

**OPTIMIZACIÓN DE UN SISTEMA DE RECOLECCIÓN PARA CRUDOS EXTRA
PESADOS MEDIANTE EL ANÁLISIS DE PATRONES DE FLUJO EN TUBERÍA**

**CARLOS MAURICIO BENAVIDES SAAVEDRA
DANIEL EDUARDO CARVAJAL DOMINGUEZ**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE CIENCIAS FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2013

**OPTIMIZACIÓN DE UN SISTEMA DE RECOLECCIÓN PARA CRUDOS EXTRA
PESADOS MEDIANTE EL ANÁLISIS DE PATRONES DE FLUJO EN TUBERÍA**

**CARLOS MAURICIO BENAVIDES SAAVEDRA
DANIEL EDUARDO CARVAJAL DOMINGUEZ**

**Trabajo de Grado presentado como requisito para optar al título de Ingeniero
de Petróleos**

Director:

Ing. ERIK GIOVANY MONTES PÁEZ

Codirector:

Ing. CARLOS ANDRES DIAZ PRADA - ICP

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE CIENCIAS FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2013

DEDICATORIA

A Dios Todopoderoso; a mi Mamá Fanny y Papa Carlos, 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 hermano Nicolás, por ser una persona incondicional más que un hermano, eres mi amigo, mi apoyo y fortaleza para atravesar cada uno de las dificultades que debo sortear en el camino.

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

A Tefis por su disposición y comprensión en los momentos difíciles, por brindarme su apoyo incondicional y por enseñarme que siempre existe tiempo para todo y que con disposición siempre será posible llegar al objetivo.

A mis amigos: georgie, el indy, nafis, nectajes, ñérica, hugelio, al pajas, dogor, rafa, uribio, celis, rubencho , Jennifer Ortiz ,a mi compañero de tesis Daniel “Pecas” Carvajal, a mis amigos del colegio..... y a todos los demás por hacer de mi paso por la universidad una experiencia inolvidable que siempre recordare.

DEDICATORIA

A Dios, a mi mamá Elizabeth, mis hermanos Patricia y Mauricio, mis sobrinos María Daniela y Tomas Alejandro, a mi papa Daniel así no esté. Gracias por estar siempre conmigo de alguna forma y brindarme el apoyo necesario para llevar a cabo todos mis planes, LOS AMOS. A mi familia en general tías, primos, etc., ya que esta siempre son y serán mi prioridad.

A mis amigos Jenifer Tatiana Ortiz, Luis C Molina, Carlos M “Buena vida”, “Buenasvibras”, “Benadicto III”, “Benanchorro” Saavedra mi compañero de tesis, Jorge Luis Arias, Harley, Jorge Celis, Rafa, Hugo, Nectar, Waffles, el Jef, Olguita y si sigo así esto queda lo más largo de la tesis.... en general los de la “U”. A todos por sus buenos consejos y muy buena compañía. GRACIAS.

A mis otros amigos Sergio Prada, Sebastián Santos, José “miel” Rivero, Oscar, Andrés, Jairo, Camilo Fonseca, Richard Hale, “el tigre”, por brindarme una gran amistad y apoyo incondicional. GRACIAS.

AGRADECIMIENTOS

Los autores de este trabajo de grado agradecen sinceramente a:

La **Universidad Industrial de Santander** y a la **Escuela de Ingeniería de Petróleos** por ayudarnos en nuestro crecimiento personal y profesional.

A los ingenieros **Erik Montes** y **M.S.c Fernando Calvete y Olga Ortiz** por la colaboración brindada.

Al ingeniero **Carlos Diaz** por su apoyo, colaboración incondicional, por la oportunidad de crecimiento profesional y su buen sentido del humor en todo momento.

Al ingeniero **Javier Duran y equipo de producción del ICP** por su paciencia, compromiso y entrega con las dudas e inquietudes presentadas durante la elaboración de este trabajo de grado y por atendernos con la mejor disposición en sus oficinas.

A nuestra compañera **Jennifer Ortiz** por hacerse parte de cada uno de los pasos en la realización de este trabajo, su amistad y su apoyo incondicional.

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	19
1. FLUJO MULTIFÁSICO HORIZONTAL	21
1.1 PATRONES DE FLUJO EN TUBERÍAS HORIZONTALES.	21
1.2 PROPIEDADES Y CARACTERÍSTICAS DE FLUJO MULTIFÁSICO	24
1.2.1 Hold Up Líquido	24
1.2.2 Hold Up de líquido sin deslizamiento	24
1.2.3 Densidad.....	25
1.2.4 Velocidad superficial	26
1.2.5 Viscosidad.....	27
1.3 PROPIEDADES DE LOS COMPONENTES DEL FLUJO MULTIFÁSICO	28
1.3.1 Propiedades Físicas del Crudo	28
1.3.2 Propiedades Físicas del Gas	35
1.4 GRADIENTE DE PRESIÓN EN TUBERÍAS HORIZONTALES	37
1.4.1 Variables que afectan las curvas del perfil de presión horizontal.....	41
1.5 MODELOS GENERALES PARA EVALUAR EL FLUJO MULTIFÁSICO HORIZONTAL.....	42
1.5.1 Beggs And Brill Original	42
1.5.2 Beggs & Brill Revised.....	43
1.5.3 Govier, Aziz & Fogarasi	43
1.5.4 Dukler (AGA) And Flanigan.....	43
1.5.5 Mukherjee & Brill	43
1.5.6 Modelo de flujo separado, (Lockhart y Martinelli, 1949).....	44
1.5.7 Modelo de flujo homogéneo (WALLIS, 1969)	44
1.5.8 Oliemans.....	45
1.5.9 Duns & Ros (Estandar)	45

1.5.10 XIAO	45
1.6 CRUDO EXTRA PESADO.....	46
1.6.1 Transporte de Crudo Pesado.....	48
1.6.2 Transporte de Crudo Pesado por Dilución.....	49
2. GENERALIDADES DEL CAMPO SURIA.....	51
2.1 LOCALIZACIÓN.....	51
2.2 GEOLOGÍA.....	52
2.3 SISTEMA DE RECOLECCIÓN DEL CAMPO SURIA.....	53
2.3.1 Caracterización del sistema.....	56
2.3.2 Datos del fluido.....	56
2.3.3 Datos de las líneas de flujo.....	57
3.1 PROCEDIMIENTO.....	58
3.2 AJUSTE DE MODELO DE FLUJO.....	58
4.1 METODOLOGÍA.....	62
4.1.1 Identificación de las variables dentro de los modelos.....	62
4.1.2 Diagramas de araña.....	64
5. OPTIMIZACIÓN DEL SISTEMA DE RECOLECCIÓN DEL CAMPO SURIA.....	67
5.1 SELECCIÓN DE LOS PUNTOS DE INYECCIÓN.....	67
5.2 SELECCIÓN DE LA TASA DE INYECCIÓN.....	69
5.3 ESCENARIOS DE OPTIMIZACIÓN DEL CAMPO SURIA.....	73
5.3.1 Estado actual del campo.....	74
5.3.2 Escenario 1.....	74
5.3.3 Escenario 2.....	77
5.3.4 Escenario 3.....	79
5.3.5 Escenario 4.....	81
6. ANÁLISIS FINANCIERO.....	84
6.1 COSTO POR BARRIL PRODUCIDO EN EL CAMPO SURIA.....	85
6.2 INVERSIÓN INICIAL.....	86
6.3 DECLINACIÓN DE PRODUCCIÓN.....	86
6.4 VIABILIDAD DEL ESCENARIO PLANTEADO.....	87

6.4.1 Escenario Actual	87
6.4.2 Escenario 15% Dilución	88
6.4.3 Escenario 20% Dilución	90
6.4.4 Escenario 25% Dilución	91
7. CONCLUSIONES	94
8. RECOMENDACIONES.....	96
BIBLIOGRAFIA.....	97

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Flujo Estratificado Liso y Ondulante.....	22
Figura 2. Flujo Intermitente	22
Figura 3. Flujo Anular.....	23
Figura 4. Burbujas Dispersas.....	23
Figura 5. Flujo de Fluidos a través de una instalación típica	39
Figura 6. Localización campo Suria	51
Figura 7. Mapa estructural campo Suria	52
Figura 8. Módulo Black Oil.....	56
Figura 9. Módulo para cargar la información de las líneas de flujo	57
Figura 10. Ajuste de correlación por presión	59
Figura 11. Diagrama Araña para modelo de flujo Horizontal	64
Figura 12. Mapa de régimen de flujo de Taitel y Dukler.....	65
Figura 13. Modulo Black Oil Nafta	70
Figura 14. Perdidas por fricción FL-2.....	71
Figura 15. Perdidas por elevación FL-2.....	72
Figura 16. Perdidas por Fricción líneas Seleccionadas	73
Figura 17. Presión en Cabeza pozo XUIS1	75
Figura 18. Presión en Cabeza pozo XUIS2	75
Figura 19. Presión en Cabeza pozo XUIS3	76
Figura 20. Presión en Cabeza pozo XUIS6	76
Figura 21. Presión en Cabeza escenario 2, XUIS1.....	77
Figura 22. Presión en Cabeza escenario 2, XUIS2.....	77
Figura 23. Presión en Cabeza escenario 2, XUIS3.....	78
Figura 24. Presión en Cabeza escenario 2, XUIS6.....	78
Figura 25. Presión en Cabeza escenario 3, XUIS1.....	79

Figura 26.Presión en Cabeza escenario 3, XUIS2.....	79
Figura 27.Presión en Cabeza escenario 3 XUIS3.....	80
Figura 28. Presión en Cabeza escenario 3 XUIS6.....	80
Figura 29.Presión en Cabeza escenario 4 XUIS1.....	81
Figura 30.Presión en Cabeza escenario 4 XUIS2.....	81
Figura 31.Presión en Cabeza escenario 4 XUIS3.....	82
Figura 32.Presión en Cabeza escenario 4 XUIS6.....	82
Figura 33. Declinación de la Producción Proyectada a un Año	87
Figura 34. Estado Actual Vs Inyección al 15%.....	89
Figura 35.Estado Actual Vs Inyección al 20%	91

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Valores de las Constantes C1, C2, C3 y C4.	31
Tabla 2. Área Noroeste	53
Tabla 3. Área Noroeste	53
Tabla 4. Área Sureste	54
Tabla 5. Área Suroeste	55
Tabla 6. Propiedades del Crudo de las Formaciones K1, K2 y T2.....	56
Tabla 7. Modelos y Correlaciones para Flujo Multifásico en Tuberías Horizontales y Verticales	59
Tabla 8. Valor medio del error absoluto de los modelos.	60
Tabla 9. Parámetros Base	64
Tabla 10. Pendientes del Diagrama Araña	65
Tabla 11. Líneas de Flujo del Campo Suria	68
Tabla 12. Líneas Seleccionadas para la Inyección de Diluyente	69
Tabla 13. Porcentaje de Inyección de Nafta FL-2	69
Tabla 14. Parámetros de los Puntos de Inyección de Nafta	74
Tabla 15. Patrones de Flujo Escenario 1	76
Tabla 16. Patrones de Flujo Escenario 2.	78
Tabla 17. Patrones de Flujo Escenario 3.	80
Tabla 18. Patrones de Flujo Escenario 4.	82
Tabla 19. Costos de Levantamiento.	85
Tabla 20. Costos Iniciales	86
Tabla 21. Declinación de la Producción.....	86
Tabla 22. Ingresos y Egresos Estado Actual	88
Tabla 23. Costos Iniciales para la Dilución al 15%	88
Tabla 24. Ingresos y Egresos al 15%	89

Tabla 25. Costos iniciales para la Dilución al 20%.....	90
Tabla 26. Ingresos y Egresos al 20%	90
Tabla 27. Costos Iniciales para la Dilución 25%.	91
Tabla 28. Ingresos y Egresos 25%	92

RESUMEN

TÍTULO: OPTIMIZACIÓN DE UN SISTEMA DE RECOLECCIÓN PARA CRUDOS EXTRA PESADOS MEDIANTE EL ANÁLISIS DE PATRONES DE FLUJO EN TUBERÍA*.

AUTORES: CARLOS MAURICIO BENAVIDES SAAVEDRA**
DANIEL EDUARDO CARVAJAL DOMINGUEZ

PALABRAS CLAVES: Patrones de flujo, crudo extra-pesado, campo Suria, dilución en superficie.

Con el fin de optimizar la producción del campo Suria y teniendo en cuenta el aumento de su capacidad debido a la explotación de la formación T2 productora de crudo extra-pesado, se propuso la optimización del sistema de recolección mediante el análisis de patrones de flujo presentes en la tubería. Se contempló la inyección en superficie de Nafta como diluyente y se obtuvo el caudal óptimo de dicha inyección.

Mediante la recolección, verificación y análisis de la información disponible en el campo, se seleccionó el modelo en el software PIPESIM que mejor represente las condiciones de presión de las líneas de producción actuales del campo Suria. Los principales parámetros que obtuvieron la posibilidad de ser modificados fueron estudiados para encontrar un punto óptimo entre producción y costos asociados a la disminución del requerimiento energético del sistema.

Con la selección y sensibilización del modelo de flujo del campo Suria, se procedió a realizar el estudio de viabilidad de la inyección en superficie de Nafta en las fuentes de crudo de la formación T2, contemplando en análisis de los diferentes patrones de flujo encontrados en el sistema de recolección, planteando así varios escenarios de producción futura del campo.

Los cambios realizados en el sistema fueron fundamentados por una evaluación económica la cual permitió analizar la viabilidad de la inyección de Nafta, de modo que fuera posible evidenciar disminución del requerimiento energético y cambios en los patrones del flujo.

* Proyecto de grado

** Facultad de Ingeniería Físico – Químicas, Escuela de Ingeniería de Petróleos, Director: ING. Erik Montes, Co-director: ING Carlos Diaz Prada – ICP.

ABSTRACT

TITLE: OPTIMIZATION OF A COLLECTION SYSTEM FOR EXTRA HEAVY OIL BY ANALYSIS OF FLOW PATTERNS IN PIPELINES *

AUTHORS: CARLOS MAURICIO SAAVEDRA BENAVIDES**
DANIEL EDUARDO DOMINGUEZ CARVAJAL

KEYWORDS: flow patterns, extra heavy oil, Suria field, surface dilution.

In order to optimize production of the Suria field and taking into account the increased of the capacity due to the develop of T2 formation which is producing extra-heavy crude, was proposed the optimization of the collection system by analyzing flow patterns present in the pipeline. It was contemplated surface injection by using Naphtha as diluent and was obtained the optimum flow rate of the injection.

Through the collection, verification and analysis of the information available in the field, was selected in the software PIPESIM the model that best represents the pressure conditions of the current production lines of Suria field. The main parameters which give the possibilities of being modified were studied to find the best spot between production and costs associated with reducing the energy requirement of the system.

With the selection and awareness of the flow model of Suria field, was proceeded to perform a feasibility study on surface injection of Naphtha on the sources of oil produced by the formation T2, contemplating the analysis of different flow patterns found in the collection system, thus raising different scenarios of future production of the field.

Changes made to the system were substantiated by an economic evaluation which allowed analyzing the feasibility of Nafta injection, so it was possible to demonstrate the reduction of energy requirements and changes in flow patterns.

* Thesis

** Faculty of Physical - Chemical Engineering, Petroleum Engineering School, Director: ING. Erik Montes, Co-director: Carlos Diaz ING Prada - ICP.

INTRODUCCIÓN

Altas viscosidades de fluidos en el sistema de recolección, demandan un alto consumo de energía que en la cadena de producción se refleja en la presión de cabeza consumida por el sistema de levantamiento artificial, lo cual se traduce en altos costos para la operación en general. Las tecnologías utilizadas actualmente para la recolección de estos fluidos son el uso de la temperatura, aditivos químicos reductores de viscosidad y diluyentes cuyo desempeño se ve afectado por la variación de los parámetros de fluido como son (Q_o , BS&W, GOR, ECT).

El presente estudio abordará la tecnología de la dilución y determinará bajo qué condiciones de operación podemos mantener unas condiciones homogéneas de mezcla que permitirán definir el caudal óptimo de diluyente requerido para esta etapa del sistema de producción. El análisis de estas condiciones homogéneas se hará a partir de la definición y análisis de los patrones de flujo que pueden presentarse en el sistema de recolección por medio del modelamiento numérico usando software especializado (PIPESIM).

PIPESIM es un software o herramienta de ingeniería de producción de yacimientos desarrollada por la empresa Schlumberger, la cual cubre un amplio rango de aplicaciones relevantes a la industria del petróleo. Estas aplicaciones incluyen desde el análisis nodal, diseño de levantamiento artificial hasta modelamiento de redes. Este último siendo de especial importancia en el presente caso de estudio

Este estudio optimiza el actual sistema de recolección del campo Suria por medio de la aplicación de diluyentes, dicho campo se encuentra bajo la operación de la superintendencia de operaciones Apiay (SOA), siendo este importante para el desarrollo de las reservas probadas de crudo pesado y extra pesado en el

departamento del Meta (Colombia). Conjuntamente se realizó una evaluación económica para observar el impacto que tiene estas alternativas para la producción del campo.

1. FLUJO MULTIFÁSICO HORIZONTAL

El flujo multifásico se define como el movimiento simultáneo de gas libre, líquido y sedimentos a través de un canal o tubería, el gas puede estar mezclado en forma homogénea con el líquido o puede existir en forma libre, empujando el líquido formando un oleaje o provocando crestas en la interface del líquido, además puede darse el caso en el cual el gas y el líquido se muevan a una velocidad similar lo cual generara una interface lisa o sin perturbaciones¹.

1.1 PATRONES DE FLUJO EN TUBERÍAS HORIZONTALES.

Los Patrones de flujo en tuberías horizontales pueden ser clasificados de la siguiente manera:

Flujo Estratificado

Ocurre a tasas relativamente bajas de gas y de líquido separadas por gravedad donde la fase líquida fluye al fondo de la tubería y la gaseosa al tope. Se puede dividir en:

- **Estratificado Suave o Liso:** Ocurre cuando la fase gaseosa se desarrolla totalmente en la parte superior y es separada del líquido por una interface lisa y definida.
- **Estratificado Ondulante:** Ocurre cuando la velocidad del gas es relativamente alta y hace que se rompa la continuidad de la interface permitiendo que se generen ondulaciones en la superficie del líquido.²

¹GOMEZ, V. "Flujo Multifásico en Tuberías", INPELUZ, Maracaibo, Venezuela, (1998).

²MAGGIOLO R, Optimización de la Producción Mediante Análisis Nodal

Figura 1. Flujo Estratificado Liso y Ondulante



Fuente: MAGGIOLO R, Optimización de la Producción Mediante Análisis Nodal

Flujo Intermitente

Este flujo es caracterizado por alternar líquido y gas formando tapones o baches de líquido, los cuales llenan el área transversal de la tubería, son separados por bolsillos de gas, los cuales tienen una capa líquida estratificada fluyendo en el fondo de la tubería. Puede presentarse de dos maneras formando bien sea un tapón de líquido donde las ondulaciones generadas por la alta velocidad del gas alcanzan la parte superior de la tubería o por el contrario un tapón de gas.³

Figura 2. Flujo Intermitente



Fuente: MAGGIOLO R, Optimización de la Producción Mediante Análisis Nodal

Flujo Anular

Este flujo ocurre a muy altas tasas de flujo de gas. La fase gaseosa fluye en un centro de alta velocidad, la cual podría contener gotas de líquido arrastradas. El líquido fluye como una delgada película alrededor de la pared de la tubería. La película al fondo es generalmente más gruesa que al tope, dependiendo de las magnitudes relativas de las tasas de flujo de gas y líquido. A las tasas de flujo más bajas, la mayoría de líquido fluye al fondo de la tubería, mientras las ondas inestables aireadas son barridas alrededor de la periferia de la tubería y moja ocasionalmente la pared superior de la tubería.

³MAGGIOLO R, Optimización de la Producción Mediante Análisis Nodal

Este flujo ocurre en los límites de transición entre los flujos estratificados ondulantes, tapón y Anular⁴.

