuras

La tendencia para los 3 casos es muy similar, sin embargo, como era de esperarse, la velocidad más alta está representada por la mayor temperatura que suministra el calentador (115 °F), ya que al incrementar dicho parámetro la influencia sobre la viscosidad es inversamente proporcional, y por ende genera mayor movilidad

o velocidad en el desplazamiento del fluido; por otra parte, como se observa en la gráfica, la diferencia con respecto a la menor temperatura (95 °F) es de aproximadamente 5 pies/seg, mostrando que no existe gran desviación entre ellos, generando casi el mismo comportamiento a lo largo de toda la estación de flujo.

Sabiendo que la idea principal o finalidad de este estudio es determinar la temperatura idónea que debe generarse en la corriente de proceso por medio del calor recibido del calentador, se establece que una temperatura de 115 °F es la ideal, ya que reduce en mayor escala la viscosidad del fluido y por ende genera una mejor movilidad del mismo dentro de la estación, lo que a su vez provoca muy bajas caída de presión sin generar problemas en la hidráulica de la estación, específicamente en el tramo donde se ubica la válvula de control de nivel, ya que la caída de presión en ese tramo es de aproximadamente 45 lpcm, garantizando el manejo eficiente y confiable en todas las líneas y equipos que conforman la estación de flujo.

4.4 ELABORACIÓN DE UN ESTUDIO ECONÓMICO CONFORME A LAS ALTERNATIVAS SELECCIONADAS PARA LA DISMINUCIÓN DE VISCOSIDAD DEL FLUIDO EN LA ESTACIÓN DE FLUJO OROCUAL 2 (EF-ORC-2)

El estudio económico se realizó con el apoyo de la Superintendencia de Ingeniería de Costos Distrito Norte, realizando una estimación de costos clase V, quienes, una vez suministrados todos los requerimientos necesarios, procedieron a llevar a cabo el estudio, determinando los gastos asociados a cada método seleccionado, que como se sabe se refiere a la inyección de diluyente (propuesta 2) y aumento de temperatura a partir de la instalación de un calentador.

4.4.1 Inyección de Diluyente (propuesta 2)

La tabla 4.15 muestra en detalle los costos asociados (ingeniería, procura, construcción y gestión por parte del personal de PDVSA) para ejecutar el tendido de la línea requerida para realizar la conexión al sistema de dilución y los accesorios necesarios para su instalación, incluyendo sistema de protección catódica.

Tabla 4.15 Alcance del estimado de costos

ALCANCE DEL ESTIMADO DE COSTO PARA EL TENDIDO DE TUBERIA 6 pulg SCH 40											
Ingeniería	* Contempla desarrollo de ingeniería básica y detalle, considerando tarifa promedio de 99,70 Bs./HH (horario más estimpendio)										
	* Contempla costos de equipos mayores: Tuberías 6" Sch 40, accesorios, revestimiento, Banco de batería, Transformadores, Rectificadores.										
	* Se utilizaron los siguientes factores asociados a la procura foránea:										
Procura	<table style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <tr> <td style="padding-left: 20px;">PDVSA Services</td> <td style="text-align: right;">2,5%</td> </tr> <tr> <td style="padding-left: 20px;">Seguros y Fletes</td> <td style="text-align: right;">10%</td> </tr> <tr> <td style="padding-left: 20px;">Impuesto de Nacionalización</td> <td style="text-align: right;">18%</td> </tr> <tr> <td style="padding-left: 20px;">Transporte Nacional</td> <td style="text-align: right;">2,5%</td> </tr> <tr> <td style="padding-left: 20px;">Inspector en taller</td> <td style="text-align: right;">3%</td> </tr> </table>	PDVSA Services	2,5%	Seguros y Fletes	10%	Impuesto de Nacionalización	18%	Transporte Nacional	2,5%	Inspector en taller	3%
PDVSA Services	2,5%										
Seguros y Fletes	10%										
Impuesto de Nacionalización	18%										
Transporte Nacional	2,5%										
Inspector en taller	3%										
Construcción	* Contempla horas hombre de labor directa, basado en datos históricos de costos de proyectos similares, utilizando Software corporativos (Sicost) y el manual de estimación de costos, sección mecánica e instrumentación se consideró una tarifa promedio de 134,40 Bs./HH.										
Gestión	* Se estimó con una tarifa promedio, del personal propio de PDVSA, de 78,12 Bs./HH										
Contingencia	* Se estimó un factor de costo de 30% con la finalidad de cubrir las posibles variables no identificadas durante el proceso de estimación, debido al nivel de información										

La Superintendencia de Ingeniería de Costos Distrito Norte, de acuerdo a la solicitud e información suministrada, realizó el cálculo para determinar el estimado

de costos clase V, obteniéndose un monto a valor constante para el mes de septiembre de 2009 de: tres millones dos mil trescientos cincuenta y nueve bolívares exactos (Bs.F. 3.002.359,00).

El cálculo se realizó según la información suministrada y bajo las siguientes premisas:

- Este contrato se registrará bajo la contratación colectiva petrolera vigente.
- Corresponde al tendido de 1000 metros de tubería de 6 pulg SCH 40.
- Incluye todos los impuestos correspondientes a objeto de esta contratación.

En la siguiente tabla se refleja el resumen total de costos asociados.

Tabla 4.16 Resumen total de costos para la instalación de la línea 6 pulg SCH 40

TOTALES	H-H	Bs.F.	Bs.F. Equivalentes	\$ Equivalentes
Ingeniería	1.381,00	137.641,00	137.641,00	64.019,07
Procura		1.158.759,00	1.158.759,00	538.957,67
Construcción	7.038,00	945.840,00	945.840,00	439.925,58
Gestión	861,00	67.267,00	67.267,00	31.286,98
Contingencia (30%)	2.784,00	692.852,00	692.852,00	322.256,74
TOTAL	12.064,00	3.002.359,00	3.002.359,00	1.396.446,05

Paridad Cambiaria (Bs.F./\$): **2,15**

4.4.2 Aumento de Temperatura

La tabla 4.17 exhibe en detalle los costos asociados para ejecutar la adquisición e instalación de un calentador modelo A-40642, incluyendo sus accesorios.

Tabla 4.17 Alcance del estimado de costos del calentador

ALCANCE DEL ESTIMADO DE COSTO PARA EL CALENTADOR											
Ingeniería	* Contempla desarrollo de ingeniería básica y detalle, considerando tarifa promedio de 99,70 Bs./HH (horario más estipendio)										
	* Contempla costos de equipos mayores: CALENTADOR Modelo A-40642										
Procura	* Se utilizaron los siguientes factores asociados a la procura foránea: <table style="margin-left: auto; margin-right: auto;"> <tr> <td style="padding-left: 20px;">PDVSA Services</td> <td style="text-align: right;">2,5%</td> </tr> <tr> <td style="padding-left: 20px;">Seguros y Fletes</td> <td style="text-align: right;">10%</td> </tr> <tr> <td style="padding-left: 20px;">Impuesto de Nacionalización</td> <td style="text-align: right;">18%</td> </tr> <tr> <td style="padding-left: 20px;">Transporte Nacional</td> <td style="text-align: right;">2,5%</td> </tr> <tr> <td style="padding-left: 20px;">Inspector en taller</td> <td style="text-align: right;">3%</td> </tr> </table>	PDVSA Services	2,5%	Seguros y Fletes	10%	Impuesto de Nacionalización	18%	Transporte Nacional	2,5%	Inspector en taller	3%
PDVSA Services	2,5%										
Seguros y Fletes	10%										
Impuesto de Nacionalización	18%										
Transporte Nacional	2,5%										
Inspector en taller	3%										
Construcción	* Contempla horas hombre de labor directa, basado en datos históricos de costos de proyectos similares, utilizando Software corporativos (Sicost) y el manual de estimación de costos, sección mecánica e instrumentación se consideró una tarifa promedio de 134,40 Bs./HH .										
Gestión	* Se estimó con una tarifa promedio, del personal propio de PDVSA, de 78,12 Bs./HH										
Contingencia	* Se estimó un factor de costo de 30% con la finalidad de cubrir las posibles variables no identificadas durante el proceso de estimación, debido al nivel de información suministrada.										

La Superintendencia de Ingeniería de Costos Distrito Norte de acuerdo a la solicitud e información suministrada, realizó el cálculo para determinar el estimado de costos clase V, obteniéndose un monto a valor constante para el mes de septiembre de 2009 de: **siete millones setecientos tres mil trescientos cuatro bolívares con ochenta y cinco céntimos (Bs.F. 7.703.304,85)**.

El cálculo se realizó según la información suministrada y bajo las siguientes premisas:

- Este contrato se registrará bajo la contratación colectiva petrolera vigente.
- Comprende la procura e instalación de un calentador y sus accesorios.
- Incluye todos los impuestos correspondientes a objeto de esta contratación.

En la siguiente tabla se refleja el resumen total de costos asociados al calentador e instalación del mismo.

Tabla 4.18 Resumen total de costos para la instalación del calentador

TOTALES	H-H	Bs.F.	Bs.F. Equivalentes	\$ Equivalentes
Ingeniería	3.634,00	362.260,00	362.260,00	168.493,02
Procura		5.137.087,82	5.137.087,82	2.389.343,17
Construcción	1.888,00	253.680,02	253.680,02	117.990,71
Gestión	2.209,00	172.591,00	172.591,00	80.274,88
Contingencia (30%)	2.319,00	1.777.686,00	1.777.686,00	826.830,70
TOTAL	10.050,00	7.703.304,85	7.703.304,85	3.582.932,49

Paridad Cambiaria (Bs.F./\$): **2,15**

Cabe destacar que el personal de costos, quien realizó dicho presupuesto, consideró para su evaluación o estudio el equipo calentador como tal, presentando un valor como lo indica la tabla 4.18, de 5.137.087,82 Bs.F, sin embargo, como se ha mencionado anteriormente, el equipo está disponible para su uso dentro de las instalaciones del Campo Orocuál, por consiguiente, los gastos asociados a este estudio se basan únicamente en la instalación propiamente dicha del calentador en la EF-ORC-2. En tal sentido, la inversión estimada se reduce básicamente a la ingeniería, construcción, gestión y contingencia, resultando entonces las cifras mostradas a continuación.

Tabla 4.19 Resumen total de costos para la instalación del calentador sin incluir el equipo calentador

TOTALES	H-H	Bs.F.	Bs.F. Equivalentes	\$ Equivalentes
Ingeniería	3.634,00	362.260,00	362.260,00	168.493,02
Procura				
Construcción	1.888,00	253.680,02	253.680,02	117.990,71
Gestión	2.209,00	172.591,00	172.591,00	80.274,88
Contingencia (30%)	2.319,00	1.777.686,00	1.777.686,00	826.830,70
TOTAL	10.050,00	2.566.217,02	2.566.217,02	1.193.589,31

Paridad Cambiaria (Bs.F./\$): **2,15**

El costo total asociado a la instalación del calentador sin considerar el precio de dicho equipo se reduce a: dos millones quinientos sesenta y seis mil doscientos diecisiete bolívares (Bs.F. 2.566.217,02).

La estimación de costos desarrollada para cada uno de los casos en estudio se realizó con la finalidad de observar la relación beneficio-costos de dichos escenarios; así mismo, fue posible cotejar ambas cifras, resultando que el tendido de línea faltante para llevar a cabo la inyección de diluyente amerita de una inversión de 436.000 Bs.F. más que la instalación del calentador, lo que conlleva a decir que la misma resulta, por una diferencia considerable de costos, más económicamente rentable que la segunda propuesta de dilución.

