



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

**EVALUACIÓN TÉCNICA – ECONÓMICA DE UN SISTEMA DE DILUCIÓN
DE CRUDO PESADO PARA SU TRANSPORTE ENTRE LAS ESTACIONES
SDN-1 Y BUEF-2, DISTRITO SUR SAN TOMÉ**

REALIZADO POR:

CÉSAR GABRIEL HERNÁNDEZ PÉREZ
C.I: 15.632.476

**Trabajo de Grado Presentado ante la Universidad de Oriente como Requisito
Parcial para Optar al Título de
INGENIERO DE PETRÓLEO**

Maturín, Febrero de 2006



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

**EVALUACIÓN TÉCNICA – ECONÓMICA DE UN SISTEMA DE DILUCIÓN
DE CRUDO PESADO PARA SU TRANSPORTE ENTRE LAS ESTACIONES
SDN-1 Y BUEF-2, DISTRITO SUR SAN TOMÉ.**

REALIZADO POR:

CÉSAR GABRIEL HERNÁNDEZ PÉREZ
C.I. 15.632.476

REVISADO POR:

Dr. Fernando Pino
Asesor Académico

Ing. Hortensia Calzadilla
Co - Asesor Académico

Ing. Noel Ovando
Asesor Industrial

Ing. Hander Padilla
Co – asesor Industrial

Maturín, Febrero de 2006

RESOLUCIÓN

DE ACUERDO AL ARTÍCULO 44 DEL REGLAMENTO DE TRABAJOS DE GRADO:

“TODOS LOS TRABAJOS DE GRADO SON DE EXCLUSIVA PROPIEDAD DE LA UNIVERSIDAD Y SÓLO PODRÁN SER UTILIZADOS A OTROS FINES CON EL CONSENTIMIENTO DEL CONSEJO DE NÚCLEO RESPECTIVO, QUIEN LO PARTICIPARÁ AL CONSEJO UNIVERSITARIO”.



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

**EVALUACIÓN TÉCNICA – ECONÓMICA DE UN SISTEMA DE DILUCIÓN
DE CRUDO PESADO PARA SU TRANSPORTE ENTRE LAS ESTACIONES
SDN-1 Y BUEF-2, DISTRITO SUR SAN TOMÉ**

CÉSAR GABRIEL HERNÁNDEZ PÉREZ
C.I. 15.632.476

APROBADO POR:

Dr. Fernando Pino

Asesor Académico

Ing. Pedro Tineo

Jurado Principal

Ing. Hortensia Calzadilla

Co - Asesor Académico

Ing. Carlos de la Cruz

Jurado Principal

Maturín, Febrero de 2006

DEDICATORIA

A mi Mamá, Papa, Tía Xiomara, Abuelo Eusebio y Hermano; Por ser mis apoyos, mis guías y el impulso necesario para lograr cada éxito en mi vida. A Uds. Les debo el:

Título de Ingeniero de Petróleo.

AGRADECIMIENTOS

Doy gracias a Dios Todopoderoso; a mi Mamá Mirlena y Papa César, quienes con su fortaleza, cariño, apoyo, dedicación y motivación, no dejaron que se vieran truncados mis estudios en ningún momento de mi vida (saben que sin ustedes no hubiera cumplido esta meta); espero que no decaigan y que éste sea el comienzo de muchos éxitos que compartirán conmigo.

A mi Tía Xiomara, tu siempre con tu carácter y amor a la vez me abriste los ojos todo el tiempo de las cosas que pasaron, que pasan y pasaran. Por esos y muchas cosas mas por la cual te quiero mucho y tu lo sabes te agradezco lo q estuvo en tu persona para ayudarme en cualquier momento que lo necesite.

A mi Hermano Cesita por toda la sinceridad y certeza a la hora de solucionar los problemas a la hora de las chiquitas. Tu sabes que a pesar de ciertas cositas puedes contar conmigo de una forma incondicional, siempre que este en mis manos o pueda conseguirlo para ti.

No puedo dejar de agradecer al resto de mi familia, que estuvo pendiente de mis estudios; mi Abuelo, mis Tíos y mis Primos.

A ti María Gabriela Reyes por ser una amigas incondicional y pana del alma, tu estuvistes y me vistest en mis momentos más fuerte sobre todo en la culminación de mi tesis por eso y por el cariño, aprecio y un sin fin de cosas que tu sabes y mas nadie lo sabes te doy las gracias por estar siempre muy pendiente de mi, me hiciste cambiar aunque a veces no se note. Te Quiero Mucho Chamita. Estoy para lo que salga ok. Siempre.

Bueno que puedo decir de ti Rosana Amelis, gracias por las cosas que compartimos cuando estuvimos juntos, la cuales muchas de ellas fueron nuevas para mi y las aprendí contigo. Gracias por ser sincera cuando tenias que serlo, fuiste lo mejor y lo peor que me a pasado en mi vida. Pasara el tiempo y nos mostrará de las cosas que seremos capaces de hacer cada quien por su lado. Algún día nos encontraremos y tal vez no reiremos juntos o simplemente nos miraremos y seguiremos nuestros rumbos. Hasta una nueva oportunidad.

A mi Asesores Industriales, Noel Ovando, Hander Padilla; por toda la dedicación, colaboración y por cuidar todos los detalles de la Tesis para que fuera la mejor; son mis mejores ejemplo a seguir como Ingeniero y persona, siempre buscando superarse profesional y personalmente día a día.

A los Ingenieros María, Daniela, y Luis.; gracias por su ayuda y por todas las asesorías que hicieron posible ésta Tesis.

No me olvide de ti mi Jefa tu que me distes la mejor disposición profesional, personal y amistad. En verdad gracias por todo, sin ti estuviera todavía en camino a presentar, espero tener siempre contacto contigo sabes que a parte de tesista tienes a un amigo con el cual siempre puedes contar. Cuídate Ana Pastran.

A todo el Departamento de Muestras Especiales del Centro de Análisis P.D.V.S.A San Tomé; por la dedicación a un Tesista que siempre estará agradecido. Muchachas gracias por todo el apoyo, por hacerme sentir muy bien desde el principio en el laboratorio.

A mis compañeros Tesistas, Yahzuri, Thaysmarys, Edel, Carlos, Eduardo, Johana, Daniel, Jesús Figueroa, Jesús Marín y toda la gente que conocí en mi estadia por allá.

A todos los Supervisores Maricuto, Rebolledo, Bolívar, Marín, etc; los operadores tanto los de San Tomé como los de Pariaguan gracias por todo.

A mis amigos y compañeros de estudio incondicionales: Icha, Maraca, Soli, Joha, Borto, Henry, Rafa, Carlina y Marilina. Uno a uno culminamos la carrera, pero siempre permaneceremos como los buenos amigos de la universidad y de la vida.

Y por último y no menos importantes, a los mis asesores académicos: Profesores Fernando Pino y Hortensia Calzadilla; Sobre todo tu Hortensia que estuviste detrás de mi desde un principio hasta estos momentos finales, siempre ayudándome en todo lo que estaba en tus manos y a veces no también. Me ayudastes a no complicarme la vida y que las soluciones están siempre frente de uno, simplemente hay que calmarse y seguir adelante. Tu sabes que si no hubiera sido por ti no estuviera diciendo estas palabras en este momento de culminación de mi carrera. Ambos gracias por su Excelencia Académica en la Escuela de Petróleo.

Gracias a todos por estar siempre presentes.

César Gabriel Hernández Pérez

ÍNDICE

DEDICATORIA	v
AGRADECIMIENTOS	vi
ÍNDICE	ix
LISTA DE FIGURAS	xii
LISTA DE TABLAS	xiii
LISTA DE GRÁFICAS	xiv
LISTA DE ABREVIATURAS	xv
RESUMEN	xvi
INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO I	3
EL PROBLEMA	3
1.1 Planteamiento Del Problema	3
1.2 Objetivos De La Investigación	5
1.2.1 Objetivo General	5
1.2.2 Objetivos Específicos	5
1.3 Justificación De La Investigación	5
CAPÍTULO II	7
MARCO TEORICO	7
2.1 Antecedentes	7
2.2 Bases Teóricas	8
2.2.1 Campo Zuata	8
2.2.1.1 Breve Descripción Y Reseña Histórica	8
2.2.1.2 Proyecto Piloto San Diego Norte 1 (Sdn-1)	8
2.2.2 Campo Budare	9
2.2.2.1 Breve Descripción Y Reseña Histórica	9
2.2.2.2 Budare Estación De Flujo 2 (Buef-2)	9
2.2.3 Mecánica De Fluidos	11
2.2.3.1 Campos De La Mecánica De Fluidos	11
2.2.3.2 Teorema De Bernoulli	12
2.2.3.3 Flujo Multifásico En Tubería Horizontales	13
2.2.3.4 Correlaciones De Flujo Multifásico ^[11]	13
2.2.3.5 Gradiente De Presión En Tuberías Horizontales	14
2.2.3.6 Variables Que Afectan El Gradiente De Presión En Tuberías Horizontales	17
2.2.3.7 Flujos Laminares Y Turbulentos	18
2.2.4 Ley De La Conservación De La Masa.....	20
2.2.5 Transporte De Crudo Pesado Por Dilución	20
2.2.5.1 Inyección De Diluyente	20

2.2.5.2	Importancia De La Inyección De Diluyente.....	21
2.2.5.3	Principales Razones Para El Uso De Diluyente En La Producción, Recolección Y Transporte De Crudos Extrapesados.....	21
2.2.5.4	Desventajas De Usar Diluyente.....	22
2.2.6	Sistemas De Producción.....	22
2.2.7	Estación De Flujo.....	23
2.2.8	Estación De Descarga.....	24
2.2.9	Equipos E Instalaciones Principales Que Conforman Una Estación Recolectora De Flujo.....	24
2.2.10	Pipephase.....	25
2.2.10.1.	Características Generales.....	25
2.2.10.2.	Aplicaciones Más Importantes.....	26
2.2.10.3.	Métodos Básicos Que Utiliza El Simulador.....	26
2.2.11	Evaluación Económica.....	27
2.2.11.1	Metodología De Evaluación Económica De Proyectos.....	27
2.3	Glosario De Términos Básicos.....	32
CAPÍTULO III	34
3.1	Tipo De Investigación.....	34
3.2	Diseño De La Investigación.....	34
3.3	Población Y Muestra.....	35
3.4	Procedimiento Metodológico.....	35
3.4.1	Etapa I. Revisión Bibliográfica E Inducción Al Proceso.....	35
3.4.2	Etapa Ii. Planificar Y Realizar Las Pruebas De Laboratorio.....	35
3.4.3	Etapa Iii. Proponer Un Sistema De Dilución Que Permita El Transporte De Crudo Pesado Desde La Estación De Producción Sdn-1 Hasta La Estación De Flujo Buef-2.....	39
3.4.4	Etapa Iv. Simular El Sistema De Dilución Entre Sdn-1 Y Buef-2, A Través Del Programa Pipephase, Tomando En Cuenta Las Diferentes Diluciones En Estudio.....	40
3.4.4.1	Simulación Del Comportamiento Del Sistema De Dilución En <i>Pipephase</i>	41
3.4.5	Etapa V. Comparar Los Costos Operacionales Y De Producción Entre El Sistema Actual De Transporte De La Estación De Producción Sdn-1 Con El Sistema Propuesto.....	46
3.4.6	Etapa Vi. Redacción Y Elaboración Del Trabajo Final.....	48
3.5	Instrumentos Y Técnicas Para La Recolección De Información.....	48
CAPÍTULO IV	50
4.1	Recopilación De Información.....	50
Sdz-152	50
4.2	Caracterización Del Crudo.....	52
4.3	Sistema De Dilución Propuesto.....	58
4.3.1	Evaluación De Los Escenarios De Dilución Entre Buef-2 Y Sdn-1.....	65
4.4	Simulación Del Sistema De Dilución.....	68

4.4.1 Red De Recolección Actual De Crudo En Sdn-1	68
4.4.2 Simulación Del Sistema Externo De Dilución	70
4.4.3 Subsistema Interno De Dilución.....	78
4.5 Evaluación Económica.....	80
Conclusiones	86
Recomendaciones.....	88
BIBLIOGRAFIA.....	89
APÉNDICES.....	91

LISTA DE FIGURAS

Figura 4.1. Sistema de Inyección de Diluyente en SDN.1.....	60
Figura 4.2 Sistema de Control de Tasa y Presión de Inyección de Diluyente para Pozos.	60
Figura 4.3 Sistema de Control de Tasa y Presión de Transporte de Diluyente al Múltiple de Inyección.	61
Figura 4.4 Escenario Budare A.	63
Figura 4.5 Escenario Budare B.	63
Figura 4.6 Escenario Elías A.....	64
Figura 4.8 Esquema de Inyección de Diluyente en SDN-1.	79

LISTA DE TABLAS

Tabla 3.1 Relación Crudo Sdn-1 / Diluyente (% V/V)	36
Tabla 4.1 Promedios Mensuales de Producción de los Pozos de SDN-1.....	50
Tabla 4.2 Características Actuales de los Crudos Producidos en las Estaciones y Pozos en Estudio.....	52
Tabla 4.3 Características de los Diluentes.	53
Tabla 4.4 Viscosidad del Crudo Pesado Producido en SDN-1.	54
Tabla 4.5 Características de la Dilución SDN-1 / BUEF-2.	56
Tabla 4.6 Características de la Dilución SDN-1 /EED-1.....	56
Tabla 4.7 Comparación de Escenarios.....	67
Tabla 4.8 Comparación de las Correlaciones de Flujo Multifásico.....	69
Tabla 4.9 Porcentajes de Desviación de las Correlaciones de Flujo Multifásico.	70
Tabla 4.10 Resultados de la Simulación de la Relación 50 / 50 de SDN-1 / BUEF-2 para su Transporte.....	71
Tabla 4.11 Relación de Mayor Eficiencia para el Transporte del Crudo Pesado Producido en SDN-1.	74
Tabla 4.12 Presión de Bombeo y Diámetro de Tubería Necesaria para el Transporte del Diluyente.....	77
Tabla 4.13 Resultados de la Simulación de la Red de Inyección de Diluyente en SDN- 1.....	80
Tabla 4.14 Estimado de Costo de los Equipos.....	81
Tabla 4.15 Estimado de Costo del Tendido de Tubería.....	82
Tabla 4.16 Estimado de Costo por Día de los Camiones Recolectores Crudo.	83
Tabla 4.17 Comparación de los Gastos por Producción Acumulada por Mes.....	84

LISTA DE GRÁFICAS

Gráfica 4.1 Caudal Máximo que Transporta la Relación 50 / 50 BUEF-2 / SDN-1 a una Presión de 900 Lpca.	73
Gráfica 4.2 Presión Máxima de Bombeo Necesaria para Transporta 2400 BPD de la Mezcla BUEF-2 / SDN-1 (50 / 50).	75

LISTA DE ABREVIATURAS

BBPD = Barriles Brutos por Día.

BNPD = Barriles Netos por Día.

BUEF-1 = Estación de Flujo Budare 1.

BUEF-2 = Estación de Flujo Budare 2.

EED-1 = Estación de Descarga Elías 1.

EED-6 = Estación de Descarga Elías 6.

EEF-15 = Estación de Flujo Elías 15.

F.P.O. = Faja Petrolífera del Orinoco.

MBBPD = Mil Barriles Brutos por Día.

MBlS = Mil Barriles.

MBs = Mil Bolívares.

MMBlS = Millones de Barriles.

MMBs = Millones de Bolívares.

MMMBlS = Millardos de Barriles.

MMMBs = Millardos de Bolívares.

P.O.E.S. = Petróleo Originalmente en Situ.

P.T.O. = Patio Tanque Oficina.

SDN-1 = Estación de Producción San Diego Norte 1.



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

**EVALUACIÓN TÉCNICA – ECONÓMICA DE UN SISTEMA DE DILUCIÓN
DE CRUDO PESADO PARA SU TRANSPORTE ENTRE LAS ESTACIONES
SDN-1 Y BUEF-2, DISTRITO SUR SAN TOMÉ.**

AUTOR

Br. César Hernández

ASESORES

Dr. Fernando Pino

Ing. Noel Ovando

COASESORES

Ing. Hortensia Calzadilla

Ing. Hander Padilla

RESUMEN

El crudo pesado, si bien fluye a condiciones naturales de presión y temperatura de yacimiento, en la superficie, se vuelve pastoso y bituminoso; lo que genera: obstrucción de las líneas y bombas de superficie, aumento del consumo de energía eléctrica y deshidratación de crudo más lenta. Una de las técnicas más utilizadas en Venezuela para el transporte de este tipo de crudo es la de dilución, la cual consiste en la mezcla de un crudo pesado con hidrocarburos medianos, livianos o con cortes de petróleo como querosén o nafta, en una proporción que permita su movimiento a través de tuberías en condiciones operacionalmente rentable. Esto ayuda a la reducción de viscosidad, facilitando el paso del fluido a través de: tuberías, válvulas, equipos de medición y otros equipos. En este estudio se evaluó el comportamiento de un sistema de dilución de crudo pesado necesario para el transporte de la producción de SDN-1 a BUEF-2, se simularon diferentes diluciones y relaciones crudo / diluyente con la finalidad de determinar y seleccionar la dilución y relación capaz de disminuir la viscosidad del crudo pesado hasta un punto que pueda transportar la producción a BUEF-2 con mayor facilidad y rentabilidad operacional, bajo parámetros adecuados de manejo y control de fluido. Se concluyó que el escenario de dilución Budare A es el sistema de mayor rentabilidad operacional con una relación de BUEF-2 / SDN-1 50 / 50 (crudo / diluyente) transportando la producción de 1200 BBPD de SDN-1 con mayor control de operación y con una inversión inicial de 2 MMMBs, el cual se hace rentable al cabo de tres (3) meses de producción y comparándolo con el sistema actual al cabo del año y tres (3) meses.

INTRODUCCIÓN

La Unidad de Explotación de Yacimiento Liviano, Distrito San Tomé, tiene bajo su jurisdicción 44 estaciones, dentro de las cuales se encuentra San Diego Norte 1 (SDN-1). Dicha estación para el año 2000 transportaba una producción de 3 MBNPD con una gravedad API de 10 grados a la estación de flujo Budare 2 (BUEF-2), aplicando una dispersión de crudo en agua (P/A) o emulsión inversa. Esta técnica tuvo que ser retirada por los costos que implicaba el monitoreo de las operaciones y el mantenimiento de los equipos. Esto hizo imposible el bombeo diario de fluidos a BUEF-2 a través de las facilidades y equipos de superficies existentes en campo, debido a la alta viscosidad del petróleo extraído de los pozos asociados a SDN-1, por lo que se habilitaron camiones recolectores de crudo para el transporte de la producción, generando gastos adicionales al sistema de producción y disminuyendo las ganancias para la empresa.

La extracción, manejo y transporte de crudo pesado en la industria petrolera, presenta problemas operacionales en el sistema de producción por su alta viscosidad. Entre estas operaciones las más comunes son: obstrucción de las líneas y bombas de superficie y deshidratación del crudo más lenta. Para evitar este tipo de problema, generalmente se aplica la técnica de dilución, la cual consiste en la mezcla homogénea de un crudo pesado con un crudo liviano o un derivado en iguales o distintos estados de agregación o concentración, para disminuir la viscosidad del crudo, aumentando su calidad y producción.

Por esta razón se requiere evaluar técnica y económicamente la implementación de un sistema de dilución que permita disminuir la viscosidad, con la finalidad de transportar la producción entre las estaciones SDN-1 y BUEF-2, con mayor

rentabilidad operacional. Para ello se necesitan pruebas de laboratorio para la mezcla de Crudo / Diluyente a diferentes proporciones. También se requieren programas computarizados que simulen el funcionamiento del sistema y de una evaluación económica de la implementación del sistema propuesto en campo.

CAPÍTULO I

EL PROBLEMA

1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

El Distrito San Tomé, Estado Anzoátegui, PDVSA Exploración y Producción, está ubicado en el Municipio Freites del Estado Anzoátegui, el mismo abarca parte de la región Centro - Oeste del Estado Monagas y parte del Estado Guárico, con un área aproximada de 24000 km². Esta integrado por 4 Unidades de producción, en donde la Unidad de Liviano tiene bajo su responsabilidad la administración de 24 campos petroleros y 44 estaciones de producción. Entre las estaciones situadas entre los Estados Anzoátegui y Guárico se encuentran las estaciones San Diego Norte 1 (SDN-1) y Budare estación de flujo 2 (BUEF-2). La estación de producción SDN-1, se ubica en el Campo Zuata al Norte de San Diego de Cabrutica (Faja del Orinoco), ésta comprende 11 pozos situados en forma de macolla, de los cuales actualmente están activos los pozos: SDZ-152, SDZ-164, SDZ-167, SDZ-170, SDZ-182; con una producción asociada de 1200 BBPD de 10 ° API aproximadamente. Por otra parte, la estación de flujo BUEF-2 se encuentra en el Campo Budare, a unos 5 km de la población de Pariaguán. Se encarga de recolectar y deshidratar toda la producción proveniente de las estaciones: BUEF-1, EEF-15, SDN-1 y del Proyecto San Cristóbal (Pozo NZZ-161); la cual transporta a la estación de descarga Elías 6 (EED-6), donde es fiscalizada para la venta.

En la industria petrolera existen diversas formas o técnicas para transportar crudo pesado como son: calentamiento, flujo anular, dispersión, dilución etc.; de todas estas técnicas la de dilución es ampliamente conocida en Venezuela. Esta consiste en la mezcla homogénea de un crudo pesado con uno liviano o un derivado en iguales o distintos estados de agregación o concentración. Su aplicación normalmente esta dirigida hacia la reducción de la viscosidad de crudos pesados y

extra - pesados para lograr el transporte de los mismos a través de líneas y oleoductos.

En la actualidad SDN-1 extrae una producción de 1,2 MBBPD de 10 ° API con 12 % A y S. Toda esta producción se transporta continuamente en camiones recolectores de crudo a la estación BUEF-1 donde es almacenada y mezclada en los tanques de almacenamiento con la producción que recolecta dicha estación y bombeada a BUEF-2. Cabe destacar que la contratación continua de los camiones recolectores de crudo genera un aumento en los gastos de producción que asciende a 5 Millones de Bolívares por día aproximadamente. Por esta razón la Unidad de Liviano (Operaciones de Extracción y Manejo de Fluidos) quiere evaluar técnica y económicamente la implementación de un sistema de dilución de crudo pesado entre SDN-1 y BUEF-2 que permita la disminución de la viscosidad del crudo a un punto tal que se pueda transportar el crudo producido en SDN-1 a través de la línea de bombeo existente a BUEF-2 o una de mayor diámetro con mayor facilidad y rentabilidad operacional, bajo parámetros adecuados de manejo y control de fluido.

Por tal motivo, surgió la necesidad de obtener una relación para una mezcla crudo – diluyente, que permita el transporte de la producción, a través del levantamiento en campo del sistema entre las dos estaciones, simulación del sistema propuesto y estudios de sensibilidades de los posibles cambio para el mejoramiento del transporte de la producción de SDN-1 y de aspectos económicos como: inversión de equipos, costos de mantenimiento, etc.; teniendo como premisa el mantenimiento de la producción en un horizonte económico para la evaluación económica.

1.2 OBJETIVOS DE LA INVESTIGACIÓN

1.2.1 Objetivo General

Evaluar técnica y económicamente la aplicación de un sistema de dilución de crudo pesado para su transporte entre las estaciones SDN-1 y BUEF-2, Distrito Sur San Tomé.

1.2.2 Objetivos Específicos

- ✓ Obtener las características del crudo producido en SDN-1 diluido a diferentes relaciones de crudo - diluyente, a través de pruebas de laboratorio.
- ✓ Proponer un sistema de dilución que permitan el transporte de crudo pesado desde la Estación de Producción SDN-1 hasta la Estación de Flujo BUEF-2, con mayor rentabilidad operacional.
- ✓ Simular el sistema de dilución entre las estaciones SDN-1 y BUEF-2, a través del programa PIPEPHASE, tomando en cuenta las diluciones en estudio.
- ✓ Comparar los costos operacionales y de producción entre el sistema actual de transporte de la Estación de Producción SDN-1 con el sistema propuesto.

1.3 JUSTIFICACIÓN DE LA INVESTIGACIÓN

Al ser retirada la técnica de dispersión en SDN-1 para el transporte de la producción hasta BUEF-2, se hizo imposible el bombeo de fluido utilizando las facilidades y equipos de superficies existentes en campo, debido a la alta viscosidad de este crudo. Este tipo de crudo, si bien fluye a condiciones naturales del yacimiento, en la superficie, se vuelve pastoso y bituminoso; lo que genera obstrucción de las líneas y bombas de superficie, deshidratación de crudo más lenta. La Unidad de Liviano tuvo la necesidad de contratar camiones recolectores de crudo para el

transporte de la producción de SDN-1 hasta BUEF-2, generándose gastos adicionales al sistema de producción, lo que disminuye las ganancias.

Para el transporte de crudo pesado, una de las técnicas más utilizadas en Venezuela es la de dilución, la cual consiste en mezclar el crudo pesado con un diluyente: un crudo más liviano o un derivado, la cual tiene como función principal la disminución de la viscosidad. La utilización de diluyente en SDN-1 podría disminuir la viscosidad del crudo, lo que ayudaría a transportar la producción de esta estación con mayor facilidad y rentabilidad a través de la línea de bombeo existente u otra línea de transferencia de diámetro distinto, bajo parámetros operacionales adecuados de manejo de fluido.

CAPÍTULO II

MARCO TEORICO

2.1 ANTECEDENTES

Chirinos y Layrissse [1981], realizaron el trabajo titulado **“Reología del Sistema Crudo Zuata/Diluyente”** este trabajo se realizó como parte del “Estudio de Pre-factibilidad sobre Manejo, Transporte y Embarque de Crudo de la F.P.O. de Maraven, S.A.”, el cual comprendió la caracterización reológica de crudo provenientes de cuatro (4) pozos de área Zuata, de su mezcla y las diluciones de ésta con cuatro (4) diluyentes: Nafta Pesada, Kerosene sin tratar, Gas Oil Pesado y ARL. Se observó que para todos los diluyentes hubo una marcada reducción de la viscosidad de la mezcla de crudos a medida que se aumenta el porcentaje de diluyente agregado. Esta reducción para un mismo porcentaje de diluyente, fue mayor para el caso de la Nafta Pesada (Gravedad: 60 ° API), en donde concluyeron que para lograr diluciones con una viscosidad de 400 cts a 100 ° F la cantidad de diluyente necesario depende del tipo de diluyente.