Figura 3. Flujo Anular



Fuente: MAGGIOLO R, Optimización de la Producción Mediante Análisis Nodal

Burbujas Dispersas

A muy altas tasas de flujo de líquido, la fase líquida es la fase continua, y la gaseosa es la dispersa como burbujas discretas. La transición a este patrón de flujo es definida por la condición donde burbujas son primero suspendidas en el líquido, o cuando burbujas alargadas, las cuales tocan el tope de la tubería, son destruidas. Cuando esto sucede, la mayoría de las burbujas son localizadas cerca de la pared superior de la tubería. A tasas de líquido mayores, las burbujas de gas son más uniformemente dispersas en el área transversal de la tubería. Bajo condiciones de flujo de burbuja disperso, debido a las altas tasas de flujo de líquido, las dos fases están moviéndose a la misma velocidad y el flujo es considerablemente homogéneo⁵.

Figura 4. Burbujas Dispersas



Fuente: MAGGIOLO R, Optimización de la Producción Mediante Análisis Nodal.

⁴Shoham, O. Mecanistic Modeling of Gas-Liquid Two-Phase Flow in Pipes .(Primeraedición).Tulsa: Society of Petroleum Engineers.(2005)

⁵BEGGS, D. Production Optimization Using Nodal Analysis.(2003)

1.2 PROPIEDADES Y CARACTERÍSTICAS DE FLUJO MULTIFÁSICO

El flujo bifásico depende tanto de la velocidad de cada fase como de las propiedades del fluido, en especial de la densidad, y en consecuencia, estas variables se deben tomar en cuenta en el análisis del gradiente de presión, debido a que el estudio incluye una segunda fase y, en algunos casos, la fase líquida puede estar compuesta por dos líquidos inmiscibles, tal como agua y crudo⁶. A estas condiciones, se definen las siguientes propiedades:

1.2.1 Hold Up Líquido. Esta propiedad está definida como la fracción de una parte de la tubería que es ocupada por el líquido a un momento determinado.

$$H_l = \frac{\text{Volumen del liquido en un elemento de tubería}}{\text{Volumen de un elemento de tubería}} \quad (\text{Ec.1})$$

Es necesario determinar el Hold Up líquido para calcular la densidad de la mezcla, las velocidades actuales de las fases, la viscosidad efectiva y la transferencia de calor; los patrones de flujo tal como el tipo tapón, el Hold Up líquido cambiara periódicamente por lo cual se tomara un promedio de los valores tomados.

EL valor del Hold Up líquido varía desde cero cuando tan solo fluye la fase gaseosa y uno cuando una sola fase liquida fluye⁷. Donde análogamente se puede decir que:

$$H_g = 1 - H_L \quad (\text{Ec.2})$$

1.2.2 Hold Up de líquido sin deslizamiento. Se define como la relación de volumen de líquido en un elemento de tubería que podría existir si el líquido y el gas viajaran a la misma velocidad (sin resbalamiento) dividido por el volumen del

⁶Beggs H., "Production Optimization Using NODALTM Analysis", Editorial OGCI, U.S.A. (1991).

⁷Beggs H., "Production Optimization Using NODALTM Analysis", Editorial OGCI, U.S.A. (1991).

elemento de tubería. Esto se puede calcular directamente, si se conocen los valores de las tasas de flujo de líquido y gas, de la siguiente manera⁸:

$$\lambda_L = 1 - \lambda_g = \frac{Q_L}{Q_L + Q_g} \quad (\text{Ec.3})$$

Dónde:

λ_L : Factor de Hold Up de líquido sin deslizamiento (adimensional).

λ_g : Factor de Hold Up de gas sin deslizamiento (adimensional).

Q_L : Tasa de flujo de líquido (pie³ /s).

Q_g : Tasa de flujo de gas (pie³ /s).

1.2.3 Densidad. Todas las ecuaciones de flujo de fluidos requieren un valor de la densidad. La densidad está envuelta en la evaluación de los cambios totales de energía respecto a la energía potencial y la energía cinética. El cálculo de la densidad se dificulta cuando coexisten tres fases. La densidad para la mezcla petróleo agua puede ser calculada asumiendo que no se presenta deslizamiento entre las fases⁹, de tal manera que:

$$\rho_L = \rho_o f_o + \rho_w f_w \quad (\text{Ec.4})$$

Donde la fracción de aceite (f_o) es:

$$f_o = \frac{q_o}{q_o + q_w} \quad (\text{Ec.5})$$

Y la fracción del agua es:

$$f_w = 1 - f_o \quad (\text{Ec.6})$$

⁸Beggs H., "Production Optimization Using NODALTM Analysis", Editorial OGCI, U.S.A. (1991).

⁹Beggs H., "Production Optimization Using NODALTM Analysis", Editorial OGCI, U.S.A. (1991).

El cálculo de la densidad para una mezcla gas líquido, requiere del conocimiento del Hold Up de líquido.

$$\rho_L = \rho_L H_L + \rho_g H_g \text{ (Ec.7)}$$

La ecuación (Ec.7) es usada por la mayoría de los investigadores para determinar el gradiente de presión debido al cambio de elevación¹⁰.

1.2.4 Velocidad superficial. La mayoría de las correlaciones de flujo multifásico están basadas en una variable denominada velocidad superficial, la cual, está definida como la velocidad que debería tener la fase de un fluido si éste fluyera a través de toda el área transversal de la tubería. Sin embargo, el área real a través del cual el gas fluye en la tubería es reducida, por la presencia del factor de entrapamiento del líquido¹¹.

Por consiguiente, la velocidad real del gas es:

$$v_g = \frac{Q_g}{A * H_g} \text{ (Ec.8)}$$

Dónde:

v_g : Velocidad real del gas (pie/s).

H_g : Holdup del gas (adimensional).

A: Área Transversal de la tubería, (pie²).

¹⁰Beggs H., "Production Optimization Using NODALTM Analysis", Editorial OGCI, U.S.A. (1991).

¹¹Beggs H., "Production Optimization Using NODALTM Analysis", Editorial OGCI, U.S.A. (1991).

Siendo análogo al cálculo de velocidad del líquido.

$$v_L = \frac{Q_L}{A \cdot H_L} \text{ (Ec.9)}$$

Donde la velocidad de una mezcla donde la fase líquida y la fase gaseosa viaja a diferentes velocidades y en consecuencia presentar deslizamiento¹². Para calcular el deslizamiento se realiza la diferencia entre la velocidad real del gas y el líquido y se expresa de la siguiente forma:

$$v_s = v_g - v_L \text{ (Ec.10)}$$

1.2.5 Viscosidad. La viscosidad del fluido es necesaria para conocer el número de Reynolds así como otros números adimensionales usados como parámetros en las correlaciones de flujos de fluidos. El concepto de la viscosidad del flujo multifásico no está bien definido y en consecuencia existe una gran variedad de correlaciones para el cálculo de la misma. Sin embargo, en forma general, se pueden definir las siguientes ecuaciones para conocer la viscosidad de la mezcla multifásica¹³.

$$\mu_{ms} = \mu_L \lambda_L + \mu_g \lambda_g \text{ (Ec.11)}$$

$$\mu_m = \mu_L H_L + \mu_g H_g \text{ (12)}$$

Donde la ecuación (11) representa la viscosidad del flujo multifásico sin desplazamiento dada en cP y la ecuación (12) la viscosidad del flujo multifásico suponiendo deslizamiento entre las capas dada en cP. La viscosidad de la mezcla

¹²Beggs H., "Production Optimization Using NODALTM Analysis", Editorial OGCI, U.S.A. (1991).

¹³Beggs H., "Production Optimization Using NODALTM Analysis", Editorial OGCI, U.S.A. (1991).

agua aceite μ_L es calculada normalmente usando la fracción del aceite y del agua fluyendo¹⁴. Representada por la siguiente ecuación.

$$\mu_L = \mu_o f_o + \mu_w f_w \text{ (Ec.13)}$$

Esta ecuación no es válida si una emulsión agua/ aceite es formada.

1.3 PROPIEDADES DE LOS COMPONENTES DEL FLUJO MULTIFÁSICO

El estudio de las propiedades del fluido multifásico requiere del conocimiento de las propiedades físicas de los fluidos que lo componen, en este caso está compuesto principalmente por crudo, agua y gas. Estas propiedades se pueden determinar en el laboratorio mediante análisis de las muestras de fondo o de superficie. Sin embargo esta información no está disponible y es necesario utilizar correlaciones empíricas para su determinación.

1.3.1 Propiedades Físicas del Crudo. Las correlaciones de las propiedades físicas del petróleo han sido desarrolladas utilizando sistemas de crudos de varias regiones productoras. Estos crudos exhiben una tendencia regional en su composición química que los caracteriza como: Parafínicos, nafténicos o aromáticos.

Debido a estas diferencias en composición, las correlaciones desarrolladas a partir de muestras regionales de una base química predominante pueden generar resultados erróneos cuando se aplican a crudos de otras regiones. Por lo tanto, el uso efectivo de las correlaciones radica en el entendimiento de su desarrollo y en el conocimiento de sus limitaciones.

¹⁴Beggs H., "Production Optimization Using NODALTM Analysis", Editorial OGCI, U.S.A. (1991).

1.3.1.1 Gravedad Específica del Crudo, γ_c : La Gravedad específica del crudo , γ_c , se define como la razón de la densidad del petróleo a la densidad del agua, ambas medidas a la misma presión y temperatura. [1]

$$\gamma_c = \frac{\rho_c}{\rho_w} \text{ (Ec.14)}$$

Para el petróleo es de uso común la gravedad API (American Petroleum Institute), definida mediante la siguiente relación:

$$^\circ API = \frac{141.5}{\gamma_c} - 131.5 \text{ (Ec.15)}$$

Donde $^\circ API$, es la Gravedad API del petróleo. $^\circ API$, y γ_c la Gravedad Específica del petróleo a 60°/60°.

1.3.1.2 Presión de Burbujeo, P_b : La presión de burbujeo se define como la presión a la cual se forma la primera burbuja de gas al pasar un sistema del estado líquido al estado de dos fases, donde la fase líquida se encuentra en equilibrio con una cantidad infinitesimal de gas libre.

1.3.1.3 Relación Gas-Petróleo en Solución, R_S : La razón gas en solución (o gas disuelto)-petróleo o solubilidad del gas en el petróleo, R_S se define como los pies cúbicos normales (PCN) de gas que pueden disolverse en un barril normal (BN) de petróleo cuando ambos se encuentran a las condiciones de presión y temperatura prevalecientes en el yacimiento.

Algunas correlaciones para el cálculo de R_S , son las siguientes:

- **Correlación de Al-Marhoun, M.A.**

La correlación es la siguiente: ^[1]

$$R_S = 185.84231 * P * \gamma_g^{1.87784} * \gamma_c^{-3.1437} * T^{-1.32657} * 1.3984 \quad (\text{Ec.16})$$

Dónde:

R_S : Razón Gas Disuelto-Petróleo a $P < P_b$, pcn/bn

P : Presión de interés, lpca

T : Temperatura de Yacimiento, °R

γ_g : Gravedad Específica del Gas, (aire = 1)

γ_c : Gravedad Específica del Petróleo, (agua = 1)

- **Correlación de Kartoatmodjo, T. y Schmidt, Z.**

La correlación es la siguiente:

$$R_S = C_1 * \gamma_g^{C_2} * P^{C_4} * 10^{\frac{C_3 * API}{T+460}} \quad (\text{Ec.17})$$

Dónde:

R_S : Razón Gas Disuelto-Petróleo a $P < P_b$, pcn/bn

P : Presión de interés, lpca

T : Temperatura de Yacimiento, °F

γ_g : Gravedad Específica del Gas, (aire = 1)

γ_{API} : Gravedad Específica del Petróleo, $^{\circ}API$

Kartoatmodjo y Schmidt reportaron un error promedio de -4.6839% para la correlación, la Tabla 1 presenta los valores de las constantes C1, C2, C3 y C4 de acuerdo a la gravedad API del crudo. ^[3]

Tabla 1. Valores de las Constantes C1, C2, C3 y C4.

API	C1	C2	C3	C4
$\gamma_{API} \leq 30$	0.05958	0.7972	13.1405	0.9986
$\gamma_{API} \geq 30$	0.03150	0.7587	11.2895	0.9143

Fuente: MAGGILOLO R, Optimización de la Producción Mediante Análisis Nodal

1.3.1.4 Factor Volumétrico del Petróleo, B_o : El factor volumétrico del petróleo, B_o , se define como el volumen que ocupa, a condiciones de la tubería, un barril normal de petróleo más su gas en solución. También puede definirse como el cambio de volumen que experimenta la fase líquida al pasar de las condiciones de la tubería a las condiciones de superficie como consecuencia de la expansión líquida y/o liberación del gas en solución.

Las siguientes correlaciones permiten determinar B_o a la presión del punto de burbujeo ($P = P_b$):

Correlación de Glaso, O.

La correlación es la siguiente:

$$B_o = 1.0 + 10^{-6.58511 + 2.91329 \cdot \log F - 0.27683 \cdot \log F^2} \quad (\text{Ec.18})$$

Dónde:

$$F = R_{sb} * \frac{\gamma_g}{\gamma_c}^{0.526} + 0.968 * T \quad (\text{Ec.19})$$

Dónde:

B_{ob} : Factor Volumétrico del Petróleo a P_b , by/bn

R_{sb} : Razón Gas Disuelto-Petróleo a $P \geq P_b$ pcn/bn

T : Temperatura de Yacimiento, °F

γ_g : Gravedad Específica del Gas, (aire = 1)

γ_c : Gravedad Específica del Petróleo, (agua = 1)

Glazo reporta un error promedio de -0.43% con una desviación estándar de 2.18% para la correlación. ^[1]

Correlación de Dokla, M.E. y Osman, M.E.

La correlación es la siguiente:

$$B_{ob} = 0.431935 * 10^{-1} + 0.156667 * 10^{-2} * T + 0.139775 * 10^{-2} * F + 0.380525 * 10^{-5} * F^2$$

(Ec.20)

Dónde:

$$F = R_{sb}^{0.773572} * \gamma_g^{0.40402} * \gamma_c^{-0.882605} \text{ (Ec.21)}$$

Donde:

B_{ob} : Factor Volumétrico del Petróleo a P_b , by/bn

R_{sb} : Razón Gas Disuelto-Petróleo a $P \geq P_b$ pcn/bn

T : Temperatura de Yacimiento, °F

γ_g : Gravedad Específica del Gas, (aire = 1)

γ_c : Gravedad Específica del Petróleo, (agua = 1)

Dokla y Osman reportan un error promedio relativo de -0.01% con una desviación estándar de 0.86% para la correlación.

Las correlaciones anteriores pueden ser utilizadas para estimar valores de B_o a presiones por debajo de la presión de burbujeo. En este caso, se debe utilizar R_s a la presión deseada en vez de R_{sb} a la presión de burbujeo. Además, se debe considerar la posible variación de las gravedades específicas del petróleo de tanque, °API, y del gas en solución, γ_g , con presión.

Los valores de B_o a presiones debajo del punto de burbujeo están afectados tanto por la solubilidad como por la compresibilidad, mientras que por encima del punto de burbujeo la solubilidad es constante y por tanto sólo influye la compresibilidad. [

Por lo tanto, si se conoce la compresibilidad del petróleo puede determinarse B_o a presiones mayores que la presión de burbujeo ($P > P_b$) mediante la siguiente ecuación;

$$B_o = B_{ob} * \exp C_o * P_b - P \quad (\text{Ec.22})$$

Dónde:

B_o : Factor Volumétrico del Petróleo a $P > P_b$, by/bn

B_{ob} : Factor Volumétrico del Petróleo a P_b , by/bn

P_b : Presión de Burbujeo, lpca

P : Presión de interés, lpca

C_o : Compresibilidad Isotérmica del Petróleo, lpc⁻¹

1.3.1.5 Densidad del Petróleo, ρ_c : La densidad del petróleo, ρ_c en lbs/pie³, a presiones menores o iguales a la del punto de burbujeo $P \leq P_b$ se determina mediante la siguiente ecuación:

$$\rho_c = \frac{350 * \gamma_c * 0.0764 * \gamma_{gd} * R_s}{5.615 * B_o} \quad (\text{Ec.23})$$

Dónde:

ρ_c : Densidad del Petróleo, lbs/pie³

B_o : Factor Volumétrico del Petróleo, by/bn

R_s : Razón Gas Disuelto-Petróleo, pcn/bn

γ_c : Gravedad Específica del Petróleo, (agua = 1)

γ_{gd} : Gravedad Específica del Gas Disuelto, (aire = 1)

350: Densidad del Agua a Condiciones Normales, lbs/bls

0.0764: Densidad del Aire a Condiciones Normales, lbs/pie³

5.615: Factor de Conversión, pie³ / bls

La gravedad específica del gas disuelto, γ_{gd} , se obtiene a partir de la siguiente correlación;

$$\gamma_{gd} = \frac{12.5 + \gamma_{API}}{50} - 3.5715 * 10^{-6} * \gamma_{API} * R_s \quad (\text{Ec.24})$$

Una limitación impuesta a la γ_{gd} es la siguiente: $\gamma_g \leq \gamma_{gd} \leq 0.56$ donde 0.56 es la gravedad específica del metano, y γ_g la gravedad específica del gas producido en el separador.

La densidad del petróleo a presiones mayores que la presión de burbujeo ($P > P_b$), se determina mediante la siguiente ecuación:

$$\rho_c = \rho_{cb} * \exp C_o * P_b - P \quad (\text{Ec.25})$$

Dónde:

ρ_c : Densidad del Petróleo a $P > P_b$, lbs/pie³

ρ_{cb} : Densidad del Petróleo a P_b , lbs/pie³

P_b : Presión de Burbujeo, lpca

P : Presión de interés, lpca

C_o : Compresibilidad Isotérmica del Petróleo, lpc⁻¹

1.3.2 Propiedades Físicas del Gas. Las relaciones que describen el comportamiento Presión-Volumen-Temperatura, (PVT) de los gases son llamadas Ecuaciones de Estado. La Ecuación de Estado más simple, es la llamada Ley de los Gases Ideales:

$$P * V = n * R * T \quad (\text{Ec.26})$$

Donde V es el volumen de n moles de gas a la presión P y temperatura T , y R la Constante Universal de los gases.

1.3.2.1 Gravedad Específica del Gas: La gravedad específica del gas se define como la razón de la densidad del gas a la densidad del aire, ambas medidas a las mismas condiciones de presión y temperatura. Como la gravedad específica del gas se mide generalmente a condiciones normales (14.7 lpca y 60 °F), tanto el gas como el aire se comportan como gases ideales y puede escribirse:

$$\gamma_g = \frac{\rho_g}{\rho_a} \quad (\text{Ec.27})$$

La densidad de un gas se define como la masa por unidad de volumen, así, de la ecuación (Ec.27) se tiene:

$$\rho_g = \frac{m}{V} = \frac{P * M}{R * T} \text{ (Ec.28)}$$

Reemplazando la ecuación (Ec.28) en la ecuación (Ec.27) para el gas y el aire a las mismas condiciones de presión y temperatura:

$$\gamma_g = \frac{\frac{P * M_g}{R * T}}{\frac{P * M_a}{R * T}} = \frac{M_g}{M_a} = \frac{M}{28.96} \text{ (Ec.29)}$$

Dónde:

M_g : Peso Molecular del Gas (lbs/lb-mol)

M_a : Peso Molecular del Aire, (= 28.96 lbs/lb-mol)

1.3.2.2 Presión y Temperatura Seudocríticas de Gases Naturales, Psc y Tsc:

Una serie de métodos o reglas de combinación han sido propuestas para determinar las propiedades seudocríticas cuando se conoce la composición de la mezcla gaseosa. Estos métodos o reglas de combinación suponen que cada componente contribuye a la presión y temperatura seudocríticas en proporción a su porcentaje de volumen en el gas y a la presión y temperatura críticas, respectivamente, de dicho componente.

1.3.2.3 Factor de Compresibilidad del Gas, Z. Con el propósito de utilizar la

ecuación general de los gases a altas presiones y temperaturas, es necesario modificar la ecuación (27). El método más común de corregir esta ecuación, consiste en introducir un factor de corrección denominado Factor de Compresibilidad, Factor de Desviación o Factor Z del gas:

$$P * V = n * Z * R * T \text{ (Ec.30)}$$

Este factor adimensional es afectado por presión, temperatura y composición del gas, y varía por lo general entre 0.70 y 1.20; 1.00 representa el comportamiento ideal.