CAPITULO V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

5.1 CONCLUSIONES

- La EF-ORC-2 recolecta el mayor volumen de crudo pesado producido en el Campo Orocual y bajo las condiciones actuales de presión, volumen y temperatura, es capaz de funcionar sin generarse problemas en la hidráulica de la misma.
- La EF-ORC-2 y pozos asociados a ella presentan diversas facilidades de conexión en superficie, según el método de disminución de viscosidad que se desee aplicar.
- Bajo las condiciones actuales (caso base) en la estación de flujo, las líneas con diámetro de 4 pulgadas provocan altas caídas de presión que sobrepasan los 4 lpcm establecido por la norma de PDVSA.
- Debido a la viscosidad del fluido recolectado en el múltiple de la estación, las velocidades del mismo no se consideran un problema dentro de ésta.
- El aumento de temperatura permitió mejorar las condiciones actuales de la estación de flujo en mayor escala que los diferentes métodos estudiados, obteniendo una disminución del 90% en la viscosidad del fluido.
- Bajo las condiciones más críticas de volumen (5500 BNPD) y gravedad API del crudo (12,84) a las cuales pudiese trabajar la estación de flujo en los siguientes años, no se garantiza un manejo eficiente en el sistema hidráulico de la misma si se conservan los parámetros de presión y temperatura actuales.
- La incorporación del calentador en la estación de flujo requiere de una inversión menor a la del tendido faltante para realizar la inyección de diluyente.

- Tomando en cuenta tanto el aspecto económico como los beneficios aportados en los diferentes métodos estudiados, la incorporación del calentador dentro de las instalaciones de la estación de flujo resulta ser el método ideal a ser aplicado.



5.2 RECOMENDACIONES

- Realizar mantenimiento nuevamente al equipo calentador para garantizar la integridad del mismo antes de ser instalado.
- Comprobar que el volumen de gas recolectado en la estación de flujo es lo suficiente para proporcionar toda la energía que requiere el calentador para un funcionamiento constante y eficaz.
- Verificar a través de estudios de campo o bien en laboratorio la formación de espuma del crudo recolectado en el múltiple, y hasta qué punto puede afectar la misma en el funcionamiento de los equipos de procesos y válvulas de control de nivel.
- Evaluar si la dosis de antiespumante y/o demulsificante inyectadas a la corriente de fluido recolectado en el múltiple son las apropiadas de acuerdo a las propiedades que presenta el crudo, específicamente la viscosidad.
- Determinar a través de una evaluación técnico-económica la factibilidad de sustituir o reemplazar las líneas de transferencia que integran la estación de flujo aguas abajo del separador de un diámetro de 4 a 6 pulg.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ARIAS, F. (2006). El proyecto de Investigación. Introducción a la metodología científica. Editorial Episteme. Caracas, Venezuela.

CRANE, H. (1989). Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías. Mac. Graw Hill. México.

INVERSIONES FIGUERA C.A. Manejo de fluidos en facilidades de producción. 432 pp

NARANJO S., SOTO N. (2008). Revisión, actualización y documentación de información técnica de la Estación de Flujo Orocual 2. Asistencia técnica de la Superintendencia de ingeniería de producción Orocual, Venezuela 11 pp.

PDVSA, (1993). Guía 90616.1024. Dimensionamiento de tuberías de proceso. Caracas.

PDVSA, (1994). Guía L-Tp 1.5 Cálculo hidráulico de tuberías. Caracas.

PDVSA, (1995). Guía MDP-05-E-01 Intercambiadores de calor. Caracas.

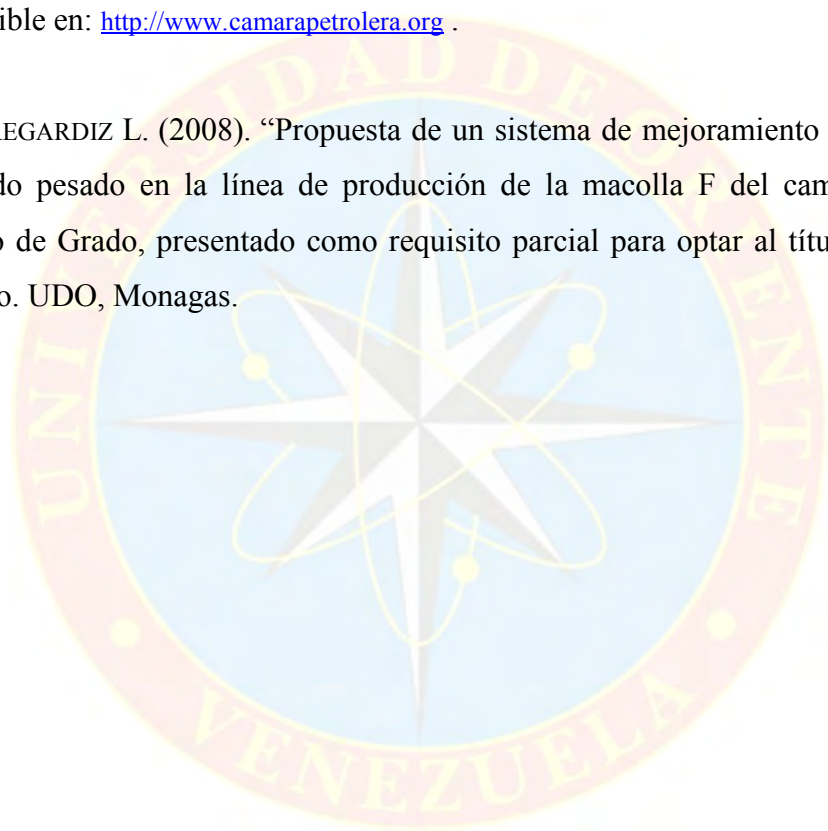
PDVSA, (1995). Guía MDP-05-E-02 Intercambiadores de tubo y carcasa. Caracas.

PDVSA, (1995). Guía MDP-05-E-04 Procedimiento de diseño para intercambiadores de doble tubo. Caracas.

PÉREZ L. (2008). Evaluación hidráulica de la Estación de Flujo Orocuál 2 considerando el compromiso de producción promedio de 923,1 MBND planteado para el año 2008. Documento técnico de la Superintendencia de ingeniería de producción Maturín, ingeniería de producción Orocuál, Venezuela. 29 pp.

PRESENTACIONES DE CRUDOS PESADOS (2008). [Pagina web en línea]. Disponible en: <http://www.camarapetrolera.org> .

REGARDIZ L. (2008). “Propuesta de un sistema de mejoramiento del transporte de crudo pesado en la línea de producción de la macolla F del campo Orocuál”. Trabajo de Grado, presentado como requisito parcial para optar al título de Ing. De Petróleo. UDO, Monagas.





APENDICES



APÉNDICE A

**BASE DE DATOS UTILIZADA PARA CONOCER LA FILOSOFÍA DE
OPERACIÓN DE LA ESTACIÓN DE FLUJO OROCUAL 2**

Tabla A.1 Dimensión y capacidad instalada en los equipos de procesos.

SISTEMAS	TAG	Capacidad nominal		Diámetro (pulg)	Longitud (pies)	Presión Nominal (lpc)	Presión Operación (lpc)	Temperatura Nominal (°F)	Temperatura Nominal (°F)
		MBPD	MMPCGD						
SEPARACIÓN	SG1-1	5,5	15	48	15	118	60	115	85
	SP-1	5,4	8,4	30	16	225	60	115	80
DEPURACIÓN	D-1	3	20	42	10	145	35	115	90
DESPOJADOR	DL-1	---	20				60		90
TANQUES DE ALMACENAMIENTO	TK- 1	5,057	---	465	25		14,7		80
	TK- 2	0,793	---	200	25		14,7		80
	TK- 3	0,786	---	200	25		14,7		80
	TK-4	1,03	---	240	18		14,7		80
BOMBAS	P1-1	12	---	---	---		195		80
	P1-2	12	---	---	---		195		80

Tabla A.2 Balance de producción de la EF-ORC-2, noviembre 2008

POZO	BBPD	BNPD	MPCGD	AYS	API	RGP	BAPD
ORS-5	315	292	1170	6	13,4	2089	17
ORS-10	159	156	501	0,30	19,6	3212	0
ORS-13	80	74	110	6	20,8	1486	3
ORS-20	0	0	0	0	21,5	-	
ORS-27	0	0	0	0	6,8	-	
ORS-30	114	109	98	2	11,6	899	4
ORS-33	0	0	0	0	0	-	
ORS-34	273	269	938	0,10	19,9	2743	0
ORS-38	370	364	132	0,10	12	363	1
ORS-41	109	104	78	3,20	10,6	750	5
ORS-45	249	245	113	0	12	461	1
ORS-76	0	0	0	2,60	9,9	-	
ORS-82	298	294	125	0	11,7	425	0
ORS-83	0	0	0	0	0	-	
ORS-86	297	290	140	1	12,8	483	2
ORS-88	0	0	0	0	0	-	
ORS-78	168	146	76	12	10,9	521	28
ORS-89	0	0	0	0	0	-	
ORS-93	435	86	168	20	11,6	-	
ORS-95	0	0	0	0	0	-	
TOTAL	2867	2429	3649	15,28	13,37		

Tabla A.3 Balance de producción correspondiente a cada VMP asociada a la EF-ORC-2, noviembre 2008.

Conexión	Pozos activos	BNPD	%API	Pozos inactivos
VMP1	ORS-38	364	12,0	ORS 33
	ORS-45	245	12,0	ORS 76
	ORS-82	294	11,7	ORS 83
	ORS-86	290	12,8	
	ORS-78	146	10,9	
	TOTAL:	1339	11,9	
VMP5	ORS-10	156	19,6	ORS 27
	ORS-34	269	19,9	
	ORS-41	104	10,6	
	TOTAL:	529	16,7	
Múltiple de campo	ORS-93	86	11,6	ORS 88
				ORS 89
				ORS 95
	TOTAL:	86	11,6	
Directo al múltiple	ORS-5	292	13,4	ORS 20
	ORS-13	74	20,8	
	ORS-30	109	11,6	
	TOTAL:	475	15,3	

Tabla A.4 Características de los pozos asociados a la EF-ORC-2

Pozos	Método de producción	Presión Línea (lpc)	Presión Cabezal (lpc)	Temperatura Cabezal (°F)
ORS-5	LAG	70	75	70
ORS-10	FN	59	61	81
ORS-13	FN	50	50	75
ORS-30	BM	160	160	85
ORS-34	LAG	55	55	78
ORS-38	BCP	75	75	80
ORS-41	BM	85	85	75
ORS-45	BCP	105	105	85
ORS-78	BM	60	60	80
ORS-82	BCP	80	80	85
ORS-86	BCP	60	60	60
ORS-93	BCP	85	85	110



APÉNDICE B

**DATOS INDISPENSABLES Y FACILIDADES EXISTENTES EN
SUPERFICIE PARA LA UBICACIÓN TENTATIVA DE LOS DISTINTOS
MÉTODOS DE DISMINUCIÓN DE VISCOSIDAD**

➤ Datos de pozos y estaciones de flujo del campo Orocual utilizados para la selección del diluyente