Equipo de Producción (San Diego Norte) [1993], Realizaron el informe titulado “Estudio de la factibilidad operacional del transporte de crudo de 9,5 ° API por dilución desde el Proyecto Piloto San Diego Norte a la estación de flujo Budare II.” Este estudio se propuso como alternativa a las técnicas de flujo anular y dispersión que se desarrollaban para el transporte de crudo pesado, donde los cálculos concluyeron, que la dilución permitiría traer desde PPSDN hasta BUEF-2 un máximo de 1700 BPD como crudo Merey de 16 ° API.

2.2 BASES TEÓRICAS

2.2.1 Campo Zuata

2.2.1.1 Breve Descripción y Reseña Histórica

El 28 de Enero de 1980, Maraven inicia sus actividades de perforación exploratorias en el área de Zuata (arena basal de oficina), la cual esta comprendida entre los estados Guárico y Anzoátegui, y abarca una extensión de 14500 km². Durante el período 1980 – 1983, fueron perforados 161 pozos, de los cuales 134 resultaron productores, lo que representaba un factor de éxito mayor del 80 %.

La información derivada durante la etapa exploratoria, se estableció el P.O.E.S. para el área explorada, equivalente a 487 MMBls y a su vez fue posible definir, basándose en la calidad del crudo y de los yacimientos, un área prioritaria en el sector central de Zuata para el desarrollo futuro a mediano y largo plazo. La extensión de esta área es de 3500 km² y se le ha estimado un P.O.E.S. de 237 MMBls de crudo entre 8 y 11 ° API.

2.2.1.2 Proyecto Piloto San Diego Norte 1 (SDN-1)

El Proyecto Piloto San Diego Norte, esta ubicado en el Distrito Monagas del estado Anzoátegui y esta conformada por la estación de producción SDN-1. En el área de San Diego de Cabrutica, a 75 km vía Carretera Nacional de las oficinas de P.D.V.S.A en la ciudad de Pariaguán y a 160 km, de la oficina principal de P.D.V.S.A, en San Tomé. La estación está formada por: 11 pozos productores de crudo entre los cuales se encuentran activas 5 pozos activos: 1 vertical (SDZ-152) y 4 inclinados (SDZ-164, SDZ-167 y SDZ-170, SDZ-182), sistema de almacenamiento, sistema de bombeo de crudo.

2.2.2 Campo Budare

2.2.2.1 Breve Descripción y Reseña Histórica

EL Campo Budare se caracteriza por tener crudos livianos a mediano entre 23 – 35 ° API, está área fue explorada y explotada por diversas compañías, dándole cada una de ellas criterios distintos. Las primeras concesiones del Campo fueron dadas entre 1956 – 1957 a la Mene Grande Oil Company (M.G.O), y se le atribuye el nombre de Campo Elotes perforando el pozo ES-301 en el año 1957. Dos años más tarde, en 1959, la Mobil comienza sus perforaciones y se le asignó el nombre de “Campo Budare” con la perforación del pozo BDV-01, el cual alcanzó una profundidad final de 4804 Pies. (P.D.V.S.A., 1999).

El área de Budare abarca 73 yacimientos de los cuales para el año 2001 sólo 24 se encontraban activos, habiendo acumulado una producción de 125 MMBls de petróleo, el P.O.E.S. asociado a estos yacimientos es de 867 MMBls y las reservas recuperables están en el orden de 210 MMBls.

2.2.2.2 Budare Estación de Flujo 2 (BUEF-2)

La estación de flujo Budare 2 (BUEF-2), se encuentra ubicado en el Campo Budare (Área Mayor de Oficina), que pertenece al flanco sur de la Subcuenca de Maturín de la Cuenca Oriental en los límites de los estados Guárico y Anzoátegui a unos 5 km al Nor - Oeste de la población de Pariaguán; enmarcada entre las coordenadas UTM N-972.920 y E-294.080; abarcando una extensión aproximada unos 220 km² (**Ver Figura 2.1**).

Este Campo a su vez esta integrado por Elías estación de flujo 15 (EEF-15), Budare estación de flujo 1 (BUEF-1), y Planta Compresora, con un total de 37 pozos

activos en diferentes zonas productoras, los cuales 12 están asociados a la estación EEF-15 de Campo Elotes y 25 a la estación BUEF-1 del Campo Budare. Todos los pozos producen por Levantamiento Artificial por Gas (LAG).

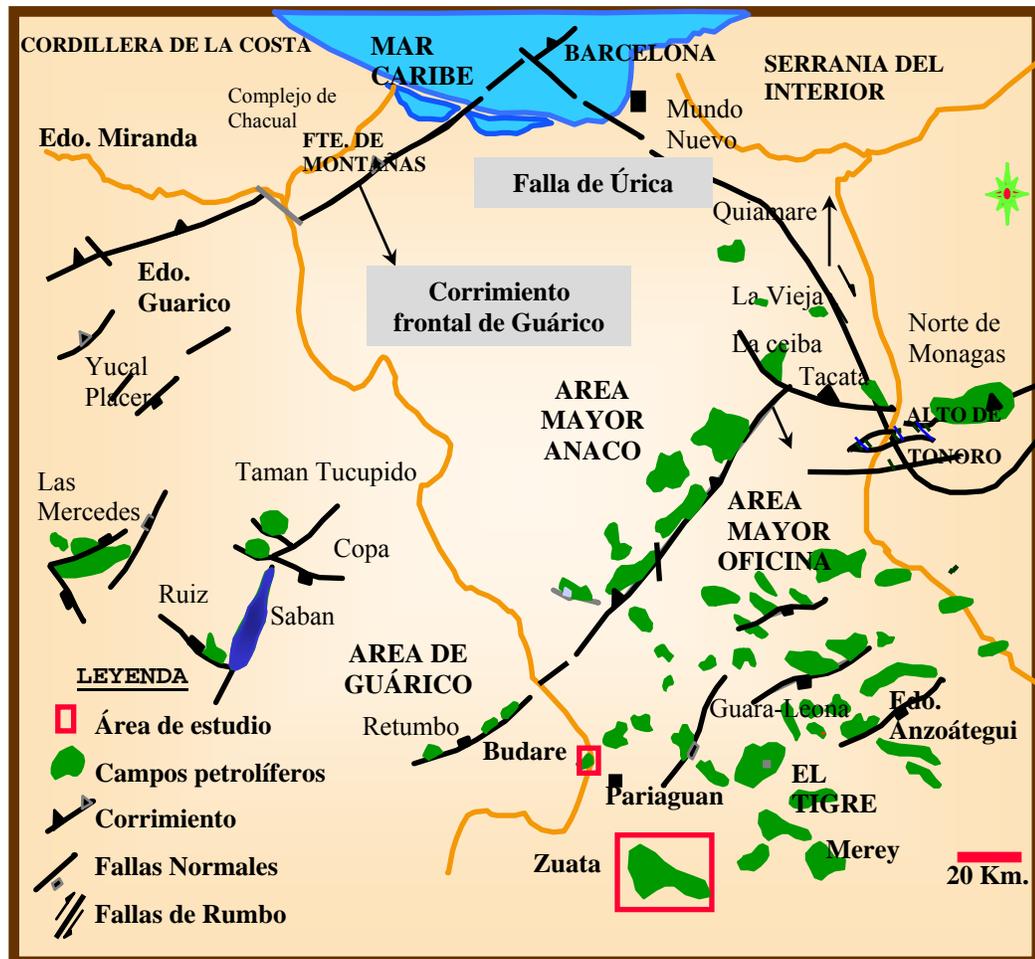


Figura 2.1 Ubicación de los Campos Zuata y Budare
Fuente: Operación, Extracción y Manejo de Fluidos (OEMF)

El crudo producido tiene una gravedad promedio de 24° API. En la estación se realiza la deshidratación del crudo para acondicionarlo de acuerdo a los requerimientos de los compradores y luego bombearlo al patio de tanques oficina (P.T.O.).

La estación está formada por: sistema de calentamiento y deshidratación, sistema de almacenamiento, sistema de bombeo de crudo y sistema de tratamiento de agua salada.

2.2.3 Mecánica de Fluidos

Es la parte de la física que se ocupa de la acción de los fluidos en reposo o en movimiento, así como de las aplicaciones y mecanismos de ingeniería que utilizan fluidos. La mecánica de fluidos es fundamental en campos tan diversos como la aeronáutica, la ingeniería química, civil e industrial, la meteorología, las construcciones navales y la oceanografía.

2.2.3.1 Campos de la Mecánica de Fluidos

La mecánica de fluidos puede subdividirse en dos campos principales: la estática de fluidos o hidrostática y la dinámica de fluidos.

➤ Estática de Fluidos (Hidrostática)

Según el investigador **John Miller (2004)**: "La estática de los fluidos estudia las condiciones de equilibrio bajo las cuales un fluido está en reposo", sabiendo que para ello se requiere que todos los elementos que lo forman se muevan a la misma velocidad, es decir que no se desplacen los unos a los otros y por lo tanto no haya escurrimiento. ^[14]

➤ Dinámica de Fluidos (Hidrodinámica)

Para el investigador **Gareth Williams (2004)**: la dinámica de fluidos se centra principalmente a determinar la fricción que ofrece el mismo dependiendo del grado de viscosidad del mismo. Los fluidos ideales cuya viscosidad es nula o despreciable,

en su comportamiento no se observan esfuerzos de corte y por lo tanto no existen fuerzas de fricción con las paredes de los sólidos. ^[14]

2.2.3.2 Teorema de Bernoulli

Una de las leyes fundamentales que rigen el movimiento de los fluidos es el teorema de Bernoulli, que relaciona un aumento en la velocidad de flujo con una disminución de la presión y viceversa. La dinámica de los líquidos, está regida por el mismo principio de la conservación de la energía, obteniendo como resultado una ecuación muy útil en este estudio.

La energía total en un punto cualquiera por encima de un plano horizontal fijado como referencia, es igual a la suma de la altura debido a la velocidad, es decir: suma de la altura geométrica, la altura debida a la presión y la altura debida a la velocidad.

$$H = Z + (P / (\rho * G_n)) + (V^2 / 2G_n) \quad \text{E.c 2.1}$$

En donde:

H = Energía Total.

Z = Altura Geométrica.

$(P / (\rho * G_n))$ = Altura por Presión.

$(V^2 / 2G_n)$ = Altura por Velocidad.

2.2.3.3 Flujo Multifásico en Tubería Horizontales

Unas de las etapas de producción es el transporte de fluido desde el cabezal del pozo hasta las instalaciones de superficie o entre dos estaciones, el problema del flujo bifásico horizontal se considera tan complejo como el flujo bifásico vertical. Para el diseño de la 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 hidrocarburo compuesto por pseudo componentes denotados como petróleo y gas, cada uno de los cuales posee una composición fija.

2.2.3.4 Correlaciones de Flujo Multifásico ^[11]

✓ *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 entrapamiento 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 promedios.

✓ *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.

2.2.3.5 Gradiente de Presión en Tuberías Horizontales

Para diseñar una línea de flujo 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 tubería.

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.2.2. Para flujo horizontal se debe principalmente a la fricción.

$$(dP / dL) = (dP / dL)_{elev.} + (dP / dL)_{fric} + (dP / dL)_{acel.} \quad \text{Ec. 2.2}$$

$$= -(\rho g \text{ Seno } \theta) / g_e \quad (\text{elevación})$$

$$+/- (f \rho v^2) / 2 g_e D \quad (\text{fricción})$$

$$+/- ((\rho v) / g_e) * (dv/dl) \quad (\text{aceleración})$$

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.

En el flujo de fluidos en estado estable por un tramo de tubería recta, el cambio de la presión que acompaña al flujo, es la cantidad de interés más inmediato. En general, para obtener la caída de presión entre dos puntos de una tubería, es necesario realizar un balance de energía en el flujo del fluido a través de dichos puntos, aplicando la 1^{ra} ley de la termodinámica, la conservación de la energía, establece: “la energía del fluido que se almacena en cualquier región del sistema + cualquier trabajo adicional realizado sobre o por el fluido – la energía pérdida por calor en el sistema es igual a la energía del fluido que sale de dicha sección”.

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 la cual es la razón por la que se inyecta el diluyente. El simulador Pipephase determina las pérdidas por fricción en flujo monofásico; tanto para regímenes de flujo laminar o turbulento.

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. 2.3; y la ecuación de Colebrook en flujos en transición y turbulentos, ecuación. 2.4.

$$f = 64 / Re \quad \text{Ec. 2.3}$$

$$f^{0,5} = - 2.0 \text{ Log } (((\epsilon/d) / 3,7) + 2,51 / Re f^{0,5}) \quad \text{Ec. 2.4}$$

En donde:

Re : Numero de Reynolds (Adimensional).

f : Factor de Fricción (Adimensional).

2.2.3.6 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, para ello se debe a que la tubería debe transportar un fluido adicional, en otras palabras a mayor relación Gas – Líquido mayor será la mezcla, por lo que la pérdidas de presión por fricción serán mayores.

✓ Viscosidad Líquida

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, excepto para crudos viscosos.

✓ **Energía cinética**

Salvo para altas tasa de flujo en regiones de baja presión (menor de 150 lpc) donde la densidad es baja y la velocidad se incrementa rápidamente, el término de aceleración no se toma en cuenta.

2.2.3.7 Flujos Laminares y Turbulentos

Los flujos viscosos se pueden clasificar en laminares o turbulentos teniendo en cuenta la estructura interna del flujo. En un régimen laminar, la estructura del flujo se caracteriza por el movimiento de láminas o capas. La estructura del flujo en un régimen turbulento por otro lado, se caracteriza por los movimientos tridimensionales, aleatorios, de las partículas de fluido, superpuestos al movimiento promedio.

En un flujo laminar no existe un estado macroscópico de las capas de fluido adyacentes entre sí. Un filamento delgado de tinta que se inyecte en un flujo laminar aparece como una sola línea; no se presenta dispersión de la tinta a través del flujo, excepto una difusión muy lenta, debido al movimiento molecular. Por otra parte, un filamento de tinta inyectado en un flujo turbulento rápidamente se dispersa en todo el campo de flujo; la línea del colorante se descompone en una enredada maraña de hilos de tinta. Este comportamiento del flujo turbulento se debe a las pequeñas fluctuaciones de velocidad superpuestas al flujo medio de un flujo turbulento; el mezclado macroscópico de partículas pertenecientes a capas adyacentes de fluido da como resultado una rápida dispersión del colorante. El filamento rectilíneo de humo que sale de un cigarrillo expuesto a un ambiente tranquilo, ofrece una imagen clara del flujo laminar. Conforme el humo continúa subiendo, se transforma en un movimiento aleatorio, irregular; es un ejemplo de flujo turbulento (**Ver Figura 2.2**).

El que un flujo sea laminar o turbulento depende de las propiedades del caso. Así, por ejemplo, la naturaleza del flujo (laminar o turbulento) a través de un tubo se puede establecer teniendo en cuenta el valor de un parámetro adimensional, el número de Reynolds:

$$Re = \frac{\rho V D}{\mu} \quad \text{E.c 2.5}$$

En donde:

Re = Números de Reynolds (Adimensional).

ρ = Densidad [kg / m³].

V = Velocidad [m / s].

D = Diámetro [m].

μ = Viscosidad Dinámica [Pa.s].

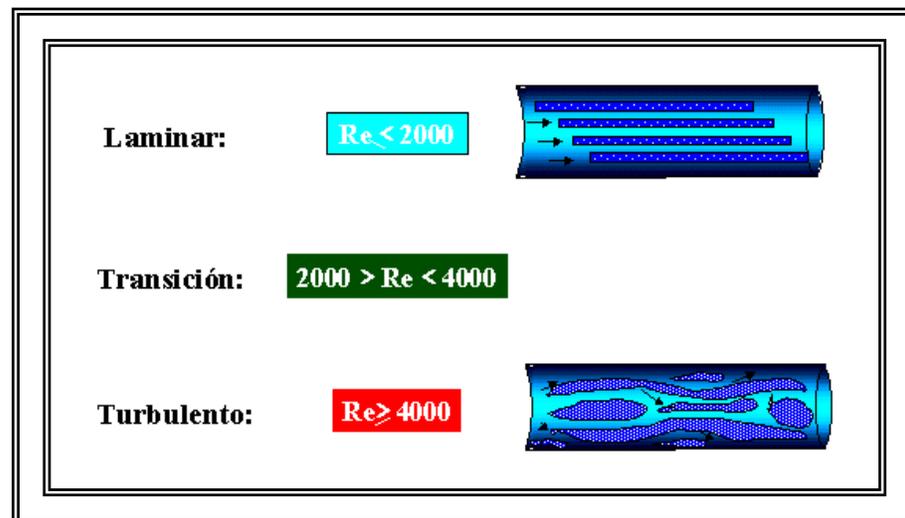


Figura 2.2 Regímenes de Flujo

Fuente: PDVSA

2.2.4 Ley de la Conservación de la Masa

La energía del fluido que se almacena en cualquier región del sistema + cualquier trabajo adicional realizado sobre o por el fluido – la energía pérdida por calor en el sistema es igual a la energía del fluido que sale de dicha sección.

2.2.5 Transporte de Crudo Pesado por Dilución

El método dilución consiste en mezclar crudo pesado con hidrocarburos medianos, livianos o con cortes de petróleo como querosén o nafta, en una proporción tal que permita su movimiento a través de tuberías en condiciones económicamente aceptables, esto es: diluirlo hasta conseguir una mezcla operacionalmente manejable desde el punto de vista de su fluidez. Para que esto suceda habrá que determinar la calidad y cantidad de diluyente necesario para conseguir la mezcla buscada.

2.2.5.1 Inyección de Diluyente

La inyección de diluyente puede realizarse en fondo o en superficie. A su vez, la inyección en fondo puede hacerse a la succión o a la descarga de la bomba. La ventaja de hacerlo a la succión es que la viscosidad de los fluidos a la entrada disminuye, lo cual propicia un mayor llenado de la cavidad, aumentando la eficiencia volumétrica. Por otro lado, en este caso la bomba maneja no solo los fluidos de yacimiento, sino también el caudal de diluyente, lo cual disminuye la eficiencia global del sistema.

En el caso de la inyección en fondo a la descarga de la bomba, parecería lógico pensar que la bomba está mas protegida pues no maneja el diluyente, sin embargo, en caso de fallas eléctricas, el diluyente se desvía hacia abajo, inundando la bomba y

produciendo su falla casi inmediata. Para evitar esto se coloca una válvula check de bola y asiento (válvula fija) a la entrada de la bomba. Esta práctica ha traído problemas, pues dificulta el espaciamento, ya que el fluido atrapado entre el sello rotor-estator y la válvula fija, impide que el rotor llegue a tocar el pin de paro, dejando gran parte del rotor fuera del estator, lo cual puede producir la rotura del rotor por fatiga debido a vibraciones excesivas o el desgarramiento del estator, ya que el número de etapas efectivas y la capacidad de levantamiento o cabeza de la bomba, se ven reducidas.

2.2.5.2 Importancia de la Inyección de Diluyente

- ✓ Reduce el consumo de energía eléctrica.
- ✓ Mejora el desplazamiento de fluidez en la línea de producción.

2.2.5.3 Principales Razones para el Uso de Diluyente en la Producción, Recolección y Transporte de Crudos Extrapesados

Una de las principales razones para usar diluyente, es obtener una mezcla con una viscosidad que permita su bombeo desde la formación (yacimientos) hasta la superficie y que también pueda ser bombeable a través de líneas de superficie, equipos de tratamiento y oleoductos.

Para el uso de un diluyente, lo constituye el proceso de deshidratación en equipos tales como tanques de lavado. Se puede señalar lo siguiente:

- ✓ Una disminución en la viscosidad de un crudo que se va a deshidratar permite incrementar el grado de efectividad de ese proceso.

- ✓ La reducción de viscosidad también facilita el paso del fluido a través de: válvulas, equipos de medición y otros equipos.

2.2.5.4 Desventajas de Usar Diluyente

- ✓ Generalmente tanto los diluyente como su transporte y almacenamiento son costosos.
- ✓ Es necesario contar con fuentes seguras de abastecimiento del diluyente y en las cantidades requeridas.
- ✓ Es fundamental contar con un sistema de inyección de diluyente que posea bombas, líneas, múltiples, equipos de medición y control y otros. Esto resulta en un gasto inicial y de mantenimiento apreciable.

2.2.6 Sistemas de Producción

Los sistemas de producción están constituidos por un conjunto de instalaciones cuya función básica consiste en el manejo de la mezcla petróleo – gas desde que se extrae del yacimiento hasta que se realizan las operaciones de comercialización del petróleo y el gas.

El manejo de la producción comprende básicamente la separación de los tres fluidos principales obtenidos del pozo (petróleo, gas y agua), para que estos cumplan con los siguientes requerimientos:

- ✓ El petróleo debe satisfacer las especificaciones que rigen las normas de comercialización, refinación y almacenamiento.

- ✓ El gas debe satisfacer las normas para su comercialización, procesamiento y utilización de los procesos de producción petrolera.
- ✓ El agua debe recibir un tratamiento para que su posterior deposición se haga de acuerdo a la normativa ambiental.

2.2.7 Estación de Flujo

La estación de flujo se refiere al conjunto de equipos inter-relacionados para recibir, separar, almacenar y bombear los fluidos provenientes de los pozos en su vecindad.

Las funciones principales de una estación de flujo son:

- ✓ Recolectar la producción de diferentes pozos de un área determinada cercana a ella.
- ✓ Separar la fase líquida de la gaseosa del fluido multifásico proveniente de los pozos productores.
- ✓ Medir la producción de petróleo, agua y gas de cada pozo productor.
- ✓ Realizar pruebas individuales de cada pozo.
- ✓ Proporcionar un sitio de almacenamiento temporal al crudo.
- ✓ Bombear el petróleo al patio de tanques o terminal de almacenamiento.

Existen estaciones de flujo de mayores capacidades que se encargan de recolectar la producción de otras estaciones las cuales están ubicadas en formas estratégicas llamadas estaciones de descarga, pero también se le conectan a ella un cierto número de pozos que generan su propia producción.

2.2.8 Estación de descarga

Estas estaciones recolectan el crudo proveniente de los pozos individuales y de las estaciones de flujo. Las estaciones de descarga están provistas de equipos destinados al tratamiento; almacenaje y bombeo del petróleo hasta los patios tanques. El tratamiento, cuentan con separadores gas – crudo para las producciones limpias (libres de agua), sucias (con agua) y de prueba, además de realizan la separación agua - crudo por medio de calentadores y tanques de lavado y así cumplir con las especificaciones de concentración (menor al 0,5 % de agua y sedimentos).

2.2.9 Equipos e instalaciones principales que conforman una estación recolectora de flujo

Todas las estaciones recolectoras de flujo para realizar sus funciones, necesitan la interrelación operativa de una serie de componentes básicos, como son:

- ✓ Líneas de flujo.
- ✓ Múltiples o recolectores de entrada.
- ✓ Separadores.
- ✓ Calentadores y/o calderas.
- ✓ Tanques de recolección.
- ✓ Bombas de crudo.

Generalmente, las estaciones recolectoras de flujo están diseñadas para cumplir un mismo fin o propósito, por tal razón, los equipos que la conforman son muy

similares en cuanto a forma, tamaño y funcionamiento operacional. Sin embargo, las estructuras de éstas y la disposición de los equipos varían entre una filial y otra.

2.2.10 Pipephase

Es un programa de simulación que predice perfiles de presión, temperatura y retención de líquidos en estado estacionario de los pozos, líneas de flujo, sistemas de recolección y otras configuraciones lineales o redes de tuberías. Los tipos de fluidos que Pipephase maneja son: fase líquida simple, fase gaseosa simple, vapor y mezcla multifásico de gas líquido. Diferentes capacidades especiales también han sido diseñadas dentro del Pipephase, incluyendo aspectos de levantamiento artificial por gas continuo y análisis de pozos con comportamiento de influjos. Estas adiciones extienden el rango de aplicación de Pipephase, de modo que problemas en series completas de tuberías y redes pueden ser resultados.

2.2.10.1. Características Generales

- ✓ Puede simular el flujo de fluidos, en el estado estable, a través de tuberías, redes y sistemas de producción.
- ✓ Puede analizar el flujo monofásico o multifásico, de un compuesto puro o mezcla de multicomponentes.
- ✓ Ha sido estructurado en un lenguaje basado en la terminología utilizada en la industria petrolera.
- ✓ Amplia librería con propiedades físicas y termodinámica de más de 950 componentes.
- ✓ Amplio rango de aplicaciones prácticas.

2.2.10.2. Aplicaciones más Importantes

- ✓ Dimensionamiento de las líneas de flujo y tuberías de producción en nuevos diseños.
- ✓ Análisis de mecanismos de producción como levantamiento artificial por gas (L.G.A) y recuperación secundaria como inyección de gas.
- ✓ Simulación de sistemas de recolección y transmisión.
- ✓ Determinación de los requerimientos de bombeo, compresión, calentamiento / enfriamiento, a través de la predicción de los perfiles de temperatura, velocidad, retención de líquidos, tasas y distribución de los flujos en sistemas de expansión.
- ✓ Determinación de la capacidad máxima de tuberías.
- ✓ Determinación de los requerimientos de aislamiento.
- ✓ Simulación de reductores, separadores, válvulas de LAG, y otros dispositivos y equipos utilizados en la industria petrolera.
- ✓ Análisis del comportamiento de sistemas de flujo en función de la variación de sus parámetros más influyentes (análisis de sensibilidad).

2.2.10.3. Métodos Básicos que Utiliza el Simulador

- ✓ Cálculo segmento a segmento.
- ✓ Cálculo de transferencia de calor.
- ✓ Cálculo de caída de presión.
- ✓ Cálculo de fases.
- ✓ Cálculo de líquidos transportados en la fase de gas y líquido retenido.

2.2.11 Evaluación Económica

Para determinar la capacidad que tiene una inversión de generar dividendos a una empresa se debe hacer una Evaluación Económica, la cual se define como la herramienta por el medio de la cual se conoce la rentabilidad de un proyecto. Para ello se utilizan una serie de conceptos como: valor presente neto, inversión, costos y otros que permitan tomar decisiones partiendo de unos esquemas predefinido.

2.2.11.1 Metodología de Evaluación Económica de Proyectos

La metodología universalmente aceptada para la evaluación financiera de proyectos se conoce como Flujo de Caja Descontado. Este consiste en un modelo matemático financiero, en el cual se simulan variables económicas y financieras asociadas a cada proyecto durante su operación futura. Este método relaciona los dos elementos básicos del negocio: la inversión y gastos, bajo ciertas condiciones financieras de costo de capital y expectativas de ganancias del inversionista, a fin de obtener como resultado unos indicadores del negocio bajo un entorno de riesgo determinado.

Horizonte Económico

Período determinado para efectos de la evaluación económica de una propuesta de inversión y el mismo está estrechamente vinculado con la vida técnica o comercial útil del activo objeto de la inversión. En general no es recomendable establecer un horizonte económico demasiado extenso, ya que las estimaciones del flujo efectivo se dificultan debido al desconocimiento que se tiene del comportamiento futuro de las variables económicas a ser manejadas.