El valor de Z para diferentes gases ha sido determinado en base al Teorema de los Estados Correspondientes, el cual establece que: A las mismas condiciones de presión y temperatura seudorreducidas, todos los gases tienen el mismo Factor de Compresibilidad Z. La presión y temperatura seudorreducidas P_{sr} y T_{sr} , están definidas por:

$$P_{sr} = \frac{P}{P_{scM}} \text{ (Ec.31)}$$

$$T_{sr} = \frac{T}{T_{scM}} \text{ (Ec.32)}$$

Donde P y T son la presión y temperatura absolutas a la cual se desea determinar Z y P_{scM} y T_{scM} la Presión y Temperatura seudocríticas, tal como se describió anteriormente¹⁵.

1.4 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.

Las pérdidas de presión en flujo multifásico horizontal pueden llegar a ser de 5 a 10 veces mayores que las ocurridas en flujos monofásicos, esto se debe a que la fase gaseosa se desliza sobre la fase líquida, separadas ambas por una interfase

¹⁵ Bánzer, Carlos. "Correlaciones Numéricas P.V.T." INPELUZ, Maracaibo, Venezuela, (1996).

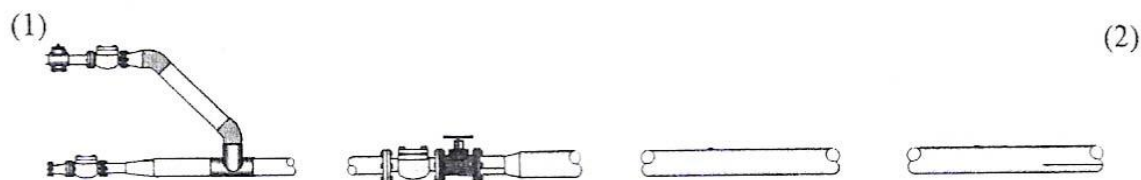
que puede ser lisa o irregular dependiendo de régimen de flujo existente. Sin embargo, en ambos sistemas (monofásico y multifásico), las pérdidas que se producen son de dos tipos: primarias y secundarias.

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 si (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 (codos, válvulas, etc.).

En el flujo de fluidos en estado estable por un tramo de tubería recta, el cambio de la presión que acompaña el flujo es la cantidad de interés más inmediato. En general, para obtener la caída de presión entre dos puntos de una tubería, tal como se muestra en la figura 5, es necesario realizar un balance de energía en el flujo de fluido a través de dichos puntos, aplicando la ley de la termodinámica, la conservación de la energía, se 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”¹⁶

¹⁶Gómez, V. “Flujo Multifásico en Tuberías”, INPELUZ, Maracaibo, Venezuela, (1998).

Figura 5. Flujo de Fluidos a través de una instalación típica



Fuente: Gómez, V. "Flujo Multifásico en Tuberías", INPELUZ, Maracaibo, Venezuela, (1998).

Considerando el sistema presentado en la figura 5 se puede establecer el siguiente balance entre los puntos (1) y (2):

$$U_1 + P_1V_1 + \frac{mv_1^2}{2g_c} + \frac{mgz_1}{g_c} - Q + W = U_2 + P_2V_2 + \frac{mv_2^2}{2g_c} + \frac{mgz_2}{g_c} \text{ (Ec.33)}$$

Dónde:

U : Energía interna.

P : Presión, (lbf/pulg)²

V : Volumen, (pie³).

m : Masa, (lb).

v : Velocidad, (pie/s).

g_c : Constante gravitacional, 32,2 (lb pie/lbf s²).

g : Gravedad, (pie/s²)

z : Elevación desde un plano de referencia, (pie).

Q : Calor.

W : Trabajo realizado sobre el fluido.

Como el fluido no ejerce ningún trabajo sobre el sistema y el calor entregado al mismo es despreciable, la ecuación anterior puede simplificarse, escribiéndola en forma diferencial y en parámetros prácticos, se obtiene:

$$du + d \frac{P}{\rho} + \frac{v dv}{g_c} + \frac{g}{g_c} dZ = 0 \text{ (Ec.34)}$$

Esta forma de la ecuación del balance de energía es difícil de aplicar por el término de la energía interna. Sin embargo, por medio de las relaciones fundamentales de la termodinámica, éste se puede convertir en energía mecánica, tal como se muestra en la ecuación (Ec.35).

$$\frac{dP}{\rho} + \frac{v dv}{g_c} + \frac{g}{g_c} dZ + dL_w = 0 \text{ (Ec.35)}$$

La ecuación (Ec.35), que se conoce como el balance de energía mecánica de Bernoulli, toma en cuenta, agregando el término de fricción de Fanning, dL_w , que los fluidos reales inducen fricción en el sistema causando que los cambios de estado en procesos de flujo sean inherentemente irreversibles, puesto que la energía mecánica se disipa al convertirse en energía interna. El término de fricción de Fanning se define como:

$$\frac{dP}{dz_f} = \frac{2f\rho v^2}{Dg_c} = dL_w \text{ (Ec.36)}$$

Sustituyendo esta expresión en la ecuación (Ec.35) y considerando que la tubería esta inclinada con respecto a la horizontal a un ángulo θ resulta¹⁷:

$$\frac{dP}{dL} = \frac{g\rho \sin \theta}{g_c} + \frac{\rho v}{g_c} \frac{dv}{dL} + \frac{f\rho v^2}{2g_c D} \text{ (Ec.37)}$$

Siendo:

$$\frac{dP}{dL}_{elev} = \frac{g\rho \sin \theta}{g_c} \text{ (Ec.38)}$$

$$\frac{dP}{dL}_{accel} = \frac{\rho v}{g_c} \frac{dv}{dL} \text{ (Ec.39)}$$

¹⁷Crane H., "Flujo de Fluidos en válvulas, Accesorios y Tuberías", Editorial McGraw-Hill, México, (1989).

$$\frac{dP}{dL} \text{ fricc} = \frac{f\rho v^2}{2g_c D} \text{ (Ec.40)}$$

Dónde:

$$\frac{dP}{dL} \text{ elev} = \text{Pérdidas por elevación.}$$

$$\frac{dP}{dL} \text{ acel} = \text{Pérdidas por aceleración.}$$

$$\frac{dP}{dL} \text{ fricc} = \text{Pérdidas por fricción.}$$

1.4.1 Variables que afectan las curvas del perfil de presión horizontal

- **Efecto del diámetro de la tubería:**

A menores diámetros mayores serán las pérdidas de presión a lo largo de la tubería.

- **Efecto de la tasa de flujo:**

A mayor tasa de flujo, mayor será la velocidad de los fluidos transportados, lo que provoca un aumento de las pérdidas por fricción.

- **Efecto de la relación Gas-Fluido:**

En tuberías horizontales, contrariamente a lo que ocurre en tuberías verticales, a mayor relación gas fluido mayor es la pérdida de presión, esto se debe a que la tubería debe transportar un fluido adicional.

- **Efecto de la viscosidad de la fase Líquida:**

A mayor viscosidad de la fase líquida mayor será la resistencia de dicha fase para fluir por lo que mayores serán las pérdidas de energía en la tubería.

- **Efecto de la energía cinética:**

Salvo para altas tasas de flujo en regiones de baja presión ($< 150 \text{ lbf/pulg}^2$), donde la densidad es baja y la velocidad se incrementa rápidamente, el término de aceleración no se toma en cuenta.

- **Efecto de válvulas y accesorios:**

Distorsionan las líneas normales de flujo y dan lugar a pérdidas por fricción. Esto se debe, a que cualquier obstáculo en la tubería cambia la dirección de la corriente en forma total a parcial, alterando la configuración características del fluido, causando una pérdida de energía mayor de la que normalmente se produce en un flujo por una tubería recta¹⁸.

1.5 MODELOS GENERALES PARA EVALUAR EL FLUJO MULTIFÁSICO HORIZONTAL

1.5.1 Beggs And Brill Original. En este modelo las fases se tratan como una mezcla homogénea pero se asume resbalamiento entre las fases de gas y líquido. Esto es un mejoramiento del modelo homogéneo ya que se pueden calcular confiablemente el factor de entrapamiento del líquido. Sin embargo, se requiere información adicional acerca del movimiento relativo de las dos fases. La correlación de Mukherjee y Brill también se basa en este modelo.

Las correlaciones desarrolladas bajo el modelo de flujo relativo consideran:

- La mezcla de fases se trata como una mezcla homogénea.
- Considera deslizamiento entre las fases.
- Las velocidades superficiales de las fases son distintas.
- Considera las caídas de presión por fricción, aceleración y elevación.

¹⁸Gómez, V. "Flujo Multifásico en Tuberías", INPELUZ, Maracaibo, Venezuela, (1998).

- El área transversal de la tubería es constante a lo largo de la dirección axial.

1.5.2 Beggs & Brill Revised. La diferencia con la versión original es que ésta correlación usa factores de fricción en tuberías, limitantes para el hold up y constantes de corrección como las propuestas por Palmer & Payne. Las mejoras hechas a la correlación comprenden; un régimen de flujo extra (Flujo Espuma) el cual asume que el hold up no presenta deslizamiento, el factor de fricción es cambiado del estándar para tubería lisa, para utilizar un factor de fricción basado en el promedio de la velocidad del fluido¹⁹.

1.5.3 Govier, Aziz & Fogarasi. Presentó nuevas correlaciones para flujos burbuja y slug. Para flujos de transición y tipo neblina, se usó Duns & Ros. También fue revisado el mapa de patrones de flujo.

1.5.4 Dukler (AGA) And Flanigan. Es una poderosa técnica para desarrollar soluciones universales a partir de datos experimentales: Esto se logra a partir de grupos a partir de grupos dimensionales que controlan un sistema de flujo. El análisis dimensional ha sido utilizado exitosamente para solucionar problemas de sistemas de una sola fase. Sin embargo, en flujo bifásico están envueltas un gran número de variables. El análisis dimensional no puede ser aplicado de manera directa o sencilla. Se requieren suposiciones para reducir el número de grupos dimensionales.

1.5.5 Mukherjee & Brill. La correlación de Mukherjee & Brill es usada para el cálculo de las pérdidas de presión, el hold up y la determinación del régimen de flujo. Fue desarrollada mediante el estudio de las caídas de presión en tuberías inclinadas. Para flujo burbuja y tapón, se encontró que el factor de fricción puede ser calculado teniendo en cuenta el diagrama de Moody. En flujo estratificado el gradiente de presión generado por la fricción es calculado basado en la ecuación

¹⁹ PIPESIM (2009), Schlumberger User's Guide.

de balance de momentum para las dos fases asumiendo una interfase gas. Líquido leve. Los resultados obtenidos con esta correlación fueron ampliamente verificados.

1.5.6 Modelo de flujo separado, (Lockhart y Martinelli, 1949). En este modelo las fases de gas y líquido se tratan separadamente por consiguiente pueden ser analizada utilizando métodos de una sola fase.

Las correlaciones desarrolladas bajo el modelo de flujo separado consideran:

- Las fases de gas y líquido son tratadas separadamente.
- No existe resbalamiento entre fases.
- La velocidad superficial da líquido y gas son iguales.
- Las fases pueden resolverse por métodos de una sola fase.
- El área de la tubería es constante y no varía a lo largo de la dirección axial.
- No consideran los fenómenos físicos que ocurren entre las fases.

1.5.7 Modelo de flujo homogéneo (WALLIS, 1969). La mezcla de fases se trata como una pseudofase con propiedades físicas y velocidades promedio. Las propiedades físicas de las mezclas son determinadas a partir de las propiedades del gas y el líquido a través del factor de entrampamiento.

Las correlaciones desarrolladas bajo el modelo de flujo homogéneo consideran:

- Las dos fases están mezcladas y equilibrio.
- La mezcla puede tratarse usando métodos de una sola fase.
- El flujo es considerado unidimensional en estado estable.
- No ocurre resbalamiento entre las fases.
- Ambas fases son compresibles.

- No consideran los fenómenos físicos que ocurren entre fases²⁰.

1.5.8 Oliemans. La correlación de Oliemans fue desarrollada para el flujo en tuberías que transportan condensado usando un amplio rango de diámetros de tubería. El régimen de flujo se halla usando el mapa de régimen de flujo de Taitel Dukler, y un modelo simple, el cual delimita el flujo de una sola fase para predecir correctamente las caídas de presión. El modelo tuvo en cuenta datos como de 30 a 100 km de tubería operados a presiones de 1450 psi o mayores.

1.5.9 Duns & Ros (Estandar). La correlación de Duns & Ros fue desarrollada para flujo vertical de mezclas de gas y líquido en pozos. Las ecuaciones fueron desarrolladas para cada una de las tres regiones, (I) burbuja, tapón y parte de espuma, (II) el resto de burbuja y slug, (III) patrón de neblina. Estas regiones presentan bajo, intermedio y alto rendimiento respectivamente. Cada región de flujo tiene una correlación para holdup distinta. Las ecuaciones fueron basadas en trabajos experimentales usando mezclas de petróleo y aire. Esta correlación es recomendada para pozos donde altas relaciones gas-líquido y velocidades de flujo inducen en el comportamiento del flujo.

1.5.10 XIAO. La correlación de Xiao considera flujo de dos fases en tubería horizontal. El modelo primero determina el patrón de flujo existente y después calcula las características del flujo, el hold up de líquido y la caída de presión para flujos estratificado, intermitente, anular o disperso. El modelo fue ampliamente probado con una gran cantidad de data tanto de campo como de laboratorio incluyendo aceites negros y sistemas composicionales²¹.

²⁰BEGGS, D, Production Optimization Using Nodal Analysis. (2003)

²¹PIPESIM (2009), Schlumberger User's Guide.

1.6 CRUDO EXTRA PESADO.

Originalmente, cuando la roca generadora produce petróleo crudo, este no es pesado. Los expertos en geoquímica generalmente coinciden en que casi todos los petróleos crudos comienzan con densidades de entre 30 a 40 °API. El petróleo se vuelve pesado solo luego de una degradación sustancial durante la migración luego del entrapamiento. La degradación se produce a través de una variedad de procesos biológicos, químicos y físicos²².

La mayor parte de los recursos de petróleo del mundo corresponde a hidrocarburos viscosos y pesados, que son difíciles y caros de producir y refinar. Por lo general, mientras más pesado o denso es el petróleo crudo, menor es su valor económico. Las fracciones de crudo más livianas y menos densas, derivadas del proceso de destilación simple, son las más valiosas. Los crudos pesados tienden a poseer mayores concentraciones de metales y otros elementos, lo que exige más esfuerzos y erogaciones para la extracción de productos utilizables y la disposición final de los residuos²³.

Este tipo de crudo por definición se establece como aquellos hidrocarburos que tienen una densidad mayor que la del agua (densidades menores a 10°API). Estos crudos debido a su composición química se encuentran compuestos de manera mayoritaria por una familia de hidrocarburos de muy alto peso molecular denominados asfáltenos. Los asfáltenos usualmente se encuentran rodeados de partículas de metales, tales como vanadio, níquel, azufre quienes ayudan a incrementar el peso molecular de estos compuestos. Como producto de su particular composición los crudos extra pesados presentan propiedades de viscosidad y densidad muy altas.

²²Módulo 1 "Casos de campos en el mundo", Diplomado de crudos pesados.

²³Alboudwarej H. et all. La importancia del petróleo pesado. Oilfieldreview. Otoño del 2006

Básicamente se puede establecer tres clasificaciones de crudos pesados, en función de su capacidad de fluir a condiciones de yacimiento.

- Clase A denominada crudo pesado intermedio. Esta denominación abarca a los hidrocarburos que ha condiciones de yacimiento presentan una viscosidad menor a 100 cP y una densidad API entre 15 y 23.
- Clase B denominada crudo extra pesado. Para crudos que se encuentran entre un rango de viscosidades entre 100 y 10.000 cP y una gravedad API entre 8 y 15 grados.
- Clase C denominada bitumen o arena bituminosa. Se denomina a los hidrocarburos líquidos que ha condiciones de yacimiento son inmóviles. Estos hidrocarburos se encuentran en rangos de viscosidad mayores a los 10.000 cP y densidades API menores a 8.

En el caso de crudos extra pesados, en la mayoría de los campos donde se explota bitumen, arenas bituminosas o crudos extra pesados, las condiciones de temperatura hacen que los hidrocarburos dentro del yacimiento no sean móviles, por lo cual se requieren métodos térmicos que permitan reducir la viscosidad de los fluidos y permitir el flujo de fluidos hacia los pozos productores²⁴.

Los yacimientos de petróleo pesado pose una ventaja con respecto a sus contrapartes más livianas, ésta es su longevidad. Los campos de petróleo pesado pueden permanecer en producción durante 100 o más años, tal es el caso de los Campos descubiertos en California a fines de la década de 1800. Según ciertas estimaciones, las arenas petrolíferas de Canadá pueden producir durante varios cientos de años. Las inversiones que se realicen ahora van a reeditar mucho en el

²⁴GUARIN ARENAS, Flaminio. Determinacion de un modelo de influjo de producción (IPR) para crudos extra pesados con movilidad. Caso formación San Fernando.

futuro²⁵. Con la gran demanda y los altos precios del petróleo, y estando en declinación la producción de la mayoría de los yacimientos de petróleo convencionales, la atención de la industria en muchos lugares del mundo se está desplazando hacia la explotación de petróleo pesado.

1.6.1 Transporte de Crudo Pesado. Los crudos pesados, en general, poseen muy alta viscosidad, contienen altos porcentajes de metales y de azufre, y son difíciles de transportar ya sea por tubería o por barco. La viscosidad es una propiedad de los fluidos que determina la resistencia del mismo a permanecer en movimiento. En consecuencia, para elevadas viscosidades, como el caso de crudos pesados, la demanda de Energía. que se requiere para ponerlos y mantenerlos en movimiento es extremadamente alta, lo cual implica elevados costes, que, sumado a su valor comercial moderado, repercute directamente en la rentabilidad de este tipo de negocio.

Para transportar crudo pesado se le puede calentar para mantenerlo con baja viscosidad, mezclarlo con agua y un tensoactivo para estabilizarlo como una dispersión o como una emulsión, o mezclarlo con un diluyente más ligero como crudo ligero, gasóleo o naftas. Dependiendo de la situación, estas elecciones pueden ser convenientes y aceptables o demasiado costosas y poco prácticas. Sin embargo, debido a las gigantescas reservas de crudo pesado a nivel mundial, se han implementado técnicas alternativas para transportar estos petróleos, cuya función principal es llevarlos hasta las plantas de mejoramiento (upgraders) para su mejora²⁶.

²⁵Alboudwarej H. et all. La importancia del petróleo pesado. Oilfieldreview. Otoño del 2006

²⁶ J.C. Domínguez. Transporte de crudo pesado a través de oleoducto: Evaluación de diferentes tecnologías. Diciembre 2008

1.6.2 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.

1.6.2.1 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 más 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.

1.6.2.2 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.

Ventajas de la Inyección de Diluyente

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

Desventajas de la Inyección de Diluyente

- ✓ Generalmente tanto el 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 apreciable²⁷.

²⁷ HERNÁNDEZ. César. 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. Febrero de 2006.

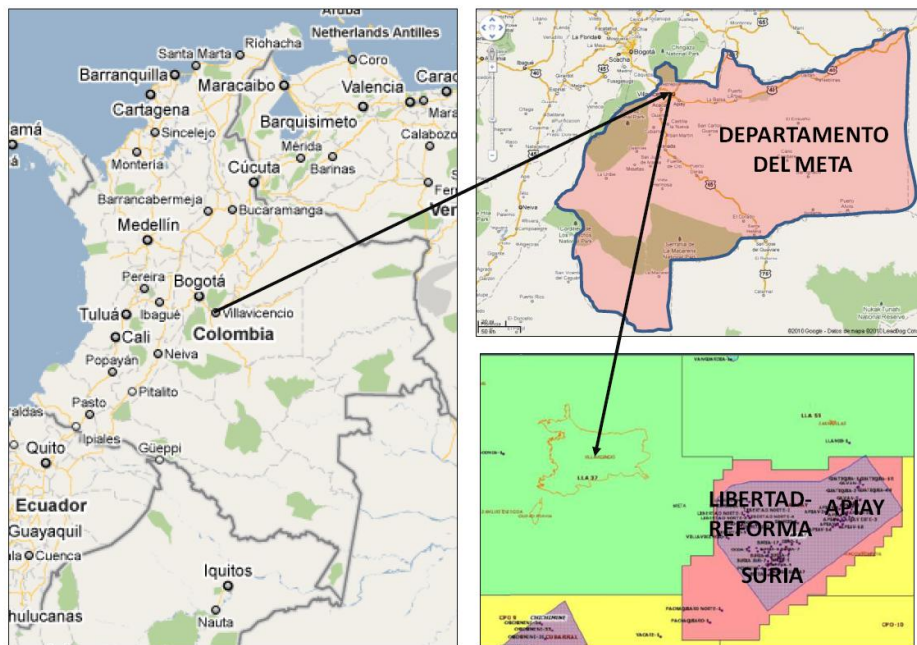
2. GENERALIDADES DEL CAMPO SURIA.