Tabla B.1 Balance de producción de la EF-ORC-1, EF-ORC-3 y EF-ORC-4

Estación de flujo	Pozo	BBPD	BNPD	MPCGD	AYS	API	Red	Fecha prueba	Segregación	Presión	RGF	BAPD	
EF-ORC-1	ORC 7	44	43	68	2,00	12	S/R	18-oct-08	Pesado	Baja	1581	1	
	ORC 13	20	19	95	6	12,7	S/R	03-oct-08	Pesado	Baja	5000		
	ORC 15	740	724	8500	0,10	42,4	5/8"	12-oct-08	Condensado	Media	11740	1	
	ORS 16	0	0	0	12,00	15,30	S/R	08-jul-05	Pesado	Baja	-		
	ORC 19	115	96	69	16	12,1	S/R	28-oct-08	Pesado	Baja	927	6	
	ORC 20	0	0	0	0	0	S/R	28-ago-08	Pesado	Baja	0	6	
	ORC 22	0	0	0	12,00	8,8	S/R	03-ago-06	Pesado	Baja	-		
	ORC 28	180	99	152	44	10,2	S/R	27-oct-08	Pesado	Baja	1535	116	
	ORS 37	0	0	0	0	0	S/R	20-sep-06	-----	Baja	-		
	ORS 68	175	171	262	0,7	13,4	S/R	25-oct-08	Pesado	Baja	12	7	
	ORC 25	0	0	0	0	0	-----	-----	-----	Media	-		
	ORC 26	0	0	0	0	0	0	03-jul-07	Liviano	Media	-		
	ORC 31	2146	2035	8669	0,6	29	3/4"	20-oct-08	Mediano	Media	4138	1	
	ORS 32	0	0	0	0	0	5/8"	-----	-----	Mediano	Baja	-	
	ORC 35	840	797	10052	2	46,7	7/16"	11-oct-08	Condensado	Media	12612	25	
	ORC 37	1657	1603	2171	1,7	21,6	5/8"	24-oct-08	Mediano	Baja	1354		
	ORC 39	184	179	129	1,2	10,8	S/R	22-oct-08	Pesado	Baja	721		
	ORC 40	520	504	5320	1	45,6	7/16"	10-oct-08	Condensado	Media	11746	25	
	ORS 85	243	238	129	1,2	11,1	S/R	30-oct-08	Pesado	Baja	542	6	
	ORS 91	219	216	178	0,20	10,6	S/R	09-oct-08	Pesado	Baja	824	1	
ORS 94	334	327	469	0,8	13,9	S/R	13-oct-08	Pesado	Baja	1434	1		
ORS 96	202	200	198	0,10	12,3	S/R	14-oct-08	Pesado	Baja	990	0		
ORS 108	390	382	397	0,7	12,8	S/R	01-oct-08	Pesado	Baja	1039	1		
SYL 2X	0	0	0	0	0	S/R	06-jun-08	Pesado	Baja	-			
TOTAL	8009	7693	37478	3,35	26,26								
EF-ORC-3	ORS 4	0	0	0	0	0	S/R	05-jul-07	Pesado	Baja	-		
	ORS 19	60	59	420	0,00	27,5	1/4"	17-oct-08	Mediano	Baja	-1017	0	
	ORS 23	48	47	212	0,50	17	S/R	26-oct-08	Pesado	Baja	4511	1	
	ORS 40	92	80	75	12	10,2	2-3/8"	31-oct-08	Pesado	Baja	938	4	
	ORS 53/S	0	0	0	0	0	1/2"	20-oct-08	Liviano	Alta	0	5	
	ORS 53/I	624	599	11033	2	39,5	5/8"	27-oct-08	Liviano	Alta	18419	11	
	ORS 55/S	0	0	0	0	0					-		
	ORS 55/I	0	0	0	2	0	5/8"	23-oct-08	Liviano	Media	0	28	
	ORS 58	1356	1306	16089	0,7	39,8	3/4"	06-oct-08	Liviano	Media	12319	6	
	ORS 59	894	862	17045	0,4	43,7	5/8"	15-oct-08	Condensado	Media	19774	1	
	ORS 62/S	0	0	0	0	0					-		
	ORS 62/I	790	758	4225	1,3	33,3	1/2"	21-oct-08	Liviano	Media	5574	15	
	ORS 64	900	865	8400	0,3	38	5/8"	22-oct-08	Liviano	Alta	9711	7	
	ORS 65	2000	1925	27161	0,6	45,9	1"	14-oct-08	Condensado	Media	14110	10	
	ORS 66	942	879	14401	4,00	33	5/8"	13-oct-08	Liviano	Media	16383	44	
	ORS 73	2950	1408	12797	50,00	30,1	3/4"	17-oct-08	Liviano	Media	9089	1412	
	ORS 75	174	137	720	44	37,9	7/16"	23-sep-08	Liviano	Media	5255	33	
	ORS 80	0	0	0	0	0	S/R	10-jul-08	Pesado	Baja	-		
	ORS-99	80	79	129	0,5	9,9	S/R	10-jul-08	Pesado	Baja	1633	0	
	ORS-100	235	235	218	0,1	9,2	S/R	10-jul-08	Pesado	Baja	928	0	
ORS-102	0	0	0	0	0	S/R	10-jul-08	Pesado	Baja	-	0		
ORS-104	47	47	225	0,2	10,2	S/R	10-jul-08	Pesado	Baja	4787	0		
CHL 5	60	58	369	1,6	31,4	1/4"	08-oct-08	Liviano	Baja	6362	0		
CHL 2	894	875	620	0,3	32,9	5/8"	02-oct-08	Liviano	Baja	709	1		
CHL 6	328	187	640	42	33	1/2"	07-oct-08	Liviano	Baja	3422	228		
CHL 8	816	793	2778	0,1	32,4	7/16"	09-oct-08	Liviano	Media	3503	7		
CHL 9	464	448	610	0,7	33,2	1/2"	03-oct-08	Liviano	Media	1362	2		
TOTAL	13754	11647	118167	15,32	35,08								
EF-ORC-4	ORC 18	0	0	0	0	0	1/2"	10-sep-07	Liviano	Baja	-		
	ORC-26	0	0	0	0	0	1/2"	03-jul-07	Liviano	Baja	-		
	ORC 27	1368	1291	1912	0,50	22,6	5/8"	06-oct-08	Mediano	Baja	1481	9	
	ORC 29	0	0	0	0	0	3/4"	05-dic-07	Mediano	Baja	-		
	ORC 32	0	0	0	0	0	5/8"	10-dic-07	Mediano	Baja	-		
	ORC-30	207	190	1603	0,6	44,7	1/2"	04-ago-08	Condensado	Baja	8437	1	
	ORC-36	796	777	4893	0,5	35,1	3/4"	08-oct-08	Liviano	Baja	6297	6	
	ORS 47	178	175	174	0,50	12,7	S/R	02-oct-08	Pesado	Baja	994	1	
ORS 51	219	156	190	28	12,1	S/R	09-oct-08	Pesado	Baja	1218	77		
TOTAL	2768	2589	8772	6,47	25,87								

Tabla B.2 Diámetro y longitud de los pozos de la EF-ORC-2

Pozo	Destino	Edo.	Diámetro (Pulg.)	Longitud (Km.)	SCH	Tiempo (Línea)	Observaciones
ORS-6	UNIÓN 5	Act.	3/4/1/6/6	0.001/0.02/0.01/0.005	40/40/40/40	24	
ORS-10	MULT. #1EF-2	Act.	3/4	0.003/1.55	80/80	24	
ORS-20	MULT. #1EF-2	Inac.	3	15	40	4	Cambio de Diámetro 2002. Inactivo desde 20-04-
ORS-13	UNIÓN 4	Act.	3.5/4	0.003/0.4	40/40	24	
ORS-27	UNIÓN 3	Inac.	2/3	0.002/0.03	40/40	4	Cambio de Diámetro 2002. Pozo propuesto para abandono
ORS-30	MULT. EF-ORC-2	Act.	3/4	0.004/0.9	40/40	24	
ORS-34	UNIÓN 2	Act.	3	0.1	80	4	Cambio de Diámetro 2002
ORS-36	MULT. EF-ORC-2	Inac.	3	1.6	40	23	Inactivo desde 01-03-2004. Pozo propuesto para Inyección de Gas
ORS-38	VMP-1	Act.	8	0.83	40	7-5	Línea Nueva 1999-2000-2001
ORS-41	UNIÓN 1	Act.	4	0.3	80	4	Cambio de Diámetro 2002
ORS-78(ORS-44)	VMP-1	-	6	0.325	40	-	Pozo ORS-44 abandonado, y fue enganchado el pozo ORS-78 inactivo esperando evaluación de
ORS-79(ORS-42)	VMP-1	-	6	1.3	40	-	Pozo ORS-42 abandonado, y fue enganchado el pozo ORS-79 inactivo esperando evaluación de
ORS-45	VMP-1	Act.	8	0.42	40	7-5	Línea Nueva 1999-2000-2001
ORS-82	VMP-1	Act.	6	0.20/0.93	40	1 año	Tendido de línea en el 2007. Pozo enganchado con la línea del pozo ORS-83
ORS-78	VMP-1	Act.	6	0.117	40	2 años	
ORS-86	VMP-1	Act.	6	0.2	40	1 año	Tendido de línea en el 2007
ORS-88	MULT MAC F	Act.	6	0.117	40	menos de 1 año	Tendido de línea en el 2007. Actualmente en remojío luego de IAV
ORS-89	MULT MAC F	Inac.	6	0.107	40	menos de 1 año	Inativo esperando evaluación de yacimiento
ORS-93	MULT MAC F	Act.	6	0.097	40	menos de 1 año	Tendido de línea en el 2007
ORS-95	MULT MAC F	-	-	0.087	-	-	Tendido de línea en el 2007. Pozo no prospectivo
ORS-71	MULT. EF-ORC-2	-	6	1.45	40	-	Pozo en espera de Abandono
EF-ORC-2 a EF-ORC-1	UNIÓN 1	-	6	2.2	40	-	Facilidad Operacional.
YMP-1	UNIÓN 5	Act.	12	0.34	40	mayor a 5 años	H2S=1, CO2=4. Presión de Oper: baja (40-50 psig)
UNIÓN 1	UNIÓN 2		6	0.1	40	-	
UNIÓN 2	UNIÓN 3		6	0.48	40	-	
UNIÓN 3	UNIÓN 4		6	0.56	40	-	
UNIÓN 4	MULT. EF-ORC-2		6	0.1	40	-	
UNIÓN 5	MULT. EF-ORC-2		12	0.66	40	-	
YMP-5	MULT. EF-ORC-2	Act.	12	0.98	40	mayor a 5 años	H2S=3, CO2=3 Presión de Oper: baja (40-50 psig)
MULT MAC F	MULT. EF-ORC-2	Act.	6	1.756	40	menor a 1 año	Línea Nueva 2007. Presión de Opera: (40-50 psig)
L.Trans EF-ORC-2 a EF-ORC-1	MULT DE TRANSF	Act.	12	3.5	40	menor a 5 años	H2S=3,CO2=4