La vida útil de proyecto se refiere al periodo estimado de servicio o operación de la inversión y es la base para el cálculo de la depreciación. La vida útil del proyecto puede ser igual o mayor que el horizonte económico (nunca menor).

➤ **Estimación del Flujo Efectivo**

Se determina con los ingresos y egresos que durante el horizonte económico establecido genere la propuesta. La estimación del flujo de efectivo constituye la primera fase de la evaluación. La buena calidad de las estimaciones y el mayor conocimiento respecto a las variables a ser consideradas inciden en la obtención de resultados más reales.

➤ **Ingresos**

Las propuestas de inversión, para el caso general, corresponden a programas y/o proyectos que se planifican, desarrollan y ejecutan con el objeto de:

- ✓ Mantener un nivel de producción.
- ✓ Generar un potencial de producción de petróleo y/o gas.

- ✓ Localizar reservas de crudo y gas que garanticen la continuidad operacional de la industria.
- ✓ Almacenar y transportar el petróleo crudo, gas y productos.
- ✓ Refinar el petróleo crudo y sus derivados.
- ✓ Almacenar y distribuir productos para el Mercado Interno.
- ✓ Desarrollar la infraestructura requeridas por las operaciones.

➤ **Egresos – Inversiones**

Bajo este rubro se debe incluir el costo total del programa o proyecto sujeto a evaluación. A manera de ejemplo, entre los renglones más importantes que tradicionalmente forma parte del costo de una inversión, se encuentra: estudio de la factibilidad, diseño de ingeniería, ingeniería de detalles, adquisición de material y equipos, construcción e instalaciones de propiedades, plantas y otros sistemas de operación, etc.

➤ **Costo de Operación y Mantenimiento**

Se incluye bajo este rubro todo aquellos costos necesarios para la operación y mantenimiento de la propuesta (proyecto o programa) en evaluación. Con el objeto de lograr una buena estimación de estos costos se recomienda tener presente:

- ✓ Un análisis del comportamiento histórico de costos similares.
- ✓ La aplicación de técnicas de predicción que suavicen la variación de las estimaciones.

- ✓ La información de las normas y procedimientos existentes en la industria para determinados elementos de costos tales como: labor, depreciación, servicios interfiliales, etc.

Para los efectos de la evaluación económica, la estructura de costo de operación y mantenimiento mas adecuada desde el punto de vista práctico es la de costos por elementos.

➤ **Indicadores Económicos**

En las Evaluaciones Económicas de propuestas de inversión de las industrias petroleras, por Lineamientos de Petróleos de Venezuela, se aplica para los efectos de la decisión económica el Valor Presente Neto y la Tasa Interna de Retorno.

➤ **Valor Presente Neto (VPN)**

Conceptualmente, el “Valor Presente Neto” corresponde al valor actual de los flujos de efectivos neto (Ingresos - Egresos) determinados para una propuesta conforme a su horizonte económico.

Desde el punto de vista de la evaluación económica de propuestas el Valor Presente Neto corresponde a la diferencia entre el Valor de la Inversión, el cual por definición es un valor actual y la sumatoria de los flujos de efectivo de operación descontados a una tasa determinada.

Si el VPN es ≥ 0 significa que la propuesta satisface desde un punto de vista económico las exigencias requeridas. Lo anterior también significa que la inversión (que se genera en el Flujo 0) es recuperada a la tasa establecida y en el periodo determinado como Horizonte Económico.

Por lo contrario, si el VPN es < 0 , significa que la sumatoria de los flujos de efectivos descontados a la tasa establecida es insuficiente para recuperar la inversión en el Horizonte Económico correspondiente. En este caso, la decisión estrictamente económica debe ser “no invertir”.

➤ **Tasa Interna de Retorno (TIR)**

Se define como aquella Tasa de Descuento (interés) que hace el Valor Presente Neto igual a cero, es decir, que iguala el Valor Presente de los ingresos al Valor Presente de los egresos. Desde del punto de vista de la Evaluación Económica de Proyectos corresponde a la tasa que a través del descuento de los Flujo de Efectivo (Actualización de los Flujos) permite recuperar la inversión.

Como se puede apreciar, en este caso se trata de calcular la “Tasa” que permite recuperar la inversión en el periodo definido como Horizonte Económico. En el cálculo del Valor Presente Neto, los flujos se descuentan a una Tasa mínima dada.

La Evaluación Económica de una Propuesta Resulta:

- ✓ TIR $> 15\%$ La decisión económica es realizar el proyecto o programa.
- ✓ $10\% < \text{TIR} < 15\%$ Se analizará la propuesta para determinar su inclusión en el presupuesto de inversiones.
- ✓ TIR $< 10\%$ La decisión económica es no realizar el proyecto o programa.

El valor de la TIR como mínimo debe incluir en su estructura dos renglones básicos que son: el interés sobre el capital invertido y el riesgo de la inversión.

El interés sobre el capital invertido y el riesgo de la inversión conceptualmente corresponde al costo alternativo de lo que representaría si el dinero se colocara en el mercado financiero (costo de oportunidad del dinero) expresado en términos de una tasa de interés real, es decir, que no incluye inflación.

Respecto al riesgo, la TIR debe incluir un porcentaje sobre el capital invertido, por concepto del riesgo que se enfrenta al efectuar una inversión, cuyo resultado se conocerá en el futuro.

2.3 GLOSARIO DE TÉRMINOS BÁSICOS

➤ **Diluyente**

Un líquido (no reactivo) habitualmente inerte y disolvente, usado para diluir, llevar, o incrementar el volumen de algunas otras sustancias.

➤ **Mezcla**

Son sistemas materiales que pueden fraccionarse o separarse en sus distintos componentes por métodos físicos.

➤ **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.

➤ **Solución**

Una solución es una mezcla de dos o más componentes, perfectamente homogénea. Esto último significa que los constituyentes son indistinguibles y el conjunto se presenta en una sola fase bien definida (sólida, líquida o gas).

➤ **Soluto**

Es aquel componente que se encuentra en menor cantidad y es el que se disuelve.

➤ **Solvente**

Es aquel componente que se encuentra en mayor cantidad y es el medio que disuelve al soluto.

CAPÍTULO III

MARCO METODOLÓGICO

3.1 TIPO DE INVESTIGACIÓN

La investigación es de **Tipo Explicativa**, debido a que “Se encarga de buscar el por qué de los hechos mediante el establecimiento de relaciones causas - efecto.” (Arias, 1997, p.47)

En esta investigación se sometió al sistema de dilución entre SDN-1 y BUEF-2 a diferentes situaciones operacionales (variación de la presión de bombeo, volumen de mezcla a transportar, diámetro de tubería, etc.), con la finalidad de establecer las condiciones de mayor eficiencia, para el eficiente y rentable funcionamiento del sistema de transporte de la mezcla Crudo / Diluyente elegida entre las diferentes diluciones en estudio y se evaluó su factibilidad de aplicación.

3.2 DISEÑO DE LA INVESTIGACIÓN

El diseño de investigación es de **tipo Cuasiexperimental**, debido a que según Hernández Sampieri (1997) es donde “manipulan deliberadamente, al menos, una variable independiente para observar su efecto y relación con una o más variables dependientes, solo que difieren de los experimentos “verdaderos” en el grado de confiabilidad que se pueda obtener en los resultados”.

En esta investigación, se mezclaron diferentes relaciones crudo / diluyente (%V/V), con el fin de obtener las propiedades del crudo de cada una de las diluciones como son: viscosidad, % AyS, ° API. A partir de esos resultados se simularon y sensibilizaron las condiciones operacionales del sistema propuesto, a través del

simulador PIPEPHASE, donde se manejaron diferentes situaciones de presión y caudal de mezcla crudo / diluyente para obtener las condiciones de mayor eficiencia. Luego se evaluaron las ventajas operacionales que puede ofrecer el sistema a proponer con respecto al actual.

3.3 POBLACIÓN Y MUESTRA

La población estuvo conformada por las estaciones SDN-1 y BUEF-2. En esta investigación la población se consideró finita, debido a que se evaluó la factibilidad de aplicación del sistema de dilución de crudo pesado como método de transporte entre estas dos estaciones; haciendo que la muestra estuviera constituida por la población.

3.4 PROCEDIMIENTO METODOLÓGICO

3.4.1 Etapa I. Revisión Bibliográfica e Inducción al Proceso

Esta etapa cubrió la revisión de diversos recursos bibliográficos, textos, revistas científicas especializadas, artículos y publicaciones en Internet referentes al sistema de dilución a estudiar. También de recorridos de campo e inspección visual a las zonas en estudio.

3.4.2 Etapa II. Planificar y Realizar las Pruebas de Laboratorio

La confiabilidad de los resultados en el laboratorio dependieron de varios factores tales como: Planificación de las pruebas de laboratorio, manejo apropiado de los equipos y del estado de los mismos, así como también de la ejecución de los procedimientos experimentales a seguir.

Esta etapa fue una de las más importantes, tomando en cuenta que a partir de los resultados se realizaron las simulaciones correspondientes a las condiciones de transporte necesarias para el cumplimiento del objetivo principal.

Las características de las muestras de crudo recolectadas en las estaciones asociada a la red de recolección y distribución de crudo BUEF-2 y diluciones crudo / diluyente realizadas, se obtuvieron en el Departamento de Muestras Especiales del Centro de Análisis San Tomé siguiendo los procedimientos experimentales según las normativas enunciadas para el laboratorio, en donde: ° API (Método del Hidrómetro, **ASTM D 4057 – 88 o COVENIN 833 – 82**), % AyS (Método de Centrifugación, **ASTM D 1796 – 96 o COVENIN 422 – 82**) y Viscosidad (Viscosidad de Saybolt, **ASTM D 1973 – 88 o COVENIN 426 – 92**) (Ver Apéndice A).

Primero se verificó el grado API y % AyS de los crudos recolectados por BUEF-2. Luego se planificaron las diferentes relaciones crudo diluyente realizadas en laboratorio, representadas por la tabla 3.1.

Tabla 3.1 RELACIÓN CRUDO SDN-1 / DILUENTE (% V/V)

Crudo (%)	10	20	30	40	50	60	70	80	90
Diluyente (%)	90	80	70	60	50	40	30	20	10

Ante de proceder a la dilución en laboratorio del Crudo Zuata (SDN-1) con el diluyente seleccionado para el transporte (BUEF-2), se estimó el grado API para cada dilución en estudio a través de un balance de masa (crudo / diluyente), en donde se tiene:

Balance de Masa:

$$\mathbf{Mm = Mc + Md}$$

Ec. 3.1

En donde:

Mm: Masa de la Mezcla (g)**Mc:** Masa de Crudo (g)**Md:** Masa de Diluyente (g)

Entonces:

$$\mathbf{M = \rho * V}$$

Ec. 3.2

En donde:

M: Masa de Crudo (g). ρ : Densidad del Crudo (g / ml).**V:** Volumen de Crudo (ml).

Sustituyendo se tiene que:

$$\mathbf{Vm * \rho m = Vc * \rho c + Vd * \rho d}$$

Ec. 3.3

En donde:

Vm: Volumen de Mezcla (ml).**Vc:** Volumen de Crudo (ml).**Vd:** Volumen de Diluyente (ml).

ρ_m : Densidad de la Mezcla (g / ml).

ρ_c : Densidad del Crudo (g / ml).

ρ_d : Densidad del Diluyente (g / ml).

La Densidad del Crudo

$$\rho = \frac{141.5}{131.5 + {}^\circ API} \quad \text{Ec. 3.4}$$

Sustituyendo se tiene que:

$$V_m * \left(\frac{141.5}{131.5 + APIm} \right) = V_c * \left(\frac{141.5}{131.5 + APIC} \right) + V_d * \left(\frac{141.5}{131.5 + APID} \right) \quad \text{Ec. 3.5}$$

En donde:

APIm: Gravedad API de la Mezcla. (Adim.)

APIC: Gravedad API del Crudo. (Adim.)

APID: Gravedad API del Diluyente. (Adim.)

° API de la Mezcla

$$APIm = \left(\frac{V_m * (17292.25 + 131.5 * (APIC + APID) + APIC * APID)}{131.5 * (V_c + V_d) + APIC * V_d + APID * V_c} \right) - 131.5 \quad \text{Ec. 3.6}$$

En donde:

Vm: Volumen de Mezcla (ml).

Vc: Volumen de Crudo (ml).

Vd: Volumen de Diluyente (ml).

API_m: Gravedad API de la Mezcla.

API_c: Gravedad API del Crudo.(Adim.)

API_d: Gravedad API del Diluyente. (Adim.)

Una vez realizada la estimación del grado API de las relaciones. Se procedió a la dilución en laboratorio, según la relación en estudio, para ello se consideró un litro de mezcla crudo diluyente en cada combinación, como por ejemplo, para una relación crudo diluyente 10 / 90 se tiene que:

1. Se midieron 100 ml de crudo Zuata en un envase de 3 l.
2. Se midieron 900 ml de diluyente en un recipiente graduado de 1 l.
3. Se agregaron los 900 ml de diluyente en el envase graduado de 3 l para completar 1 l de mezcla (crudo – diluyente).
4. Se mezcló con un mezclador de dientes, hasta homogeneizar la dilución.

Después de homogeneizadas las mezclas, se determinó las características antes mencionadas siguiendo las normas de laboratorio; los cuales fueron datos fundamentales para la simulación del sistema.

3.4.3 Etapa III. Proponer un Sistema de Dilución que Permita el Transporte de Crudo Pesado desde la Estación de Producción SDN-1 hasta la Estación de Flujo BUEF-2

En esta etapa se realizó un inventario de los equipos e instalaciones activos y no activos en las operaciones de extracción y manejo de fluido en las estaciones SDN-1 y BUEF-2. Después se hizo un alcance de todos los recursos materiales necesarios

para el levantamiento de un sistema de dilución capaz de diluir y transportar a BUEF-2 el crudo extraído en SDN-1, en donde se plantearon diferentes opciones de dilución y transporte de las cuales se seleccionaron los sistemas que ofrecen menor inversión y complejidad de operación.

En este trabajo se plantearon dos escenarios de dilución, los cuales dependieron de las estaciones de tratamiento de crudo mas cercanas a la estación de producción SDN-1 capaces de procesar y suministrar crudo limpio (diluyente) para la dilución del crudo pesado producido en SDN-1, como son: la estación de flujo Budare 2 (BUEF-2) capaz de procesar 5,1 MBNPD de crudo con 24 ° API y ubicada a 76 km de distancia de SDN-1 mientras que la estación de descarga Elías 1 (EED-1) procesa 1,4 MBNPD de 28 ° API y esta ubicada a 95 km de distancia de SDN-1.

3.4.4 Etapa IV. Simular el Sistema de Dilución entre SDN-1 y BUEF-2, a través del Programa PIPEPHASE, Tomando en Cuenta las Diferentes Diluciones en Estudio

Se realizó la simulación de los sistemas de dilución seleccionados a través del simulador PIPEPHASE, el cual predice perfiles de presión, temperatura y retención de líquidos en estado estacionario de los pozos, líneas de flujo, sistemas de recolección y otras configuraciones lineales o redes de tuberías. Esto permitió obtener resultados puntuales y lograr soluciones precisas, las cuales fueron esenciales para el modelaje del sistema en pleno. Los datos necesarios fueron debidamente recolectados, verificados y analizados tanto en campo como en el laboratorio.

3.4.4.1 Simulación del Comportamiento del Sistema de Dilución en *PIPEPHASE*

Pipephase trabaja con una serie de plantillas funcionales que combinadas entre sí realizan la emulación o simulación completa del proceso de acuerdo a un esquema determinado. Todos los sistemas propuestos para esta etapa, están conformados por subsistemas los cuales se denominan como: sistema de dilución interno y externo. El sistema de dilución interno se refiere a la inyección de diluyente a las líneas de flujo de los pozos activos en SDN-1, este sistema es común para todos los sistemas de dilución propuesta. Mientras que el sistema dilución externo esta integrado por el transporte de la mezcla desde SDN-1 a BUEF-2 y el transporte del diluyente desde BUEF-2 a SDN-1, este sistema varia para cada esquema seleccionado.

✓ Selección de la Correlación de Flujo

Se simuló la red de recolección de crudo actual en SDN-1 (**Ver Figura 3.1**), con el fin de seleccionar la correlación de flujo adecuada para la simulación del transporte de la mezcla y diluyente. En esta etapa se realizaron sensibilidades de las diversas correlaciones de flujo multifásico horizontal existentes en el simulador y se estableció una correlación típica para los esquemas en estudio. Para ello se fijaron las presiones de las líneas de flujo de los pozos activos en SDN-1, estimando la producción de cada pozo. Luego se compararon los valores estimados con los reales y se evaluó por medio de la formula de error porcentual (**Ecuación 3.7**).

$$\% \text{ Error} = \left(\frac{\text{Valor Real} - \text{Valor Estimado}}{\text{Valor Real}} \right) * 100 \% \quad \text{Ec. 3.7}$$

Entre los grupos de datos necesarios para esta simulación se encuentran:

1. **Datos PVT:** ° API, gravedad específica de agua y gas y viscosidad a dos temperaturas.
2. **Pozos o Fuentes:** Presión y caudal (estimadas o fijas según el caso), temperatura, RGP y % AyS.
3. **Tanque o Sumidero:** Presión y caudal (estimadas o fijas según el caso) y datos de tubería (diámetro, longitud y rugosidad).

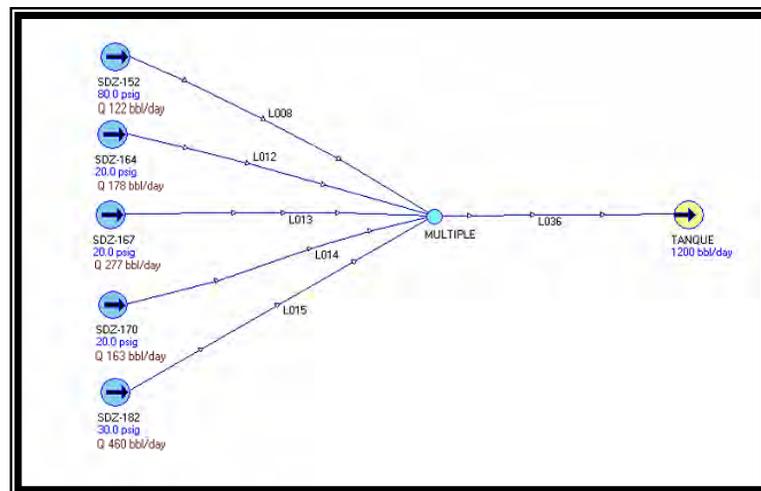


Figura 3.1 Red de Simulación de la Recolección de Crudo Actual en SDN-1

Fuente: PIPEPHASE.

✓ Transporte de la Mezcla Crudo / Diluyente desde SDN-1 a BUEF-2

Se realizó la simulación del transporte de las distintas relaciones de la dilución en estudio a través de las tuberías propuestas, en donde se fijaron diferentes valores de caudal estimando las presiones de bombeo necesarias para el transporte (**Ver Figura 3.2**). Posteriormente se analizó cada relación en estudio tomando en cuenta:

volumen de crudo de formación y mezcla transportada, volumen de diluyente necesario para la mezcla, presión de descarga del sistema de bombeo. Todos estos parámetros ayudaron a seleccionar la relación adecuada para el transporte de la producción de la estación SDN-1.

En este esquema se tomó como grupos de datos:

1. **Datos PVT:** ° API, gravedad específica de agua y gas y viscosidad a dos temperaturas.
2. **Estación SDN-1 o Fuente:** Presión de descarga y caudal (estimadas o fijas según el caso), temperatura, RGP y % AyS.
3. **Estación BUEF-2 o Sumidero:** Presión y caudal (estimadas o fijas según el caso) y datos de tubería (diámetro, longitud y rugosidad).

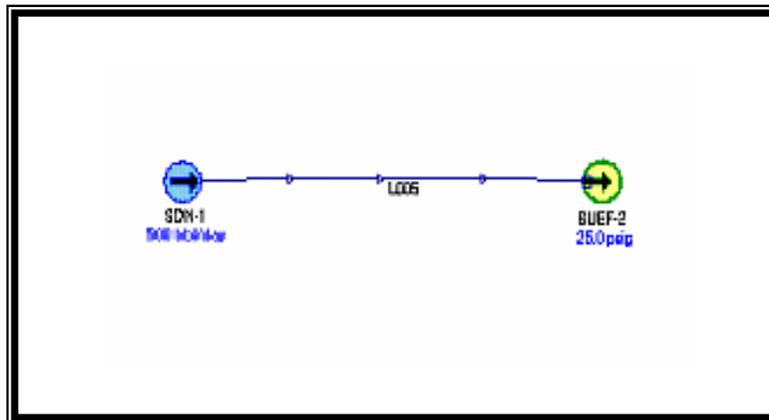


Figura 3.2 Esquema de Transporte SDN-1 a BUEF-2

✓ Transporte del Diluyente desde BUEF-2 a SDN-1

Una vez simulado el esquema anterior, se estimó el volumen de diluyente necesario para la dilución para el bombeo desde la estación de flujo BUEF-2 a la estación de producción SDN-1 (Ver **Figura 3.3**), a través de la relación escogida. Este volumen es simulado con la finalidad de predecir la presión de bombeo necesaria

para trasladar el diluyente desde el punto de almacenamiento (BUEF-2) hasta el sitio de inyección o dilución (SDN-1). Este esquema de transporte fue evaluado tomando en cuenta: el volumen de diluyente a Transferir, disponibilidad del diluyente en la estación de procedencia y la presión de descarga del sistema de bombeo en la estación de procedencia.

Aquí los datos fueron:

1. **Datos PVT:** ° API, gravedad específica de agua y gas y viscosidad a dos temperaturas.
2. **Estación BUEF-2 o Fuente:** Presión de descarga y caudal (estimadas o fijas según el caso), temperatura, RGP y % AyS.
3. **Estación SDN-1 o Sumidero:** Presión y caudal (estimadas o fijas según el caso) y datos de tubería (diámetro, longitud y rugosidad).

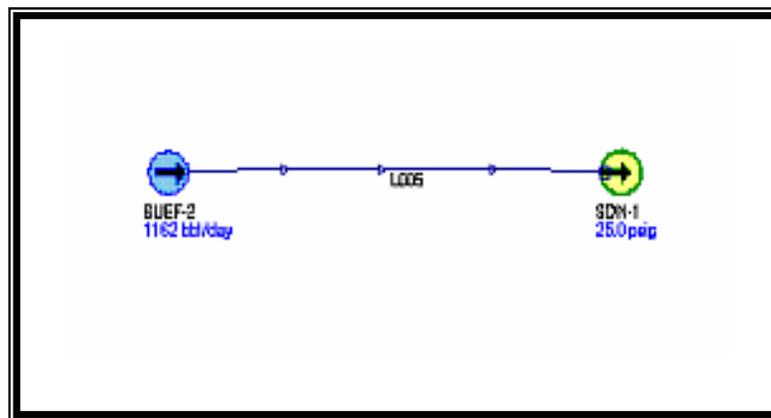


Figura 3.3 Esquema de Transporte BUEF-2 a SDN-1

✓ **Inyección de Diluentes a las líneas de flujo de los Pozos activos en SDN-1**

Seleccionada la relación de crudo / diluyente adecuada, se realizó la simulación del sistema de inyección a los pozos de la estación SDN-1. Para ello se calculó el volumen de diluyente necesario a inyectar en cada una de las líneas de los pozos, esto se hizo con la relación de crudo / diluyente seleccionada y el volumen producido por cada pozo.

En la simulación se fijó la presión de las bombas de descargas del diluyente para la distribución del mismo a lo largo de la red de inyección con la finalidad de estimar la apertura de las válvulas de control de inyección hasta obtener una presión de inyección 10 lpcá por encima de la presión de las líneas de flujo para la incorporación del diluyente al sistema de producción de SDN-1.

Se tomaron como datos:

1. **Datos PVT:** ° API, gravedad específica de agua y gas y viscosidad a dos temperaturas.
2. **Tanque de diluyente en SDN-1 o Fuente:** Presión de descarga y caudal (estimadas o fijas según el caso), temperatura, RGP y % AyS.
3. **Tanque de almacenamiento en SDN-1 o Sumidero:** Presión y caudal (estimadas o fijas según el caso) y datos de tubería (diámetro, longitud y rugosidad).

Todo esto ayudó a la selección de las condiciones y parámetros mas adecuados para el sistema de dilución propuesto para el transporte de la producción de SDN-1 y así evaluar la oportunidad de reducción de costos operativos por transporte de producción.

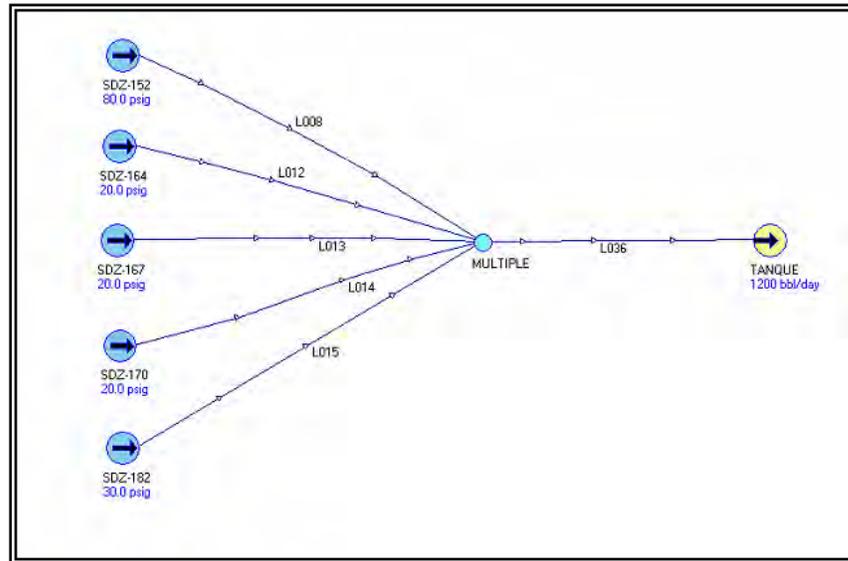


Figura 4.4 Red de inyección de diluyente

3.4.5 Etapa V. Comparar los Costos Operacionales y de Producción entre el Sistema Actual de Transporte de la Estación de Producción SDN-1 con el Sistema Propuesto

Esta etapa se determinó la rentabilidad de aplicar un sistema de dilución de crudo pesado para su transporte entre las estaciones SDN-1 y BUEF-2 pertenecientes a U.P. Liviano, mediante la hoja de cálculo de Excel. La información necesaria para este análisis económico fue suministrada por el departamento de Infraestructura y mantenimiento operacional. Aquí se tomó como base las siguientes consideraciones:

- a) Tipo de la Evaluación Clase V, lo que indica que se consideró un porcentaje de error en los estimados de costos.
- b) Horizonte Económico de 3 meses.
- c) Los cálculos realizados son a Nivel Nación (no incluye las regalías, ni impuestos)

d) Proyecto Rentable: $VPN > 0$ y $TIR > 15\%$

✓ **Cálculo del Ingreso y Egreso del primer año del horizonte económico**

a) Ingresos

Mes Cero: No Existe Ingreso

Primer Mes:

Primer Mes = $Vc/Mes * \text{Precio del Barril} * \text{Tasa de Cambio}$

Donde:

Vc/Mes = Volumen de Crudo Producido / Mes (BN/Mes)

Precio del crudo: 24 \$/ BN

Tasa de cambio: 2150 Bs/ \$

Ingreso: Bolívares (Bs)

b) Egresos

Mes Cero: Inversión (Bs)

Primer Mes:

Egreso_{MES 1} = Mantenimiento del equipo

c) Flujo de Caja

Mes Cero: - Inversión

Primer Mes:

Flujo de Caja = (Ingreso– Egreso) Bs.