Los campos que pertenecen a la superintendencia de operaciones Apiay (SOA), se dividen en áreas de producción de la siguiente manera: campos área Apiay – Ariari y campos área castilla.

2.1 LOCALIZACIÓN.

El campo Suria se encuentra dentro del área de producción Apiay –Ariari, localizada al oriente del departamento del Meta (Colombia) a 32 Km al Sureste de la ciudad de Villavicencio. El área de Suria está conformada por los campos Suria, Suria Sur, Pompeya, Austral, Saurio, Tanane, Quenane y Guayuriba. Como se muestra en la figura 6.

Figura 6. Localización campo Suria

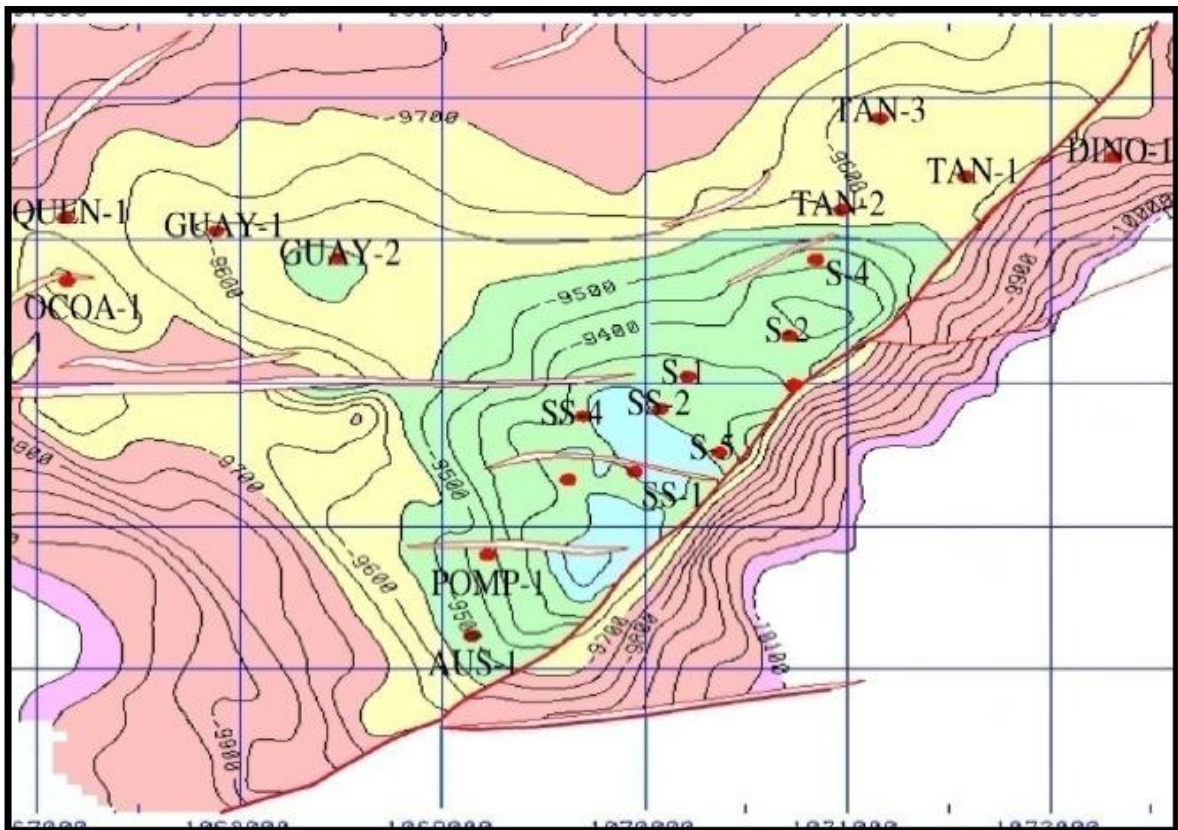


Fuente: Ecopetrol S.A.

2.2 GEOLOGÍA

La estructura Suria está constituida por un anticlinal asimétrico fallado en su flanco Sureste, y con algunas fallas normales cortándolas transversalmente como se observa en la figura 7. La dirección del eje del anticlinal es de N40E, es limitada al oriente por la falla Suria, la cual es de carácter inverso convergencia noreste, de alto ángulo, con características similares a la de Apiay y hace parte del sistema de fallas de rumbo tipo “wrenching”. En este mismo bloque, contra la falla de Suria se presenta algunos cierres estructurales como el del pozo Dino-1.

Figura 7. Mapa estructural campo Suria



Fuente: Ecopetrol S.A.

2.3 SISTEMA DE RECOLECCIÓN DEL CAMPO SURIA.

El campo Suria está conformado por un sistema de recolección que se encuentra fraccionado en 4 áreas:

Área Noreste

Conformada por:

Tabla 2. Área Noroeste

CLUSTER UIS-8	POZOS
	UIS-8-1
	XUIS-5
CLUSTER UIS-7	UIS-7-1
	XUIS-4
POZOS	PIND12
INDEPENDIENTES	XUIS-6

Fuente: Los Autores

Los cuales se conectan a la troncal Noreste

Área Noroeste

Conformada por:

Tabla 3. Área Noroeste

CLUSTER UIS-1	POZOS
	UIS-1-1
	UIS-1-2
POZOS	XUIS1
INDEPENDIENTES	XUIS2

Fuente: Los Autores

Los cuales se conectan a la troncal Noroeste

Área Sureste

Conformada por:

Tabla 4. Área Sureste

CLUSTER UIS-6	POZOS
	UIS-6-1
	UIS-6-2
	UIS-6-3
CLUSTER UIS-5	UIS-5-1
	UIS-5-2
	UIS-5-3

Fuente: Los Autores

Los cuales se conectan a la troncal Sureste.

Área Suroeste

Conformada por:

Tabla 5. Área Suroeste

CLUSTER UIS-2	POZOS
	UIS-2-1
	UIS-2-2
CLUSTER UIS-3	UIS-3-1
	UIS-3-2
	UIS-3-3
CLUSTER UIS-4	UIS-4-1
	UIS-4-2
POZOS INDEPEDIENTES	XUIS3
	PIND1
	PIND2
	PIND3
	PIND4
	PIND5
	PIND6
	PIND7
	PIND8
	PIND9
	PIND10
PIND11	

Fuente: Los Autores

Los cuales se conectan a la troncal suroeste

2.3.1 Caracterización del sistema. El campo Suria produce crudo de las formaciones K1, K2 y T2, en las cuales podemos encontrar una variación del mismo en algunas de sus propiedades las cuales se observan en la Tabla 3.

Tabla 6. Propiedades del Crudo de las Formaciones K1, K2 y T2

Formación	Wcut(%)	GOR(Scf/STB)	°API
K1	98 - 100	0 - 9666	10 - 35,5
K2	70 - 100	141 -36500	12,5 - 32,5
T2	78 - 1562	78 - 1562	10 -15

Fuente: Los Autores.

2.3.2 Datos del fluido. Para obtener los datos del fluido, se puede observar en el módulo Black Oil la caracterización del fluido que produce cada fuente perteneciente a la red. En las cuales se define su relación gas aceite, corte de agua, la gravedad específica para gas y agua respectivamente y gravedad API.

Figura 8. Módulo Black Oil

Fuente: PIPESIM

2.3.3 Datos de las líneas de flujo. Para realizar el modelamiento de las líneas de flujo es necesario contar con datos de distancias horizontales, elevación a la que se encuentra ubicada, diámetro interno, espesor y la temperatura a la que se encuentra la línea.

El perfil geotérmico con de la línea puede ser ingresado con el fin de tener en cuenta las pérdidas de calor que se pueden generar por la exposición al medio, ya sea cuando se encuentra en el aire o enterradas. Esto con el fin de generar una mejor caracterización de la red.

Figura 9. Módulo para cargar la información de las líneas de flujo

Properties | Heat Transfer | General

Preferred Pipe Description: Simple View [v] Schematic

Rate of Undulations: 0 / 1000

Horizontal Distance: 853 m [v]

Elevation Difference: 62 ft [v]

Inner Diameter: 7.981 inches [v]

Wall Thickness: 0.322 inches [v]

Roughness: 0.002 inches [v]

Ambient Temperature: 86 F [v]

NOTE: Set a negative elevation difference to model a pipe going DOWN with the flow direction

Aceptar Cancelar Ayuda

Fuente: PIPESIM

3. MODELO DE SIMULACIÓN

Para seleccionar el modelo de flujo que represente crudo extra-pesado del campo Suria, es necesario tener información acerca de las presiones y caudales que podemos encontrar en cabeza de pozo y en la estación de recolección. Esto con el fin de generar unas curvas de pérdidas de presión versus distancia de la línea. Para de esta manera seleccionar el modelo que mejor se ajuste a los datos reales de campo.

3.1 PROCEDIMIENTO.

1. Obtener datos actuales de presión campo.
2. Realizar corridas de la red con diferentes modelos de flujo.
3. Comparar cada modelo con los datos reales.
4. Analizar el porcentaje de error de cada modelo.
5. Seleccionar el modelo que mejor represente el comportamiento de la red del campo.

3.2 AJUSTE DE MODELO DE FLUJO.

El ajuste de la red se llevó a cabo contando con datos reales del campo como son: presión en cabeza de los pozos y presión en líneas de flujo. Esto con el fin de poder realizar diferentes corridas de simulación y de esta manera evaluar cada modelo de flujo para así poder elegir el que mejor represente en términos de presión la red del campo Suria.

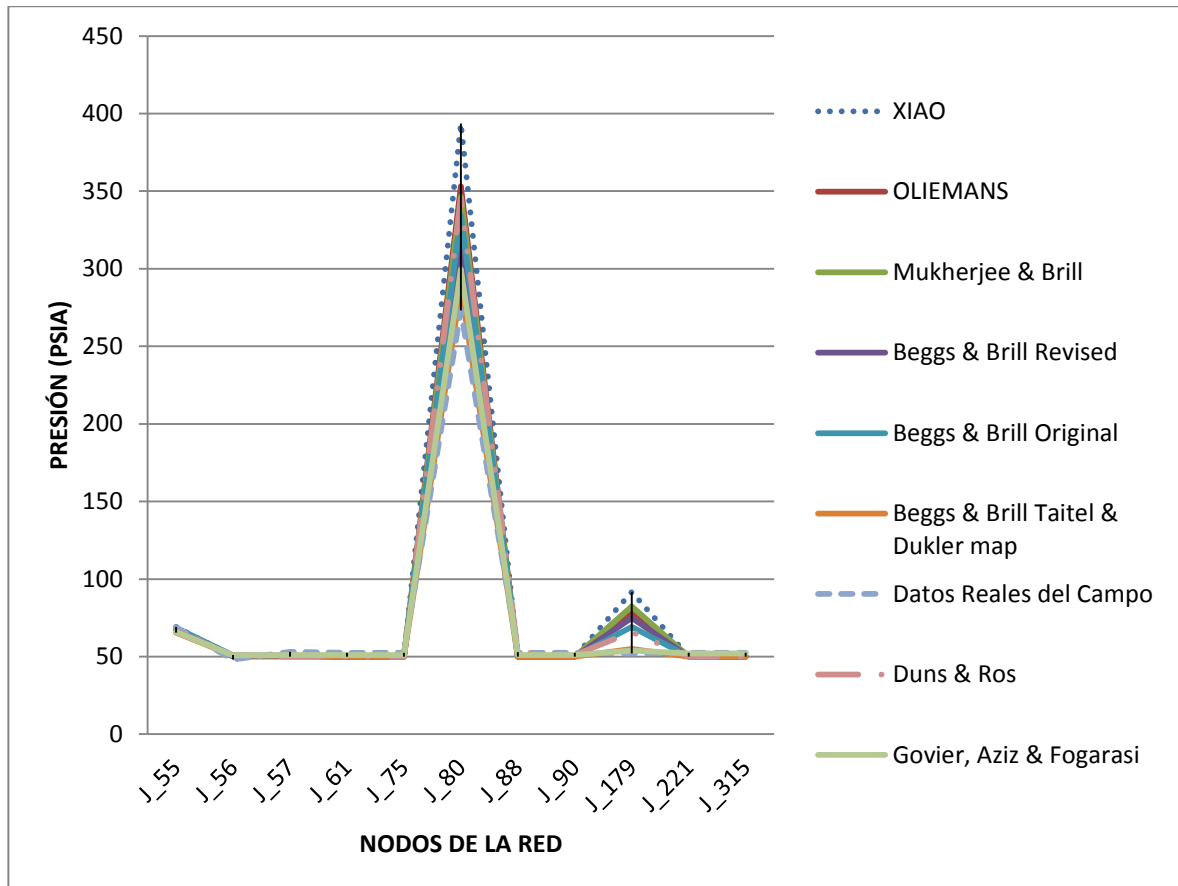
La selección de los diferentes modelos de flujo multifasico horizontal presentados en el capítulo 1, estuvo limitada para aquellos que se encontraban disponibles en el simulador Pipesim, los cuales se presentan en la siguiente tabla.

Tabla 7. Modelos y Correlaciones para Flujo Multifásico en Tuberías Horizontales y Verticales

MODELO	FLUJO VERTICAL	FLUJO HORIZONTAL
Duns & Ros	SI	SI
Beggs & Brill Revised	SI	SI
Beggs & Brill Original	SI	SI
Mukherjee & Brill	SI	SI
Govier, Aziz & Fogarasi	SI	SI
Oliemans	NO	SI
Xiao	NO	SI

Fuente: Pipesim, Schlumberger User's Manual.

Figura 10. Ajuste de correlación por presión



Fuente: Autores.

En la Figura 10 se observa el ajuste por presión realizado para cada modelo de flujo, en el cual se tomó en cuenta las correlaciones de XIAO, OLIEMAS, MUKHERJEE & BRILL, DUNS & ROS, GOVIER, AZIZ & FOGARASI, BEGGS & BRIL REVISED, BEGGS AND BRILL ORIGINAL, BEGGS AND BRILL TAITLET AND DUKLER MAP. Donde la línea punteada representa los valores reales del campo.

Teniendo en cuenta la figura 10, el modelo de flujo que representó de una manera más exacta el comportamiento de la red fue el modelo de BEGGS & BRILL REVISED, TAILET AND DUKLER MAP, el cual simuló el comportamiento más aproximado a los datos reales del campo.

Se llevó a cabo una comparación de la variación media del error porcentual absoluto con el fin de verificar el ajuste de cada uno de los modelos. Dicho error fue determinado tomando el error absoluto de cada punto de estudio en cada modelo, para de esta manera hallar un valor medio del error absoluto de la correlación (Tabla 8).

Tabla 8. Valor medio del error absoluto de los modelos.

MODELO	VALOR MEDIO DEL ERROR ABSOLUTO (%)
XIAO	16,28
DUNS & ROS	12,65
OLIEMANS	12,46
MUKHERJEE & BRILL	12,75
GOVIER, AZIZ & FOGARASI	12,05
BEGGS AND BRILL REVISED	10,54
BEGGS AND BRILL ORIGINAL	10,43
BEGGS AND BRILL, TAITEL AND DUKLER MAP	5,91

Fuente: Autores

Este procedimiento fue realizado con el fin de tener un valor numérico el cual nos permitiera comparar cada modelo por separado y respaldar lo mostrado en la figura 10.

4. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DEL MODELO DE FLUJO.

Teniendo en cuenta el ajuste del modelo para el campo Suria, se realizó la sensibilidad por medio de un método gráfico conocido como “diagrama de arañas”. Este método facilita la identificación de las variables o parámetros más influyentes dentro de un modelo, comparando las pendientes generadas al realizar una variación en una variable específica.

Este método consiste en identificar las variables dentro del modelo las cuales se desean comparar, y modificarlas multiplicando las mismas por 0.5, 1 y 1.5 mientras las otras permanecen constantes. Esto con el fin de observar la variable que mayor influencia tiene en el modelo. La conclusión de este análisis conduce a proporcionar un respaldo en la justificación de la optimización de la red.

4.1 METODOLOGÍA

1. Identificar las variables a observar dentro del modelo.
2. Multiplicar las variables seleccionada por 0.5, 1 y 1.5 dejando las otras variables constantes.
3. Repetir el paso 2 con cada una de las variables seleccionadas.
4. Realizar un gráfico de los valores obtenidos versus la variación, intersectando las líneas en el valor 1.
5. Obtener las pendientes de cada una de las líneas graficadas en el paso 4, y realizar la comparación para identificar cual es el orden de influencia dentro del modelo.

4.1.1 Identificación de las variables dentro de los modelos. Según el modelo de Beggs and Brill Revised para flujo horizontal. Observado en las ecuaciones 41,

42, 43 y 44 se determinaron las variables que mayor influencia ejercen sobre el modelo y las cuales pueden ser modificables.

$$\frac{dp}{dl} = \frac{\frac{dp}{dl}_{el} + \frac{dp}{dl}_f}{1-E_k} \quad \text{(Ec.41)}$$

$$\frac{dp}{dl}_{el} = \frac{1}{144} * \rho_m * \sin \alpha \quad \text{(Ec.42)}$$

$$\frac{dp}{dl}_f = 1.294 * 10^{-3} * f * \frac{\rho_{ns} * v_m^2}{d} \quad \text{(Ec.43)}$$

$$E_k = 2.16 * 10^{-4} * \frac{v_m * v_{sg} * \rho_{ns}}{P} \quad \text{(Ec.44)}$$

ρ_m = densidad de la mezcla , lb/cu ft

ρ_{ns} = densidad de la mezcla sin deslizamiento, lb/cu ft

α = angulo de inclinacion de la tuberia

f = factor de friccion

v_m = velocidad superficial de la mezcla, ft/s

v_{sg} = velocidad superficial del gas, ft/s

P = presion, psi

d = diametro de la tuberia, in

Las variables independientes que se van a tener en cuenta para la sensibilización son: factor de fricción, presión y velocidad de la mezcla, ya que estas variables pueden ser alteradas sin ejercer un mayor cambio en la distribución de la red. Los valores mostrados en la tabla 10, son aquellos que se consideran como caso base para la realización del análisis de sensibilidad. Las variables seleccionadas fueron multiplicadas por un factor multiplicador de 0.5, 1 y 1.5 con el fin de realizar el respectivo análisis.

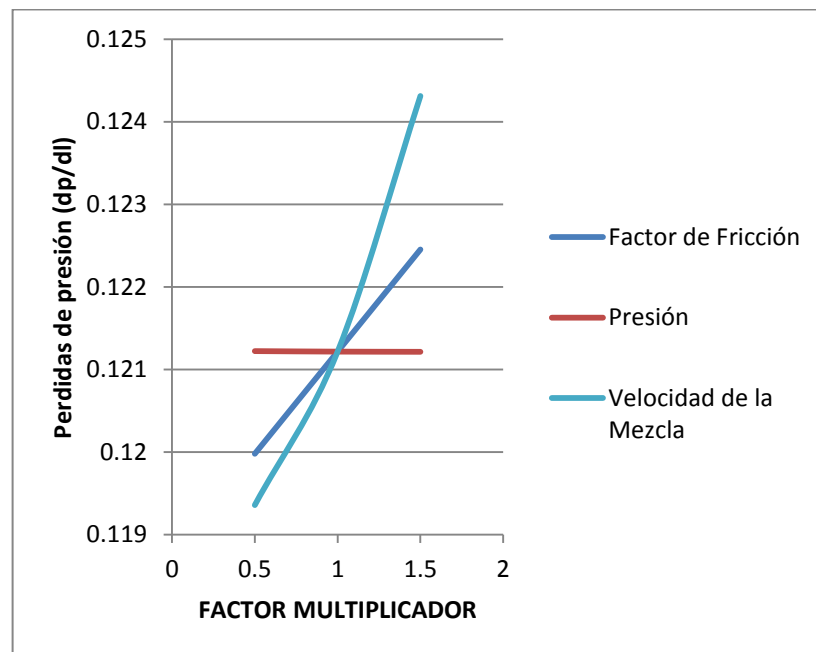
Tabla 9. Parámetros Base

ρ_m (lb/cu ft)	α Grados	f	ρ_{ns} (lb/cu ft)	v_m (ft/s)	v_{sg} (ft/s)	P (Psi)	d (in)
24,18	45	1,45	15,77	2,72	1,93	346,6	2,441

Fuente: Los Autores

4.1.2 Diagramas de araña. A continuación se observa en la figura 11 el diagrama araña, el cual nos indica la influencia de las variables seleccionadas dentro del modelo.