Tabla B.3 Diámetro y longitud de los pozos de la EF-ORC-3

Pozo	Destino	Diámetro (Pulg.)	Longitud (Km.)	SCH	Tiempo de línea (Años)	Observaciones
CHL-2-I	MULT. CHL. BAJA	6	0.8	80	15	Pozo doble sarta. La sarta 2 en espera de abandono
CHL-5	MULT. CHL. BAJA	6	0.4	80	7	
CHL-6	MULT. CHL. MEDIA	6	10.8	40	menor a 5 años	
CHL-8	MULT. CHL. MEDIA	6	14.306	40	-	
CHL-9	MULT. CHL. BAJA	6	4.2	40	1 mes	Conectado el 07/03/08
ORS-23	-	-	-	-	-	Pozo Inyector de Agua
ORS-54	-	-	-	-	-	Pozo Inyector de Gas
ORS-55-I	MULT. ALTA. EF-3	6	3.4	80	7-5	Línea Nueva 1999-2000-2001 Pozo Doble Sarta. Facilidades de fluir en Meda y Alta
ORS-73	MULT. ALTA EF-3	6	1.7	80		
ORS-85-S	MULT. ALTA EF-3	6	3.4	80	7-5	Cerrado por restauración de Presión. En evaluación
ORS-64-S	MULT. ALTA EF-3	6	2.6	80	7-5	Facilidad de Fluir en Alta y Media. Sarta Inactiva por comunicación en espera de evaluación de Yacimientos
ORS-56	-	-	-	-	-	Pozo Inyector de Gas
ORS-58	MULT. MED. EF-3	6	2.3	80	4	Reemplazo 2002
ORS-59	MULT. MED. EF-3	6	3.5	80	-	
ORS-62-I	MULT. MED. EF-3	6	4.5	80	4	Pozo Doble Sarta Reemplazo 2002. Fluyendo por la línea del ORS-62S por falla en la línea del 62I
ORS-63-S	MULT. MED. EF-3	6	4.3	80		Esperando por PIGOP
ORS-64-I	MULT. MED. EF-3	6	2.6	80	7-5	Línea Nueva 1999-2000-2001. Pozo Doble Sarta Facilidades de Fluir en Alta y Media
ORS-65	MULT. MED. EF-3	6	2.8	80	-	
ORS-66	MULT. MED. EF-3	6	0.4	80	-	Línea Reemplazada en el 2006. Falta conexión del pozo a la línea nueva
ORS-23	MULT. BAJA EF-3	3	0.5	40	4	Cambio de Diámetro 2002
ORS-22	MULT. BAJA EF-3	4	0.9	40	22	Inactivo desde 31-07-2003
ORS-52	MULT. BAJA EF-3	6	3	80	20	Inactivo desde 18-03-2001
ORS-62-S	MULT. BAJA EF-3	6	4.5	80	-	Inactivo
ORS-63-I	MULT. BAJA EF-3	6	4.3	80		Esperando por PIGOP
ORS-19	MULT. BAJA EF-3	4	0.55	40	23	
ORS-40	MULT. BAJA EF-3	6	3.5	80	-	
ORS-75	MULT. MED. EF-3	8	0.6	40	2 años	Conectado el día 9/08/06. No posee chinchorros. No ha tenido fallas.
ORS-99	MULT. MAC E	6	0.055	40	menor a 1 año	
ORS-100	MULT. MAC E	6	0.065	40	menor a 1 año	
ORS-102	MULT. MAC E	6	0.075	40	menor a 1 año	
ORS-104	MULT. MAC E	6	0.1	40	menor a 1 año	
ORS-69	MULT. BAJA EF-3	6	0.9	40	7 a 8 años	Pozo en espera de Abandono
MULT. CHL. MED	MULT. MED. EF-3	12	5.7	40	mayor a 10 años	H2S=8, CO2=5.5. Presión de Opera: media (500-600 psig). Se le reemplazo tramo (36 mts) por el pase del río
MULT. CHL. BAJA	MULT. BAJA EF-3	6	5.7	40	7 a 5 años	H2S=10, CO2=4 Presión de Opera: baja (50-60 psig)
MULT. MAC E	MULT. BAJA EF-3	6-8	1.5/2.5	40	7 a 5 años	
L. Trans EF-ORC-3 a EF-ORC-1	MULT. DE TRANSF	8	2.836	40	mayor a 7 años	H2S=12, CO2=13
L. Trans EF-ORC-3 a EF-ORC-1	MULT. DE TRANSF	8	2.836	40	mayor a 7 años	Línea Falló principio del 2008

➤ **Facilidades existentes en la EF-ORC-2 para la instalación del calentador**

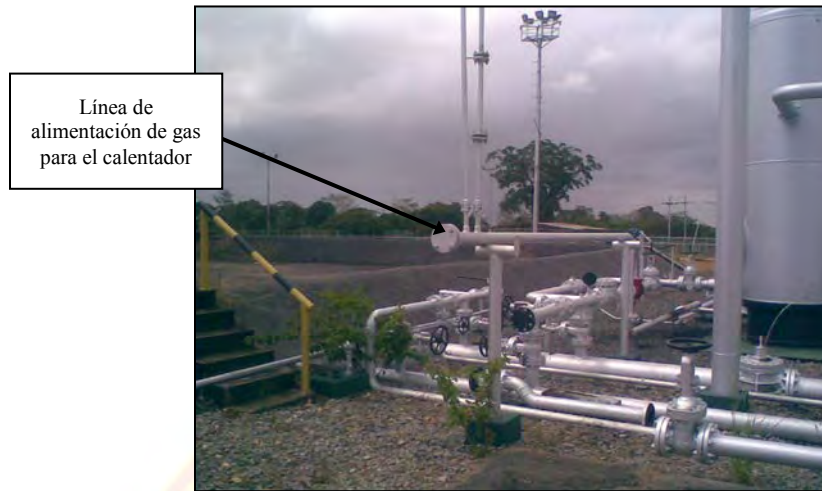


Figura B.1 Facilidad para conectar válvula 3 pulg en la línea de alimentación de gas para el calentador



Figura B.2 Facilidad de línea 10 pulg (múltiple) para realizar la conexión al equipo calentador

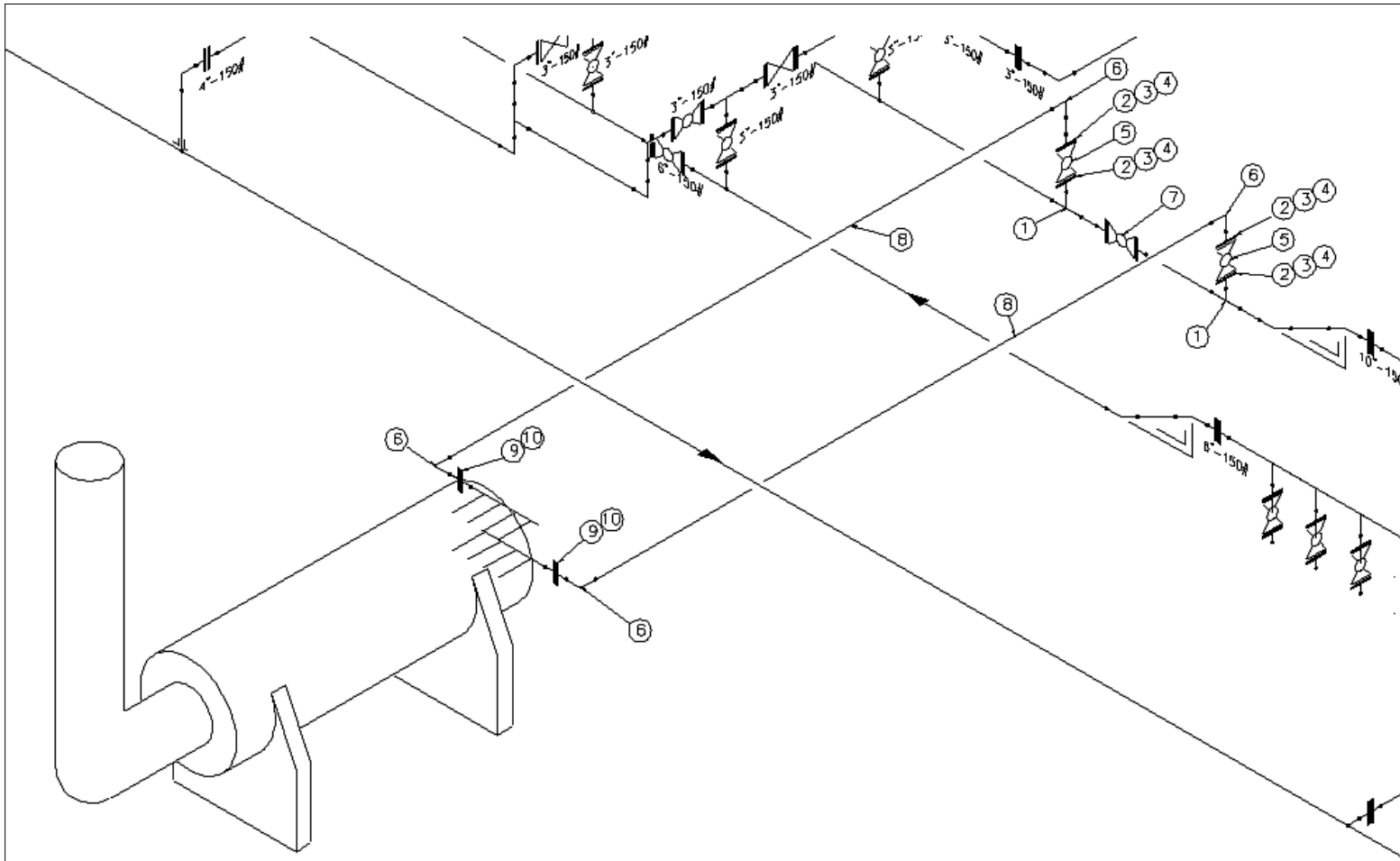


Figura B.3 Isométrico de instalación del calentador en cañón general de producción

➤ **Fórmulas empleadas para el cálculo del calor requerido por el equipo calentador**

- Cálculo del flujo másico del gas

$$\rho_g = \frac{P_{op} * PM}{R * T_{op}} \quad (1)$$

Donde:

ρ_g : densidad del gas (lbm /pie³).

P_{op} : presión de operación (lpca).

PM : peso molecular (lbm/lbmol).

R : constante general de los gases (lpca*pie³/lbmol* °R).

T_{op} : temperatura de operación (°R).

$$\dot{M}_g = \rho_g * Q_g \quad (2)$$

Donde:

\dot{M}_g : flujo másico del gas (lbm/hr).

ρ_g : densidad del gas (lbm/pie³)

Q_g : caudal de gas (pie³/hr)

- ❖ Cálculo del flujo másico del crudo.

$$\dot{m}_o = \rho_o * Q_o \quad (3)$$

Donde:

\dot{m}_o : flujo másico del crudo (lbm/hr).

ρ_o : densidad del crudo (lbm/pie³)

Q_o : caudal de crudo (pie³/hr)

❖ Cálculo del calor transferido para el gas

$$Q_g = \dot{m}_g * C_{p_g} * (T_2 - T_1) \quad (4)$$

Donde:

Q_g : calor transferido para el gas (Btu/hr).

\dot{m}_g : flujo másico del gas (lbm/hr).

C_{p_g} : calor específico del gas (Btu/lbmol*°F).

T_1 : temperatura de operación antes del calentador (°F).

T_2 : temperatura de operación después del calentador (°F).

❖ Cálculo del calor transferido para el crudo

$$Q_o = \dot{m}_o * C_{p_o} * (T_2 - T_1) \quad (5)$$

Donde:

Q_o : calor transferido para el crudo (Btu/hr).

\dot{m}_o : flujo másico del crudo (lbm/hr).

C_{p_o} : calor específico del crudo (Btu/lbmol*°F).

T_1 : temperatura de operación antes del calentador (°F).

T_2 : temperatura de operación después del calentador (°F).

❖ Cálculo de la transferencia de calor total requerido por el calentador

$$Q_i = Q_o + Q_g \quad (6)$$

Donde:

Q_i : calor mínimo requerido (Btu/hr).