VPN = - Inversión + Flujos de Caja Descontados

Ec 3.8

El VPN se calcula mediante la **Ecuación 3.8** y el TIR es el indicador porcentual del VPN. Los valores de ingreso, egreso y flujo de caja para los demás años del horizonte económico se calculan de la misma manera.

3.4.6 Etapa VI. Redacción y Elaboración del Trabajo Final

Finalmente se presentaron todos los criterios utilizados para la elaboración del trabajo de investigación, desde el momento que se realizó la revisión bibliográfica hasta el aporte de las conclusiones y recomendaciones.

El trabajo de grado fue estructurado siguiendo los lineamientos establecidos por la Universidad de Oriente.

3.5 INSTRUMENTOS Y TÉCNICAS PARA LA RECOLECCIÓN DE INFORMACIÓN

- ✓ Recolección de
información proveniente de la revisión de libros, manuales, guía, documentos técnicos, Internet, papers y todo el material necesario para sustentar el proyecto.
- ✓ **Ambiente Integrado de**
Consulta Operacional (AICO); es una herramienta que permite extraer información de la base de datos de CENTINELA, específicamente del modulo pozo y generar históricos de producción representados mediante gráficas, mapas, tablas de datos de producción y muestra.

- ✓ **Administrador de Datos (CENTINELA)**; este programa permite obtener todo tipo de información certificada de los pozos existente del área.
- ✓ **PIPEPHASE**; este programa de simulación predice perfiles de presión, temperatura y retención de líquidos en estado estacionario de los pozos, líneas de flujo, sistemas de recolección y otras configuraciones lineales o redes de tuberías. Los tipos de fluidos que Pipephase maneja son: fase líquida simple, fase gaseosa simple, vapor y mezcla multifásico de gas líquido. Diferentes capacidades especiales también han sido diseñadas dentro del Pipephase, incluyendo aspectos de levantamiento artificial por gas continuo y análisis de pozos con comportamiento de inlfujos. Estas adiciones extienden el rango de aplicación de Pipephase, de modo que problemas en series completas de tuberías y redes pueden ser resultados.
- ✓ **Hoja de Análisis Económico de Producción (Excel)**; hoja de cálculo utilizada para realizar los respectivos estudios económicos de sus proyectos. Consiste en una herramienta por el medio del cual se conoce la rentabilidad de un proyecto, en donde se utilizan una serie de conceptos como: valor presente, inversión, costos y otros que permitan tomar decisiones partiendo de unos esquemas predefinido.

CAPÍTULO IV

ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

4.1 RECOPIACIÓN DE INFORMACIÓN

La generación de la base de datos a través de la recopilación de información permitió tener el control y seguimiento de la red de recolección y distribución de crudo de BUEF-2 y todo lo relacionado a este, con el fin de cumplir con los objetivos propuestos.

Los diversos datos de producción para la realización de esta investigación fueron obtenidos de la Base de Datos CENTINELA 2000 del modulo AICO, resumidos en promedios mensuales de producción de los pozos activos asociados a SDN-1 lo cual se muestra en la tabla 4.1. Además se revisaron las carpetas de los pozos, de acuerdo a los diagramas de completación se pudo conocer el estado mecánico de los mismos (**Ver Apéndice B**).

Tabla 4.1 Promedios Mensuales de Producción de los Pozos de SDN-1.

Pozos	BBPD	BNPD	% AyS	° API	Presión de Cabezal (lpcm)	Presión de Revestidor (lpcm)	Presión de Línea (lpcm)	RGP (PCN/BN)	Temp (°F)
SDZ-152	125	102	19	10	80	10	80	101	118
SDZ-164	180	162	10	10	20	10	20	183	110
SDZ-167	266	253	5	10	20	10	20	249	113
SDZ-170	170	126	26	10	20	10	20	124	103
SDZ-182	446	411	8	10	30	10	30	427	106

En la tabla 4.1 se observa que la producción de los pozos varía de 125 a 446 BBPD con un porcentaje de agua y sedimento de 5 a 26 %, presentando un total de 1056 BNPD de 10 ° API clasificándose como un crudo pesado. Las presiones de cabezal y líneas de flujo oscilan entre 20 y 80 lpcm, mientras que las presiones de revestidor son de 10 lpcm para todos los pozos activos en SDN-1. Estas presiones son bajas en comparación a la de los pozos del Campo Budare (**Ver Apéndice C**), las cuales se deben a diferentes factores, tales como: RGP, diámetro de tubería, velocidad de flujo etc. Todos ellos ayudan a la variación del gradiente de presión, bien sea en aumento o disminución de la presión.

También se realizaron visitas de campo, donde se hizo un inventario de los equipos e infraestructura disponibles en la zona para el levantamiento actual del sistema de recolección y distribución de crudo asociado a BUEF-2. En esta parte se contabilizó la cantidad de equipos e infraestructura perteneciente a esta zona y se observaron sus condiciones físicas y operativas, necesarias para el alcance del sistema de dilución propuesto y así abaratar los costos de inversión en el sistema propuesto.

Además se midieron las distancias y diámetro de las líneas de flujo de los pozos en estudios y con la colaboración del personal de la Unidad de Mantenimiento Mayor, Distrito San Tomé, se obtuvieron las características de las líneas de flujo y línea de transferencia existente en campo entre SDN-1 y BUEF-2 como fueron: tipo y rugosidad, de gran importancia en la simulación del sistema de dilución propuesto, estos se presentan en el apéndice C.

Luego se verificaron los datos de: ° API y % AyS relacionados al crudo producido en las estaciones y pozos en estudio, para ello se caracterizó el crudo presente en las estaciones de la zona en estudio.

4.2 CARACTERIZACIÓN DEL CRUDO

La caracterización de crudos se realizó en el Departamento de Muestras Especiales del Centro de Análisis San Tomé, siguiendo los lineamientos de las normas ASTM y COVENIN presentadas en el apéndice A. En la tabla 4.2 se muestra las características actuales del crudo producido en las estaciones y pozos de la zona en estudio.

Tabla 4.2 Características Actuales de los Crudos Producidos en las Estaciones y Pozos en Estudio.

Estación de Flujo	° API	Porcentaje de Agua y Sedimentos
BUEF-2	24	0,2
EEF-15	28,5	50,7
BUEF-1	28,5	48
SDN-1	10	12
Pozo NZZ-161	16,4	42

En la tabla 4.2 se observa que el crudo con mayor gravedad API son los que producen las estaciones EEF-15 y BUEF-1 con 28,5 ° API, clasificándola como un crudo mediano, mientras que el pozo NZZ-161 y la estación SDN-1 producen un crudo de menor gravedad API con 16,4 y 10 grados respectivamente, clasificándola como un crudo pesado. La estación que presenta mayor producción de agua y sedimentos asociada con un 50,7 % es EEF-15.

Todos este crudo es recolectado y tratado (deshidratado) por la estación de flujo Budare 2 (BUEF-2), la cual bombea a la estación de descarga Elías 6 (EED-6) una mezcla de 24 ° API, clasificándola como un crudo mediano.

➤ **Dilución en Laboratorio.**

Verificadas las muestras de crudo de las estaciones y pozos asociadas a la red de transporte y distribución de crudo BUEF-2, se caracterizaron los diluentes para la dilución del crudo pesado producido en SDN-1 ($^{\circ}$ API, % AyS y Viscosidad). En dicha dilución se caracterizaron como diluentes los crudos recolectados y tratados en las estaciones BUEF-2 y EED-1 de 24 y 28 $^{\circ}$ API respectivamente y ambos con 0,2 % AyS (**Ver Tabla 4.3**). Estos fueron seleccionados por sus gravedades API y distancia a SDN-1, debido a que son las estaciones de tratamiento de crudo de mayor cercanía a dicha estación (la estación BUEF-2, se encuentra a 76 km de distancia mientras que EED-1, se ubica a 95 km).

Tabla 4.3 Características de los Diluentes.

Estación	Características			
	$^{\circ}$ API	Porcentaje de Agua y Sedimentos	Viscosidad (Cp)	
			100 $^{\circ}$ F	120 $^{\circ}$ F
BUEF-2	24	0,2	23,89	17,13
EED-1	28	0,2	14,21	9,14

En la tabla 4.3 se observa que diluyente BUEF-2 presentó una viscosidad de 23,89 y 17,14 Cp a temperaturas de **Baño de María** del Viscosímetro de Saybolt de 100 y 120 $^{\circ}$ F respectivamente, mientras el diluyente EED-1 registró una viscosidad de 14,21 y 9,14 Cp a 100 y 120 $^{\circ}$ F respectivamente. Estos resultados refleja que el diluyente procesado en EED-1 posee mejores características para la dilución en comparación al de BUEF-2, debido a que presenta un crudo de 28 $^{\circ}$ API siendo 4 $^{\circ}$ API mayor que el de BUEF-2 y a su vez una menor viscosidad dando una menor resistencia de flujo a la hora de ser transportado con respecto al diluyente BUEF-2.

Aparte de la gravedad API y porcentaje de agua y sedimento del crudo pesado producido en SDN-1 estimados anteriormente, se estimó la viscosidad del mismo como se muestra en la tabla 4.4.

Tabla 4.4 Viscosidad del Crudo Pesado Producido en SDN-1.

Características	Estación SDN-1	
Temperaturas (°F)	180 °F	210 °F
Viscosidad (Cp)	428	355

La tabla 4.4 muestra una viscosidad de 428 y 355 Cp a temperaturas de **Baño de María** del Viscosímetro de Saybolt de 180 y 210 °F respectivamente. Esta viscosidad presenta una alta resistencia al flujo en comparación a los diluentes en estudio, las cuales presentan viscosidades inferiores a la mostrada por el crudo SDN-1, haciendo de la necesidad de la dilución del mismo para la disminución de la viscosidad y aumentar su movilidad dentro de la tubería.

Para conseguir una mezcla operacionalmente manejable desde el punto de vista de su movilidad, se necesita determinar la calidad de la mezcla y el volumen de diluyente necesario para la ejecución del sistema. Para ello se planificó una serie de relaciones crudo / diluyente (% V/V), las cuales se pueden visualizar en la tabla 3.1, esta dio lugar a un rango mayor de estudio y análisis de las diferentes gravedades o calidad de crudo que puede ofrecer las combinaciones SDN-1 / BUEF-2 y SDN-1 / EED-1 que permita observar las relaciones crudo / diluyente con características de

fluido capaz de transportar la producción de crudo pesado de SDN-1 a BUEF-2 de una manera rentable.

La realización de estas relaciones crudo – diluyente en laboratorio, se hizo la necesidad de estimar el ° API de cada relación a través de la ecuación 3.6 la cual resultó de un Balance de Masa (crudo / diluyente) con la finalidad de tener una aproximación o indicativo de la calidad de crudo (° API) que debería tener cada relación después de mezclados o combinados el crudo con el diluyente y no desviarnos de la realidad de los resultados.

En la estimación de la calidad de cada relación se tomó al fluido producido (crudo y agua) en SDN-1 como una mezcla homogénea de crudo pesado, es decir, solo crudo. La ecuación 3.6 fue formulada a raíz de un Balance de Masa, la cual toma solamente la mezcla de crudo y diluyente dejando sin efecto el volumen de agua que esta pueda tener, pero dicho volumen de agua si fue tomado en cuenta en la mezcla realizada en laboratorio, debido a la exigencia del simulador Pipephase del porcentaje de agua y sedimento que posee cada relación como dato para la simulación del sistema.

Realizadas las estimaciones, se procedió a la mezcla en el laboratorio de las combinaciones en estudio, en donde se obtuvo la gravedad API, % AyS y viscosidad de gran importancia para la simulación. A continuación en la tablas 4.5 y 4.6 se presentan los resultados obtenidos en ambas diluciones.

Tabla 4.5 Características de la Dilución SDN-1 / BUEF-2.

Relación Crudo / Diluyente	° API Calculada	° API Obtenida	Porcentaje de Error (%)	Porcentaje de Agua y Sedimento	Viscosidad (Cp)	
					100 °F	120 °F
90/10	11,3	11,2	0,88	10,8	623,51	343,12
80/20	12,6	12,7	0,79	10,2	238,87	140,63
70/30	13,9	14,0	0,72	9,1	484,07	263,08
60/40	15,3	15,4	0,65	7,7	323,01	178,82
50/50	16,7	17,0	1,80	6,8	161,02	102,26
40/60	18,1	18,3	1,10	5	117,06	78,73
30/70	19,5	19,6	0,51	3,4	87,24	58,48
20/80	21,0	21,3	1,43	2,2	52,91	31,79
10/90	22,5	22,4	0,44	1,2	39,96	26,51

Tabla 4.6 Características de la Dilución SDN-1 /EED-1.

Relación Crudo / Diluyente	° API Calculada	° API Obtenida	Porcentaje de Error (%)	Porcentaje de Agua y Sedimento	Viscosidad (Cp)	
					100 °F	120 °F
90/10	11,6	11,7	0,86	10,6	523,2	315,3
80/20	13,3	13,5	1,50	10	449,2	286,06
70/30	15,0	15,4	2,67	9,2	301,46	194,18
60/40	16,7	17,1	2,40	7,8	149,88	98,55
50/50	18,5	19,0	2,70	6,7	82,62	55,29
40/60	20,3	20,7	1,97	4,8	49,25	33,47
30/70	22,1	22,4	1,36	3,3	31,55	21,51
20/80	24,0	24,3	1,25	2,3	20,82	14,51
10/90	26,0	26,1	0,38	1,4	17,26	12,11

Nota: los valores de viscosidad denotados en las casillas de color rojo son resultados de viscosidad a una temperatura de 147 y 180 ° F respectivamente, debido a que son mas viscosos y necesitan de una mayor temperatura para realizar la prueba.

En las tablas 4.5 y 4.6 se observa que tanto la gravedad API obtenida en laboratorio y las estimadas por la ecuación 3.6 (**Ver Muestra de Cálculos**), tienen una gran similitud según el porcentaje de desviación o error el cual varía de 0,44 a 1,80 % para la dilución SDN-1 / BUEF-2 y de 0,38 a 2,70 % para la dilución SDN-1 / EED-1. Estos resultados se tomaron como valores favorables para este estudio, por presentar porcentajes de error muy bajos indicando la similitud de los valores estimados por la ecuación 3.6 y los valores obtenidos en el laboratorio.

Ambas diluciones revelan que a medida que el porcentaje de diluyente va en aumento la calidad del crudo también aumenta, debido a la presencia mayor de componente livianos la mezcla mejorando la calidad del crudo pesado. Esto ayuda a la disminución de la resistencia al movimiento, los cuales se reflejan en la disminución en los valores de viscosidad, obteniéndose una menor resistencia al flujo del fluido a través de la tubería. A menor resistencia del fluido a fluir, menor es la presión de bombeo necesaria para el transporte de la producción del crudo pesado desde SDN-1 a BUEF-2 por ser menor el factor de fricción entre el crudo y las paredes de la tubería.

También se observa que la combinación SDN-1 / EED-1 posee mejores características de dilución en comparación a la mezcla BUEF-2 / SDN-1. Esta genera una menor resistencia al flujo lo que indica que posee mayor cantidad de componentes livianos aun en las relaciones que poseen similares gravedades, como por ejemplo la relación 50/50 (17 ° API) de la combinación BUEF-2 / SDN-1 que presenta una viscosidad de 161,02 y 102,26 Cp a 100 y 120 °F en comparación 40/60 (17 ° API) de la combinación EED-1 / SDN-1 que posee una viscosidad de 149,88 y 98,55 Cp 100 y 120 °F respectivamente, en donde se refleja claramente que a pesar de

la similitud de gravedad, la mezcla EED-1 / SDN-1 genera menor resistencia al flujo de fluidos.

Recopilada la información en cuanto a todo lo concerniente a la producción de red de recolección y distribución de crudo de BUEF-2 y las características de los crudos inmersos para este estudio, se hace necesario proponer un sistema de dilución operacionalmente rentable tomando en cuenta las diferentes formas de transporte, distribución y mezcla de crudo.

4.3 SISTEMA DE DILUCIÓN PROPUESTO

En esta etapa se realizó un inventario de todos los equipos e instalaciones de superficie en BUEF-2, EDD-1 y SDN-1 para el conocimiento previo de las condiciones de operabilidad; en cuanto a su capacidad de funcionamiento y condiciones física y operativas (**Ver Apéndice E**). Estos fueron de gran utilidad para el levantamiento del sistema de dilución, en cuanto a la disponibilidad de equipos e instalaciones de superficies necesarias para el funcionamiento en pleno del sistema. El sistema de dilución esta conformada por dos subsistemas, entre estas se encuentra:

➤ Subsistema Interno de Dilución

El subsistema interno de dilución consiste en un red inyección de diluyente a las líneas de flujo de los pozos activos en SDN-1, este esquema se presenta de igual forma para ambos escenarios. Esta cuenta con:

- ✓ Dos (2) tanques de almacenamiento de diluyente de 2 MBls / c/u.
- ✓ Dos (2) tanques de almacenamiento de 10 MBls y 17 MBls.
- ✓ Dos (2) tanques de prueba de 1 MBls.

- ✓ Cuatro (4) bombas eléctricas – reciprocantes con capacidad de 500 Bls / c/u.
- ✓ Un (1) un múltiple de inyección de diluyente.
- ✓ Un (1) múltiple general de producción.
- ✓ Un (1) múltiple de prueba.
- ✓ Cuatro (4) bombas de transferencia de crudo (reciprocantes) (dos (2) con capacidad de 2 MBls y dos (2) de 4 MBls).

➤ **Funcionamiento de Sistema de Inyección.**

En la Figura 4.1 se observa que el diluyente es almacenado en los tanques de almacenamiento de 2 MBls de donde es succionado por cuatro bombas reciprocantes y transferido al múltiple de inyección, este distribuye e inyecta el diluyente a las líneas de flujo de los pozos a una presión mayor a la presión de las líneas de flujo para la incorporación del mismo al sistema de producción de la estación SDN-1. Una vez en las líneas de flujos, el diluyente se mezcla con el crudo pesado a medida que sigue la trayectoria de las líneas de flujo, disminuyendo su viscosidad y transportando la producción al tanque de almacenamiento pasando a través del múltiple general de producción, para luego ser succionado y bombeado por cuatro bombas de transferencia de crudo hasta la estación BUEF-2 por medio de la tubería de descarga.

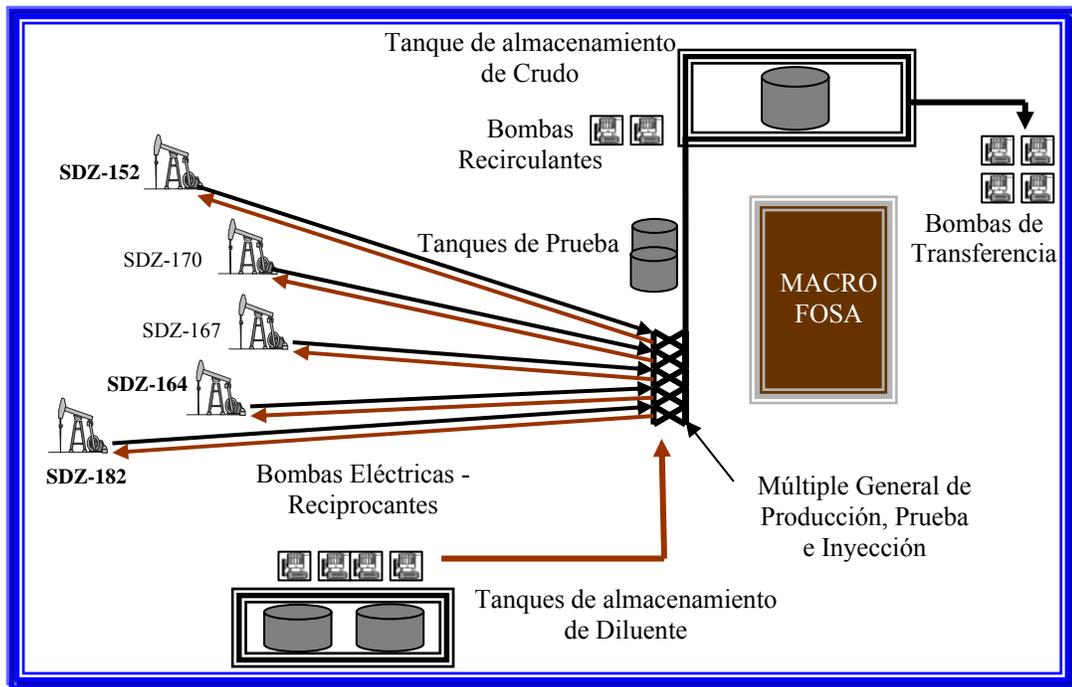


Figura 4.1. Sistema de Inyección de Diluyente en SDN.1.

Tomando en cuenta las instalaciones y equipos presentes en campos, se hizo la necesidad de un sistema de control de inyección de diluyente.

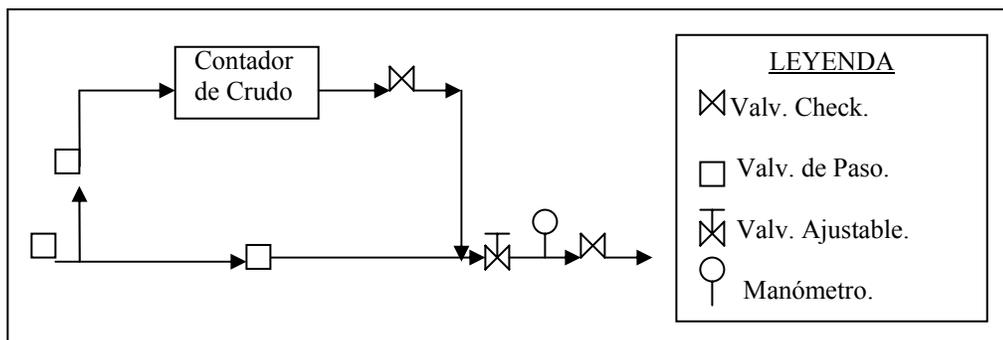


Figura 4.2 Sistema de Control de Tasa y Presión de Inyección de Diluyente para Pozos.

En la Figura 4.2 se observa que para el control de la tasa y presión de inyección del diluyente, en donde cada pozo tendrá un (1) contador de crudo para la contabilización del diluyente, dos (2) válvulas check para evitar el refluo y reducir la retención de sólidos, tres (3) válvulas de paso para el cierre o apertura total y una (1) válvula ajustable para el ajuste del volumen de diluyente inyectado, dando un total de cinco (5) contadores de crudo, quince (15) válvulas de paso, quince (10) válvulas check y cinco (5) válvulas ajustable. Además de un (1) contador para la contabilización total del diluyente a inyectar diariamente, tres (3) válvula de paso y dos (2) válvula check, como se muestra en la figura 4.3.

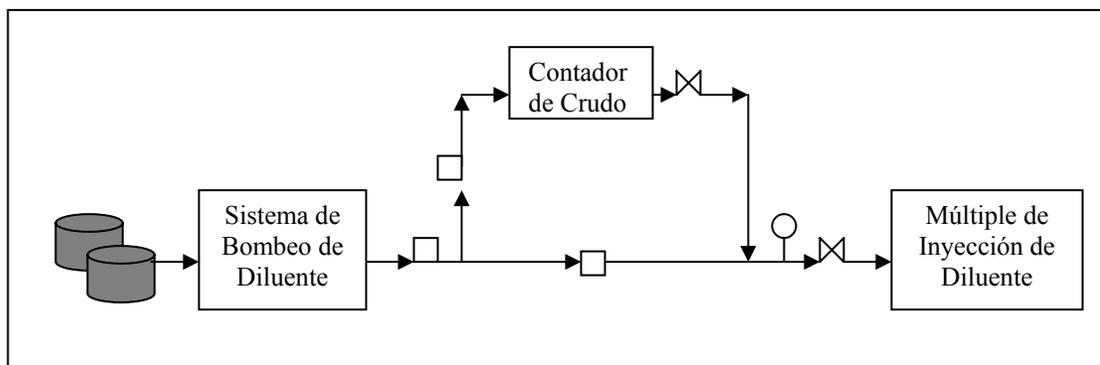


Figura 4.3 Sistema de Control de Tasa y Presión de Transporte de Diluyente al Múltiple de Inyección.

Otra forma de controlar tanto las tasas como las presiones de inyección al mismo tiempo es a través de la automatización de las válvulas, estas son similares en principio a la válvula de globo pero con la instrumentación necesaria para un control automático exacto. El costo es alto, pero esto representa un ahorro en mano de obra y mejora los resultados de operación que compensan ampliamente los costos iniciales.

➤ **Subsistema Externo de Dilución**

Una vez planteado el subsistema interno de dilución se presentó el subsistema externo de dilución. Este subsistema presenta dos escenarios de dilución (Budare y Elías) y cada uno propone dos esquemas de transporte y distribución de crudo (diluyente y mezcla crudo / diluyente), un esquema principal y uno alternativo que solo se tomará en cuenta si el esquema principal no cumple con los requisitos exigidos de producción y operabilidad.

Los esquemas de distribución y transporte de crudo propuestos fueron basados en el estudio de la tubería existente en campo de 6 pulg de diámetros y 55 km de longitud, como línea de transferencia de crudo para el transporte de la producción. Al tomar en cuenta esta tubería para el transporte de la mezcla, se recupera dicha infraestructura disminuyendo así la inversión inicial de proyecto.

✓ **Escenario Budare:**

Este escenario propone diluir el crudo pesado producido en SDN-1 con un diluyente de 24 ° API procesado en BUEF-2. Este se divide en dos opciones de transporte:

❖ **Budare A:**

Propone transportar el diluyente mediante una nueva línea de 55 km de longitud a y 4 o 3 pulg. de diámetro desde BUEF-2 hasta SDN-1 y luego bombear la mezcla (crudo / diluyente) a través de la tubería existente en campo de 55 km de longitud y 6 pulg de diámetro desde SDN-1 hasta BUEF-2 (**Figura 4.4**).