Figura 11. Diagrama Araña para modelo de flujo Horizontal



Fuente: Autores.

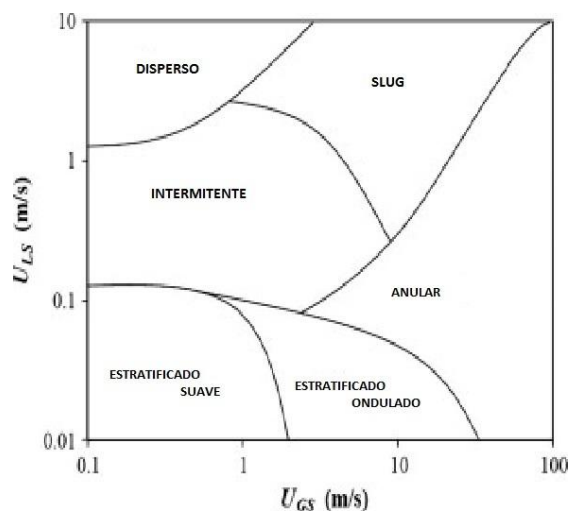
Tabla 10. Pendientes del Diagrama Araña

Parámetros	Pendiente
Velocidad de la mezcla	0,005
Factor de Fricción	0,0025
Presión	0,000008

Fuente: Los Autores

La variable que posee mayor influencia sobre el modelo es la velocidad de la mezcla, físicamente esto se puede explicar debido a que al moverse una capa de fluido con respecto a otra superficie u otra capa de fluido, presenta una fuerza de fricción.

Figura 12. Mapa de régimen de flujo de Taitel y Dukler



Fuente: M.A. Rahman, Effects of the gas phase molecular weight and bubble size on effervescent atomization, modificado por el autor.

La velocidad de la mezcla puede influenciar fuertemente en el comportamiento del fluido o cambio en el patrón de flujo como se puede observar en el mapa de Taitel and Dukler, que a su vez genera pérdidas de presión en la tubería.

La segunda variable que tiene mayor influencia sobre el modelo es el factor de fricción, esto se puede analizar de forma analítica mediante el número de

Reynolds, ya que este involucra la viscosidad del fluido que en si es la resistencia del fluido a fluir, por lo cual dependiendo de este factor se observaran mayores pérdidas por fricción en la tubería. La tendencia es evidente, entre mayor sea el valor de la viscosidad mayor serán las perdidas por fricción.

La tercera y última variable es la presión, la cual se observa que no afecta el modelo de gran manera debido a limitaciones en el software, ya que la presión se calcula en el simulador como un elemento infinitesimal, el cual no presentará perdidas razonables de presión al realizar un aumento o disminución de la misma.

Las diferentes interacciones entre la fase líquida y la fase vapor están influenciadas por las diferentes propiedades físicas, como lo son: los caudales de los fluidos y las especificaciones de la tubería. Causando estos a su vez variaciones en los tipos de patrones de flujo (régimenes de flujo), los cuales se presentan de manera única en un tiempo y punto determinado de la línea. Sin embargo, cuando las condiciones de flujo cambian, el régimen de flujo puede cambiar de un tipo a otro.

5. OPTIMIZACIÓN DEL SISTEMA DE RECOLECCIÓN DEL CAMPO SURIA.

Para realizar la optimización del campo Suria se plantearon varios escenarios de producción teniendo en cuenta diferentes tasas de inyección Nafta en superficie como diluyente y los diferentes patrones de flujo presentes en las líneas del campo, estos encaminados a obtener una mezcla homogénea de los fluidos y disminuir requerimiento energético del sistema. Se analizará el impacto económico que dicha mejora tenga sobre el campo con el fin de justificar la viabilidad del posible cambio.

5.1 SELECCIÓN DE LOS PUNTOS DE INYECCIÓN

En la selección de los puntos de inyección de Nafta se tuvo en cuenta los patrones de flujo, las presiones en cabeza y crudos con altas viscosidades. Ya que se busca obtener la mayor homogeneidad posible en la mezcla y reducir el requerimiento energético de las fuentes que presenten crudos con alta resistencia a fluir.

Se observó que en las líneas del campo Suria se encuentran cuatro tipos de patrones de flujo: Estratificado suave, líquido, estratificado ondulante e intermitente, presiones en cabeza de pozo entre 45 a 428 psia. Y gravedades entre los 10 y 31,9 ° API.

Tabla 11. Líneas de Flujo del Campo Suria

LINEA	API (°)	Presión fuentes (Psia)	Patrones de flujo
FL-1	11,9 - 30,3	TRONCAL	INTERMITENTE
FL-2	12,84	45	ESTRATIFICADO SUAVE
FL-3	12,84	55	ESTRATIFICADO SUAVE
FL-4	11,09 - 30,3	TRONCAL	ESTRATIFICADO ONDULADO
FL-5	12,2	428	LIQUIDO
FL-6	15	182	INTERMITENTE
			ESTRATIFICADO ONDULADO
FL-7	10-31,9	TRONCAL	INTERMITENTE
			ESTRATIFICADO ONDULADO
FL-8	12,84	31,9	INTERMITENTE
			ESTRATIFICADO ONDULADO
FL-9	12,84	81	INTERMITENTE
			ESTRATIFICADO SUAVE
FL-10	17,6 - 28,3	96-98	INTERMITENTE
			ESTRATIFICADO ONDULADO
FL-11	11- 31,4	TRONCAL	INTERMITENTE
			ESTRATIFICADO ONDULADO
FL-12	12,84 -26	TRONCAL	INTERMITENTE
			ESTRATIFICADO ONDULADO
FL-13	12,84 -26	TRONCAL	INTERMITENTE
			ESTRATIFICADO ONDULADO
FL-14	12,84	278	ESTRATIFICADO SUAVE

Fuente: Autores

De las líneas mostradas en la tabla anterior se seleccionaron aquellas que tengan un patrón de flujo estratificado ya que si se llegase a inyectar el diluyente o Nafta en un patrón de flujo intermitente, este no generaría una mezcla homogénea debido a que el diluyente viajaría en la línea en forma de bache.

El segundo parámetro de selección de los puntos de inyección es la gravedad API, ya que los crudos que presenten menor gravedades son aquellos que presentan mayor resistencia a fluir generando mayores requerimientos de energía para su desplazamiento.

El tercer y último parámetro que se tuvo en cuenta para la selección de los puntos de inyección de Nafta es la presión en cabeza, ya que este factor nos indica un

alto requerimiento energético para transporte del fluido por la tubería. A continuación se muestran las líneas seleccionadas para realizar la inyección del diluyente según los criterios mencionados anteriormente.

Tabla 12. Líneas Seleccionadas para la Inyección de Diluyente

LINEA	API (°)	Presión fuentes (Psia)	Patrones de flujo	Hold Up Liquido
FL-2	12,84	45	ESTRATIFICADO SUAVE	0,16
FL-3	12,84	55	ESTRATIFICADO SUAVE	0,16
FL-9	12,84	81	INTERMITENTE	0,23
			ESTRATIFICADO SUAVE	
FL-14	12,84	278	ESTRATIFICADO SUAVE	0,53

Fuente: Autores

5.2 SELECCIÓN DE LA TASA DE INYECCIÓN

Para llevar a cabo la selección de la tasa de inyección de Nafta o diluyente, se analizó el comportamiento de las pérdidas de presión a medida que se aumentaba la tasa de inyección del diluyente. La tasa de inyección de Nafta se tomó como un porcentaje de flujo que fluía a través de las líneas, Para esto se seleccionó como caso base la línea FL-2, en la cual se tenía una producción 726 BPD, obteniendo los siguientes porcentajes de inyección.

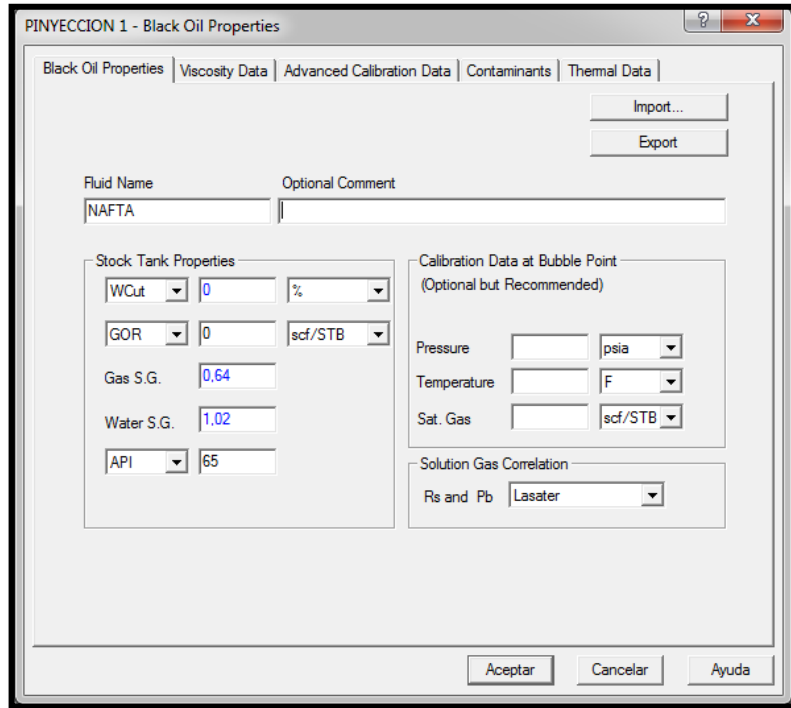
Tabla 13. Porcentaje de Inyección de Nafta FL-2

Porcentaje	Tasa de inyección de Nafta (BPD)
10%	72,6
15%	108,9
20%	145,2
25%	181,5
30%	217,8
45%	326,7

Fuente: Los Autores

Se cargó el fluido Nafta en el módulo de Black Oil como se muestra en la figura 13 y se colocó un punto de inyección en la línea FL-2 con el fin de simular el comportamiento que se obtendría de las pérdidas de presión variando la tasa del diluyente.

Figura 13. Modulo Black Oil Nafta



Fuente: Pipesim

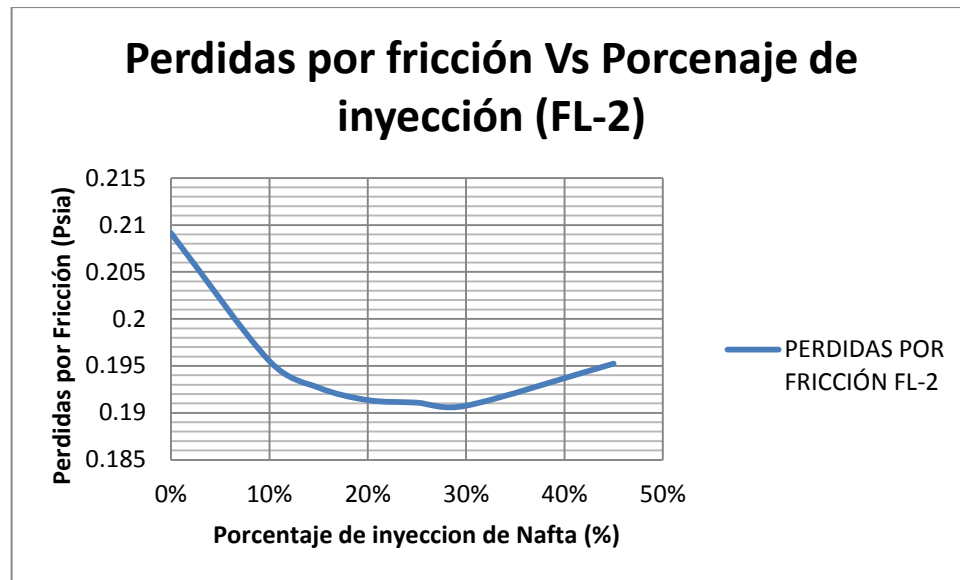
Al realizar la simulación variando la tasa de inyección de Nafta, se obtuvo el siguiente comportamiento en las pérdidas de presión por fricción (figura 14). Se observa como las pérdidas por fricción descienden antes de un porcentaje crítico de 25% de inyección, esto debido a que al inyectar el diluyente este disminuirá la viscosidad del fluido en la tubería, que a su vez generará un aumento en el número de Reynolds y una disminución en el factor de fricción, que al final se verá en una disminución en las pérdidas por fricción.

$$Q_{Nafta} \uparrow \gg \mu \downarrow \gg R_e = \frac{\rho v d}{\mu} \uparrow \gg f \downarrow \gg \frac{dP}{dL}_{fricc} \downarrow$$

Las pérdidas por fricción aumentan después de dicho porcentaje crítico, esto es debido a que al aumentar el caudal de líquido fluyendo por la línea, se incrementa el término de velocidad y con ellos las pérdidas por fricción.

$$Q_{Nafta} \uparrow \gg Q_l \uparrow \gg v^2 \uparrow \gg \frac{dP}{dL}_{fricc} \uparrow$$

Figura 14. Pérdidas por fricción FL-2

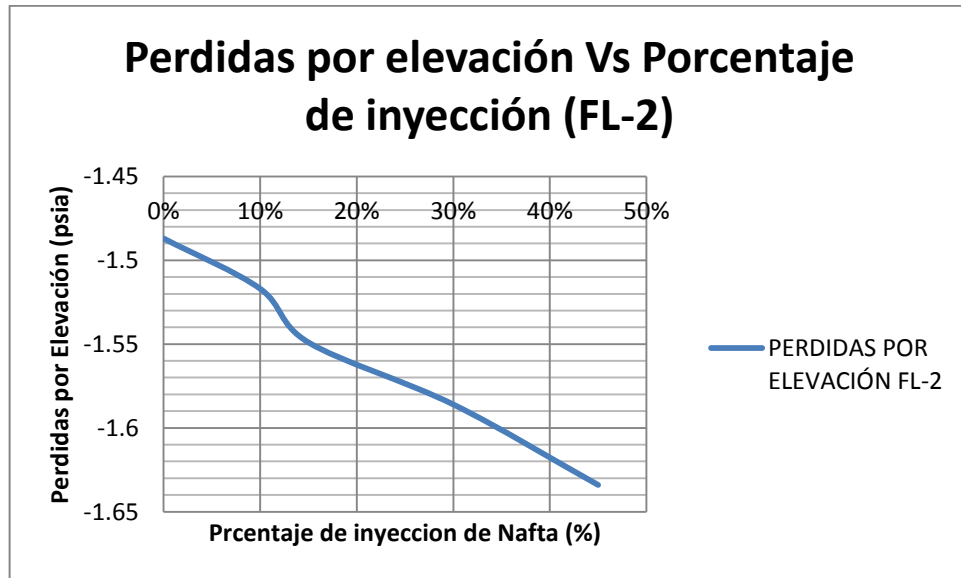


Fuente: Los Autores

Se observó también que a medida que se aumentaba la tasa de inyección de Nafta disminuía la densidad del fluido, reduciéndose de esta manera las pérdidas por elevación como se puede observar en la figura 15.

$$Q_{Nafta} \uparrow \gg \rho \downarrow \gg \frac{dP}{dL}_{elev} \downarrow$$

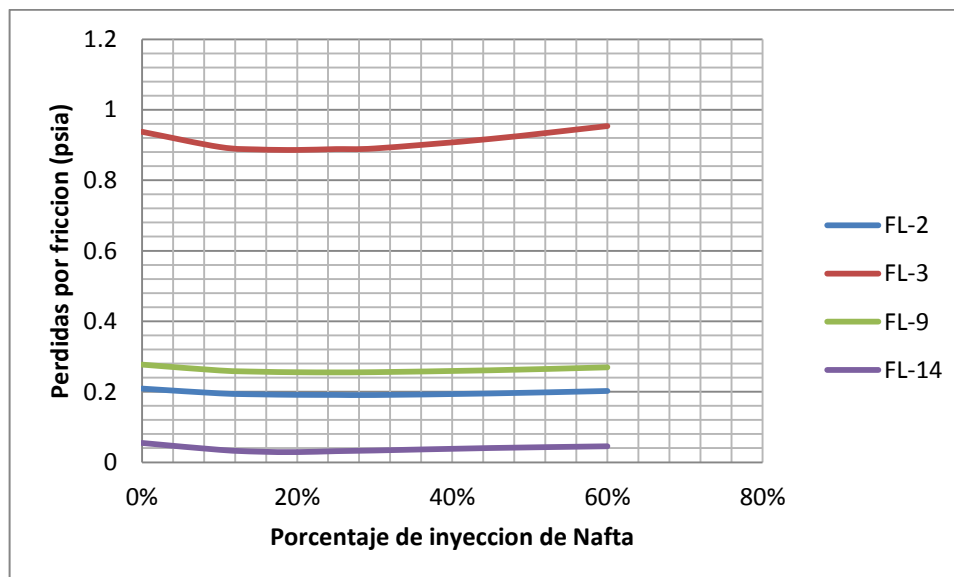
Figura 15. Pérdidas por elevación FL-2



Fuente: Los Autores

Teniendo en cuenta que las pérdidas por elevación no se podrán modificar ya que esto compromete la distribución y ubicación de las líneas en el campo, lo cual está fuera del alcance de este trabajo de investigación, el factor limitante está determinado por las pérdidas por fricción. Esta misma tendencia de las pérdidas por fricción en las líneas, se ve reflejada en las líneas escogidas para la inyección de diluyente.

Figura 16. Perdidas por Fricción líneas Seleccionadas



Fuente: Los Autores

Para reducir dichas pérdidas se observa en la gráfica 16, que el porcentaje óptimo de dilución se encuentra entre el 15 y el 25% del total del flujo que fluye a través de la línea.

5.3 ESCENARIOS DE OPTIMIZACIÓN DEL CAMPO SURIA

Teniendo en cuenta que el campo Suria es un campo en desarrollo, en el cual se tiene previsto un aumento de producción debido a la explotación de la formación T2, que se caracteriza por producir crudo extra pesado, se han planteado posibles escenarios de producción previendo el desarrollo y puesta en producción de futuros pozos de este tipo de crudo, proveniente de dicha formación. Para cada uno de los posibles escenarios es importante tener en cuenta el impacto en la economía del campo con el fin de justificar la viabilidad de los posibles cambios propuestos en este capítulo.

5.3.1 Estado actual del campo. A continuación se presenta la información requerida para la realización del análisis de optimización de cada uno de los puntos escogidos para la inyección, adicionalmente se presentará para cada punto de inyección una gráfica de la presión en cabeza con respecto a la inyección de la Nafta o diluyente.

La siguiente tabla muestra estado actual de algunos de los parámetros de los puntos de inyección seleccionados.