Q_o : calor transferido para el crudo (Btu/hr).

Q_g : calor transferido para el gas (Btu/hr).

Se muestra a continuación la siguiente ecuación

$$\rho = \frac{m}{V} \quad (7)$$

Despejando se tiene

$$m = \rho * V \quad (8)$$

$$m_m = m_o + m_d \quad (9)$$

Donde:

m_m : masa de la mezcla (lb).

m_o : masa de crudo (lb).

m_d : masa de diluyente (lb).

Sustituyendo Ecuación 8 en Ecuación 9

$$\rho_m * V_m = \rho_o * V_o + \rho_d * V_d \quad (10)$$

Ahora:

$$\boxed{V_o = V_m - V_d} \quad (11)$$

Sustituyendo en la ecuación 10 se tiene

$$\rho_m * V_m = \rho_o * (V_m - V_d) + \rho_d * V_d \quad (12)$$

Despejando se tiene

$$\boxed{V_d = \frac{\rho_m * V_m - \rho_o * V_m}{\rho_d - \rho_o}} \quad (13)$$

Ya conocido el V_d , se sustituyó en la ecuación 11 y se calculó el V_o



APÉNDICE C

**TABLAS DE CÁLCULO PARA LAS CAÍDAS DE PRESIÓN Y
VELOCIDADES DE DISEÑO DE LOS MÉTODOS DE DISMINUCIÓN DE
VISCOSIDAD ESTUDIADOS**

1. Condiciones actuales de °API del crudo y volumetría de la estación de flujo

➤ REDUCTOR DE VISCOSIDAD

Tabla C.1 Hoja de cálculo utilizada para determinar la caída de presión por cada 100 pies de tubería.

CAIDA DE PRESIÓN/100 PIES DE TUBERIA						
DATOS				RESULTADOS		
Dosis	Desde - Hasta	Perdidas por Fricción	Distancia (metros)	Delta P/100 pies	Cond	Delta P diseño
Sin tratamiento	VMP1-MULT	7,885	391,00	0,615	OK	4
	MULT-SG1	1,945	13,50	4,391	NO OK	4
	SG1-VALV1	1,402	1,03	41,488	NO OK	4
	VALV2-TK	26,763	30,91	26,391	NO OK	4
1000ppm	VMP1-MULT	4,931	391,00	0,384	OK	4
	MULT-SG1	1,500	13,50	3,387	OK	4
	SG1-VALV1	1,082	1,03	32,019	NO OK	4
	VALV2-TK	16,816	30,91	16,582	NO OK	4
2000ppm	VMP1-MULT	4,628	391,00	0,361	OK	4
	MULT-SG1	1,460	13,50	3,296	OK	4
	SG1-VALV1	1,049	1,03	31,042	NO OK	4
	VALV2-TK	15,792	30,91	15,572	NO OK	4
3000ppm	VMP1-MULT	4,583	391,00	0,357	OK	4
	MULT-SG1	1,454	13,50	3,283	OK	4
	SG1-VALV1	1,044	1,03	30,894	NO OK	4
	VALV2-TK	15,639	30,91	15,421	NO OK	4

Tabla C.2 Hoja de cálculo utilizada para determinar las velocidades del fluido.

VELOCIDAD DEL FLUIDO (pie/seg)								
DATOS					RESULTADOS			
Dosis (ppm)	Desde-Hasta	Device Name	Vel. de la Mezcla (pies/seg)	Densidad de la mezcla (lb/pie3)	Vel. de Erosión (pie/seg)	Vel. de Diseño (pie/seg)	Cond	%Velmezcla Vel Diseño
1000	VMP1	L4	2,172	4,976	71,727	44,829	OK	0,048
	MULT	L13	11,189	2,188	108,173	67,608	OK	0,166
		P015	11,237	2,179	108,402	67,751	OK	0,166
		P018	11,254	2,175	108,484	67,803	OK	0,166
		P019	11,270	2,172	108,562	67,851	OK	0,166
		P020	30,889	2,162	108,827	68,017	OK	0,454
		P022	31,467	2,122	109,840	68,650	OK	0,458
		P023	31,719	2,105	110,279	68,924	OK	0,460
	P024	32,567	2,050	111,743	69,840	OK	0,466	
	P025	33,280	2,006	112,960	70,600	OK	0,471	
	P026	34,041	1,961	114,243	71,402	OK	0,477	
	SG1	P030	3,647	35,345	26,913	16,820	OK	0,217
	VALV2	P036	4,726	27,280	30,634	19,146	OK	0,247
		P002	5,049	25,532	31,665	19,790	OK	0,255
		P003	2,271	25,019	31,988	19,993	OK	0,114
		P004	2,411	23,563	32,961	20,601	OK	0,117
		P005	5,721	22,532	33,707	21,067	OK	0,272
P006		8,477	15,207	41,029	25,643	OK	0,331	
P007		11,981	10,760	48,777	30,486	OK	0,393	
TK	P007	11,981	10,760	48,777	30,486	OK	0,393	

Continuación tabla C.2

VELOCIDAD DEL FLUIDO (pie/seg)									
DATOS					RESULTADOS				
Dosis (ppm)	Desde-Hasta	Device Name	Vel. de la Mezcla (pie/seg)	Densidad de la mezcla (lb/pie3)	Vel. de Erosión (pie/seg)	Vel. de Diseño (pie/seg)	Cond	%Velmezcla Vel Diseño	
2000	VMP1	L4	2,183	4,952	71,900	44,937	OK	0,049	
		L13	11,246	2,177	108,446	67,779	OK	0,166	
		P015	11,293	2,168	108,671	67,920	OK	0,166	
		P018	11,309	2,165	108,751	67,970	OK	0,166	
		P019	11,325	2,162	108,827	68,017	OK	0,167	
		P020	31,037	2,151	109,086	68,179	OK	0,455	
		P022	31,615	2,112	110,097	68,811	OK	0,459	
		P023	31,861	2,096	110,525	69,078	OK	0,461	
		P024	32,692	2,042	111,957	69,973	OK	0,467	
		P025	33,387	2,000	113,141	70,713	OK	0,472	
		P026	34,126	1,957	114,387	71,492	OK	0,477	
		SG1	P030	3,651	35,314	26,925	16,828	OK	0,217
			P036	4,839	26,639	31,000	19,375	OK	0,250
			P002	5,169	24,941	32,038	20,024	OK	0,258
		VALV2	P003	2,324	24,442	32,363	20,227	OK	0,115
			P004	2,465	23,044	33,330	20,831	OK	0,118
			P005	5,846	22,052	34,072	21,295	OK	0,275
			P006	8,610	14,973	41,350	25,844	OK	0,333
		TK	P007	11,980	10,761	48,775	30,484	OK	0,393
	3000	VMP1	L4	2,184	4,948	71,926	44,954	OK	0,049
			L13	11,248	2,176	108,458	67,786	OK	0,166
		P015	11,295	2,167	108,683	67,927	OK	0,166	
		P018	11,312	2,164	108,763	67,977	OK	0,166	
		P019	11,328	2,161	108,839	68,024	OK	0,167	
		P020	31,043	2,151	109,097	68,186	OK	0,455	
		P022	31,621	2,112	110,108	68,818	OK	0,459	
		P023	31,867	2,095	110,535	69,084	OK	0,461	
		P024	32,697	2,042	111,966	69,978	OK	0,467	
		P025	33,391	2,000	113,148	70,718	OK	0,472	
		P026	34,130	1,956	114,393	71,496	OK	0,477	
		SG1	P030	3,651	35,312	26,925	16,828	OK	0,217
			P036	4,857	26,540	31,058	19,411	OK	0,250
			P002	5,188	24,850	32,097	20,060	OK	0,259
		VALV2	P003	2,333	24,354	32,422	20,264	OK	0,115
			P004	2,474	22,964	33,388	20,868	OK	0,119
			P005	5,866	21,978	34,129	21,331	OK	0,275
			P006	8,631	14,937	41,400	25,875	OK	0,334
		TK	P007	11,980	10,761	48,775	30,485	OK	0,393

➤ INYECCIÓN DE DILUENTE

- Propuesta 1 de dilución (Pozo ORS-65)

Tabla C.3 Hoja de cálculo utilizada para determinar la caída de presión por cada 100 pies de tubería.

CAÍDA DE PRESIÓN / 100 PIES DE TUBERÍA						
DATOS				RESULTADOS		
% Inyección	Desde-Hasta	Perdidas por Fricción (psig)	Distancia (metros)	Delta P/100 pies	Cond	Delta P diseño
10% (52,9 BNPD)	ORS-65 - VMP5	0,317	400,00	0,024	OK	4
	VMP5 - MULT	0,453	1127,00	0,012	OK	4
	MULT- SG1	1,272	13,50	2,872	OK	4
	SG1-VALV1	0,911	1,03	26,959	NO OK	4
	VALV2-TK	14,127	30,91	13,930	NO OK	4
20% (105,8 BNPD)	ORS-65 - VMP5	1,362	400,00	0,104	OK	4
	VMP5 - MULT	1,023	1127,00	0,028	OK	4
	MULT- SG1	1,105	13,50	2,495	OK	4
	SG1-VALV1	0,754	1,03	22,313	NO OK	4
	VALV2-TK	11,754	30,91	11,590	NO OK	4
30% (158,7 BNPD)	ORS-65 - VMP5	2,847	400,00	0,217	OK	4
	VMP5 - MULT	1,083	1127,00	0,029	OK	4
	MULT- SG1	2,004	13,50	4,525	NO OK	4
	SG1-VALV1	0,643	1,03	19,028	NO OK	4
	VALV2-TK	10,06	30,91	9,920	NO OK	4

Tabla C.4 Hoja de cálculo utilizada para determinar las velocidades del fluido.

VELOCIDAD DEL FLUIDO (pie/seg)									
DATOS					RESULTADOS				
% Inyección	Desde-Hasta	Device Name	Vel. de la Mezcla (pies/seg)	Densidad de la mezcla (lb/pe3)	Vel. de Erosión (pie/seg)	Vel. de Diseño (pie/seg)	Cond	%Vel mezcla Vel Diseño	
10% (52,9 BNPD)	ORS-65	P011	8,050	0,458	236,492	147,807	OK	0,054	
	VMP5	L8	5,223	0,884	170,192	106,370	OK	0,049	
	MULT	L13		13,400	1,885	116,552	72,845	OK	0,184
		P015		13,450	1,878	116,769	72,981	OK	0,184
		P018		13,467	1,875	116,845	73,028	OK	0,184
		P019		13,484	1,873	116,918	73,074	OK	0,185
		P020		36,935	1,865	117,166	73,229	OK	0,504
		P022		37,692	1,827	118,362	73,976	OK	0,510
		P023		37,953	1,815	118,770	74,231	OK	0,511
		P024		38,830	1,774	120,134	75,084	OK	0,517
	P025		39,552	1,741	121,246	75,779	OK	0,522	
	P026		40,315	1,708	122,410	76,507	OK	0,527	
	SG1	P030		3,951	32,825	27,926	17,454	OK	0,226
	VALV2	P036		5,521	23,488	33,014	20,634	OK	0,268
		P002		5,921	21,901	34,189	21,368	OK	0,277
		P003		2,666	21,438	34,557	21,598	OK	0,123
		P004		2,829	20,204	35,596	22,248	OK	0,127
		P005		6,714	19,315	36,406	22,754	OK	0,295
		P006		9,868	13,141	44,137	27,585	OK	0,358
	TK	P007		13,500	9,606	51,623	32,264	OK	0,418