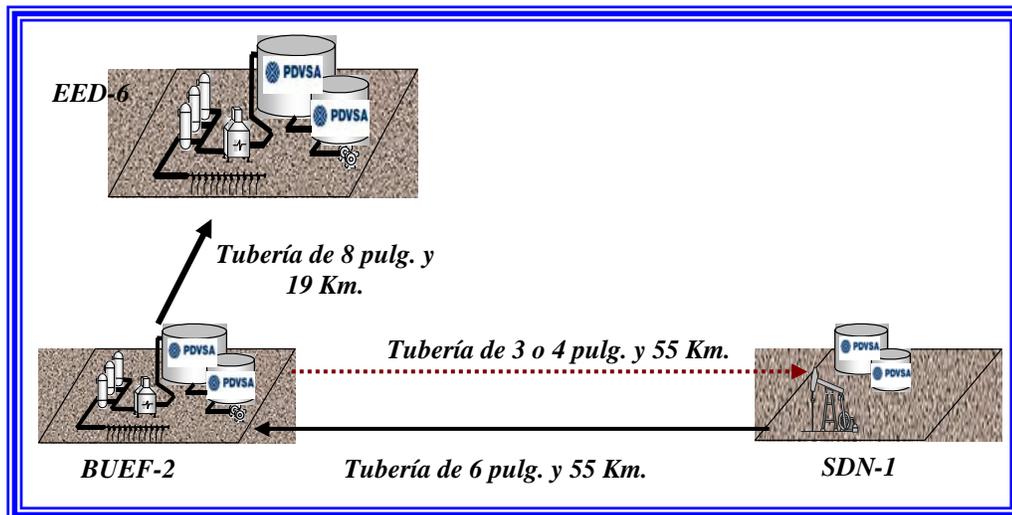


Figura 4.4 Escenario Budare A.

❖ **Budare B:**

Propone transportar el diluyente mediante la línea existente en campo de 55 km de longitud y 6 pulg de diámetro desde BUEF-2 a SDN-1 para luego bombear la mezcla (crudo / diluyente) a través de una nueva tubería de 55 km de longitud y 8 pulg de diámetro desde SDN-1 hasta BUEF-2 (**Figura 4.5**).

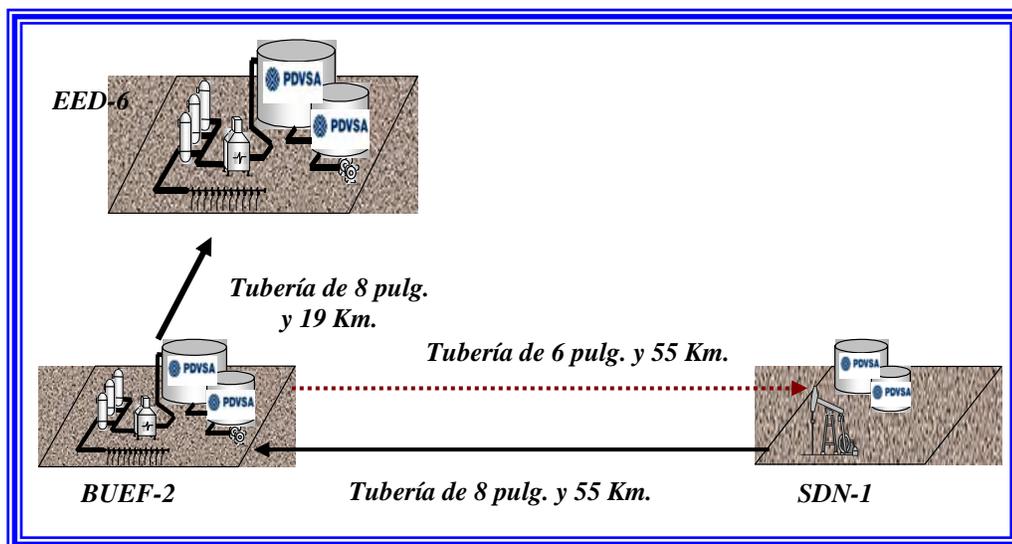


Figura 4.5 Escenario Budare B.

✓ **Escenario Elías:**

Este escenario propone diluir el crudo pesado producido en SDN-1 con un diluyente de 28 ° API procesado en EED-1 con capacidad de proveer de 1,4 MBNPD para la dilución del mismo. Este hace de la necesidad de una mayor cantidad de infraestructura, debido a la distancia que existe de este a SDN-1 (96 km entre ambas estaciones) en comparación a los 76 km de distancia existente entre BUEF-2 a SDN-1 aumentando así la inversión inicial del proyecto en comparación al escenario Budare. Este se divide en dos opciones de transporte:

❖ **Elías A:**

Propone transportar el diluyente mediante una nueva línea de 19 km de longitud y 4 o 3 pulg de diámetro desde EED-1 a BUEF-2 para luego ser rebombada a través de una nueva tubería de 4 o 3 pulg de diámetro y 55 km de longitud a SDN-1 y transportar la mezcla (crudo / diluyente) por medio de la tubería existente en campo (6 pulg de diámetro y 55 km. de longitud) desde SDN-1 a BUEF-2 (**Figura 4.6**).

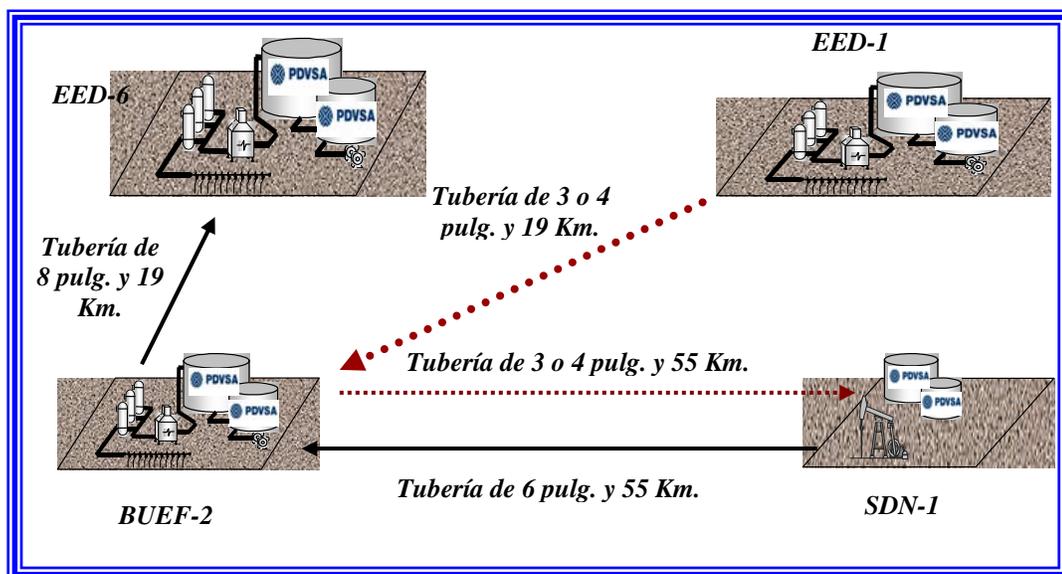


Figura 4.6 Escenario Elías A.

❖ **Elías B:**

Propone transportar el diluyente mediante una nueva línea de 19 km de distancia y 4 o 3 pulg de diámetro desde EED-1 a BUEF-2 para luego ser rebombada a través de la tubería existente en campo (6 pulg de diámetro y 55 km de distancia) a SDN-1 y después transportar la mezcla (crudo / diluyente) por medio de una tubería nueva de 8 pulg de diámetro y 55 km de distancia desde SDN-1 a BUEF-2 (**Figura 4.7**).

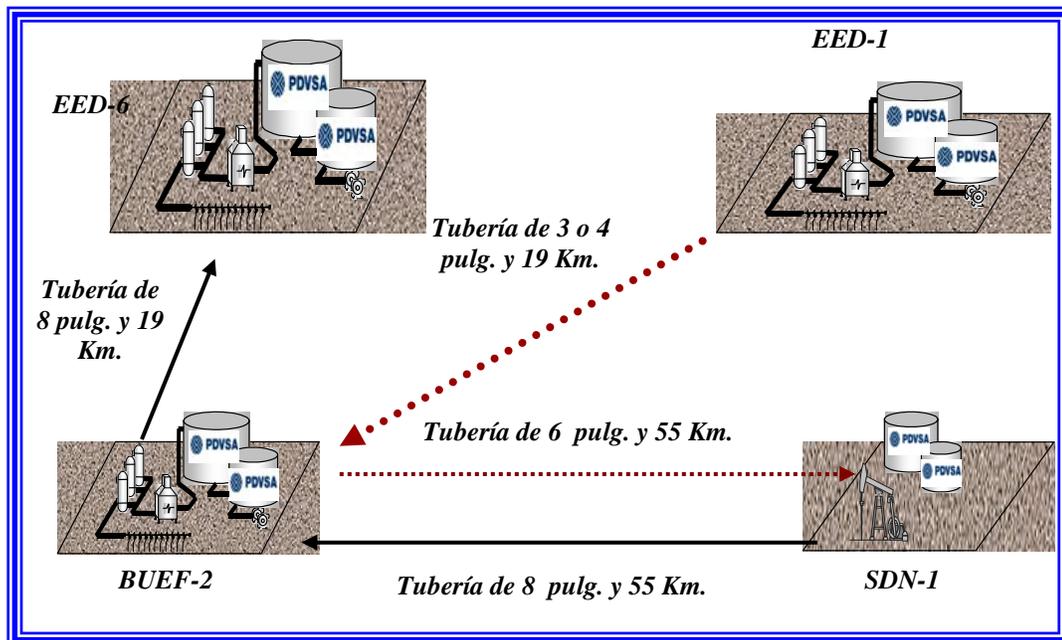


Figura 4.7 Escenario Elías B.

4.3.1 Evaluación de los Escenarios de Dilución entre BUEF-2 y SDN-1

Esta parte de la investigación se basó en el estudio de los escenarios principales de diluciones y la selección del escenario de mejores perspectivas tanto operacional como económicamente para el transporte del crudo pesado producido en SDN-1 a BUEF-2.

➤ **Escenario Budare A**

El esquema Budare A tiene la disponibilidad en campo de una tubería de 6 pulg. de diámetro y 55 km. de distancia entre SDN-1 y BUEF-2 para el transporte de la mezcla, dos (2) bombas de transferencia de crudo (una con capacidad de 2 MBls y la otra de 4 MBls) en BUEF-2 para bombear el diluyente a SDN-1 y un tanque de almacenamiento de diluyente de 5 MBls en BUEF-2. Necesita una tubería de 4 o 3 pulg de diámetro y 55 km de longitud entre BUEF-2 y SDN-1 para el transporte del diluyente.

El subsistema externo de dilución del escenario Budare A es de fácil operabilidad en comparación al escenario Elías, ofreciendo un sistema cerrado entre las dos estaciones, es decir, el volumen de diluyente suministrado por BUEF-2 a los pozos activos en SDN-1 será el mismo que regrese a este transportando la producción de SDN-1 con mayor facilidad. La estación BUEF-2 procesa un volumen total de 5,1 MBNPD y 24 ° API, teniendo un volumen de diluyente cuatro veces mayor que la producción SDN-1 lo que supuso que BUEF-2 posee un volumen de diluyente suficiente para diluir el crudo pesado producido en SDN-1 y todavía existirá un volumen considerable del mismo en caso de emergencias operacionales.

➤ **Escenario Elías A**

Este esquema tiene la disponibilidad en campo de una tubería de 6 pulg de diámetro y 55 km de longitud entre SDN-1 y BUEF-2 para el transporte de la mezcla, dos (2) bombas de transferencia de crudo con capacidad de 2 MBls en condiciones aceptables existente en EED-1 para bombear y almacenar el diluyente en un tanque de almacenamiento de 5 MBls disponible en BUEF-2. Luego se rebombee por dos (2) bombas de transferencia de crudo existente en BUEF-2 con capacidad de 2 MBls y 4 MBls hasta SDN-1. Este escenario además de tener la misma necesidad en infraestructura que el escenario Budare A (tubería de 4 o 3 pulg de diámetro y 55 km

de longitud entre BUEF-2 y SDN-1 para el transporte del diluyente), necesita una tubería de 3 o 4 pulg. de diámetro y 19 km. de longitud para el transporte del diluyente desde EED-1 a BUEF-2, siendo mayor su inversión inicial en comparación al escenario Budare A.

El subsistema externo de dilución del escenario Elías A en comparación al escenario Budare A es de mayor manejo operacional. Ofrece también un sistema cerrado en la zona, pero entre tres estaciones, cambiando su esquema de producción actual. El volumen de diluyente que suministrará EED-1 a los pozos activos en SDN-1 será el mismo que regrese a BUEF-2 transportando la producción de SDN-1 para luego ser bombeado a EED-6 y ser despachado hacia el Patio Tanque Oficina (P.T.O.). El volumen que maneja es de 1,4 MBls, es decir 200 Bls más del producido en la estación SDN-1, lo que supuso que a pesar de necesitar menos volumen de diluyente para la dilución teóricamente por tener 4 ° API mayor que el ofrecido por el diluyente BUEF-2, el volumen es bajo en comparación al procesado en Budare y similar al volumen producido en SDN-1, lo que puede inducir a la necesidad total de la producción de EED-1 o mas para la dilución.

Tabla 4.7 Comparación de Escenarios.

Factores	Escenarios	
	Budare A	Elías A
Manejo Operacional	<i>Menor</i>	<i>Mayor</i>
Requerimiento de Infraestructura	<i>Menor</i>	<i>Mayor</i>
Inversión	<i>Menor</i>	<i>Mayor</i>

Una vez planteados los posibles escenarios de dilución y sus esquemas de distribución y transporte de crudo principales y alternativos. Se evaluaron tomando en

cuenta los requerimientos de infraestructura, inversión, manejo operacional del sistema, ° API y volumen de diluyente. En la tabla 4.7 se refleja una comparación entre los escenarios, en donde el escenario de mayor rentabilidad operacional es de Budare A, teóricamente por presentar una inversión inicial menor que el escenario de Elías A, menor complejidad operacional y por necesitar menor cantidad de infraestructura para el funcionamiento eficiente del sistema de dilución.

4.4 SIMULACIÓN DEL SISTEMA DE DILUCIÓN

4.4.1 Red de Recolección Actual de Crudo en SDN-1

En esta simulación se seleccionó la correlación típica de flujo multifásico para esta zona, necesaria para la simulación del sistema de dilución. El simulador Pipephase cuenta con una serie de correlaciones de flujo multifásico, las cuales fueron evaluadas y analizadas permitiendo seleccionar la correlación que mas adecua a las condiciones operacionales del sitio en estudio, para ello se fijaron las presiones de los cabezales de los pozos activos en SDN-1 y con los datos de tuberías recopilados se obtuvo la producción aportada por cada pozo en la simulación. Estos resultados fueron cotejados con los valores promedio de campo como se pueden visualizar el la tabla 4.8, en donde de todas las correlaciones existentes en el simulador solo tres se acercaban a la realidad (Beggs & Brill, Duns & Ros y Eaton).

Tabla 4.8 Comparación de las Correlaciones de Flujo Multifásico.

Pozos	Producción en Campo (BBPD)	Correlaciones de Flujo Multifásico		
		Beggs & Brill (BBPD)	Duns & Ros (BBPD)	Eaton (BBPD)
SDZ-152	125	127	122	398
SDZ-164	180	112	178	47
SDZ-167	266	313	277	143
SDZ-170	170	102	163	34
SDZ-182	466	546	460	577

A partir de estos resultados se evaluó cual correlación simula la realidad de la zona en estudio a través de un porcentaje de error, como se presenta a continuación en la tabla 4.9.

En la tabla 4.9 se observa que la correlación que se adecua a la zona en estudio es la de Duns & Ros con un porcentaje de error que varia de 1,11 a 4,14%, la cual presenta una gran similitud entre los valores de producción en campo y los valores estimados por el simulador convirtiendo la correlación de flujo multifásico de Duns & Ros en la de menor error diferencial.

Tabla 4.9 Porcentajes de Desviación de las Correlaciones de Flujo Multifásico.

Pozos	Producción Promedio en Campo (BBPD)	Correlaciones de Flujo Multifásico		
		Beggs & Brill (%)	Duns & Ros (%)	Eaton (%)
SDZ-152	125	4,10	2,40	213,39
SDZ-164	180	37,08	1,11	57,77
SDZ-167	266	13,00	4,14	54,31
SDZ-170	170	37,42	4,12	66,96
SDZ-182	466	18,70	1,29	5,68

Luego se procedió a la simulación del sistema externo e interno de dilución del escenario Budare A. En la simulación de subsistema externo de dilución, se consideró como importante la simulación de las diferentes relaciones a través de la tubería existente en campo a BUEF-2 para el transporte de la mezcla. Debido a la necesidad de evaluar y seleccionar la relación de mayor eficiencia, capaz de transportar la producción diaria de la estación de producción SDN-1 hasta la estación de flujo BUEF-2 con el menor volumen de diluyente posible en condiciones seguras y operables para la zona.

4.4.2 Simulación del Sistema Externo de Dilución

➤ Transporte de la mezcla crudo / diluyente desde SDN-1 hasta BUEF-2

En esta simulación se varió el caudal de crudo a transportar desde SDN-1 a BUEF-2 con una presión de llegada a 25 lpca. Esta presión de llegada es la que maneja las estaciones recolectoras como parámetro operativo para un flujo continuo desde los pozos hasta el tanque de almacenamiento o de una estación a otra, con estos datos se estimaron las presiones de bombeo necesarias en SDN-1 para el transporte de

la mezcla hasta BUEF-2. La simulación fue evaluada hasta los caudales que arrojaban una presión de bombeo cerca de 1500 lpca, debido a que presión de diseño para una tubería CEDULA 80 es de 2000 lpca (**Ver Apéndice J**) pero en operaciones de transporte en campo su presión de trabajo oscila entre 1300 y 1600 lpca. En la tabla 4.10 se presenta los resultados obtenidos en la relación 50/50 (Crudo / Diluyente) de la combinación SDN-1 / BUEF-2, de esta misma manera se muestran los resultados de las demás relaciones (**Ver Apéndice F**).

Tabla 4.10 Resultados de la Simulación de la Relación 50 / 50 de SDN-1 / BUEF-2 para su Transporte.

Relación 50/50 (17 ° API)	
Caudal (BBPD)	Presión de Bombeo (Lpca)
500	259
1000	399
1500	545
2000	699
2500	862
3000	1036
3500	1223
4000	1427

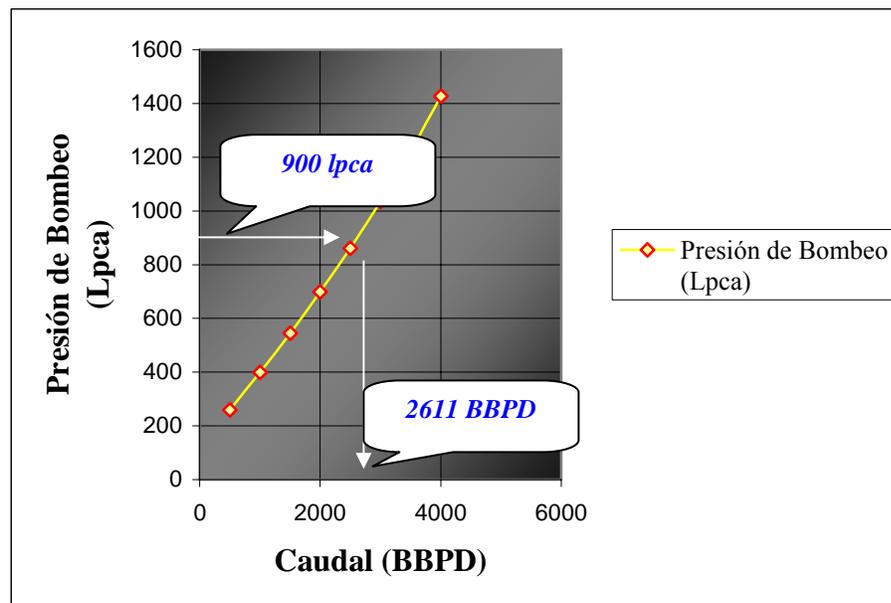
Una vez obtenidos estos resultados se establecieron una serie de condiciones operacionales para el funcionamiento del sistema (presión de bombeo de la mezcla y diluyente, volumen de mezcla y diluyente a transportar entre BUEF-2 y SDN-1, presiones y volumen de inyección de diluyente a los pozos en SDN-1 etc.), tomando en

cuenta las condiciones actuales de trabajo de los equipos e instalaciones de superficie, en donde se tiene que:

1. El rango de operación de presión del sistema de transferencia de crudo oscila entre 800 y 1200 lpcm, según la operaciones realizadas anteriormente con las bombas de transferencia en SDN-1.
2. La presión de trabajo por disponibilidad de infraestructura es de 900 lpcm, por razones de seguridad (tubería existente en campo). La tubería es CEDULA 80 capaz de resistir una presión de diseño de 2000 lpca (**Ver Apéndice J**), pero por seguridad se trabaja con una presión que oscila entre 1300 y 1600 lpca, también posee BRIDAS SERIE 600 capaces de resistir 1200 lpca y por razones de seguridad se regula la presión de 300 a 400 lpca por debajo de la presión de diseño para las operaciones en campo.
3. Disponibilidad máxima del volumen de diluyente necesario para la dilución por parte de la estación de flujo BUEF-2. es de 5,1 MBIs de 24 ° API.

Entre los factores planteados el más limitante es la presión de trabajo por razones de seguridad de la infraestructura disponible en campo, la cual es de 900 lpca. Esta presión puede ser proporcionada por la sala de bombas de transferencia de crudo ubicadas en SDN-1 y por tal motivo fue tomada como limitante directa del sistema.

Este valor de presión se fijo en la Gráfica 4.1 y se obtuvo el volumen de mezcla capaz de transportar la relación 50 / 50 crudo / diluyente a la presión de bombeo máxima de trabajo para operará el sistema, esta grafica volumen de mezcla – presión de bombeo se realizó a cada combinación en estudio (**Ver Apéndice F**).



Gráfica 4.1 Caudal Máximo que Transporta la Relación 50 / 50 BUEF-2 / SDN-1 a una Presión de 900 Lpca.

La Gráfica 4.1 representa las presiones de bombeo (lpca) necesaria para transportar diferentes caudales (BBPD) o volumen de mezcla (crudo / diluyente), se puede observar que a medida que aumenta el volumen de mezcla aumentan las pérdidas de presión debido al aumento del rozamiento del fluido con la pared de la tubería aumentando el factor de fricción, el cual es el factor principal en la caída de presión a lo largo de toda la tubería.

Una vez obtenido el volumen de mezcla a transportar por el sistema por cada relación en estudio, se calculó el volumen de producción y el volumen de diluyente que puede transportar cada relación para el transporte de la producción de la estación SDN-1 (**Ver Muestra de Cálculo**). Para ello se utilizó una hoja de cálculo tomando en cuenta las relaciones crudo / diluyente estudiadas (**Ver Tabla 4.11**).

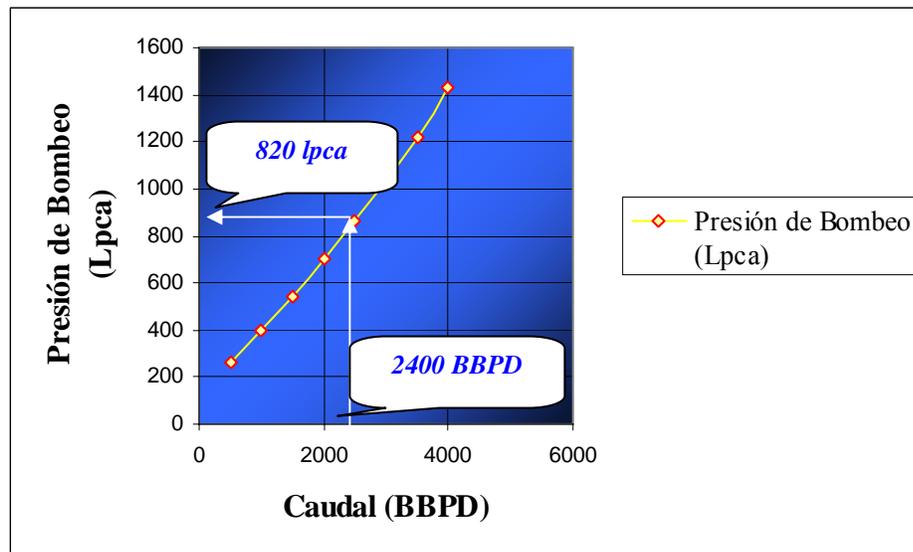
Tabla 4.11 Relación de Mayor Eficiencia para el Transporte del Crudo Pesado Producido en SDN-1.

Mezcla SDN-1 / BUEF-2						
Relación	° API	Volumen de Producción (BBPD)	Volumen Neto de Producción (BNPD)	Volumen de Agua (BAPD)	Volumen de Diluyente (BPD)	Máximo Caudal (BBPD) @ 900 (Lpca)
90/10	22,4	850	748	102	7649	8499
80/20	21,3	1493	1314	179	5973	7466
70/30	19,6	1504	1324	181	3510	5014
60/40	18,3	1494	1315	179	2242	3736
50/50	17,0	1306	1149	157	1306	2611
40/60	15,4	705	620	85	470	1175
30/70	14,0	538	473	65	230	768
20/80	12,7	336	296	40	144	720
10/90	11,2	378	333	45	42	420

En la Tabla 4.11 se observa los barriles por días de mezcla capaces de transportar las relaciones crudo / diluyente a una presión fija de 900 lpca. A partir de estos resultados se analizó cuales de las relaciones son capaces de transportar la producción de SDN-1 a BUEF-2 en condiciones de operación aceptables, entre ellas estuvieron: 80/20, 70/30, 60/40 y 50/50, de donde la relación que ofrece la menor cantidad de diluyente para el transporte es la relación 50/50 (17 ° API) con 1306 Bls de diluyente transportando la misma cantidad de crudo en producción. Este abarca 1/4 del volumen de crudo procesado en BUEF-2 cubriendo completamente las necesidades del mismo para la dilución sin ningún tipo de complicaciones operacionales o producción.

Obtenida la relación adecuada de mezcla para la dilución y transporte, se ajustó el volumen de diluyente a 1,2 MBNPD necesario para diluir 1,2 MBBPD producido en

SDN-1 en una relación 50/50 o 1:1 (crudo / diluyente) para el transporte. Luego con la suma de ambos volúmenes (crudo / diluyente) se obtuvo un volumen de mezcla de 2400 BBPD. Este valor fue interpolado en la Gráfica 4.1 y se estimó la presión de bombeo necesaria para el traslado de la producción diaria de la estación SDN-1 dando como resultado una presión de 820 lpca (**Ver Gráfica 4.2**).