Tabla 14. Parámetros de los Puntos de Inyección de Nafta

Propiedades	XUIS1	XUIS2	XUIS3	XUIS4	XUIS5	XUIS6
Qoil (BPD)	1815	726	1089	2541	1089	726
THP (Psia)	55	45	81	50	50	278
Velocidad de Gas (ft/s)	6.5	2.9	2.7	4.1	7.6	5.1
Velocidad de Líquido (ft/s)	2.1	0.9	0.9	1.5	4.0	2.3
Patrón de Flujo	Estratificado Suave	Estratificado Suave	Estratificado Suave	Estratificado Ondulado	Estratificado Ondulado	Estratificado Suave

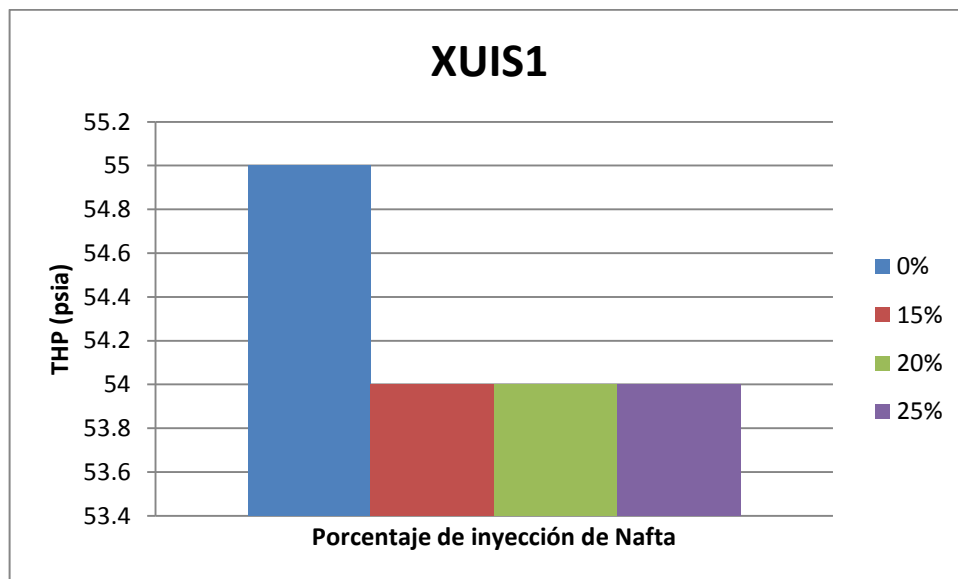
Fuente: Los Autores

Se resalta como parámetro importante la presión THP (Psia), debido a que este parámetro es nuestro punto de comparación del análisis a realizar.

Teniendo en cuenta que los pozos XUIS4 y XUIS5 fluyen a través de la tubería con pozos que producen crudo de la formación K1 y K2, los cuales presenta una gravedad API que se encuentra entre los 18 y 32 °API, no será necesario llevar a cabo una inyección de diluyente debido a que el crudo de los pozos vecinos actuaría como tal, sin embargo se tendrán en cuenta para la distribución de la producción en los escenarios planteados a continuación.

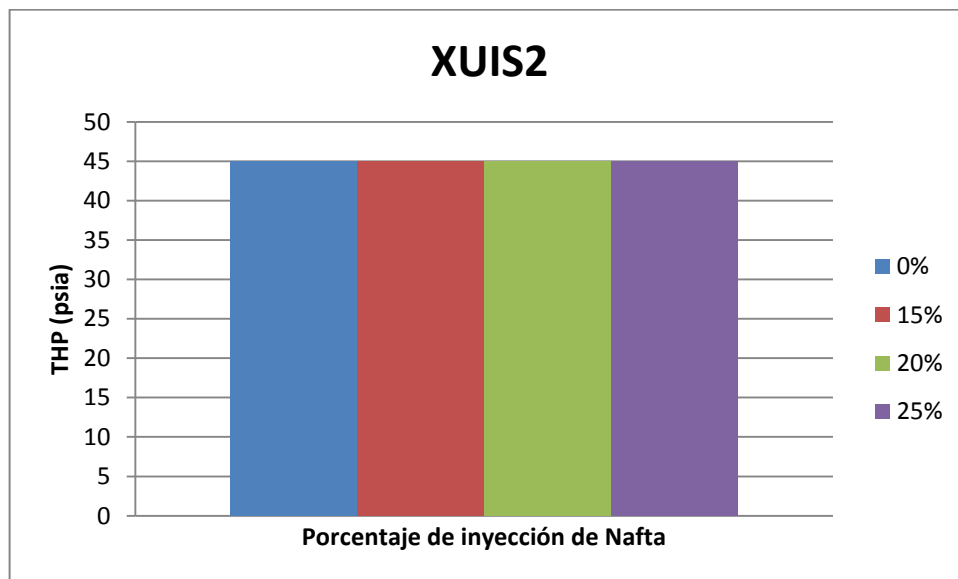
5.3.2 Escenario 1. Se plantea llevar a cabo la dilución con Nafta en las líneas seleccionadas anteriormente, teniendo en cuenta tasas entre el 15 y 25% del caudal de cada una de las líneas. La producción para este caso será la planteada en el estado actual del campo.

Figura 17. Presión en Cabeza pozo XUIS1



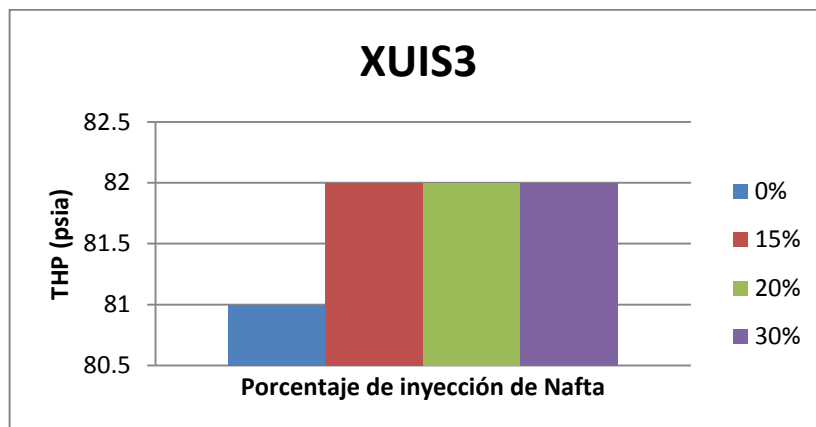
Fuente: Los Autores

Figura 18. Presión en Cabeza pozo XUIS2



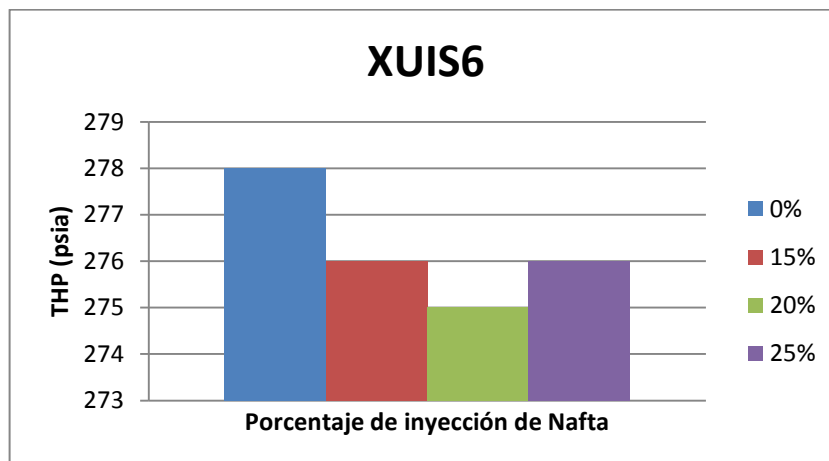
Fuente: Los Autores.

Figura 19. Presión en Cabeza pozo XUIS3



Fuente: Los Autores

Figura 20. Presión en Cabeza pozo XUIS6



Fuente: Los Autores

Tabla 15. Patrones de Flujo Escenario 1

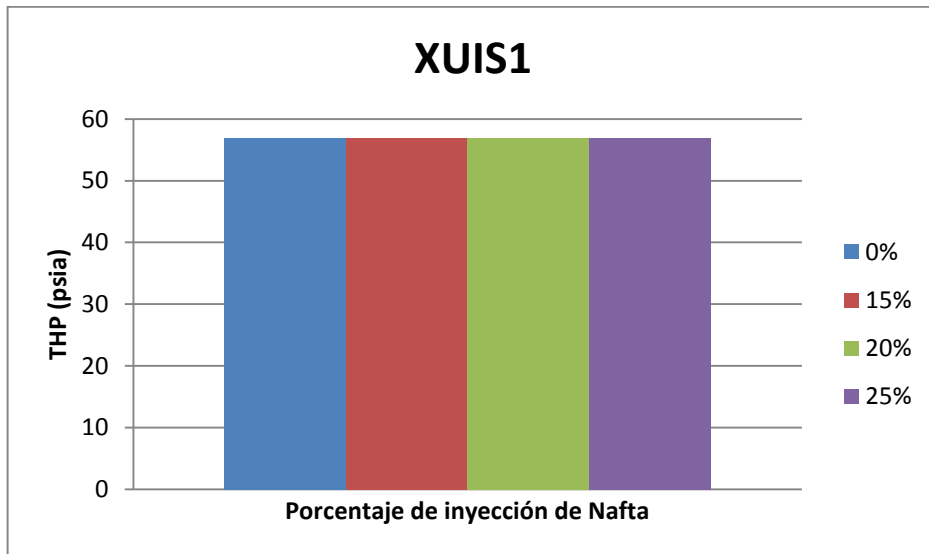
Tasa	Patrones de Flujo			
	FL-2	FL-3	FL-9	FL-14
0%	Estratificado Suave	Estratificado Suave	Intermitente /Estratificado Suave	Estratificado Suave
15%	Estratificado Suave	Estratificado Suave	Intermitente /Estratificado Suave	Estratificado Suave
20%	Estratificado Suave	Estratificado Suave	Intermitente /Estratificado Suave	Estratificado Suave
25%	Estratificado Suave	Estratificado Suave	Intermitente /Estratificado Suave	Estratificado Suave

Fuente: Los Autores.

Se observa que al realizar la dilución con Nafta en superficie no se obtiene una variación importante en la presión de cabeza ni en los patrones de flujo para este escenario.

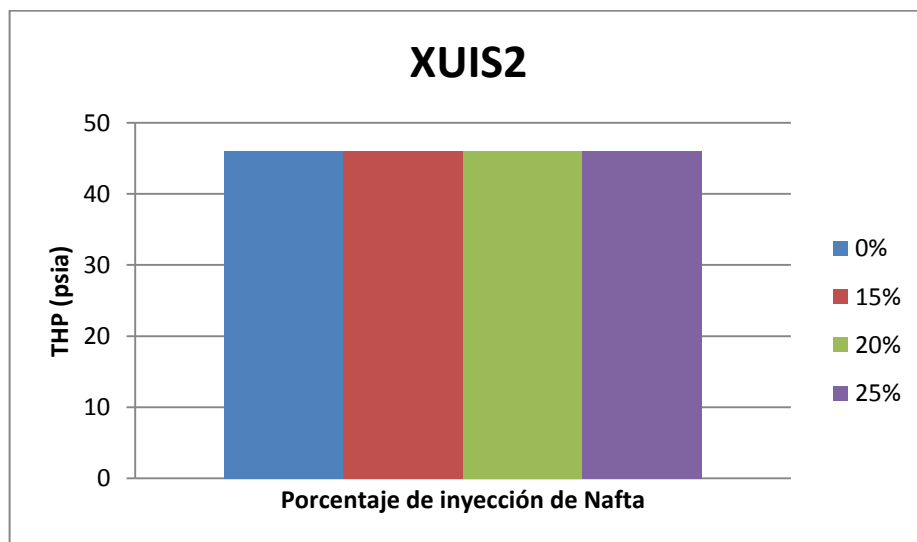
5.3.3 Escenario 2. En este escenario se espera obtener una producción de la formación T2 de 10.000 BPD, los cuales se distribuyeron porcentualmente de acuerdo a la producción del estado actual del campo en las fuentes productoras de crudo de dicha formación.

Figura 21. Presión en Cabeza escenario 2, XUIS1



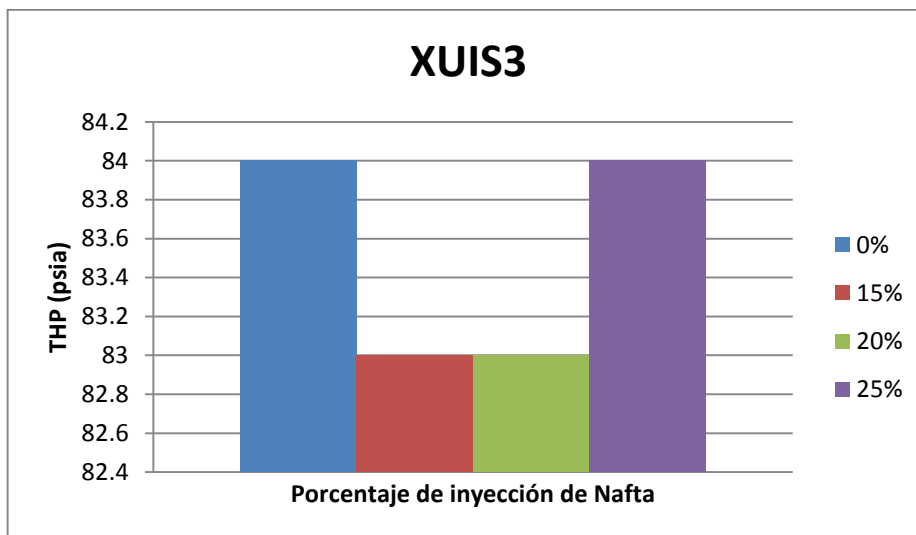
Fuente: Los Autores

Figura 22. Presión en Cabeza escenario 2, XUIS2



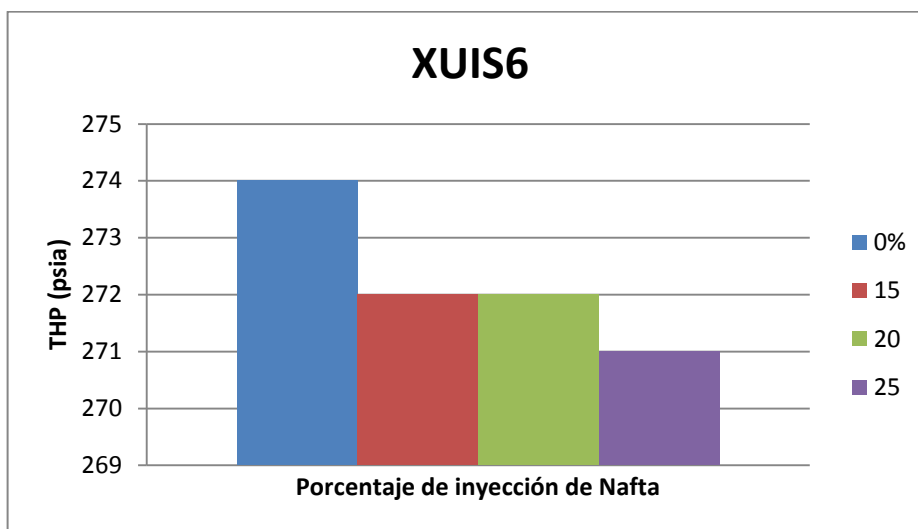
Fuente: Los Autores

Figura 23. Presión en Cabeza escenario 2, XUIS3



Fuente: Los Autores

Figura 24. Presión en Cabeza escenario 2, XUIS6



Fuente: Los Autores

Tabla 16. Patrones de Flujo Escenario 2.

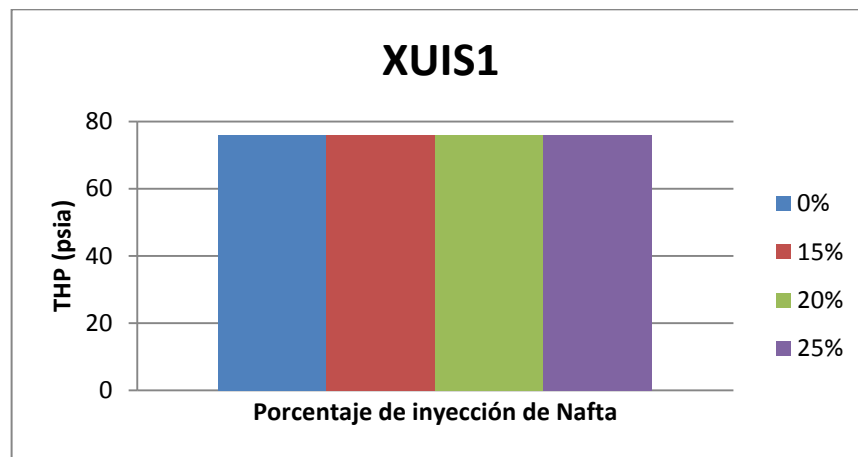
Tasa	Patrones de Flujo			
	FL-2	FL-3	FL-9	FL-14
0%	Estratificado Suave	Estratificado Suave	Intermitente /Estratificado Suave	Estratificado Suave
15%	Estratificado Suave	Estratificado Suave	Intermitente /Estratificado Suave	Estratificado Suave
20%	Estratificado Suave	Estratificado Suave	Intermitente /Estratificado Suave	Estratificado Suave
25%	Estratificado Suave	Estratificado Suave	Intermitente /Estratificado Suave	Estratificado Suave

Fuente: Los Autores.

Se observó que la variación en la presión de cabeza en las fuentes fue muy leve y se presentó solo en el caso de los pozos XUIS3 y XUIS6, así mismo los patrones de flujo se mantienen sin variación alguna.

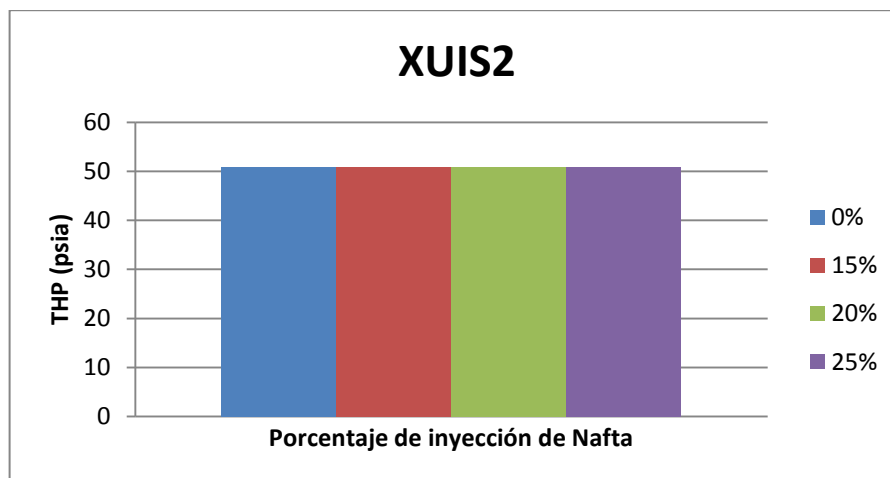
5.3.4 Escenario 3. En este escenario se espera obtener una producción de la formación T2 de 20.000 BPD, los cuales se distribuyeron porcentualmente de acuerdo a la producción del estado actual del campo.

Figura 25. Presión en Cabeza escenario 3, XUIS1



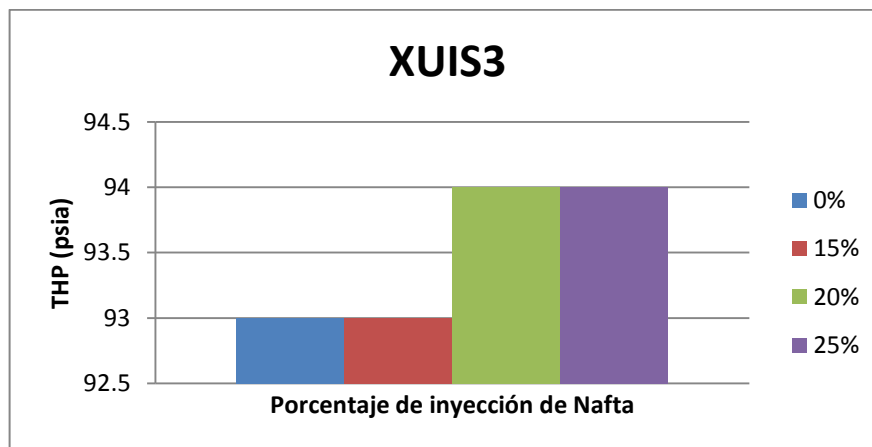
Fuente: Los Autores

Figura 26. Presión en Cabeza escenario 3, XUIS2



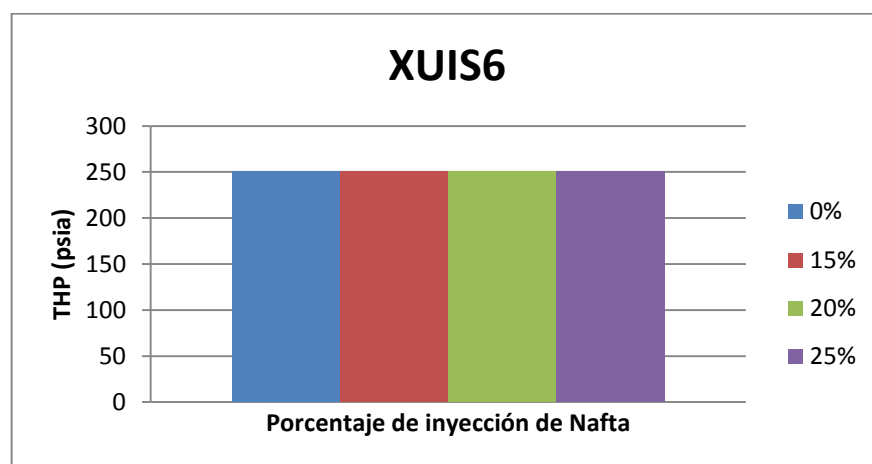
Fuente: Los Autores

Figura 27. Presión en Cabeza escenario 3 XUIS3



Fuente: Los Autores

Figura 28. Presión en Cabeza escenario 3 XUIS6



Fuente: Los Autores

Tabla 17. Patrones de Flujo Escenario 3.