Continuación tabla C.4

VELOCIDAD DEL FLUIDO (pie/seg)									
DATOS					RESULTADOS				
% Inyeccion	Desde-Hasta	Device Name	Vel. de la Mezcla (pie/seg)	Densidad de la mezcla (lb/pe3)	Vel. de Erosión (pie/seg)	Vel. de Diseño (pie/seg)	Cond	%Velmezcla Vel Diseño	
20% (105,8 BNPD)	ORS-65	P011	16,232	0,454	237,457	148,410	OK	0,109	
	VMP5	L8	7,224	0,758	183,786	114,866	OK	0,063	
	MULT	L13	P015	16,349	1,619	125,738	78,587	OK	0,208
		P018	P019	16,401	1,614	125,939	78,712	OK	0,208
		P018	P019	16,419	1,612	126,008	78,755	OK	0,208
		P019	P020	16,436	1,611	126,074	78,796	OK	0,209
		P020	P022	44,988	1,605	126,297	78,935	OK	0,570
		P022	P023	46,303	1,559	128,130	80,081	OK	0,578
		P023	P024	46,578	1,550	128,510	80,319	OK	0,580
		P024	P025	47,474	1,521	129,739	81,087	OK	0,585
	P025	P026	48,209	1,498	130,739	81,712	OK	0,590	
	P026	SG1	P030	4,383	30,055	29,185	18,241	OK	0,240
	VALV2	P036	P002	6,668	19,759	35,995	22,497	OK	0,296
		P002	P003	7,167	18,383	37,318	23,323	OK	0,307
		P003	P004	3,229	17,984	37,730	23,581	OK	0,137
		P004	P005	3,420	16,979	38,829	24,268	OK	0,141
		P005	P006	8,111	16,243	39,699	24,812	OK	0,327
P006		TK	P007	11,749	11,213	47,781	29,863	OK	0,393
30% (158,7 BNPD)	ORS-65	P011	23,336	0,474	232,469	145,293	OK	0,161	
	VMP5	L8	8,779	0,721	188,379	117,737	OK	0,075	
	MULT	L13	P015	18,329	1,511	130,173	81,358	OK	0,225
		P015	P018	18,378	1,507	130,348	81,467	OK	0,226
		P018	P019	18,395	1,505	130,405	81,503	OK	0,226
		P019	P020	18,410	1,504	130,460	81,537	OK	0,226
		P020	P022	50,391	1,499	130,690	81,681	OK	0,617
		P022	P023	52,013	1,452	132,776	82,985	OK	0,627
		P023	P024	52,570	1,437	133,485	83,428	OK	0,630
		P024	P025	54,298	1,391	135,662	84,788	OK	0,640
	P025	P026	55,868	1,352	137,609	86,005	OK	0,650	
	P026	SG1	P030	4,816	27,783	30,355	18,972	OK	0,254
	VALV2	P036	P002	7,911	16,915	38,903	24,314	OK	0,325
		P002	P003	8,509	15,726	40,346	25,216	OK	0,337
		P003	P004	3,833	15,383	40,794	25,496	OK	0,150
		P004	P005	4,052	14,554	41,940	26,213	OK	0,155
		P005	P006	9,601	13,938	42,857	26,786	OK	0,358
P006		TK	P007	13,714	9,757	51,222	32,013	OK	0,428
TK	P007	P007	17,669	7,573	58,141	36,338	OK	0,486	

- **Propuesta 2 de dilución (EF-ORC-3)**

Tabla C.5 Hoja de cálculo utilizada para determinar la caída de presión por cada 100 pies de tubería.

CAIDA DE PRESIÓN/100 PIES DE TUBERIA						
DATOS				RESULTADOS		
% Inyección	Desde-Hasta	Perdidas por Fricción (psig)	Distancia (metros)	Delta P/100 pies	Cond	Delta P diseño
5% (121,45 BNPD)	BOMBA- MULT	0,199	3500	0,002	OK	4
	MULT- SG1	1,123	13,50	2,535	OK	4
	SG1-VALV1	0,806	1,03	23,851	NO OK	4
	VALV2-TK	12,52	30,91	12,346	NO OK	4
10% (242,9 BNPD)	BOMBA- MULT	0,324	3500	0,003	OK	4
	MULT- SG1	0,873	13,50	1,971	OK	4
	SG1-VALV1	0,626	1,03	18,525	NO OK	4
	VALV2-TK	9,758	30,91	9,622	NO OK	4
15% (364,35 BNPD)	BOMBA- MULT	0,485	3500	0,004	OK	4
	MULT- SG1	0,700	13,50	1,580	OK	4
	SG1-VALV1	0,501	1,03	14,826	NO OK	4
	VALV2-TK	7,841	30,91	7,732	NO OK	4

Tabla C.6 Hoja de cálculo utilizada para determinar las velocidades del fluido.

VELOCIDAD DEL FLUIDO (pie/seg)								
DATOS					RESULTADOS			
% Inyección	Desde-Hasta	Device Name	Vel. de la Mezcla (pies/seg)	Densidad de la mezcla (lb/pe3)	Vel. de Erosión (pie/seg)	Vel. de Diseño (pie/seg)	Cond	%Vel mezcla Vel Diseño
5% (121,45 BNPD)	BOMBA	P011	0,047	53,399	21,896	13,685	OK	0,003
	MULT	L13	10,907	2,288	105,776	66,110	OK	0,165
		P015	10,947	2,280	105,968	66,230	OK	0,165
		P018	10,960	2,277	106,031	66,269	OK	0,165
		P019	10,972	2,275	106,090	66,306	OK	0,165
		P020	30,046	2,265	106,302	66,439	OK	0,452
		P022	30,573	2,226	107,230	67,019	OK	0,456
		P023	30,763	2,213	107,563	67,227	OK	0,458
		P024	31,432	2,166	108,727	67,954	OK	0,463
		P025	31,967	2,129	109,648	68,530	OK	0,466
		P026	32,526	2,093	110,603	69,127	OK	0,471
	SG1	P030	3,657	36,458	26,499	16,562	OK	0,221
	VALV2	P036	5,211	25,588	31,630	19,769	OK	0,264
		P002	5,538	24,076	32,608	20,380	OK	0,272
		P003	2,486	23,633	32,913	20,570	OK	0,121
		P004	2,623	22,399	33,807	21,129	OK	0,124
		P005	6,194	21,528	34,484	21,553	OK	0,287
TK	P006	8,869	15,034	41,265	25,791	OK	0,344	
	P007	11,646	11,449	47,286	29,554	OK	0,394	

Continuación tabla C.6

VELOCIDAD DEL FLUIDO (pie/seg)									
DATOS					RESULTADOS				
% Inyeccion	Desde-Hasta	Device Name	Vel. de la Mezcla (pie/seg)	Densidad de la mezcla (lb/pe3)	Vel. de Erosión (pie/seg)	Vel. de Diseño (pie/seg)	Cond	%Vel mezcla Vel Diseño	
10% (242,9 BNPD)	BOMBA	P011	0,094	53,399	21,896	13,685	OK	0,007	
	MULT- SG1	L13		11,216	2,307	105,335	65,835	OK	0,170
		P015		11,252	2,300	105,501	65,938	OK	0,171
		P018		11,262	2,298	105,551	65,969	OK	0,171
		P019		11,272	2,296	105,598	65,999	OK	0,171
		P020		30,849	2,288	105,776	66,110	OK	0,467
		P022		31,389	2,249	106,697	66,685	OK	0,471
		P023		31,545	2,238	106,963	66,852	OK	0,472
		P024		32,119	2,198	107,931	67,457	OK	0,476
		P025		32,556	2,168	108,663	67,914	OK	0,479
	P026		33,005	2,139	109,409	68,381	OK	0,483	
	SG1-VALV1	P030		3,781	36,780	26,382	16,489	OK	0,229
	VALV2	P036		5,826	23,867	32,751	20,469	OK	0,285
		P002		6,162	22,565	33,682	21,051	OK	0,293
		P003		2,762	22,184	33,970	21,231	OK	0,130
		P004		2,899	21,141	34,798	21,749	OK	0,133
		P005		6,815	20,404	35,421	22,138	OK	0,308
P006			9,500	14,637	41,821	26,138	OK	0,363	
TK	P007		11,880	11,705	46,766	29,229	OK	0,406	
15% (364,35 BNPD)	BOMBA	P011	0,141	53,399	21,896	13,685	OK	0,010	
	MULT- SG1	L13		11,394	2,352	104,325	65,203	OK	0,175
		P015		11,426	2,346	104,469	65,293	OK	0,175
		P018		11,435	2,344	104,509	65,318	OK	0,175
		P019		11,443	2,342	104,547	65,342	OK	0,175
		P020		31,301	2,335	104,699	65,437	OK	0,478
		P022		31,984	2,286	105,834	66,146	OK	0,484
		P023		32,115	2,276	106,051	66,282	OK	0,485
		P024		32,617	2,241	106,876	66,798	OK	0,488
		P025		32,982	2,216	107,472	67,170	OK	0,491
	P026		33,350	2,192	108,071	67,544	OK	0,494	
	SG1-VALV1	P030		3,899	37,130	26,258	16,411	OK	0,238
	VALV2	P036		6,408	22,593	33,662	21,039	OK	0,305
		P002		6,743	21,472	34,529	21,581	OK	0,312
		P003		3,018	21,143	34,797	21,748	OK	0,139
		P004		3,151	20,251	35,554	22,221	OK	0,142
		P005		7,379	19,620	36,122	22,576	OK	0,327
P006			10,055	14,398	42,166	26,354	OK	0,382	
TK	P007		12,133	11,932	46,319	28,949	OK	0,419	

➤ AUMENTO DE TEMPERATURA

Tabla C.7 Hoja de cálculo utilizada para determinar la caída de presión por cada 100 pies de tubería

CAIDA DE PRESIÓN/100 PIES DE TUBERÍA						
DATOS				RESULTADOS		
Linea	Desde/Hasta	Perdidas por Fricción (psig)	Distancia (metros)	Delta P/100 pies	Cond	Delta P diseño
L020	MULT- SG1	0,799	13,5	1,804	OK	4
L024	SG1-VALV1	0,103	1,03	3,048	OK	4
L033	VALV2-TK	1,614	30,91	1,592	OK	4

Tabla C.8 Hoja de cálculo utilizada par determinar las velocidades del fluido

VELOCIDAD DEL FLUIDO (pie/seg)								
DATOS					RESULTADOS			
Linea	Desde/Hasta	Device Name	Vel. de la Mezcla (pies/seg)	Densidad de la mezcla (lb/pie3)	Vel. de Erosión (pie/seg)	Vel. de Diseño (pie/seg)	Cond	%Vel mezcla Vel Diseño
L020	MULT	L13	11,620	2,068	111,255	69,534	OK	0,167
		P015	12,369	1,943	114,783	71,739	OK	0,172
		P018	12,375	1,942	114,814	71,759	OK	0,172
		P019	12,382	1,941	114,844	71,778	OK	0,173
		P020	33,858	1,936	114,990	71,869	OK	0,471
		P022	34,508	1,900	116,088	72,555	OK	0,476
		P023	34,671	1,891	116,362	72,726	OK	0,477
		P024	35,269	1,859	117,363	73,352	OK	0,481
		P025	35,731	1,835	118,128	73,830	OK	0,484
		P026	36,209	1,810	118,915	74,322	OK	0,487
L024	SG1	P030	3,724	34,265	27,334	17,084	OK	0,218
L033	VALV2	P036	8,724	14,628	41,834	26,146	OK	0,334
		P002	8,850	14,418	42,137	26,335	OK	0,336
		P003	3,920	14,346	42,242	26,401	OK	0,148
		P004	3,976	14,145	42,542	26,588	OK	0,150
		P005	9,117	13,997	42,767	26,729	OK	0,341
		P006	11,106	11,490	47,203	29,502	OK	0,376
		TK	P007	11,797	10,817	48,649	30,406	OK

2. Condiciones futuras de la estación de flujo de °API del crudo y Volumetria de la estación de flujo

➤ INYECCIÓN DE DILUENTE

Tabla C.9 Hoja de cálculo utilizada para determinar la caída de presión por cada 100 pies de tubería.