Gráfica 4.2 Presión Máxima de Bombeo Necesaria para Transportar 2400 BPD de la Mezcla BUEF-2 / SDN-1 (50 / 50).

El valor estimado de presión de bombeo en la Gráfica 4.2 es 80 lpca menor a la presión de bombeo limitante del sistema (900 lpca). Esto se debe a un menor volumen de mezcla crudo / diluyente dentro de la tubería, disminuyendo el rozamiento de la mezcla con las paredes de la tubería disminuyendo el factor de fricción, lo que lleva a tener un valor de presión de bombeo menor siendo de mayor utilidad en las operaciones de transporte en casos de emergencias operacionales como por ejemplo: aumento de la producción etc.

Cabe resaltar que el diluyente EED-1, a pesar de poseer mayor gravedad que el diluyente BUEF-2 y por ende tener mejores características de dilución, la estación

EED-1 procesa solamente 1,4 MBNPD hace suponer que necesita menor volumen de diluyente para lograr la dilución requerida en comparación a los 1,2 MBNPD que se necesita de BUEF-2 para tal fin, pero por razones de seguridad y caso de emergencia (aumento de la producción en SDN-1 y problemas en el suministro de inyección a futuro) complicaría las operaciones de dilución y transporte para este sistema en particular haciendo pensar la necesidad de un volumen de crudo EED-1 mucho mayor que la que este procesa, para cubrir sin ningún tipo de problema el suministro del diluyente a SDN-1.

Por tal motivo fue preferible seguir con el estudio del crudo BUEF-2 para dicho traslado, ya que posee un volumen de crudo lo suficientemente alto en comparación al necesitado para la dilución, cubriendo las exigencias en caso de problemas operacionales.

➤ **Transporte del Diluyente Desde BUEF-2 a SDN-1**

Calculado el volumen de diluyente necesario para la mezcla, el cual resultó de 1200 Bls, se procedió a la simulación de su transporte desde la estación BUEF-2 a SDN-1. Para esto se sensibilizó el diámetro de la tubería considerando un volumen fijo a transportar desde BUEF-2 con una presión de llegada de 25 lpcm en SDN-1, presión mínima de operación actual en SDN-1 para la entrada del crudo a los tanques de almacenamiento de 2 MBls, para obtener la presión de bombeo necesaria para el traslado del diluyente de BUEF-2 a SDN-1 para la inyección. Los diámetros simulados fueron de 3 y 4 pulg. como se visualizan en la tabla 4.12 con sus respectivos resultados.

Tabla 4.12 Presión de Bombeo y Diámetro de Tubería Necesaria para el Transporte del Diluyente.

Factores	Diámetros de Tubería	
	3 Pulg.	4 Pulg.
Volumen de Diluyente (BPD)	1200	1200
Presión de Bombeo (Lpca)	720	270
Costo de 55 Km. de Tubería (MMBs)	161,2	187.8

En la tabla 4.12 se observa que la tubería de 3 pulg. genera una presión de bombeo de 720 lpca, siendo esta mayor en comparación a la generada por la tubería de 4 pulg. que solamente necesita de 270 lpca para el bombeo del diluyente. La tubería de 4 pulg. es mucho más costosa que la de 3 pulg. con una diferencia de 26,6 MMBs, sin embargo genera mayor seguridad en las operaciones necesarias para su transporte a largo tiempo, debido a que se trabajaría con presiones de mayor control para el funcionamiento del sistema.

Evaluado y definido el esquema de distribución y transporte de crudo (mezcla crudo / diluyente y diluyente) o subsistema externo de dilución. Se realizó la simulación de la red de inyección de diluyente en SDN-1 o subsistema interno de dilución.

4.4.3 Subsistema Interno de Dilución

➤ Red de Inyección de Diluyente en SDN-1

La relación crudo diluyente seleccionada para el transporte conjuntamente con el volumen de crudo pesado producido por cada pozo activo en la estación de producción SDN-1, ayudó a la estimación de la cantidad de diluyente a inyectar a cada líneas de los pozos (**Ver Tabla 4.13**). Este volumen de diluyente a inyectar se fijó en la simulación para la obtención de las presiones de inyección para la incorporación de diluyente al sistema de producción.

Los resultados obtenidos reflejaban valores de presión de inyección inferior a la presión de flujo de las líneas de los pozos, indicando teóricamente la no incorporación del diluyente al sistema. Esto se debe a que el flujo de cualquier fluido va desde un punto de mayor presión a uno de menor presión según la **Teoría de Bernulli**, por tal motivo se simularon válvulas de ajustables en la salida del diluyente de la línea de inyección con la finalidad de estimar la apertura que deben tener cada una de estas válvulas para inyectar el diluyente a 10 lpcm de presión por encima de la presión de flujo para la entrada correcta y equitativa del diluyente al sistema de producción para la mezcla y transporte del crudo pesado desde los pozos al tanque de almacenamiento (**Figura 4.8**).

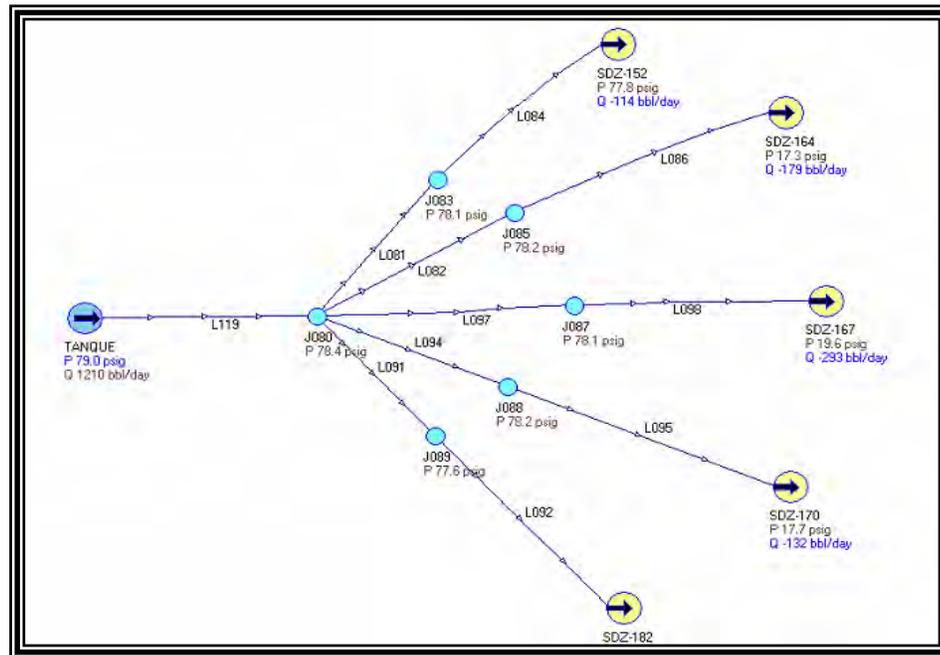


Figura 4.8 Esquema de Inyección de Diluyente en SDN-1.

En este caso se fijó una presión de bombeo del sistema de 100 lpc a y se sensibilizaron las aperturas de las válvulas ajustables hasta generar una presión de inyección en cada pozos de 10 lpc a por encima de la presión de las líneas de flujo (**Ver Tabla 4.1**) para la captación visual del operador en campo de la incorporación del diluyente en el sistema de producción. En la tabla 4.13 se presentan los resultados obtenidos en cuanto a al volumen de diluyente a inyectar a cada pozo, restricciones de las válvulas y presión de inyección.

Tabla 4.13 Resultados de la Simulación de la Red de Inyección de Diluyente en SDN-1.

Pozos	Volumen de Diluyente (BPD)	Presión de Inyección (lpca)	Apertura de Válvulas (pulg)
SDZ-152	125	89	1,25
SDZ-164	180	31	0,18
SDZ-167	266	30	0,24
SDZ-170	170	30	0,16
SDZ-182	446	39	0,32

Como se muestra en la tabla 4.13 que el volumen de diluyente varia entre 125 y 446 BBPD, la presión de inyección oscila entre 30 y 89 lpca y las restricciones de las válvulas varían entre 0,16 y 1,25 pulg de diámetro.

4.5 EVALUACIÓN ECONÓMICA

La implementación en campo del sistema de dilución propuesto requiere de una inversión de 2 MMMBs. Esto debido a que la idea fundamental de proponer un esquema de producción de crudo entre BUEF-2 y SDN-1 con la capacidad de transportar el crudo pesado producido en SDN-1 a través de una tubería utilizando la técnica de dilución. La estación SDN-1 produce 31.680 Bls por mes equivalente a 1,6 MMMBs por mes.

Para ello se hizo de la necesidad de un estimado de costo de una serie de válvulas y contadores de crudo para el control del sistema de inyección de diluyente (Ver Tabla 4.14)

Tabla 4.14 Estimado de Costo de los Equipos.

Estimado de Costo de Equipos			
Equipos	Bs x Unidad	Unidades	Precio (Bs)
Válvulas Check	250.000	12	3.000.000
Válvulas de Paso	325.000	18	5.850.000
Válvulas Ajustables	400.000	5	2.000.000
Contadores de Crudo	2.500.000	6	15.000.000
Total (Bs)			25.850.000

También se realizó un estimado de costo del tendido de una tubería de 4 pulg. de diámetro y 55 km. de distancia para el transporte del diluyente desde BUEF-2 a SDN-1 para el transporte del diluyente desde BUEF-2 a SDN-1.

Obteniendo la inversión inicial de 2 MMMBS aproximadamente, según los estimados de costos de los equipos e infraestructura necesaria para la implementación del mismo en campo, costando prácticamente la mitad de los ingresos por la producción de la estación de producción SDN-1(**Ver Tabla 4.15**).

Tabla 4.15 Estimado de Costo del Tendido de Tubería.

Estimado de Costo del Tendido de Tubería			
Equipos	Bs x Unidad	Unidades	Precio (Bs)
Tubería (4 Pulg.) x Km.	3.413.917	55	187.765.435
Juntas (4 Pulg.) x Km. x 80	250.000	4400	1.100.000.000
H x Km. x 160	48.443	8800	426.298.400
Tendido de Tubería x Km.	3.966.103	55	218.135.665
Total (Bs)			1.932.199.500

La alta inversión del proyecto conllevó a la evaluación económica del sistema a través de una hoja de cálculo (EXCEL), arrojando un valor del Valor Presente Neto (VPN) de 666,7 MMBs al cabo de 3 meses de producción con el sistema propuesto y una Tasa Interna de Retorno (TIR) de un 35 % haciendo esta estructura altamente rentable para la compañía al cabo de ese tiempo (**Ver Apéndice F**).

Luego de visualizar la rentabilidad del mismo a tres (3) meses de la implementación, se compararon los gastos de producción entre el sistema propuesto y el sistema de transporte actual integrado por camiones recolectores de crudo. Para ello primero se estimó el costo diario por la utilización de los camiones recolectores de crudo para el transporte de la producción (Ver Tabla 4.16).

**Tabla 4.16 Estimado de Costo por Día de los Camiones Recolectores
Crudo.**

Estimado de Costo por Días de los Camiones Recolectores de Crudo				
Descripción	Bs / Hrs	Horas	Unidades	Costo Total (Bs)
Camiones	<i>68.000</i>	<i>24</i>	<i>3</i>	<i>4.869.000</i>

En donde fiando el costo de los camiones recolectores de crudo a 4.9 MMBs por día a lo largo de un Mes, resulta un monto total mensual de 146 MMMBs. Luego el costo anual del sistema actual de transporte de crudo pesado se realizó una comparación de los gastos de producción del actual con el propuesto, como se muestra en la tabla 4.17.

Tabla 4.17 Comparación de los Gastos por Producción Acumulada por Mes.

Gastos por Producción (Bs)		
Meses	Gastos del Sistema Actual (Bs)	Gastos del Sistema Propuesto (Bs)
1	146.070.000	1.996.052.565
2	292.140.000	2.001.052.565
3	438.210.000	2.006.052.565
4	584.280.000	2.011.052.565
5	730.350.000	2.016.052.565
6	876.420.000	2.021.052.565
7	1.022.490.000	2.026.052.565
8	1.168.560.000	2.031.052.565
9	1.314.630.000	2.036.052.565
10	1.460.700.000	2.041.052.565
11	1.606.770.000	2.046.052.565
12	1.752.840.000	2.051.052.565
13	1.898.910.000	2.056.052.565
14	2.044.980.000	2.061.052.565
15	2.191.050.000	2.066.052.565

En la tabla 4.18 se observa que en el primer mes, existe una diferencia en gastos de producción de 1,8 MMMBs aproximadamente del sistema propuesto sobre el actual, pero a medida que avanza el tiempo el alquiler de los camiones recolectores de crudo presenta una acumulación significativa mientras que el sistema propuesto presenta una acumulación mínima de 5 MMBs por mantenimiento de instalaciones y equipos dando una diferencia de gastos a favor del sistema propuesto de 125 MMBs al año y tres (3) meses. Esto indica que el sistema propuesto se hace totalmente rentable para la empresa a este tiempo en comparación al sistema actual.

Cabe destacar que en esta evaluación el alquiler de los camiones recolectores de crudo están fijados por razones de cálculos en 68.000 Bs, lo cual se desvía de la realidad, porque a medida que pasan los meses o años aumenta el porcentaje de alquiler dependiendo de la situación económica actual para el momento, lo que trae como consecuencia un aumento de los gastos de producción anual en comparación a al estimado de costo mensual o anual realizado anteriormente (Tabla 4.16). Esto indica una disminución en el tiempo del sistema propuesto en comparación al sistema actual al momento de originar ganancias para la empresa con un sistema de mayor control operativo, mayor seguridad y una producción continua sin mayores contratiempos.

CONCLUSIONES

- Los análisis obtenidos en el sitio en estudio indica que la técnica de dilución, como instrumento de transporte de crudo pesado es eficiente y rentable.
- El área mas apropiada para el manejo del diluyente es la estación BUEF-2.
- La alternativa de suministro de diluyente 24 ° desde BUEF-2 a SDN-1 (Escenario Budare A); presenta las condiciones operacionales más favorables y de menores costos integrados en comparación a los mostrados por el escenario Elías A.
- Los análisis indican que la mezcla SDN-1 / BUEF-2 en una relación 50/50 o 1:1 crudo / diluyente, ofrece condiciones de mezcla apropiada para el transporte del crudo producido en la estación SDN-1 a través de la tubería existente en campo (55 km de longitud y 6 pulg. de diámetro) con una presión de bombeo de 820 lpca.
- La correlación flujo de Duns & Ros es la que más se adapta al crudo en estudio.
- La tubería de 4 pulg de diámetro y 55 km de distancia, es la que ofrece mayor beneficio para el transporte del diluyente desde BUEF-2 a SDN-1 con una presión de bombeo de 270 lpca.
- El volumen de diluyente necesario para la mezcla SDN-1 / BUEF-2 con una relación 50/50 es de 1200 BNPD.
- La presión del sistema bombeo necesaria para mantener el suministro del diluyente entre los tanques de almacenamiento y los pozos en SDN-1 es de 100 lpca.

- El volumen máximo de crudo producido en SDN-1 que puede transportar la relación SDN-1 / BUEF-2 es de 1504 BBPD a una relación 70 / 30 diluyente / crudo.
- El sistema propuesto de inyección de diluyente en SDN-1 permite un control ajustado del consumo del diluyente.
- La estimación de costos realizada indica que la aplicación del sistema de dilución propuesto, abarca una inversión inicial de 2 MMMBs.
- El sistema de dilución propuesto ofrece un VPN: 666,97 MMBs y un TIR: 35% en 3 meses, haciendo rentable su implementación.
- Los gastos generados por la contratación continua de los camiones recolectores de crudo para el transporte diario de la producción de la estación SDN-1, se hacen mayores al cabo de un (1) año y tres (3) meses en donde sobrepasa los gastos por la implementación del sistema propuesto en unos 125 MMBs.

RECOMENDACIONES

- Controlar la tasa y presión de inyección de diluyente con el fin de evitar cambios abruptos durante el proceso de dilución en el sistema, mediante la automatización de las válvulas.
- Realizar mantenimiento necesario al sistema de bombeo de las estaciones en estudio, para obtener una mayor eficiencia de transporte.
- Estudiar el potencial de producción de la estación de producción SDN-1 en el portafolio de oportunidades, si la producción esperada para un tiempo determinado supera el máximo volumen de crudo pesado que puede transportar la tubería existente en campo con un relación 70 / 30 SDN-1 / BUEF-2. Se debe estudiar la implementación del escenario Budare B como sistema de dilución y transporte.

BIBLIOGRAFIA

1. AMERICAN SOCIETY UNITS OF MEASUREMENT (1952). **“Petroleum measurement tables”** American aditior. United States of American.
2. ARDITTI L. (1990) **“Producción y manejo de fluidos.”** Caracas.
3. ARIAS, FIDIAS (1997). **“El proyecto de la investigación, guía para su elaboración.”** 3^{era} edición. Caracas.
4. CHIRINOS MARIA., IGNACIO LAYRISSE. (1981). **“Reologia del sistema crudo Zuata / Diluente.”** Informe de INTEVEP. Venezuela.
5. CONVENIO PDVSA, UDO, CEPET (1993). **“Programas de actualización en ingeniería de gas.”** Puerto la Cruz.
6. CRANE, H. 1989. **Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías.** Mac Graw Hill. México.
7. FERNÁNDEZ J., CARLOS A. (2004). **“Evaluación de la Inyección de Diluyente Mediante Capilares en Pozos L.A.G. con la Finalidad de Incrementar la Producción del Campo Pilón de la UEPE.”** Trabajo Especial de Grado. Universidad de Oriente, Núcleo Monagas.

8. GONZÁLEZ A., RUBEN (1984). **“Uso de Diluyente en el Manejo y Transporte de Crudos Pesados.”** Caracas.
9. MONTIEL, HELÍ. (2004). **“Tratamiento de crudo (Químico y Térmico).”**
Instituto de Investigaciones Petroleras, Universidad del Zulia y Fundación Laboratorio de Servicios Técnicos Petroleros. Maracaibo – Zulia.
10. HERNÁNDEZ S., ROBERTO (1997). **“Metodología de la Investigación.”** Caracas.
11. RONDÓN B., LEONQUE J. (2004). **“Estudio Técnico Operacional de la Red de Recolección de los Campos Guara Este y GG – 401x Pertencientes a la Unidad de Explotación de Yacimiento Liviano del Distrito San Tomé.”**
Trabajo Especial de Grado. Universidad de Oriente, Núcleo Anzoátegui.
12. PAGAZANI C Y COLABORADORES. (1997). **“ Optimización del Sistema de Inyección de diluyente”.** Documento Técnico. Intevep, S.A. Morichal.
13. S. RASTOIN, Z.; SOHMID, D. R. DOTY. (1997). **“ A Reviuw of Multiphase Flow Through Chokes”.** Petroleum Engineering Department. University of Tulsa. Vol.199.
14. TRABAJOS UNIVERSITARIOS (2004). **“Mecánica de Fluidos”** [On Line].
Disponible en: www.monografias.com/trabajos12/mecflui.shtml.

15. CURSO QUÍMICA DE MATERIALES PELIGROSOS (2004). “**Soluciones**” [On Line].

Disponible en: www.ciquime.org.or/ciquime/Pdf/química/Leccion%206.Pdf.

16. TRABAJOS UNIVERSITARIOS (2004). “**Teorema de Bernoulli**” [On Line].

Disponible en: www.html.rincondelvago.com/aplicaciones-dl-teorema-de-bernoulli.html.

APÉNDICES

APÉNDICE A

Apéndice A.1 *Norma para la determinación del agua y sedimentos en crudos y aceites combustibles. Método de centrífuga.*

%Agua y Sedimentos.

PDVSA	ASTM	COVENIN
1010	D 1796 - 96	422 - 82

Aparato: centrífuga capaz de girar 2 o más probetas a una velocidad que puede ser controlada para producir una fuerza centrífuga relativa (RCF) entre 500 y 800 en el fondo de dichas probetas.

Baño: el baño puede ser un calentador al seco o líquido de suficiente profundidad para sumergir las probetas de centrífuga en posición vertical hasta la marca de 100 ml. Debe tener dispositivos para mantener la temperatura a 120 ° F.

Solvente: deberá usarse tolueno, conforme a las especificaciones ASTM D –32. Este solvente deberá estar saturado de agua a temperatura ambiente. Esto se consigue añadiendo 2 ml de agua a 100 ml de solvente y agitando, pero se deberá dejar en reposo el tiempo necesario para tener la seguridad de que el tolueno está libre del agua en suspensión.

Muestra: la muestra deberá ser representativa del material en cuestión y la porción usada para la prueba deberá ser verdaderamente representativa de la muestra misma. Esto requiere de una agitación vigorosa de la muestra antes de transferirla a la probeta. Muestras frías deberán calentarse para facilitar la mezcla

Procedimiento:

1. Llenar las dos probetas de centrífuga hasta la marca de 50 ml de solvente.

2. Añadir a las probetas crudo hasta llegar a 100 ml.
3. Agitar bien.
4. Leer el menisco nuevamente y asegurarse de que hay 100 ml.
5. Agitar la probeta hasta que su contenido este bien mezclado.
6. Sumergir las probetas en baño maría por promedio de 10 minutos.
7. Asegurarse de que la temperatura final en las probetas sea menor de 100 ° F.
8. Calentar las probetas hasta 140 ° F si hay presencia de parafinas no bajar la temperatura menos de 125 ° F.
9. Invertir las probetas para asegurarse que la mezcla petróleo – solvente está perfectamente homogénea (si es necesario agitarlos proceda ya que la presión de vapor a 140 ° F es el doble que a 100°F y las probetas podrían explotar).
10. Colocar las probetas en las copas de la centrífuga manteniendo equilibrio entre ellas.
11. Deje caer la tapa y centrifúguelas a una rotación suficiente para producir una fuerza centrífuga relativa entre 500 y 800 en el fondo de las probetas por un lapso de tiempo de entre 3 y 10 minutos, dependiendo del tipo de muestras.
12. Sacar las probetas.

13. Leer el contenido de agua y sedimentos diferenciando cada uno de sus componentes (agua, barro, arena).

14. Calcular el porcentaje de la siguiente forma. Si uso una sola probeta para la muestra múltiple por dos.

Nota: algunos petróleos pueden requerir otros tipos de solventes. Esto dependerá del acuerdo entre el vendedor y los compradores del crudo.

Apéndice A.2 Norma para la determinación de la gravedad API del petróleo y sus productos.

Gravedad API de l Petróleo (Método) ASTM D-1298.

PDVSA	ASTM	COVENIN
0060	D 4057 - 88	833-82

Este método permite determinar valores exactos de densidad. Gravedad específica y gravedad API y sus productos son necesarios para la conversión de los volúmenes medidos a volúmenes a la temperatura patrón de 60 °F.

La densidad, gravedad específica y gravedad API son factores que rigen la calidad del crudo: los precios del crudo generalmente son ajustados según la gravedad API.

Temperatura de la prueba: la gravedad por el método del hidrómetro es más exacta cuando se determina a una temperatura cercana a los 60 ° F. Sin embargo puede determinarse a temperaturas entre 18 y 195 °F, dependiendo del tipo de muestra.

Procedimiento:

1. Colocar la muestra en un cilindro limpio evitando la formación de burbujas de aire en la superficie de dicha muestra. Si esto sucede elimínelos usando un trozo de papel filtro.
2. Colocar el cilindro en sitios libres de corrientes de aire.

3. Cerciorase que la temperatura del medio no varíe más de 5 ° F. En caso de que la temperatura de la habitación sea muy alta o muy baja deberá usar un baño de temperatura constante para hacer las determinaciones de gravedad.
4. Dejar que el hidrómetro baje dentro del líquido. Evite mojar con petróleo la parte superior del hidrómetro.
5. Agite el termómetro hasta recoger una temperatura constante.
6. Cuando el hidrómetro flote libremente haga la lectura de la gravedad en el punto donde el líquido corta la escala del hidrómetro observando la lectura al formar una línea horizontal desde sus ojos hasta el mencionado punto en la escala del hidrómetro.

Nota: cuando se observan gravedades en líquidos opacos (petróleo negro y otros) normalmente se lee en el tope del menisco que se forma en el punto de corte de la escala. Esa lectura en el tope del menisco debe ser corregida ya que la lectura debe ser hecha en la superficie real del líquido (en las lecturas hechas en crudos del Oriente de Venezuela, se ha observado una corrección de 0.1 °).

Apéndice A.3 Norma para la determinación de la Viscosidad Cinemática.

Determinación de la Viscosidad de Saybolt

PDVSA	ASTM	COVENIN
0060	D 1973 - 88	426 - 92

ACTIVIDADES PREVIAS.

- a) Deshidratar la muestra, tomando en cuenta el tipo de muestra para no tener pérdida de vapores. Si es de petróleo crudo muy liviano no hay que aplicarle calor.
- b) Seleccionar el orificio adecuado, dependiendo de lo viscoso de la muestra y la temperatura de trabajo.