Tasa	Patrones de Flujo			
	FL-2	FL-3	FL-9	FL-14
0%	Estratificado Suave	Estratificado Suave	Intermitente /Estratificado Suave	Estratificado Suave
15%	Estratificado Suave	Estratificado Ondulado	Intermitente /Estratificado Suave	Estratificado Suave
20%	Estratificado Suave	Estratificado Ondulado	Intermitente /Estratificado Suave	Estratificado Suave
25%	Estratificado Suave	Estratificado Ondulado	Intermitente /Estratificado Suave	Estratificado Suave

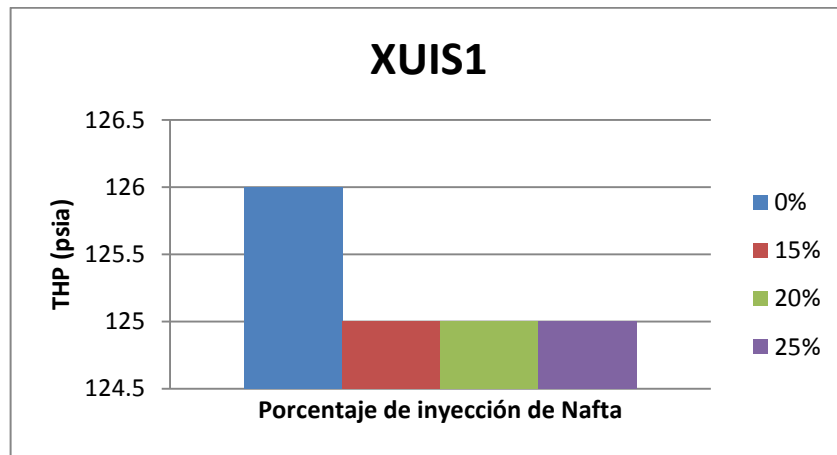
Fuente: Los Autores.

Al igual que escenario anterior no se presentaron cambios relevantes en la presión de cabeza, en el caso del pozo XUIS3 se observa un incremento en la

presión debido al realizar un aumento en los caudales tanto de crudo como de Nafta. En cuanto los patrones de flujo no se observan mayores cambios.

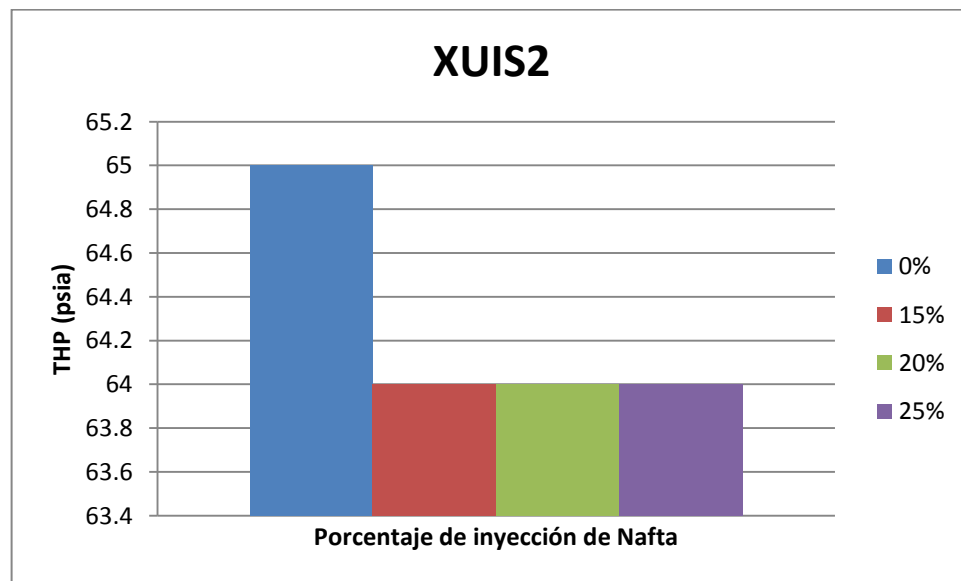
5.3.5 Escenario 4. En este escenario se espera obtener una producción de la formación T2 de 40.000 BPD, los cuales se distribuyeron porcentualmente de acuerdo a la producción del estado actual del campo.

Figura 29. Presión en Cabeza escenario 4 XUIS1



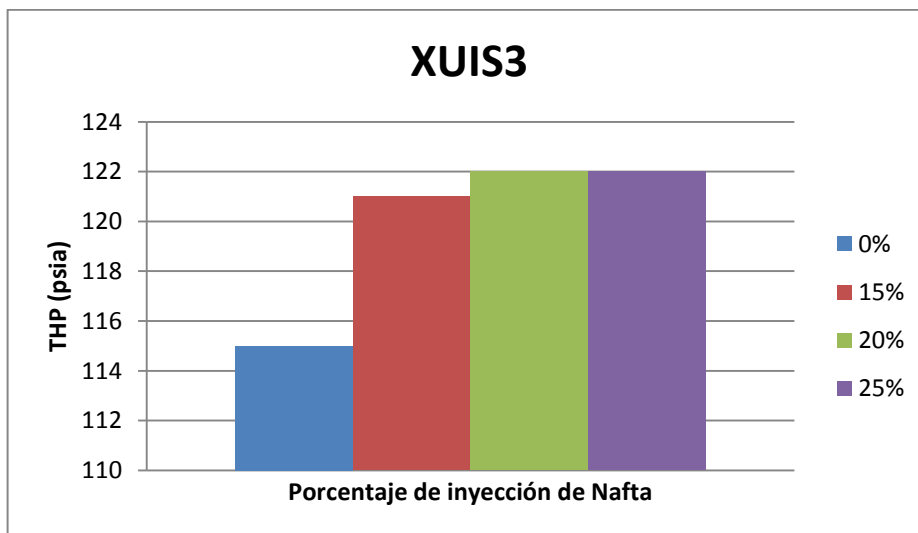
Fuente: Los Autores

Figura 30. Presión en Cabeza escenario 4 XUIS2



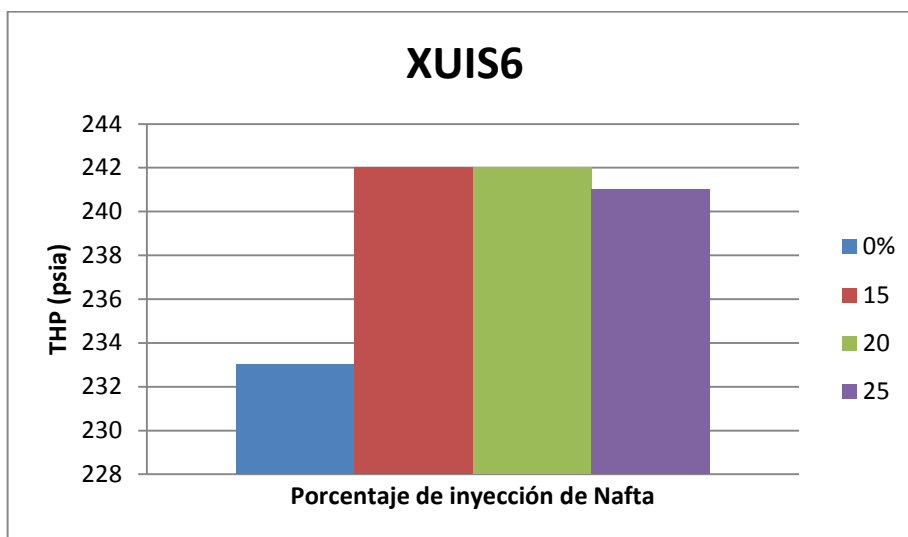
Fuente: Los Autores

Figura 31. Presión en Cabeza escenario 4 XUIS3



Fuente: Los Autores

Figura 32. Presión en Cabeza escenario 4 XUIS6



Fuente: Los Autores

Tabla 18. Patrones de Flujo Escenario 4.

Tasa	Patrones de Flujo			
	FL-2	FL-3	FL-9	FL-14
0%	Estratificado Suave	Intermitente / Anular disperso	Intermitente /Estratificado Suave	Estratificado Suave
15%	Estratificado Ondulado	Intermitente / Anular disperso	Intermitente /Estratificado Ondulado	Estratificado Suave
20%	Estratificado Ondulado	Intermitente	Intermitente /Estratificado Ondulado	Estratificado Suave
25%	Estratificado Ondulado	Intermitente	Intermitente /Estratificado Ondulado	Estratificado Suave

Fuente: Los Autores.

En este escenario no se observan cambios relevantes en la presión de cabeza de las fuentes seleccionadas, mas sin embargo se tienen cambios leves en los patrones de flujo de las líneas debido al aumento de las velocidades de las fases por el aumento de los caudales de Nafta y de crudo producido por la formación T2.

De acuerdo a los resultados anteriores se observa que en el estado actual del campo y en los escenarios planteados anteriormente, la optimización mediante el análisis de patrones de flujo no es viable debido a que no se obtuvieron cambios representativos de disminución de presión ni en los patrones de flujo; por lo tanto no existirá una disminución de los requerimientos energéticos del campo y si una inversión en la adecuación de la red del campo para la inyección de Nafta.

6. ANÁLISIS FINANCIERO.

El análisis financiero es el estudio de la información contable o de los factores que afectan la economía de un proyecto. Este tipo de análisis implica un estudio detallado de los costos para la inicialización de un proyecto y operación del mismo, además de facilitar la toma de decisiones, determina cuál sería la posible ganancia que se obtendría del mismo y si es debido o no el desarrollo de dicho proyecto.

En este capítulo se plantea realizar un análisis financiero con el fin de determinar la viabilidad de la optimización propuesta, para tal es necesario tener en cuenta los diferentes aspectos que influyen en los costos e ingresos de dicha modificaciones. Teniendo como base que no se observó ningún cambio significativo en la optimización realizada al sistema de recolección del campo Suria, se realizó dicho análisis financiero solo para el caso base o escenario 1. Para esto se tendrá en cuenta la información disponible referente a los costos estimados de las variables que más influyen en la ejecución del proyecto y se evaluará objetivamente la rentabilidad del mismo.

Es necesario tener en cuenta al momento de realizar la evaluación, los gastos capitales (CAPEX), que son los costos asociados con perforación, exploración, completamiento, procesos de instalación de infraestructuras, los gastos de instalaciones adicionales (adaptaciones) y equipos.

Los costos operacionales (OPEX), son los costos asociados a la energía, químicos, servicios de reacondicionamiento de pozos, personal de mantenimiento,

ambientales, entre otros. Además de los costos de acciones remediales cuando se incrementa la producción de agua²⁸.

6.1 COSTO POR BARRIL PRODUCIDO EN EL CAMPO SURIA

En el campo Suria el costo del barril producido se encuentra en un valor promedio de 38 USD/Bbl. Este valor es obtenido partiendo del crudo Castilla Blend el cual presenta una gravedad API de 18, el crudo de Suria requiere llegar a estas especificaciones para poder ser comercializado, lo cual genera gastos operativos que determinan su valor.

Los costos presentes en la Tabla 18, son los costos asociados a levantar un barril de crudo del campo Suria desde yacimiento hasta superficie.

Tabla 19. Costos de Levantamiento.

COSTO	LIFTING COST	
LABORALES CARGADO A LOS ACTIVOS	0,010	0,2%
COMBUSTIBLES CONSUMIDOS DE CRUDO	0,240	4,5%
SERVICIO Y TRANSPORTE QUÍMICO	0,620	11,5%
GASTOS DE DESARROLLO	0,070	1,3%
HONORARIOS OPERACIONALES CONTRATADOS	0,000	0,0%
GASTOS GENERALES	0,100	1,9%
GASTOS DE ESTUDIOS Y PROYECTOS	0,530	9,9%
SOPORTE ADMINISTRATIVO DE TECNOLOGÍA, INVESTIGACIÓN Y CONTRATACIÓN	0,100	1,9%
COSTOS DE PROCESO	0,290	5,4%
ENERGÍA ELÉCTRICA	0,690	12,8%
REACONDICIONAMIENTO DE POZOS	1,580	29,4%
BODEGA DE MATERIAS	0,030	0,6%
MANTENIMIENTO DE SUPERFICIE OPERATIVO	0,270	5,0%
COSTOS OVERHEAD	0,850	15,8%
TOTAL (USD/Bbl)	5,380	100,00%

Fuente: Ecopetrol S.A.

²⁸ AFANADOR, Carlos y Delgado, Luis. " Viabilidad Técnico y Económica de Perforación Under Balance Aplicada al Campo Escuela Colorado

6.2 INVERSIÓN INICIAL.

La inversión inicial constituye los gastos que se deben realizar en infraestructura, costos de instalación y gastos por capacitación de personal para ejecución del proyecto. Para el campo Suria fueron es necesario realizar las siguientes inversiones.

Tabla 20. Costos Iniciales

Costos Iniciales	Valor
Tanques de almacenamiento de Nafta (USD/Bbl)	120
Bomba de inyección (USD/Bbl)	100
Líneas de inyección de nafta (USD/m)	10

Fuente: Ecopetrol S.A.

6.3 DECLINACIÓN DE PRODUCCIÓN

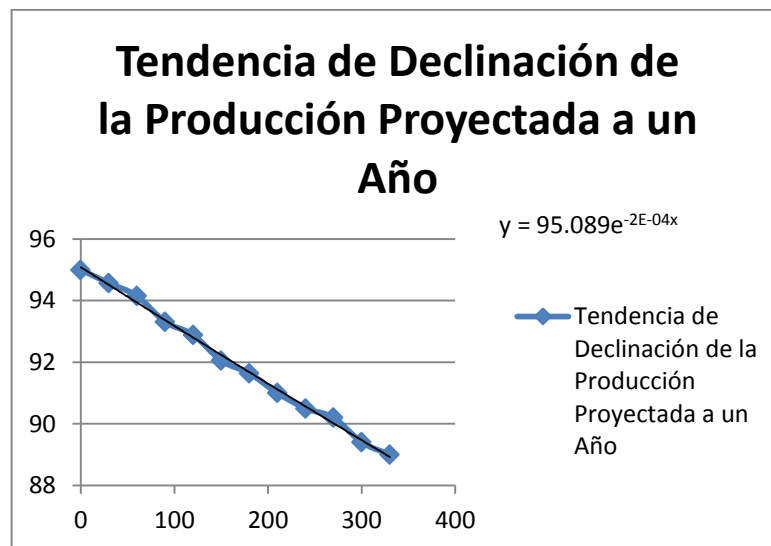
En el campo Suria la declinación de la producción de los pozos puede ser estimada teniendo como parámetro la Tabla 20. Con la cual fue posible estimar el caudal para la proyección anual que este análisis tendrá como objetivo.

Tabla 21. Declinación de la Producción.

Días	% Crudo	Caudal (Bbl/D)
0	95	8000
30	94,57	7600
60	94,15	7560
90	93,31	7520
120	92,89	7488
150	92,05	7440
180	91,64	7424
210	91	7336
240	90,5	7280
270	90,2	7240
300	89,4	7216
330	89	7152
365	88,8	7120

Fuente: Ecopetrol S.A.

Figura 33. Declinación de la Producción Proyectada a un Año



Fuente: Autores.

6.4 VIABILIDAD DEL ESCENARIO PLANTEADO

Para poder llevar a cabo lo planteado en el escenario 1 del capítulo 5 de este trabajo de investigación, donde se llevará a cabo la dilución con Nafta en las líneas seleccionadas FL-2, FL-3, FL-9 y FL-14, teniendo en cuenta tasas entre el 15 y 25% del caudal de cada una de las líneas. Es necesario la construcción o adecuación de las facilidades de superficie como lo son la instalación de tanques de almacenamiento de Nafta para llevar dicho fluido a los puntos de inyección seleccionadas, bombas de inyección de Nafta para impulsar dicho fluido a través de las líneas de flujo y líneas conexión entre la bomba y el punto de inyección.

Teniendo en cuenta la inversión inicial para la realización de esta optimización es posible analizar el estado actual del campo representado por el escenario 1, para de esta manera poder evaluar las diferentes opciones que se tienen en dicho escenario.

6.4.1 Escenario Actual. En la tabla 21 se presenta los ingresos y egresos mensuales de la operación actual del campo proyectados a 1 año.

Tabla 22. Ingresos y Egresos Estado Actual

ESTADO ACTUAL						
DIAS	CAUDAL (STB/Día)	INGRESOS / DIA	INGRESOS (USD)	EGRESOS/DIA	EGRESOS (USD)	CASH FLOW (USD)
0	8000			\$ -	\$ -	
30	7600	\$ 288.800	\$ 8.664.000	\$ 193.952	\$ 5.818.560	\$ 2.845.440
60	7560	\$ 287.280	\$ 8.618.400	\$ 192.931	\$ 5.787.936	\$ 2.830.464
90	7520	\$ 285.760	\$ 8.572.800	\$ 191.910	\$ 5.757.312	\$ 2.815.488
120	7488	\$ 284.544	\$ 8.536.320	\$ 191.094	\$ 5.732.813	\$ 2.803.507
150	7440	\$ 282.720	\$ 8.481.600	\$ 189.869	\$ 5.696.064	\$ 2.785.536
180	7424	\$ 282.112	\$ 8.463.360	\$ 189.460	\$ 5.683.814	\$ 2.779.546
210	7336	\$ 278.768	\$ 8.363.040	\$ 187.215	\$ 5.616.442	\$ 2.746.598
240	7280	\$ 276.640	\$ 8.299.200	\$ 185.786	\$ 5.573.568	\$ 2.725.632
270	7240	\$ 275.120	\$ 8.253.600	\$ 184.765	\$ 5.542.944	\$ 2.710.656
300	7216	\$ 274.208	\$ 8.226.240	\$ 184.152	\$ 5.524.570	\$ 2.701.670
330	7152	\$ 271.776	\$ 8.153.280	\$ 182.519	\$ 5.475.571	\$ 2.677.709
365	7120	\$ 270.560	\$ 8.116.800	\$ 181.702	\$ 5.451.072	\$ 2.665.728
	TOTAL		\$ 100.748.640		\$ 67.660.666	

Fuente: Los Autores

Para evaluar financieramente el proyecto es necesario realizar un análisis detallado del comportamiento actual del campo, para poder comparar con los escenarios planteados.

6.4.2 Escenario 15% Dilución. La tabla 22 presenta los costos iniciales para la operación de dilución al 15% de Nafta. Adicionalmente se presenta los egresos e ingresos mensuales proyectados a un año tanto 15% de dilución como del estado actual. Figura 34.