CAIDA DE PRESIÓN / 100 PIES DE TUBERÍA					
DATOS			RESULTADOS		
Desde-Hasta	Perdidas por Fricción (psig)	Distancia (metros)	Delta P/100 pies	Cond	Delta P diseño
MULT- SG1	2,272	13,50	5,130	NO OK	4
SG1-VALV1	1,583	1,03	46,845	NO OK	4
VALV2-TK	24,241	30,91	23,904	NO OK	4

Tabla C.10 Hoja de cálculo utilizada para determinar las velocidades del fluido.

VELOCIDAD DEL FLUIDO (pie/seg)							
DATOS				RESULTADOS			
Desde-Hasta	Device Name	Vel. de la Mezcla (pies/seg)	Densidad de la mezcla (lb/pie3)	Vel. de Erosión (pie/seg)	Vel. de Diseño (pie/seg)	Cond	%Vel mezcla Vel Diseño
MULT	L13	15,472	2,942	93,287	58,305	OK	0,265
	P015	15,541	2,929	93,495	58,434	OK	0,266
	P018	15,572	2,923	93,590	58,494	OK	0,266
	P019	15,602	2,917	93,680	58,550	OK	0,266
	P020	42,825	2,899	93,975	58,735	OK	0,729
	P022	44,394	2,796	95,682	59,801	OK	0,742
	P023	44,885	2,766	96,210	60,131	OK	0,746
	P024	46,498	2,670	97,923	61,202	OK	0,760
	P025	47,929	2,590	99,418	62,136	OK	0,771
P026	49,501	2,508	101,036	63,147	OK	0,784	
SG1	P030	6,289	39,426	25,482	15,926	OK	0,395
VALV2	P036	7,139	34,733	27,149	16,968	OK	0,421
	P002	7,548	32,849	27,916	17,448	OK	0,433
	P003	3,384	32,289	28,158	17,598	OK	0,192
	P004	3,592	30,423	29,008	18,130	OK	0,198
	P005	8,505	29,155	29,632	18,520	OK	0,459
	P006	12,604	19,673	36,073	22,546	OK	0,559
TK	P007	19,172	12,933	44,490	27,806	OK	0,689

➤ AUMENTO DE TEMPERATURA

Tabla C.11 Hoja de cálculo utilizada para determinar la caída de presión por cada 100 pies de tubería.

CAIDA DE PRESIÓN / 100 PIES DE TUBERÍA						
DATOS				RESULTADOS		
Temperatura (°F)	Desde-Hasta	Perdidas por Fricción (psig)	Distancia (metros)	Delta P/100 pies	Cond	Delta P diseño
115°F	MULT- SG1	2,185	13,50	4,933	NO OK	4
	SG1-VALV1	0,205	1,03	6,066	NO OK	4
	VALV2-TK	3,357	30,91	3,310	OK	4
105°F	MULT- SG1	2,463	13,50	5,561	NO OK	4
	SG1-VALV1	0,373	1,03	11,038	NO OK	4
	VALV2-TK	5,783	30,91	5,703	NO OK	4
95°F	MULT- SG1	2,782	13,50	6,281	NO OK	4
	SG1-VALV1	0,776	1,03	22,964	NO OK	4
	VALV2-TK	11,981	30,91	11,814	NO OK	4

Tabla C.12 Hoja de cálculo utilizada para determinar las velocidades del fluido.

VELOCIDAD DEL FLUIDO (pie/seg)								
DATOS					RESULTADOS			
Temperatura (°F)	Desde-Hasta	Device Name	Vel. de la Mezcla (pie/seg)	Densidad de la mezcla (lb/pe3)	Vel. de Erosión (pie/seg)	Vel. de Diseño (pie/seg)	Cond	Z/Velmezcla / Vel Diseño
115	MULT	L13	16,723	2,735	96,741	60,463	OK	0,277
		P015	17,839	2,564	99,917	62,448	OK	0,286
		P018	17,863	2,561	99,985	62,490	OK	0,286
		P019	17,886	2,558	100,049	62,530	OK	0,286
		P020	49,020	2,545	100,291	62,682	OK	0,782
		P022	51,303	2,432	102,599	64,125	OK	0,800
		P023	51,898	2,404	103,193	64,496	OK	0,805
		P024	53,865	2,316	105,130	65,706	OK	0,820
		P025	55,665	2,241	106,872	66,795	OK	0,833
		P026	57,705	2,162	108,813	68,008	OK	0,848
	SG1	P030	6,653	37,478	26,135	16,335	OK	0,407
	VALV2	P036	12,666	19,687	36,061	22,538	OK	0,562
		P002	12,959	19,242	36,475	22,797	OK	0,568
		P003	5,753	19,100	36,610	22,881	OK	0,251
		P004	5,878	18,695	37,005	23,128	OK	0,254
		P005	13,547	18,407	37,294	23,308	OK	0,581
		P006	16,803	14,840	41,534	25,959	OK	0,647
		P007	19,577	12,737	44,832	28,020	OK	0,699
	TK							

Continuación tabla C.12

VELOCIDAD DEL FLUIDO (pie/seg)								
DATOS					RESULTADOS			
Temperatura (°F)	Desde-Hasta	Device Name	Vel. de la Mezcla (pies/seg)	Densidad de la mezcla (lb/pie3)	Vel. de Erosión (pie/seg)	Vel. de Diseño (pie/seg)	Cond	$\frac{\%}{\text{Vel mezcla Vel Diseño}}$
105	MULT- SG1	L13	16,333	2,801	95,608	59,755	OK	0,273
		P015	17,115	2,673	97,871	61,169	OK	0,280
		P018	17,141	2,669	97,945	61,215	OK	0,280
		P019	17,166	2,665	98,015	61,259	OK	0,280
		P020	47,069	2,651	98,275	61,422	OK	0,766
		P022	49,215	2,535	100,490	62,806	OK	0,784
		P023	49,839	2,503	101,125	63,203	OK	0,789
		P024	51,900	2,404	103,195	64,497	OK	0,805
		P025	53,815	2,318	105,081	65,676	OK	0,819
	P026	56,008	2,228	107,201	67,001	OK	0,836	
	SG1-VALV1	P030	6,571	37,948	25,973	16,233	OK	0,405
	VALV2-TK	P036	11,389	21,894	34,195	21,372	OK	0,533
		P002	11,851	21,040	34,881	21,801	OK	0,544
		P003	5,287	20,784	35,096	21,935	OK	0,241
		P004	5,474	20,076	35,710	22,318	OK	0,245
		P005	12,740	19,572	36,166	22,604	OK	0,564
		P006	16,788	14,853	41,516	25,947	OK	0,647
P007		19,436	12,830	44,670	27,919	OK	0,696	
95	MULT- SG1	L13	15,695	2,915	93,721	58,576	OK	0,268
		P015	16,140	2,834	95,041	59,401	OK	0,272
		P018	16,156	2,831	95,089	59,431	OK	0,272
		P019	16,172	2,829	95,134	59,459	OK	0,272
		P020	44,298	2,816	95,338	59,586	OK	0,743
		P022	46,244	2,698	97,409	60,881	OK	0,760
		P023	46,897	2,660	98,095	61,309	OK	0,765
		P024	49,049	2,544	100,321	62,700	OK	0,782
		P025	51,089	2,442	102,385	63,991	OK	0,798
	P026	53,459	2,334	104,733	65,458	OK	0,817	
	SG1-VALV1	P030	6,458	38,616	25,748	16,092	OK	0,401
	VALV2-TK	P036	9,095	27,417	30,557	19,098	OK	0,476
		P002	9,596	25,987	31,386	19,616	OK	0,489
		P003	4,299	25,564	31,645	19,778	OK	0,217
		P004	4,517	24,329	32,439	20,274	OK	0,223
		P005	10,626	23,466	33,029	20,643	OK	0,515
		P006	14,933	16,698	39,154	24,472	OK	0,610
P007		19,251	12,953	44,456	27,785	OK	0,693	



APÉNDICE D

**MANTENIMIENTO REALIZADO AL CALENTADOR Y COSTOS
ASOCIADOS A LOS MÉTODOS DE DISMUNCIÓN DE VISCOSIDAD
ESTUDIADOS**

Figura D.1 Reparación del calentador existente en las instalaciones de la EF-ORC-2



CALENTADOR A REPARAR



CHIMENEA



PATIN DEL CALENTADOR



VISTA LADO QUEMADOR
Y CHIMENEA



VISTA LADO ENTRADA Y
SALIDA SERPENTIN



PLACA DE ESPECIFICACIONES
DUTY=2.000.000 BTU/HR

	<p style="text-align: center;">PROPUESTA TECNICO ECONOMICA</p>	
---	--	---

Propuesta Económica

1 – PRECIO DEL PRODUCTO LIPESA 7224

Despacho a granel (BsF/Galón): 67,65

Despacho en tambores (Bs/Galón): 74,00

2 – COSTO DE TRATAMIENTO

BASADOS EN UNA PRODUCCION DE 1.000 BARRILES DE CRUDO POR DIA.

COSTO DE TRATAMIENTO EN BASE A 1.000 PPM

(1ra. EVALUACIÓN) = $(1.000 \text{ B/D} \times 1.000 \text{ PPM} \times 42) / (1.000.000) = 42 \text{ GALONES/DIA}$

Despachos de producto a granel:

BsF/DIA = $42 \text{ GAL/DIA} \times 67,65 \text{ BsF/Galón} = 2.814,30 \text{ BsF/Día}$

Despachos de producto en tambores:

BsF/DIA = $42 \text{ GAL/DIA} \times 74,00 \text{ BsF/Galón} = 3.108,00 \text{ BsF/Día}$



INCO-ESCO-FD-003
REV. 02 FECHA: 15/08/2007

Maturín, 02/09/2009

Para: GERENCIA DE PRODUCCIÓN
Atn: L. VILLAHERMOSA / RAMÓN TINEO
De: Superintendencia de Ingeniería de Costos Distrito Norte
Asunto: ESTIMADO DE COSTOS CLASE V

De acuerdo a su solicitud y con la información suministrada por usted (es), se realizó el cálculo para determinar el estimado de Costo Clase V del proyecto:

INSTALACIÓN DEL CALENTADOR O INYECCIÓN DE DILUENTE EN SUPERFICIE EN LA EF-ORC-2

Obteniéndose un monto a valor constante para el mes de septiembre de 2009 de: **SIETE MILLONES SETECIENTOS TRES MIL TRESCIENTOS CUATRO BOLIVARES CON OCHENTA Y CINCO CÉNTIMOS (Bs.F. 7.703.304,85).**

PREMISAS:

El cálculo se realizó según la información suministrada y bajo las siguientes premisas:


- + Este Contrato se registrará bajo la Contratación Colectiva Petrolera Vigente
- + Comprende la procura e instalación de un calentador y sus accesorios.
- + Incluye todos los impuestos correspondientes a objeto de esta contratación.