Procedimiento:

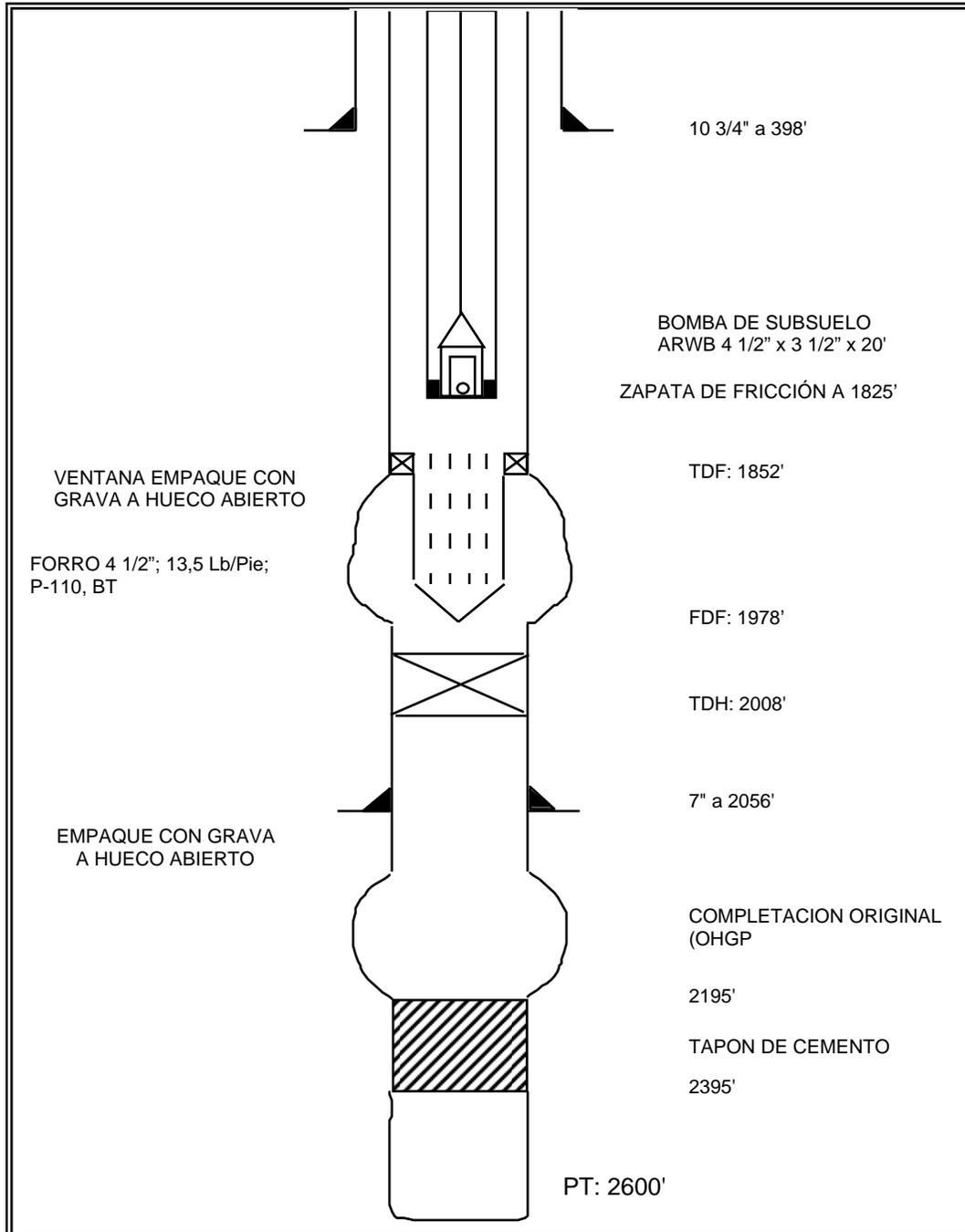
1. Seleccionar el orificio adecuado.
2. Orificio Universal, Tiempo de flujo mayor de 32 segundos hasta 1000 segundos.
3. Orificio Furol, Tiempo de flujo mayor de 25 segundos.
4. Encender el equipo y ajusta a la temperatura requerida, la cual no debe fluctuar en +/- 32 ° F después de haber alcanzado la temperatura de ensayo.
5. Colocar un tapón de corcho, provisto de un cordel de cadena que permita quitarlo fácilmente, en la parte del fondo del viscosímetro.
6. Si se requiere o se sospecha de sólidos, filtrar la muestra con un cedazo N° 100, directamente dentro del viscosímetro hasta que el nivel esté por encima del

rebosadero.

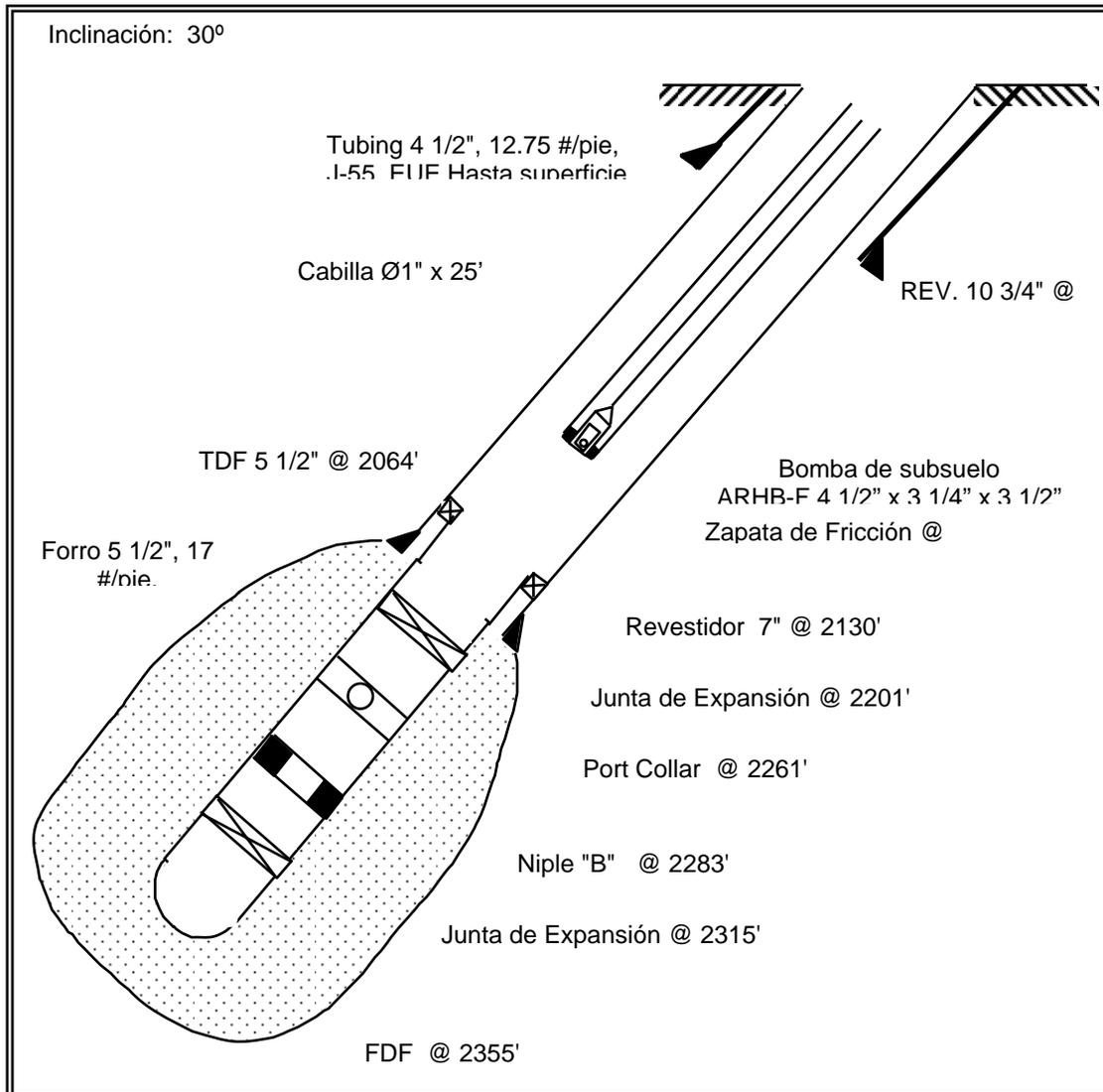
7. Agitar la muestra con un termómetro de viscosidad equipado con un soporte de termómetro, mediante un movimiento circular, hasta que su temperatura no varíe en más de ± 32 ° F, de la temperatura del ensayo, cuando se agita continuamente durante un minuto.
8. Sacar el termómetro de la muestra y rápidamente se quita la muestra del anillo de rebosamiento hasta que su nivel quede por debajo del borde del mismo.
9. Colocar la fiola de recolección en posición tal que el chorro de muestra choque con el cuello de la misma.
10. Quitar rápidamente el corcho y a la vez se pone en marcha el cronómetro, el cual se detiene en el instante que el fondo del menisco alcance la marca de graduación. Anotar el tiempo de flujo transcurrido.

APÉNDICE B

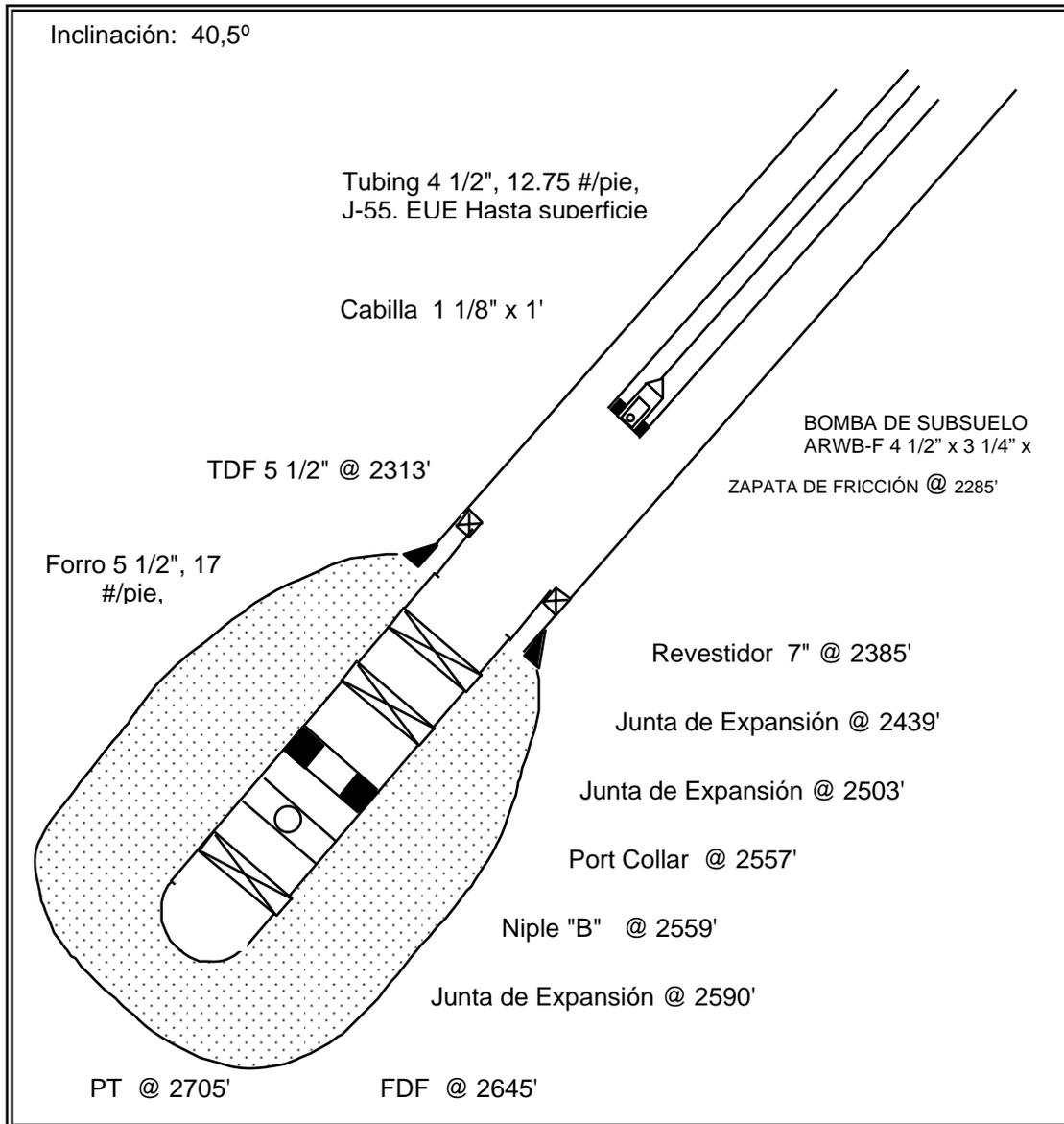
Apéndice B.1 Esquema Mecánico del Pozo SDZ-152



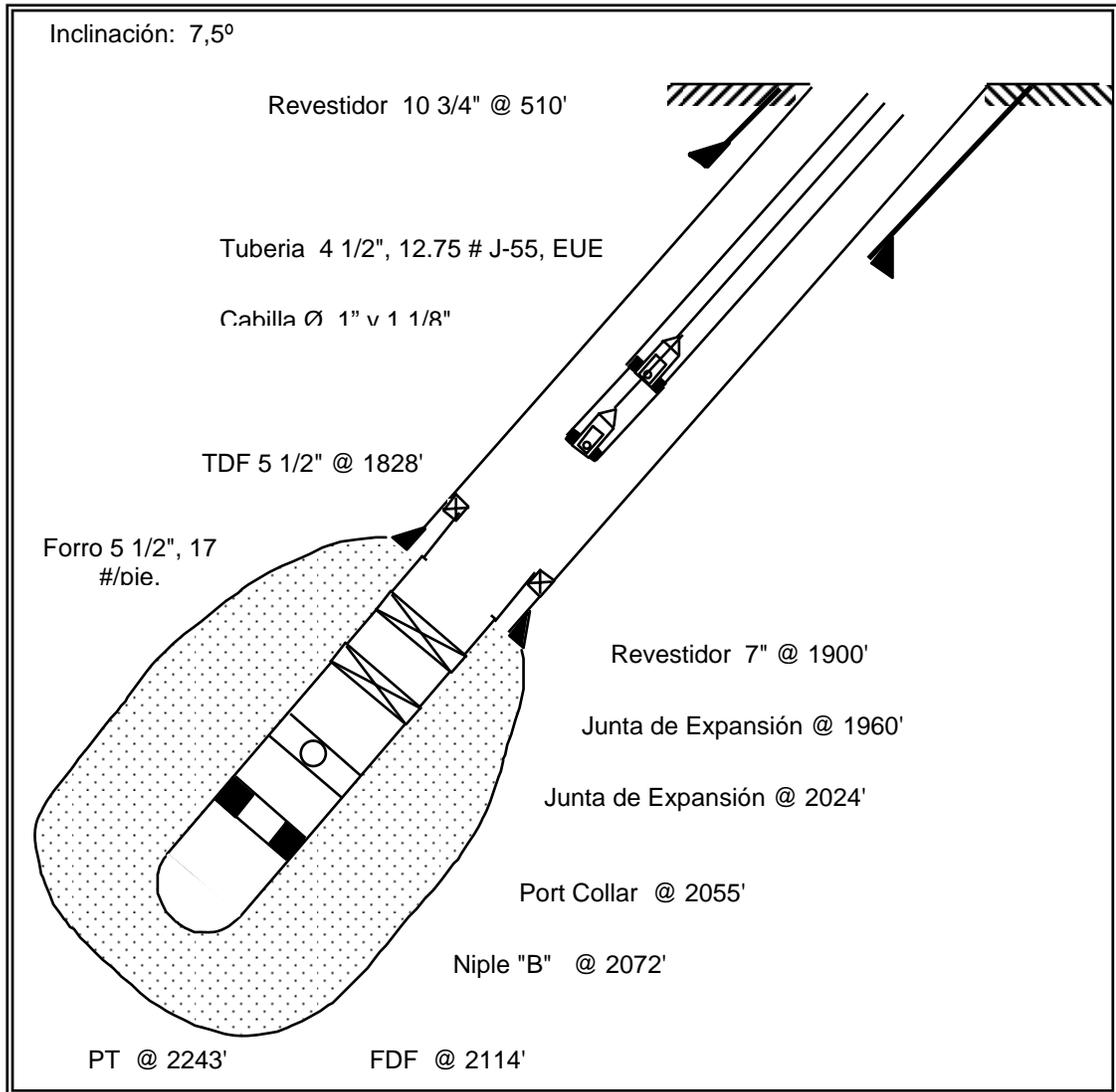
Apéndice B.2 Esquema Mecánico del Pozo SDZ-164



Apéndice B.3 Esquema Mecánico del Pozo SDZ-167



Apéndice B.4 Esquema Mecánico del Pozo SDZ-170



APÉNDICE C

Apéndice C.I. Pozos Budare.

POZOS	BBPD	AYS (%)	BNPD	° API	P. CAB. (lpcm)	P. CSG. (lpcm)	P. LIN. (lpcm)	RGP (PCN/BN)
21B 2	205	74	53	16,4	100	470	100	5585
21B 4A	416	46	229	27,6	520	990	100	4
21B 9	25	14	21	28	90	900	90	1571
21B 36	1	54	0	21,8	75	1000	75	0
21B 48	63	0,3	62	22,7	90	995	90	258
21B 50	119	60	47	25,7	120	420	120	617
21B 54	216	22	166	22,7	260	340	130	223
21B 60	186	46	99	16,8	90	820	90	343
21B 61	888	84	140	24,2	400	1240	120	1857
21B 63	81	9	72	28,3	100	390	100	97
21B 66	15	80	3	27	250	980	200	6333
21B 67	699	82	124	25,8	460	1240	100	210
21B 68	262	40	154	27,5	110	540	110	45
21B 71	164	22	126	17,3	280	690	100	2222
21B 73	37	80	7	14,6	230	980	160	6286
21B 76	96	1	93	25,4	200	780	85	645
21B 79	503	82	89	22,5	240	1140	240	22
21B 81	629	90	62	26,6	260	1150	140	258
21B 82	52	6	48	29,7	80	1040	80	333
21B 86	30	52	14	29,4	100	880	100	357
BDV 4	130	66	44	19,2	110	680	110	1364
BDV 9	115	12	100	23,4	90	900	90	90
BDV 11	73	60	29	32,8	120	430	120	828

APÉNDICE D

Apéndice D.1. Características de las Líneas de Flujo de los Pozos Activos en SDN-1

POZOS	LONGITUD (M)	DIAMETRO (PULG.)	TIPO (CEDULA)	RUGOSIDAD
SDZ-152	1525	2	80	0,0018
SDZ-164	241	4	80	0,0018
SDZ-167	567	4	80	0,0018
SDZ-170	947	4	80	0,0018
SDZ-182	1264	4	80	0,0018

Apéndice D.2. Características de las Líneas de Transferencias para el Transporte del Diluyente y Producción entre SDN-1 y BUEF-2.

DIAMETRO (PULG.)	TIPO (CEDULA)	RUGOSIDAD
3	80	0,001
4	80	0,001
6	80	0,001

APÉNDICE E

Apéndice E.1. Estaciones de Descarga (Separadores).

ESTACIÓN	N°	SEPARADOR	TIPO	CÓDIGO	OPE
EED-01	1	Prod. sucio	vertical	E-231	1
EED-01	2	Prod. limpio	vertical	E-789	1
EED-01	3	Prod. general	vertical	E-934	1
EED-01	4	prueba	vertical	E-787	1

Apéndice E.2. Estaciones de Flujo (Separadores).

ESTACIÓN	ESTACIÓN	N°	SEPARADOR	TIPO	CÓDIGO	OPE	
EDD-06	SDN	1	PROD. GENERAL				
		2	DEPURADOR	TURBO GENER	C-04B	1	
		3	DEPURADOR	TURBO GENER	C-04A	1	
		4	DEPURADOR	PLANTA VAPOR			
		5	DEPURADOR	GENERAL			
	EEF-15	1	PROD. SUCIO	HORIZONTAL	E-341	1	
		2	PROD. SUCIO	HORIZONTAL	E-436	1	
		3	PROD. SUCIO	HORIZONTAL	E-610	1	
		4	PRUEBA	VERTICAL	E-227	1	
	BUEF-01	1	PROD. GENERAL	VERTICAL	E-115	1	
		2	PROD. ALTA	VERTICAL	E-394	1	
		3	PRUEBA	HORIZONTAL	E-374	1	
		4	PROD. GENERAL	VERTICAL	E-1070	1	
	EED-01	EEF-10	1	PROD. SUCIO	VERTICAL	E-847	1
			2	PROD. SUCIO	VERTICAL	E-1054	1
			3	PRUEBA	VERTICAL	E-749	1
EEF-11		1	PROD. GENERAL	VERTICAL	E-75		
		2	PROD. GENERAL	VERTICAL	E-23168	1	
		3	PRUEBA	VERTICAL	E-74		

Continuación del Apéndice E.2.

EED-1	EEF-04	1	PROD. LIMPIO	HORIZONTAL	E-387	1
		2	PROD. SUCIO	HORIZONTAL	E-388	1
		3	PROD. SUCIO	HORIZONTAL	E-519	1
		4	PRUEBA	HORIZONTAL	E-433	1
	EEF-05	1	PROD. LIMPIO	VERTICAL	E-103	
		2	PROD. SUCIO	VERTICAL	E-850	1
		3	PROD. SUCIO	VERTICAL	E-907	1
		4	PRUEBA	VERTICAL	E-122	1
	EEF-07	1	PROD. GENERAL	VERTICAL	E-702	1
		2	PROD. GENERAL	VERTICAL	E-848	1
		3	PRUEBA	VERTICAL	E-195	1
	YEF-05	1	PROD. SUCIO	VERTICAL	E-30	1
		2	PROD. LIMPIO	VERTICAL	E-137	1
		3	PRUEBA	VERTICAL	E-38	1
	IEF-03	1	PROD. SUCIO	VERTICAL	E-919	1
		2	PROD. LIMPIO	VERTICAL	E-921	
		3	PRUEBA	VERTICAL	E-779	1
	SOCEF-1 UCV	1	PROD. GENERAL	VERTICAL	E-16228	1
		2	PRUEBA	VERTICAL	E-28601	1
	CACHEF-1 UCV	1		VERTICAL	E-13440	
2			VERTICAL	E-28559		

Apéndice E.3. Calentadores.

ESTACIÓN	N°	PUESTO	CÓDIGO	SERIAL	OPE
EED-01	1	C-1	E-980	AA738	1
	2	C-2	E-989	1206	1
	3	C-3	E-949	2626	1
	4	C-4	E-966	12604	1
BUEF-02	1	C-1		VERTICAL	1
	2	C-2		VERTICAL	1
	3	C-3		VERTICAL	1

Apéndice E.4. Múltiples de Descarga.

ESTACIÓN	N° TUBO	FUNCIÓN	N° PTOS	OPE
EED-01	1	PROD. GEN	20	1
	2	PROD. GEN	20	1
	3	PRUEBA	20	1

Apéndice E.5. Múltiples de Flujo.

ESTACIÓN	EST. PAL	N° TUBO	FUNCIÓN	N° PTOS	OPE
EED-1	EEF-10	1	PRUEBA	15	1
		2	SUCIO	15	1
		3	SUCIO	15	1
	EEF-11	1	PRUEBA	20	1
		2	PROD. GRAL SUCIO	20	1
		3	PROD. GRAL SUCIO	20	1
	EEF-04	1	PRUEBA	31	1
		2	SUCIO	31	1
		3	SUCIO	31	1
	EEF-05	1	PRUEBA	15	1
		2	SUCIO	15	1
		3	SUCIO	15	1
	EEF-07	1	PRUEBA	12	1
		2	SUCIO	12	1
		3	SUCIO	12	1
	YEF-05	1	PRUEBA	15	1
		2	LIMPIO	15	1
		3	SUCIO	15	1
	IEF-03	1	PRUEBA	20	1
		2	LIMPIO	20	1
		3	SUCIO	20	1
SOCEF-1 UCV	1	PRUEBA	15	1	
	2	PROD GENERAL	15	1	
	3	PROD GENERAL F/S	15	1	
CACHEF-1 UCV	1	PROD GENERAL F/S	10		
CARICARI EF-1	1	PROD GENERAL F/S	12		
EED-6	EEF-15	1	PRUEBA	15	1
		2	PROD GENERAL	15	1
		3	PROD GENERAL	15	1
	BUEF-1	1	PRUEBA	30	1
		2	LIMPIO	30	1
		3	SUCIO	30	1

Continuación Del Apéndice E.5.

EED-6	BUEF-2	1	PRUEBA	10	1
		2	PROD GENERAL	10	1
	SDN	1	PRUEBA	6	1
		2	PRUEBA	6	1
		3	PROD GENERAL	11	1
		4	DRENAJE	10	1
		5	INY. AGUA	11	1
		6	INY. GAS	10	1
		7	INY. VAPOR	7	1

Apéndice E.6. Tanques de Descarga.

ESTACIÓN	N°	FUNCIÓN	CAP. BLS	TIPO	CÓDIGO	OPE
EED-01	1	ALMTO	10000	APERNAADO	E-10165	
	2	ALMTO	10000/5000	SOLDADO	E-10112	1
	3	LAVADO	6700	APERNAADO	E-215	1
	4	ALMTO	10000	APERNAADO	E-10106	1
	5	ALMTO	10000	APERNAADO	E-10159	1
	6	PRUEBA	1500	APERNAADO	E-1546	1
	7	PIAS	1500	APERNAADO	E-1862	1
	8	PIAS	1500	APERNAADO	E-1863	1
EED-06	1	ALMTO	10000	APERNAADO	E-10001	1
	2	ALMTO	10000	APERNAADO	E-10002	1

Apéndice E.7.Tanque de Almacenamiento.

EST. PPAL	ESTACIÓN	N°	FUNCIÓN	CAP. BLS	TIPO	CÓDIGO	OPE
EED-06	SDN	1	ALMTO	10000	SOLDADO	E-10003	1
		2	ALMTO	17000	SOLDADO		1
		3	PRUEBA	1000	SOLDADO	E-1001	1
		4	PRUEBA	1000	SOLDADO	E-1002	1
		5	ALMTO	2000	SOLDADO	TQ-1	1
		6	ALMTO	2000	SOLDADO	TQ-2	1
		7	ALMTO	2000	SOLDADO	TQ-3	1
		8	ALMTO	2000	SOLDADO	TQ-4	1
		9	ALMTO	2000	SOLDADO	TQ-5	1
		10	ALMTO	2000	SOLDADO	TQ-6	1
		11	ALMTO	2000	SOLDADO	TQ-7	1
		12	ALMTO	5000	SOLDADO		1
	YEF-05	1	ALMTO	5000	APERNADO	E-5037	1
		2	PRUEBA	1500	APERNADO	E-1592	1
		3	PIAS	2000	APERNADO	E-2039	1
		4	PIAS	2000	APERNADO	E-3037	1
	EEF-15	1	ALMTO	5000	APERNADO	E-5219	1
		2	ALMTO	5000	APERNADO	E-5261	1
3		PRUEBA	1500	APERNADO	E-1684	1	

Continuación del Apéndice E.7.

EED-6	BUEF-01	1	LAVADO	6700	APERNADO	E-323	1
		2	ALMTO	10000	SOLDADO	E-B-10001	1
		3	ALMTO	10000	APERNADO	E-B-10002	
		4	ALMTO	10000	APERNADO	E-B-10003	1
		5	ALMTO	10000	SOLDADO	E-B-10004	1
		6	PRUEBA	1500	APERNADO	E-1505	1
		7	PIAS	5000	SOLDADO	G-5398	1
		8	PIAS	1500	APERNADO	EG-20010	1
		9	PIAS	1500	APERNADO	EG-20011	1
		10	PIAS	5000	APERNADO	S/I	1
EED-1	BUEF-02	1	ALMTO	10000	SOLDADO	10001	1
		2	ALMTO	10000	SOLDADO	10002	1
		3	ALMTO	10000	SOLDADO	10003	1
		4	LAVADO	17000		S/N	1
		5	DILUENTE	5000		5001	1
		6	PIAS	1500		1001	1
EED-1	EEF-10	1	ALMTO	5000	APERNADO	E-5327	1
		2	LAVADO	5000	APERNADO	E-5015	1
	EEF-11	1	ALMTO	5000	APERNADO	E-5093	
		2	ALMTO	2000	APERNADO	E-2070	
		3	PRUEBA	1500	APERNADO	E-1570	1

Continuación del Apéndice E.7.