Tabla 23. Costos Iniciales para la Dilución al 15%

Item	Descripción	Unidad	Valor Unitario (USD)	Cantidad	Sub-Total
Costos Iniciales al 15% de inyección					
1.1	Tanques de almacenamiento de Nafta	USD/BPD	3600	653	2350800
1.2	Bomba de inyección de Nafta	USD/BPD	3000	653	1959000
1.3	Líneas de inyección de Nafta	USD/m	10	150	1500
	TOTAL				4311300

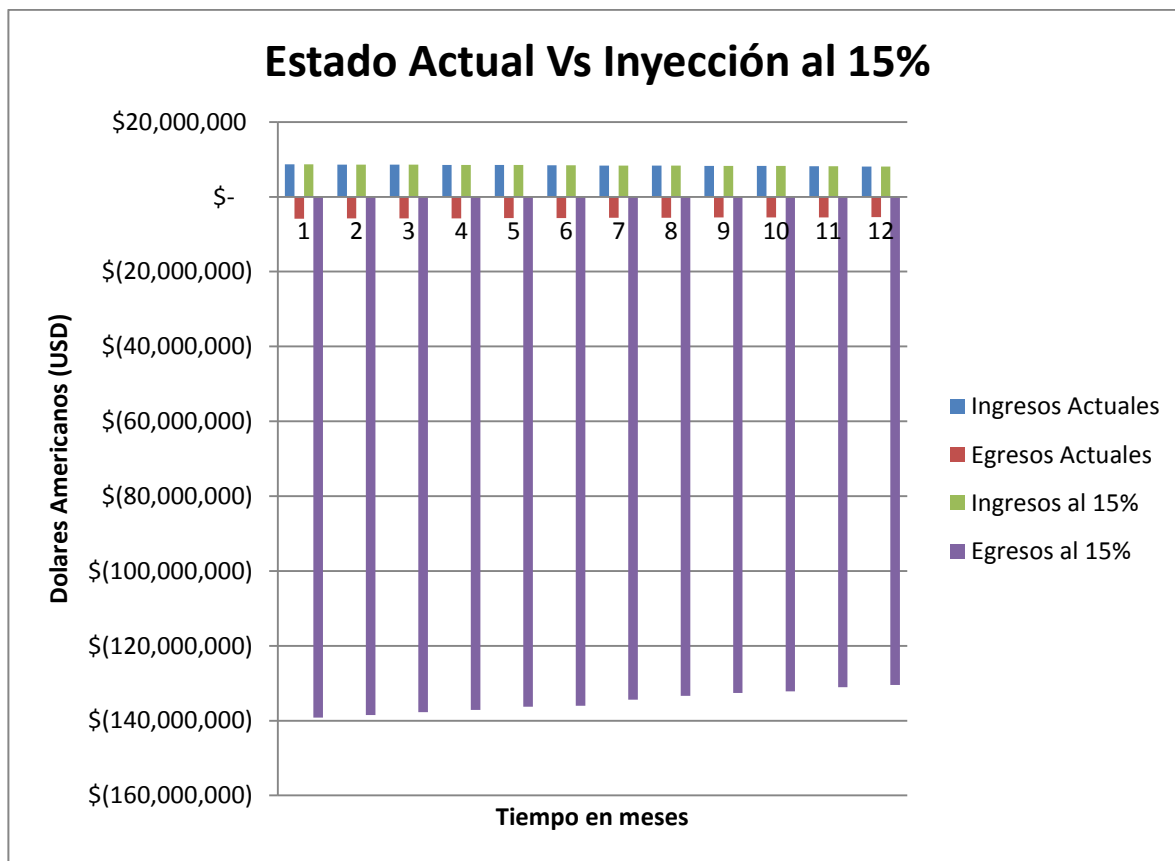
Fuente: Los Autores.

Tabla 24. Ingresos y Egresos al 15%

NAFTA 15%						
DIAS	CAUDAL (STB/Día)	INGRESOS / DIA	INGRESOS (USD)	EGRESOS/DIA	EGRESOS (USD)	CASH FLOW (USD)
0	8000			\$ -	\$ (4.311.300)	
30	7600	\$ 288.800	\$ 8.664.000	\$ 4.640.644	\$ 139.219.320	\$ (130.555.320)
60	7560	\$ 287.280	\$ 8.618.400	\$ 4.616.261	\$ 138.487.824	\$ (129.869.424)
90	7520	\$ 285.760	\$ 8.572.800	\$ 4.591.878	\$ 137.756.328	\$ (129.183.528)
120	7488	\$ 284.544	\$ 8.536.320	\$ 4.572.371	\$ 137.171.131	\$ (128.634.811)
150	7440	\$ 282.720	\$ 8.481.600	\$ 4.543.111	\$ 136.293.336	\$ (127.811.736)
180	7424	\$ 282.112	\$ 8.463.360	\$ 4.533.358	\$ 136.000.738	\$ (127.537.378)
210	7336	\$ 278.768	\$ 8.363.040	\$ 4.479.715	\$ 134.391.446	\$ (126.028.406)
240	7280	\$ 276.640	\$ 8.299.200	\$ 4.445.578	\$ 133.367.352	\$ (125.068.152)
270	7240	\$ 275.120	\$ 8.253.600	\$ 4.421.195	\$ 132.635.856	\$ (124.382.256)
300	7216	\$ 274.208	\$ 8.226.240	\$ 4.406.565	\$ 132.196.958	\$ (123.970.718)
330	7152	\$ 271.776	\$ 8.153.280	\$ 4.367.552	\$ 131.026.565	\$ (122.873.285)
365	7120	\$ 270.560	\$ 8.116.800	\$ 4.348.046	\$ 130.441.368	\$ (122.324.568)
TOTAL			\$ 100.748.640		\$ 1.618.988.222	

Fuente: Los Autores.

Figura 34. Estado Actual Vs Inyección al 15%



Fuente: Los Autores.

Claramente se observó en la Figura 34 como al realizar la inyección de Nafta al 15% no se obtiene ningún beneficio económico, ya que los egresos son aproximadamente 10 veces mayores que los ingresos que se podrían obtener. Por lo cual este análisis económico respalda los resultados obtenidos en la optimización.

6.4.3 Escenario 20% Dilución. La tabla 24 presenta los costos iniciales para la operación de dilución al 20% de Nafta. Adicionalmente se presenta los egresos e ingresos mensuales proyectados a un año tanto 20% de dilución como del estado actual. Figura 35.

Tabla 25. Costos iniciales para la Dilución al 20%

Item	Descripción	Unidad	Valor Unitario (USD)	Cantidad	Sub-Total
Costos Iniciales al 20% de Inyección					
1.1	Tanques de almacenamiento de Nafta	USD/BPD	3600	871	3135600
1.2	Bomba de inyección de Nafta	USD/BPD	3000	871	2613000
1.3	Líneas de inyección de Nafta	USD/m	10	150	1500
TOTAL					5750100

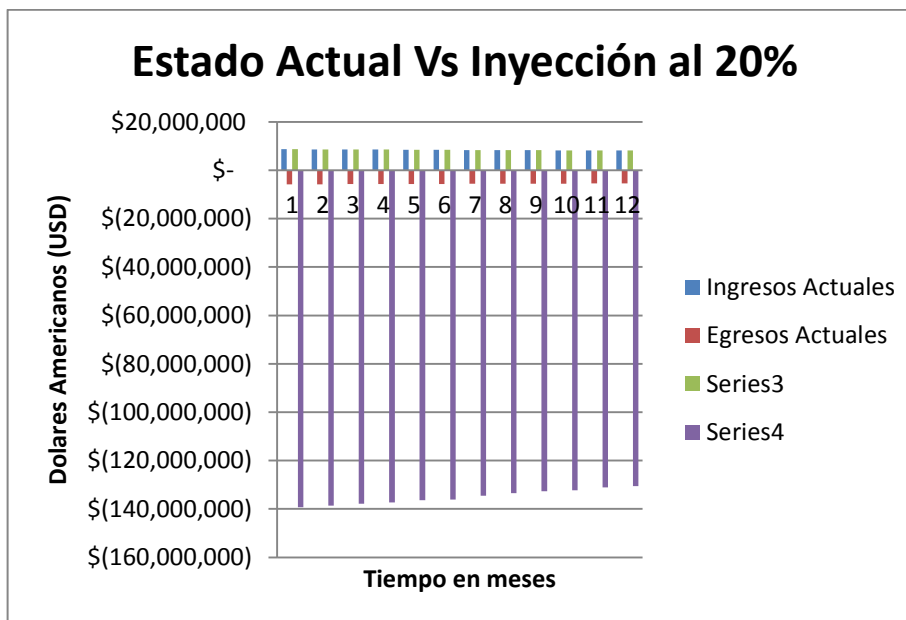
Fuente: Los Autores

Tabla 26. Ingresos y Egresos al 20%

NAFTA 20%						
DIAS	CAUDAL (STB/Día)	INGRESOS / DIA	INGRESOS (USD)	EGRESOS/DIA	EGRESOS (USD)	CASH FLOW (USD)
0	8000			\$ -	\$ (5.750.100,00)	
30	7600	\$ 288.800	\$ 8.664.000	\$ 4.643.260	\$ 139.297.800	\$ (130.633.800)
60	7560	\$ 287.280	\$ 8.618.400	\$ 4.618.877	\$ 138.566.304	\$ (129.947.904)
90	7520	\$ 285.760	\$ 8.572.800	\$ 4.594.494	\$ 137.834.808	\$ (129.262.008)
120	7488	\$ 284.544	\$ 8.536.320	\$ 4.574.987	\$ 137.249.611	\$ (128.713.291)
150	7440	\$ 282.720	\$ 8.481.600	\$ 4.545.727	\$ 136.371.816	\$ (127.890.216)
180	7424	\$ 282.112	\$ 8.463.360	\$ 4.535.974	\$ 136.079.218	\$ (127.615.858)
210	7336	\$ 278.768	\$ 8.363.040	\$ 4.482.331	\$ 134.469.926	\$ (126.106.886)
240	7280	\$ 276.640	\$ 8.299.200	\$ 4.448.194	\$ 133.445.832	\$ (125.146.632)
270	7240	\$ 275.120	\$ 8.253.600	\$ 4.423.811	\$ 132.714.336	\$ (124.460.736)
300	7216	\$ 274.208	\$ 8.226.240	\$ 4.409.181	\$ 132.275.438	\$ (124.049.198)
330	7152	\$ 271.776	\$ 8.153.280	\$ 4.370.168	\$ 131.105.045	\$ (122.951.765)
365	7120	\$ 270.560	\$ 8.116.800	\$ 4.350.662	\$ 130.519.848	\$ (122.403.048)
TOTAL			\$ 100.748.640,00		\$ 1.619.929.982,40	

Fuente: Los Autores.

Figura 35. Estado Actual Vs Inyección al 20%



Fuente: Los Autores.

Claramente se observó en la Figura 35 como al realizar la inyección de Nafta al 20% no se obtiene ningún beneficio económico al igual que en el 15% de inyección, ya que los egresos son aproximadamente 10 veces mayores que los ingresos que se podrían obtener. Por lo cual este análisis económico respalda los resultados obtenidos en la optimización.

6.4.4 Escenario 25% Dilución. La tabla 24 presenta los costos iniciales para la operación de dilución al 20% de Nafta. Adicionalmente se presenta los egresos e ingresos mensuales proyectados a un año tanto 20% de dilución como del estado actual. Figura 35.

Tabla 27. Costos Iniciales para la Dilución 25%.

Item	Descripción	Unidad	Valor Unitario (USD)	Cantidad	Sub-Total
Costos Iniciales al 25% de Inyección					
1.1	Tanques de almacenamiento de Nafta	USD/BPD	3600	1089	3920400
1.2	Bomba de inyección de Nafta	USD/BPD	3000	1089	3267000
1.3	Líneas de inyección de Nafta	USD/m	10	150	1500
TOTAL					7188900

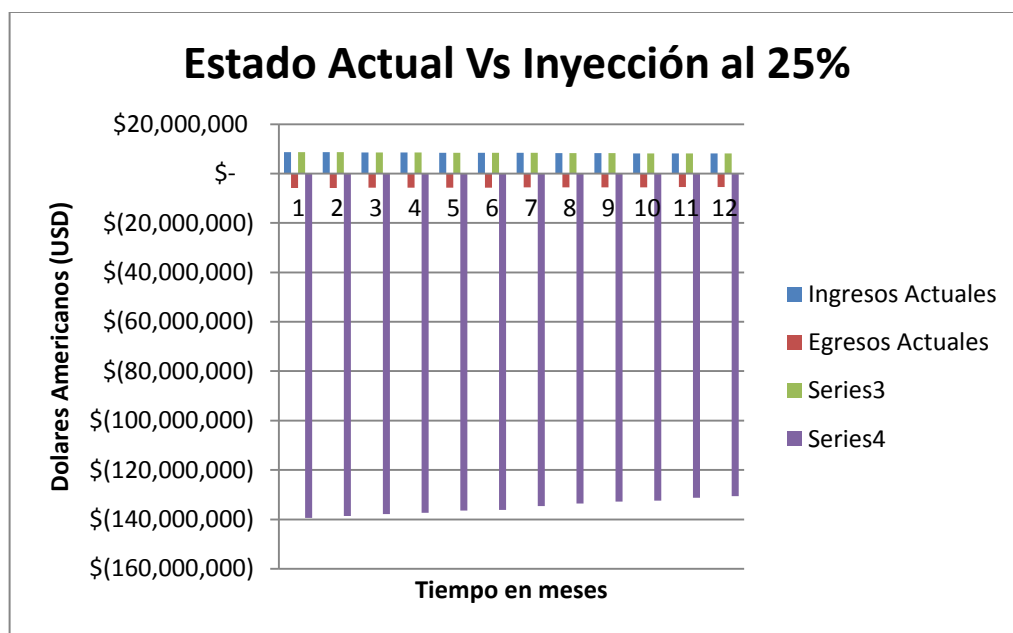
Fuente: Los Autores.

Tabla 28. Ingresos y Egresos 25%

NAFTA 25%						
DIAS	CAUDAL (STB/Día)	INGRESOS / DIA	INGRESOS (USD)	EGRESOS/DIA	EGRESOS (USD)	CASH FLOW (USD)
0	8000			\$ -	\$ (7.188.900,00)	
30	7600	\$ 288.800	\$ 8.664.000	\$ 4.645.876	\$ 139.376.280	\$ (130.712.280)
60	7560	\$ 287.280	\$ 8.618.400	\$ 4.621.493	\$ 138.644.784	\$ (130.026.384)
90	7520	\$ 285.760	\$ 8.572.800	\$ 4.597.110	\$ 137.913.288	\$ (129.340.488)
120	7488	\$ 284.544	\$ 8.536.320	\$ 4.577.603	\$ 137.328.091	\$ (128.791.771)
150	7440	\$ 282.720	\$ 8.481.600	\$ 4.548.343	\$ 136.450.296	\$ (127.968.696)
180	7424	\$ 282.112	\$ 8.463.360	\$ 4.538.590	\$ 136.157.698	\$ (127.694.338)
210	7336	\$ 278.768	\$ 8.363.040	\$ 4.484.947	\$ 134.548.406	\$ (126.185.366)
240	7280	\$ 276.640	\$ 8.299.200	\$ 4.450.810	\$ 133.524.312	\$ (125.225.112)
270	7240	\$ 275.120	\$ 8.253.600	\$ 4.426.427	\$ 132.792.816	\$ (124.539.216)
300	7216	\$ 274.208	\$ 8.226.240	\$ 4.411.797	\$ 132.353.918	\$ (124.127.678)
330	7152	\$ 271.776	\$ 8.153.280	\$ 4.372.784	\$ 131.183.525	\$ (123.030.245)
365	7120	\$ 270.560	\$ 8.116.800	\$ 4.353.278	\$ 130.598.328	\$ (122.481.528)
TOTAL			\$ 100.748.640,00		\$ 1.620.871.742,40	

Fuente: Los Autores.

Figura 36. Estado Actual Vs Inyección al 25%



Fuente: Los Autores.

Claramente se observó en la Figura 36 como al realizar la inyección de Nafta al 25% no se obtiene ningún beneficio económico al igual que en el los dos casos anteriores de inyección, ya que los egresos son aproximadamente 10 veces mayores que los ingresos que se podrían obtener. Por lo cual este análisis económico respalda los resultados obtenidos en la optimización.

Se observó que efectivamente el análisis técnico realizado en la optimización y económico en este capítulo, muestran que la optimización para el campo Suria a través del análisis de los patrones de flujo no es viable, ya que es obvio que este no generará ningún beneficio económico.

7. CONCLUSIONES

- Con la recopilación de la información se logró obtener detalladamente el estado actual del sistema de recolección del campo Suria, consiguiendo de esta manera obtener una base sólida para el desarrollo del modelo de simulación.
- Con el control y análisis de calidad de la información, se lograron detectar los datos erróneos consiguiendo así determinar los parámetros con los cuales se realizó la simulación.
- La correlación de flujo multifásico de Beggs & Brill revised, Taitel and Dukler map, fue la que mejor representó el comportamiento del campo Suria, con un porcentaje de valor medio del error absoluto de 5,91% con respecto a la presión real de los puntos de las líneas escogidas.
- Del análisis de sensibilidad se determinó que la variable que más influye en la ecuación de Beggs and Brill Revised para pérdidas de presión es la velocidad de la mezcla, ya que esta presenta una alta resistencia a fluir debido al contacto con otra superficie o diferentes tipos de fluidos dentro de la tubería.
- De las 14 líneas de flujo evaluadas 4 resultaron candidatas para realizar la optimización mediante la inyección de diluyente **FL-2; FL-3; FL-9 y FL-14** ya que estas presentaban las condiciones óptimas para realizar dicha mejora.
- La tasa óptima de inyección de Nafta o diluyente, se encuentra entre en rango del 15 al 25% del caudal de la línea de flujo a la cual se desea realizar la dilución dependiendo de las propiedades del fluido y de la tubería.

- Los tipos de patrones de flujo que predominan en el sistema de recolección del campo Suria son, el flujo Intermitente, Estratificado suave y Estratificado ondulado en los cuales no se observó ninguna variación después de la inyección del diluyente.
- La optimización del sistema de recolección del campo Suria mediante el análisis de patrones de flujo no fue exitosa, ya que no se logró un aumento en la rentabilidad de la producción del crudo extra-pesado, ni se logró aumentar el caudal de flujo de los pozos y tampoco se logró una disminución sustancial en los requerimientos energéticos del sistema.
- El análisis financiero corrobora que la optimización planteada para el campo Suria no es viable, ya que esta generará más gastos a los que se tienen actualmente.

8. RECOMENDACIONES

- Partiendo del hecho que la dilución en superficie no fue exitosa, se recomienda implementar dicha dilución en fondo para de esta manera comprobar si se podría disminuir el requerimiento energético del sistema y/o aumentar la producción del campo.
- Probar la dilución en superficie en otros campos de crudo extra-pesado los cuales presenten propiedades de fluidos diferentes.
- Instalar nuevos equipos de medición de flujo y de presión en las tuberías, con la finalidad de cuantificar con mayor precisión el volumen total de líquidos y presión de las líneas.
- Se recomienda realizar otros escenarios de optimización en los cuales se utilice cambios en la temperatura o cambios en la diseño de las tuberías en el sistema de recolección.

BIBLIOGRAFIA

AFANADOR, Carlos y Delgado, Luis. "Viabilidad Técnico y Económica de Perforación Under Balance Aplicada al Campo Escuela Colorado.

ALBOUDWAREJ, Hussein, et all. Highlighting Heavy Oil [en línea]. Disponible en https://www.slb.com/resources/publications/industry_articles/oilfield_review/2006/or2006sum03_highlighting_heavyoil.aspx (2006).

BÁNZER, Carlos. "Correlaciones Numéricas P.V.T." INPELUZ, Maracaibo, Venezuela, (1996).

BEGGS, Dale. Production Optimization Using Nodal Analysis. Segunda Edición. Oklahoma. Petroskills, 2003.

BEGGS H., "Production Optimization Using NODAL™ Analysis", Editorial OGCI, U.S.A. 1991.

Casos de Campos en el Mundo. Bucaramanga, 2007. Módulo 1. 1º y 2º Presentación de Power Point 2007.

CRANE H., "Flujo de Fluidos en válvulas, Accesorios y Tuberías", Editorial McGraw Hill, México, (1989).

GUARÍN ARENAS, Flaminio et all. A New Inflow Model For Extra Heavy Crude Oils, Case Study Chichimene [en línea]. SPE 138934. Society of Petroleum Engineers. Disponible en http://www.spe.org/events/lacpec/2010/en/tech_prog/documents/spe1389341.pdf, 2010.

HERNÁNDEZ, César. 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. Febrero de 2006.

J.C. Domínguez. Transporte de crudo pesado a través de oleoducto: Evaluación de diferentes tecnologías. Diciembre 2008.

MAGGIOLO, Ricardo. Optimización de la Producción Mediante Análisis Nodal. En: WORKSHOP INTERNATIONAL. 2008: Lima, Peru.ESP Oil International Training Group.

PIPESIM (2009), Schlumberger User's Guide.

SHOHAM, O. Mechanistic Modeling of Gas-Liquid Two-Phase Flow in Pipes. (Primera edición). Tulsa: Society of Petroleum Engineers.(2005)