Para cualquier información y/o aclaración adicional, favor dirigirse a la Superintendencia de Ingeniería de Costos Maturín, o por los Teléfonos: (34.551 y 36.589)

Atentamente:


Elaborado por:
Anibal Brito B.
C.I: 11.909.544




Aprobado por
Orlando Sucre
C.I: 9.898.394

N° DE CONTROL: 09-1910

CONFIDENCIAL



INCO-ESCO-F0-003
REV 02 FECHA: 15/08/2007

Maturín, 2 de Septiembre de 2009

Para: **GERENCIA DE PRODUCCIÓN**
Atn: **L. VILLAHERMOSA / RAMÓN TERAN**
De: **Superintendencia de Ingeniería de Costos Distrito Norte**
Asunto: **ESTIMADO DE COSTOS CLASE V**

De acuerdo a su solicitud y con la información suministrada por usted (es), se realizó el cálculo para determinar el estimado de Costo Clase V del proyecto:

INSTALACIÓN DEL CALENTADOR O INYECCIÓN DE DILUENTE EN SUPERFICIE EN LA EF-ORC-2

Obteniéndose un monto a valor constante para el mes de septiembre de 2009 de: **TRES MILLONES DOS MIL TRESCIENTOS CINCUENTA Y NUEVE BOLÍVARES EXACTOS (Bs.F. 3.002.359,00)**

PREMISAS:

El cálculo se realizó según la información suministrada y bajo las siguientes premisas.

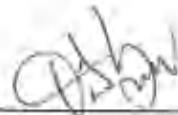
- + Este Contrato se registró bajo la Contratación Colectiva Petrolera Vigente
- + Corresponde al tendido de 1000 Mts de tubería de 6" SCH 40
- + Incluye todos los impuestos correspondientes a objeto de esta contratación.

Para cualquier información y/o aclaratoria adicional, favor dirigirse a la Superintendencia de Ingeniería de Costos Maturín, o por los Teléfonos: (34551 y 36589)

Atentamente:



Elaborado por:
Anibal Brito
C.I: 11.909544



Aprobado por
Orlando Sucre
C.I: 9.898.394

Nº DE CONTROL: 09-1910

CONFIDENCIAL

HOJAS METADATOS

Hoja de Metadatos para Tesis y Trabajos de Ascenso - 1/6

Título	PROPUESTA DE UN MÉTODO DE DISMINUCIÓN DE VISCOSIDAD PARA EL MEJORAMIENTO DEL SISTEMA HIDRÁULICO DE LA ESTACIÓN DE FLUJO OROCUAL 2 (EF-ORC-2)
Subtítulo	

El título es requerido. El subtítulo o título alternativo es opcional

Autor(es)

Apellidos y Nombres	Código CVLAC / e-mail	
Moreno D., Ennair S.	CVLAC	17405211
	e-mail	ennamore@hotmail.com
	e-mail	
	CVLAC	
	e-mail	
	e-mail	
	CVLAC	
	e-mail	
	e-mail	
	CVLAC	
	e-mail	
	e-mail	

Se requieren por lo menos los apellidos y nombres de un autor. El formato para escribir los apellidos y nombres es: "Apellido1 Inicial Apellido2., Nombre1 Inicial Nombre2". Si el autor está registrado en el sistema CVLAC, se anota el código respectivo (para ciudadanos venezolanos dicho código coincide con el número de cédula de identidad). El campo e-mail es completamente opcional y depende de la voluntad de los autores.

Palabras o frases claves

Propuesta
Viscosidad
Métodos
Sistema
Producción
Orocual

El representante de la subcomisión de tesis solicitará a los miembros del jurado la lista de las palabras clave. Deben indicarse por lo menos cuatro (4) palabras clave.

Hoja de Metadatos para Tesis y Trabajos de Ascenso - 2/6

Líneas y sublíneas de investigación

Área	Subárea
Tecnología Ciencias Aplicadas	Petróleo

Debe indicarse por lo menos una línea o área de investigación y por cada área por lo menos una subárea. El representante de la subcomisión solicitará esta información a los miembros del jurado.

Resumen (abstract)

La viscosidad es una de las características más importantes de los hidrocarburos en los aspectos operacionales de producción, transporte, refinación y petroquímica; sin embargo, cuando se tienen crudos con valores altos en esta propiedad (mayores a 2000 cPs), puede convertirse en un serio problema, provocando en la mayoría de los casos limitaciones en el recobro y transporte de los mismos, obstrucción de las líneas y bombas de superficie, aumento del consumo de energía eléctrica y desajuste de los sistemas de control de nivel en las estaciones de flujo. Es por ello que con el pasar del tiempo se han implementado diversos métodos para mejorar dicha situación; entre las técnicas más utilizadas en Venezuela para mejorar el transporte de este tipo de crudo se encuentran la dilución, el calentamiento del fluido y productos químicos (como reductores de viscosidad). Estos ayudan con técnicas y procedimientos diferentes a la reducción de la viscosidad, facilitando el paso del fluido a través de: tuberías, válvulas, equipos de medición entre otros. En este estudio se evaluó a través del software de simulación de flujo de fluidos Pipephase 9.1 la influencia individual de los tres métodos mencionados en el comportamiento de viscosidad, caída de presión en la tubería y el comportamiento de velocidad del fluido, realizando sensibilidades para cada método hasta obtener el escenario óptimo. De acuerdo a esto se determinó que el método de calentamiento o aumento de temperatura resulta ser, tanto en beneficio como en costos, el más apropiado para ser instalado en la Estación de Flujo Orocuál 2.

Si el funcionario de SIBIUDO encargado de transcribir los metadatos encuentra este campo en blanco, debe copiarlo de la versión digital del texto del trabajo mediante “copiar y pegar”

Hoja de Metadatos para Tesis y Trabajos de Ascenso - 3/6
Contribuidores

Apellidos y Nombres	ROL / Código CVLAC / e-mail	
Ing. Flores, Miguel	ROL	CA <input type="checkbox"/> AS <input type="checkbox"/> TU <input checked="" type="checkbox"/> JU <input type="checkbox"/>
	CVLAC	10467516
	e-mail	mffloresr@gmail.com
	e-mail	
Ing. Tineo, Ramón	ROL	CA <input type="checkbox"/> AS <input checked="" type="checkbox"/> TU <input type="checkbox"/> JU <input type="checkbox"/>
	CVLAC	10885117
	e-mail	tineori@pdvsa.com
	e-mail	
Ing. Marín, Tomás	ROL	CA <input type="checkbox"/> AS <input type="checkbox"/> TU <input type="checkbox"/> JU <input checked="" type="checkbox"/>
	CVLAC	11538773
	e-mail	
	e-mail	
Ing. Cañizales, Fernando	ROL	CA <input type="checkbox"/> AS <input type="checkbox"/> TU <input type="checkbox"/> JU <input checked="" type="checkbox"/>
	CVLAC	5978843
	e-mail	Feralcag@hotmail.com
	e-mail	

Se requiere por lo menos los apellidos y nombres del tutor y los otros dos (2) jurados. El formato para escribir los apellidos y nombres es: "Apellido1 Inicial Apellido2., Nombre1 Inicial Nombre2". Si el autor está registrado en el sistema CVLAC, se anota el código respectivo (para ciudadanos venezolanos dicho código coincide con el número de cédula de identidad). El campo e-mail es completamente opcional y depende de la voluntad de los contribuidores. La codificación del ROL es: CA = Coautor, AS = Asesor, TU = Tutor, JU = jurado.

Fecha de discusión y aprobación:

Año	Mes	Día
2011	01	28

Fecha en formato ISO (AAAA-MM-DD). Ej: 2005-03-18. El dato fecha es requerido

Lenguaje: spa Requerido. Lenguaje del texto discutido y aprobado, codificado usando ISO 639-2. El código para español o castellano es *spa*. El código para inglés es *en*. Si el lenguaje se especifica, se asume que es el inglés (*en*).

Hoja de Metadatos para Tesis y Trabajos de Ascenso - 4/6

Archivo (S)

Nombre de Archivo	Tipo MIME
morenoennair.doc	Aplicación Word

Caracteres permitidos en los nombres de los archivos: A B C D E F G H I J K L M N O P Q R S T U V W X Y Z a b c d e f g h i j k l m n o p q r s r u v w x y z 0 1 2 3 4 5 6 7 8 9 _ - .

Alcance:

Espacial : _____ (Opcional)

Temporal: _____ (Opcional)

Título o Grado asociado al trabajo:

Ingeniero de Petróleo

Dato requerido. Ejs: Licenciado en Matemáticas, Magister Scientiarium en Investigación de Operaciones, Profesor Asociado, Administrativo III, etc.

Nivel Asociado con el Trabajo:

Ingeniería

Dato requerido. Ejs: Licenciatura, Magister, Doctorado, Postdoctorado, etc.

Área de Estudio:

Petróleo

Usualmente el nombre del programa o departamento.

Institución(es) que garantiza(n) el Título o Grado:

Universidad De Oriente Núcleo Monagas

Si como producto de convenios, otras instituciones además de la Universidad de Oriente, avalan el Título o grado obtenido, el nombre de estas instituciones debe incluirse aquí.



UNIVERSIDAD DE ORIENTE
CONSEJO UNIVERSITARIO
RECTORADO

CU N° 0975

Cumaná, 04 AGO 2009

Ciudadano
Prof. JESÚS MARTÍNEZ YÉPEZ
Vicerrector Académico
Universidad de Oriente
Su Despacho

Estimado Profesor Martínez:

Cumplo en notificarle que el Consejo Universitario, en Reunión Ordinaria celebrada en Centro de Convenciones de Cantaura, los días 28 y 29 de julio de 2009, conoció el punto de agenda **"SOLICITUD DE AUTORIZACIÓN PARA PUBLICAR TODA LA PRODUCCIÓN INTELECTUAL DE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE EN EL REPOSITORIO INSTITUCIONAL DE LA UDO, SEGÚN VRAC N° 696/2009"**.

Letido el oficio SIBI - 139/2009 de fecha 09-07-2009, suscrita por el Dr. Abul K. Bashirullah, Director de Bibliotecas, este Cuerpo Colegiado decidió, por unanimidad, autorizar la publicación de toda la producción intelectual de la Universidad de Oriente en el Repositorio en cuestión.

Comunicación que hago a usted a los fines consiguientes.

RECIBIDO POR *[Firma]*
FECHA 05/09 HORA 5:30

Cordialmente,
[Firma]
JUAN A. BOLANOS CUNDELE
Secretario

C.C: Rectora, Vicerrectora Administrativa, Decanos de los Núcleos, Coordinador General de Administración, Director de Personal, Dirección de Finanzas, Dirección de Presupuesto, Contraloría Interna, Consultoría Jurídica, Director de Bibliotecas, Dirección de Publicaciones, Dirección de Computación, Coordinación de Teleinformática, Coordinación General de Postgrado.

JABC/YGC/manuja

Hoja de Metadatos para Tesis y Trabajos de Ascenso - 6/6

Derechos:

Artículo 41 del REGLAMENTO DE TRABAJO DE GRADO (vigente a partir del II Semestre 2009, según comunicado CU-034-2009): “Los Trabajos de Grado son de exclusiva propiedad de la Universidad, y solo podrán ser utilizados a otros fines, con el consentimiento del Consejo de Núcleo Respectivo, quien deberá participarlo previamente al Consejo Universitario, para su autorización.”



Ennar Moreno
AUTOR



Prof. Ing. Miguel Flores

TUTOR