EED-1	EEF-11	1	PIAS	1500		E-1905	
		2	PIAS	1500		E-1904	
	EEF-11	1	ALMTO	5000	APERNADO	E-5093	
		2	ALMTO	2000	APERNADO	E-2070	
		3	PRUEBA	1500	APERNADO	E-1570	1
		4	PIAS	1500		E-1905	
		5	PIAS	1500		E-1904	
	EEF-04	1	ALMTO	10000	SOLDADO	E-10017	1
		2	ALMTO	5000	APERNADO	E-5172	1
		3	ALMTO	1500	APERNADO	E-1072	1
		4	PRUEBA	1500	APERNADO	E-1513	1
	EEF-05	1	ALMTO	5000	SOLDADO	E-10137	1
		2	ALMTO	5000	APERNADO	E-5047	1
		3	ALMTO	5000	APERNADO	E-5315	1
		4	PRUEBA	1500	APERNADO	E-1739	1
		5	ALMTO	1500	APERNADO	E-1921	
		6	ALMTO	1500	APERNADO	E-2016	
	EEF-07	1	ALMTO	5000	APERNADO	E-5218	1
		2	PRUEBA	1500	APERNADO	E-1759	1
	FEF-02	1	ALMTO	10000	APERNADO	E-10146	1

Continuación del Apéndice E.7.

EED-1	IEF-03	1	ALMTO	5000	APERNADO	E-5215	1
		2	PRUEBA	1500	APERNADO	E-1708	1
	SOCEF-1 UCV	1	LAVADO	2000	APERNADO	E-2073	
		2	PRUEBA	1500	APERNADO	E-1401	1
		3	ALMTO	5000	APERNADO	E-4221	1
		4	ALMTO	3000	APERNADO	E-2063	1
	CACHEF-1 UCV	1	PRUEBA	1500		E1F1TQ4201	
		2	LAVADO	1600	APERNADO		
		3	ALMTO	3000		E1F1TQ1501	
	CARICARI EF-1	1	ALMTO	6700	APERNADO	E-273	
		2	ALMTO	5000	APERNADO	E-5275	
		3	PRUEBA	1500	APERNADO	E-1888	

Apéndice E.8. Bombas de Descarga.

Est. Des.	N°	FUNCIÓN	TIPO	OPE	MARCA	MODELO	POTENCIA	Amp	P.Max	Rpm	Volt
EED-01	1	DESCARGA	ELÉCTRICO		Gardener Denver	FXO-FLA	150 HP	179	1500	70	460
	2	DESCARGA	ELÉCTRICO	1	Gardener Denver	FO-FXO-K	150 HP	172	1500	57	460
	3	DESCARGA	COMBUSTIÓN	1	Gardener Denver	FO-FXO-K	N / D		772	57	
	4	DESCARGA	COMBUSTIÓN	1	Gardener Denver	FO-FXO-J	N / D		1800	268	
	5	P.I.A	COMBUSTIÓN	1	GASO	3775	N / D		1700	360	
	6	P.I.A	COMBUSTIÓN	1	GASO	3775	N / D		1700	360	
	7	P.I.A	COMBUSTIÓN	1	National Oilwell	165T-5M	N / D		300	165	
	8	P.I.A	COMBUSTIÓN	1	National Oilwell	N / D	N / D		N / D	N / D	
EED-06	1	DESCARGA	ELÉCTRICO	1	Gardener Denver	FO-FXO-K	150 HP	180	1500	57	460
	2	DESCARGA	ELÉCTRICO	1	Gardener Denver	FO-FXO-K	150 HP	178	1265	263	460
	3	DESCARGA	ELÉCTRICO	1	Frank Wheatley	N / D	150 HP	180	400	N / D	460
	4	DESCARGA	COMBUSTIÓN	1	Gardener Denver	FO-FXO-K	N / D		772	70	

Apéndice E.9. Bombas de Descarga.

Est.des.	Est. Flujo	Nº	FUNCIÓN	TIPO	OPE	DIS	MARCA	Potencia	Amp	P. Max	Rpm	Voltaje
EED-06	SDN-1	1	RECIRCULANTE	ELÉCTRICO		1	GASO	75	94	N / D	N / D	460
		2	RECIRCULANTE	ELÉCTRICO		1	GASO	50	62,5	N / D	N / D	460
		3	RECIRCULANTE	ELÉCTRICO		1	GASO	75	94	N / D	N / D	460
		4	DESCARGA	ELÉCTRICO		1	Gardener Denver	100	120	N / D	N / D	460
		5	DESCARGA	ELÉCTRICO		1	GASO	75	88	N / D	N / D	460
		6	DESCARGA	ELÉCTRICO		1	GASO	150	178	2445	360	460
		7	DESCARGA	ELÉCTRICO		1	GASO	75	96,5	N / D	N / D	460
		8	TRANSF (AGUA)	ELÉCTRICO		1	GASO	50	80	N / D	N / D	460
		9	TRANSF (AGUA)	ELÉCTRICO		1	GASO	N / D	N / D	N / D	N / D	460
		10	TRANSF (AGUA)	ELÉCTRICO		1	GASO	75	88	N / D	N / D	460
		11	TRANSF (AGUA)	ELÉCTRICO		1	Gardener Denver	75	88	N / D	N / D	460
		12	TRANSF (AGUA)	ELÉCTRICO		1	GASO	75	88	N / D	N / D	460
		13	CONTRA INCENDIOS	ELÉCTRICO		1	High Thrust	125	N / D	N / D	1780	460
		14	CONTRA INCENDIOS	COMBUSTIÓN		1	N / D	250			1760	
		15	CONTRA INCENDIOS	ELÉCTRICO		1	N / D	75	88	N / D	N / D	460

Continuación del Apéndice E.9.

EED-6	SDN-1	1	INyec. SODA	ELÉCTRICO			MILROYAL	N / D	N / D	615	N / D	460
		2	INyec. SODA	ELÉCTRICO			MILROYAL	N / D	N / D	615	N / D	460
		18	INyec. SODA	ELÉCTRICO			RELIANCE	3/4,	5,5		1725	230
		19	INyec. SODA	ELÉCTRICO			RELIANCE	3/4,	5,5		1725	230
		20	INyec. SILICATO	ELÉCTRICO			RELIANCE	N / D	30		160	460
	BUEF-1	1	DESCARGA	ELÉCTRICO	1		Gardener Denver	125HP	152	N / D	N / D	460
		2	DESCARGA	ELÉCTRICO	1		Gardener Denver	100HP	120	1500	72	460
		3	DESCARGA	ELÉCTRICO	1		Gardener Denver	150HP	170	1500	70	460
		4	DESCARGA	ELÉCTRICO	1		Gardener Denver	100HP	120	1800	268	460
		5	TRANSF (AGUA)	COMBUSTIÓN	1		Gardener Denver			1500	268	
		6	TRANSF (AGUA)	ELÉCTRICO	1		N / D	150HP	167	550	3570	460
		7	TRANSF (AGUA)	COMBUSTIÓN	1		National Oilwell	N / D		1000	75	
		8	TRANSF (AGUA)	COMBUSTIÓN	1		National Oilwell	N / D		1000	75	
		9	TRANSF (AGUA)	COMBUSTIÓN	1		Gas			550	545	
		10	TRANSF (AGUA)	ELÉCTRICO	1		Gas	150HP	179	N / D	N / D	460
		11	TRANSF (AGUA)	COMBUSTIÓN	1		Gas			550	545	

Continuación del Apéndice E.9.

EED-6	BUEF-1	1	TRANSF (AGUA)			1						
		2	TRANSF (AGUA)			1						
	BUEF-2	1	DESCARGA	ELÉCTRICO	1		Gasol	175HP	203	N / D	N / D	460
		2	DESCARGA	ELÉCTRICO	1		Gasol	100HP	118	N / D	N / D	460
		3	DESCARGA	ELÉCTRICO	1		Gasol	100HP	120	N / D	N / D	460
		4	DESCARGA	COMBUSTIÓN	1		National Oilwell	N / D		1600	100	
		5	TRANSF (AGUA)	COMBUSTIÓN	1		Gasol	N / D		3020	N / D	
		6	TRANSF (AGUA)	COMBUSTIÓN	1		National Oilwell	N / D		150	154	
		7	TRANSF (AGUA)	COMBUSTIÓN	1		Gasol	N / D		N / D	N / D	
		8	TRANSF (AGUA)	ELÉCTRICO	1		N / D	75HP	87,5			460
9	TRANSF (AGUA)	ELÉCTRICO	1		Sulzer	50	54,5	N / D	1780	460		
EED-1	EEF-15	1	DESCARGA	COMBUSTION	1		Gardener Denver	N / D		1500	57	
		2	DESCARGA	COMBUSTION	1		Gardener Denver	N / D		1800	306	
	EEF-04	1	DESCARGA	COMBUSTION	1		Gardener Denver	N / D		1800	260	
		2	DESCARGA	COMBUSTION			Gardener Denver	N / D		772	268	

Continuación del Apéndice E.9.

EED-1	EEF-05	1	DESCARGA			1						
		2	DESCARGA	COMBUSTION	1		Gardener Denver	N / D		772	268	
	EEF-07	1	DESCARGA	COMBUSTION	1		Gardener Denver	N / D		772	268	
	EEF-10	1	DESCARGA	COMBUSTION	1		Gardener Denver	N / D		772	268	
	EEF-11	1	DESCARGA	COMBUSTION	1		Gardener Denver	N / D		1500	268	
	FEF-02	1	DESCARGA	COMBUSTION	1		Gas	N / D		550	545	
	IEF-03	1	DESCARGA	COMBUSTION	1		Gardener Denver	N / D		1800	70	
	YEF-05	1	DESCARGA	COMBUSTION	1		Gardener Denver	N / D		1500	85	
	SOCEF-01	1	DESCARGA	COMBUSTION			Gardener Denver	N / D		N / D	N / D	
SCDCEF	1	DESCARGA	GAS	1		Gardener Denver			250	60		

APÉNDICE F

Apéndice F.1. Relación 90 / 10 (22.4 ° API).

<i>Relación 90 / 10 (22,4 ° API)</i>	
<i>Caudal (BBPD)</i>	<i>Presión de Bombeo (Lpca)</i>
500	151
1000	187
1500	219
2000	250
2500	284
3000	317
3500	351
4000	383
4500	420
5000	455
6000	539
7000	660
8000	818
9000	983
10000	1166
12000	1589

Apéndice F.2. Relación 80 / 20 (22.4 ° API).

Relación 80 / 20 (21.3 ° API)	
Caudal (BBPD)	Presión de Bombeo (Lpca)
500	104
1000	214
1500	260
2000	308
2500	356
3000	405
3500	454
4000	504
4500	555
5000	607
6000	713
7000	823
8000	938
9000	1090
10000	1322

Apéndice F.3. Relación 70 / 30 (19.6 ° API).

Relación 70 / 30 (19.6 ° API)	
Caudal (BBPD)	Presión de Bombeo (Lpca)
500	188
1000	263
1500	336
2000	410
2500	486
3000	563
3500	643
4000	726
4500	810
5000	896
6000	1083
7000	1283
8000	1472

Apéndice F.4. Relación 60 / 40 (18.3 ° API).

Relación 60 / 40 (18.3 ° API)	
Caudal (BBPD)	Presión de Bombeo (Lpca)
500	214
1000	313
1500	413
2000	514
2500	620
3000	730
3500	844
4000	963
4500	1089
5000	1222
6000	1513

Apéndice F.5. Relación 50 / 50 (17 ° API).

Relación 50 / 50 (17 ° API)	
Caudal (BBPD)	Presión de Bombeo (Lpca)
500	259
1000	399
1500	545
2000	699
2500	862
3000	1035
3500	1223
4000	1427

Apéndice F.6. Relación 40 / 60 (15.4 ° API).

Relación 40 / 60 (15.4 ° API)	
Caudal (BBPD)	Presión de Bombeo (Lpca)
500	430
1000	765
1500	1150
2000	1610

Apéndice F.7. Relación 70 / 30 (14 ° API).

Relación 30 / 70 (14 ° API)	
Caudal (BBPD)	Presión de Bombeo (Lpca)
500	598,1
1000	1161,5
1500	1902,5

Apéndice F.8. Relación 80 / 20 (12.7 ° API).

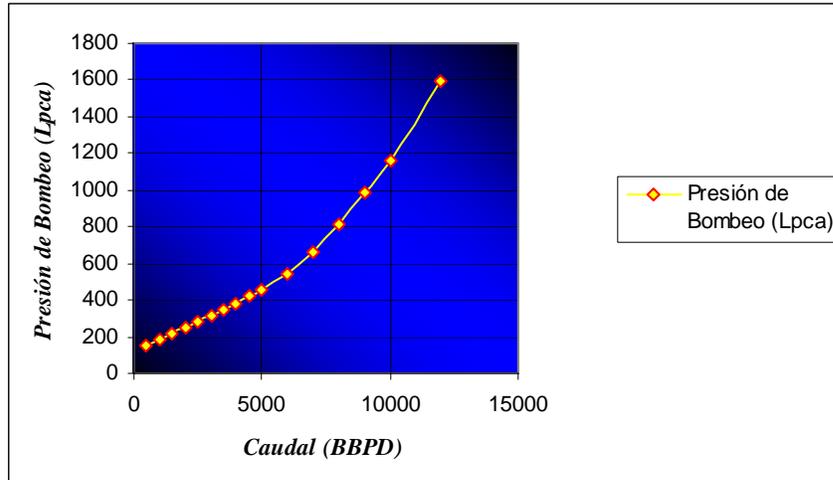
Relación 20 / 80 (12.7 ° API)	
Caudal (BBPD)	Presión de Bombeo (Lpca)
500	631,2
1000	1242,8
1500	2073,6

Apéndice F.9. Relación 90 / 10 (11.2 ° API).

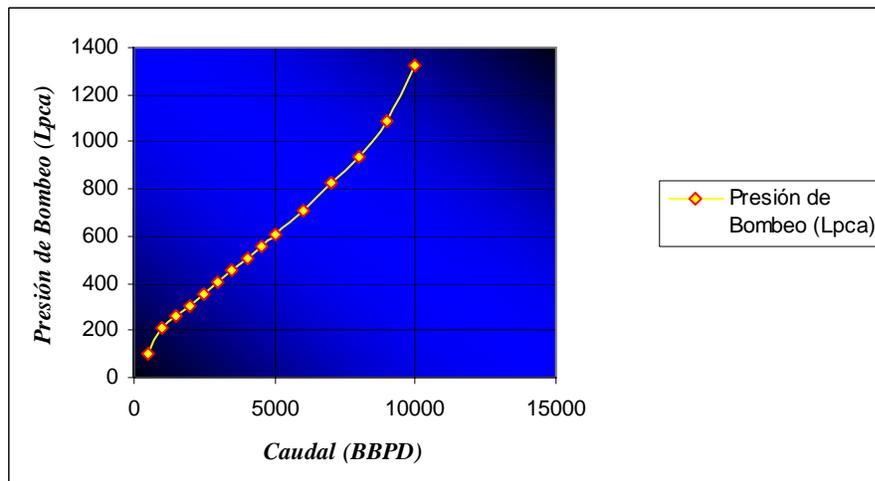
Relación 10 / 90 (11.2 ° API)	
Caudal (BBPD)	Presión de Bombeo (Lpca)
500	1666,5
1000	7027,7
1500	20595,2

APÉNDICE G

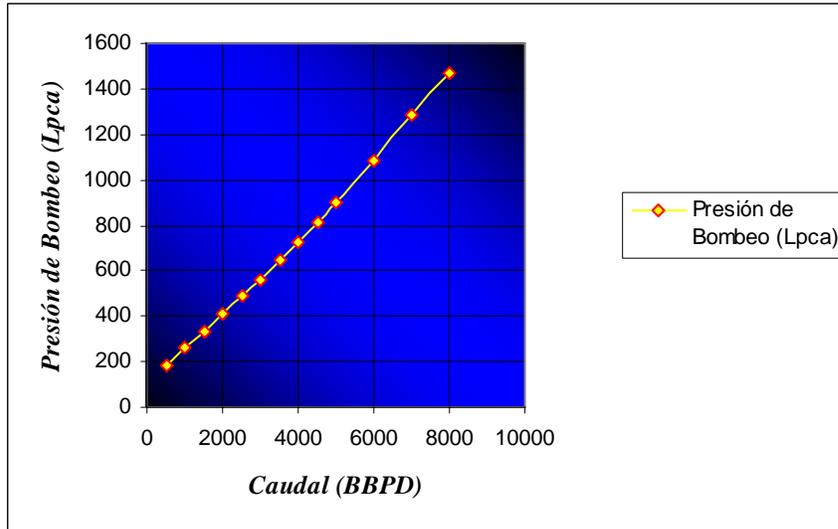
Apéndice G.1. Relación 90 / 10 (22.4 ° API).



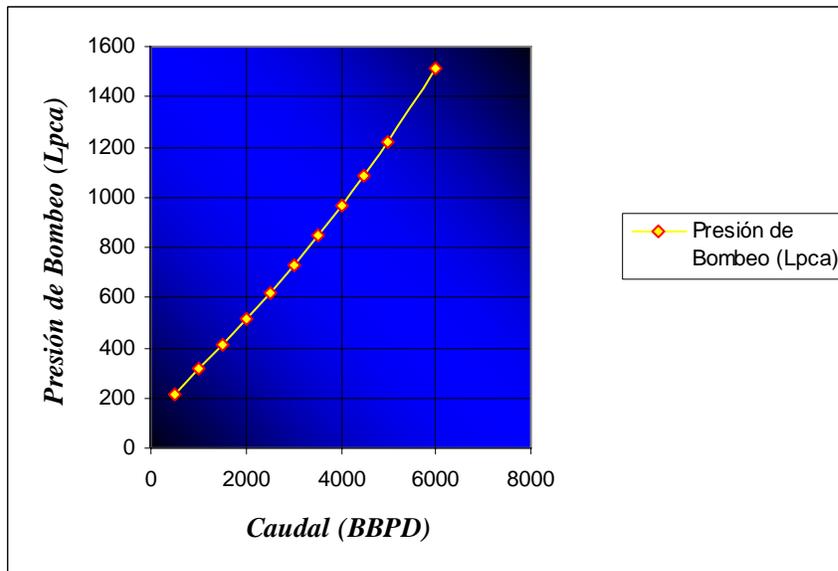
Apéndice G.2. Relación 80 / 20 (22.4 ° API).



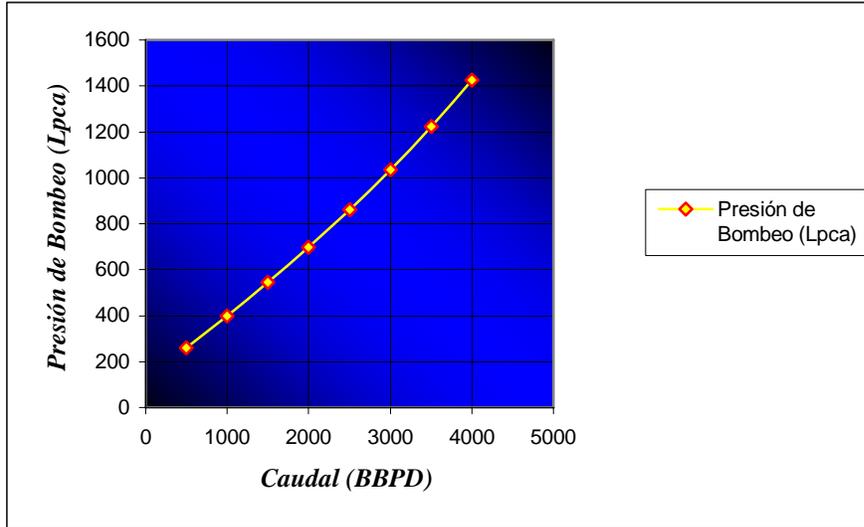
Apéndice G.3. Relación 70 / 30 (19.6 ° API).



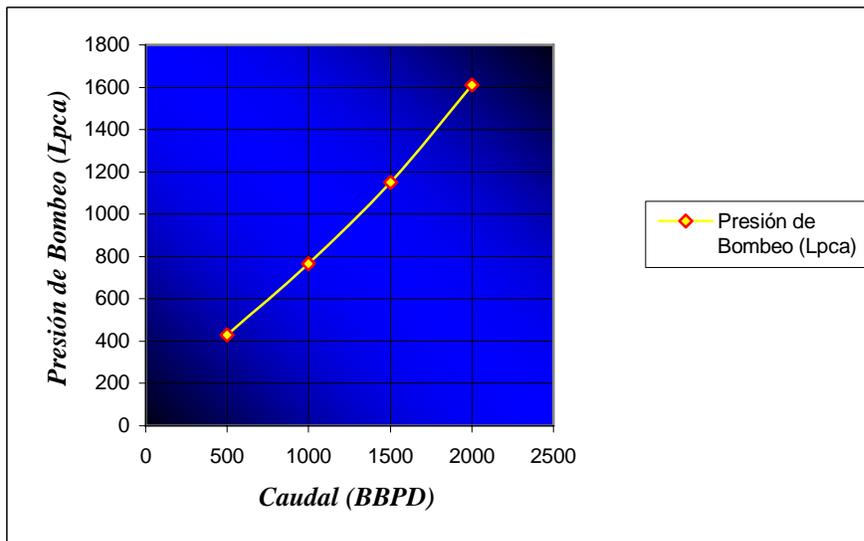
Apéndice G.4. Relación 60 / 40 (18.3 ° API).



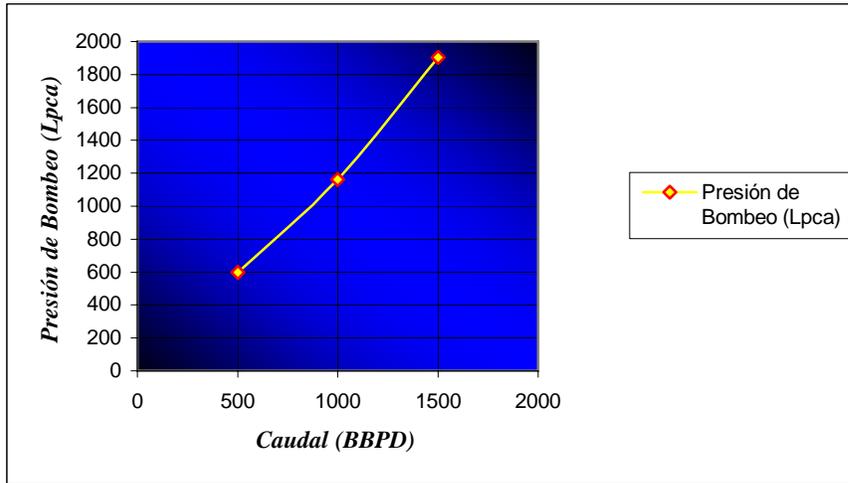
Apéndice G.5. Relación 50 / 50 (17 ° API).



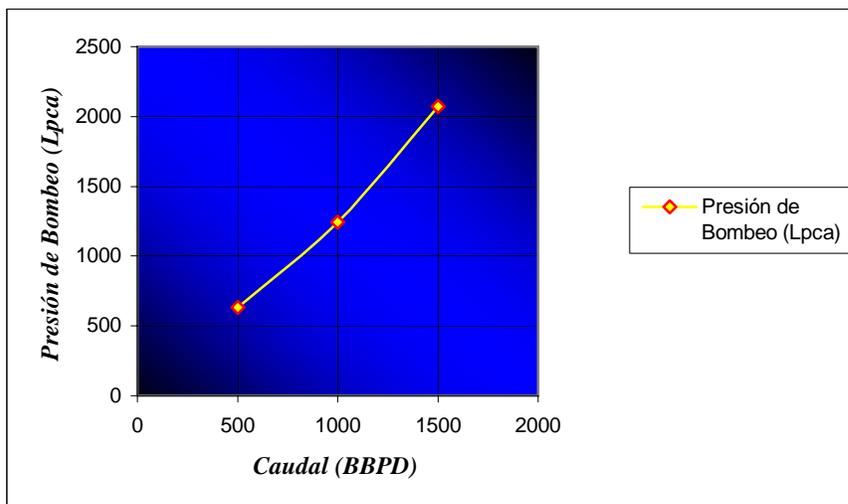
Apéndice G.6. Relación 40 / 60 (15.4 ° API).



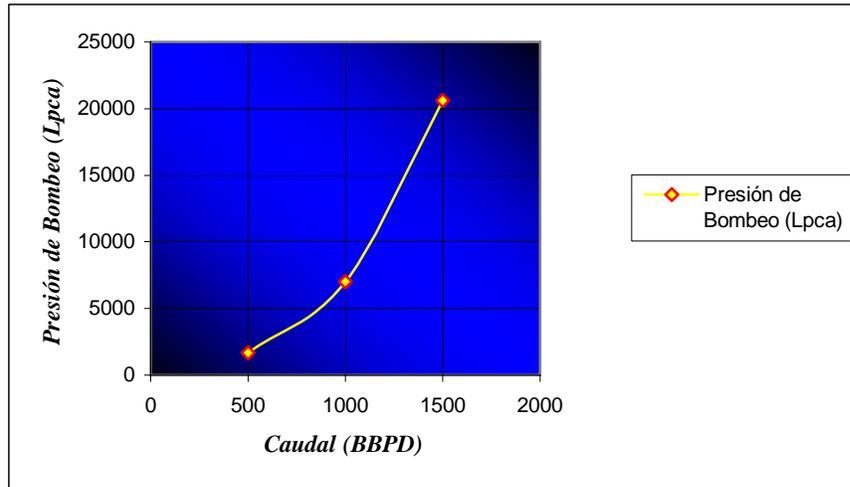
Apéndice G.7. Relación 70 / 30 (14 ° API).



Apéndice G.8. Relación 80 / 20 (12.7 ° API).



Apéndice G.9. Relación 90 / 10 (11.2 ° API).



APÉNDICE H

Apéndice H. Evaluación Económica.

Evaluación Económica Clase V

<i>Datos</i>	
Producción (BN/Mes)	31680
Precio del Crudo (\$/BN)	24
Horizonte Económico (Meses)	3

<i>Cálculo</i>	
Ingresos (MMBS)	1637,73
Egresos (MMBS)	2100

Meses	1	2	3
Ingresos (MMBS)	0	1637,73	1637,73
Egresos (MMBS)	2100	5	5
Flujo de Caja (MMBS)	-2100	1632,73	1632,73

VPN (MMBS)	Bs 666,97
TIR	35%