

PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATÓLICA DEL PERÚ

Escuela de Graduados



“OPTIMIZACIÓN ENERGÉTICA EN LA AMPLIACIÓN DE CAPACIDAD DE UN SISTEMA DE TRANSPORTE DE LÍQUIDOS DE GAS NATURAL”

Tesis para optar el Grado de Magister en
Ciencias con mención en Energía

Presentada por

JERSON RODAS ALARCON

Asesor: Segundo Feliberto Davila Tapia

Lima, 2015

DEDICATORIA

Este trabajo va dedicado a madre Isabel Alarcón Tiquillahuanca por su apoyo y la confianza en mí, a mi padre Angel Rodas Rodas por la comprensión y motivación constante. A mis hermanas Ysheimi y Judith por ser ejemplos de superación y motivos de alegría.

Gracias con especial afecto a todas las personas que ayudaron en la realización de este proyecto.

AGRADECIMIENTOS

A mi asesor de tesis Segundo Davila que con mucha dedicación me ayudo a lograr los objetivos planteados en este trabajo. A mi gran amigo Juan Castro Ugaz por motivarme a seguir adelante y haber creído en mí hasta el último momento.

Gracias familia y amigos, esto representa el final de una de las etapas más importantes en mi vida y el inicio de otra que será aún más enriquecedora.

RESUMEN

El transporte de hidrocarburos por ductos requiere considerables consumos de energía para compensar las pérdidas de las mismas debido a la fricción y variaciones de altura a lo largo de la tubería. Es así que el consumo energético se convierte en el principal gasto operativo de un sistema de transporte y una optimización energética repercutirá significativamente en ahorros económicos para la empresa transportista.

La presente tesis plantea la optimización energética en un sistema de transporte de líquidos de gas natural con características particulares en altimetría, consumo de energía de bombeo y uso de reductores de fricción. El análisis de base principalmente en una evaluación y ajuste de los siguientes parámetros:

- Consumo de energía de bombeo
- Concentración de reductores de fricción
- Presiones de operación de las estaciones de bombeo
- Configuraciones de estaciones de bombeo de acuerdo al régimen de transporte

Para realizar dicho análisis es necesario modelar el efecto de los reductores de fricción en la tubería y cómo afecta éste en la potencia de bombeo requerida del sistema. El estudio permitirá estimar una optimización energética para un sistema de transporte de líquidos de gas natural y consecuentemente poder reducir los costos asociados a la operación del ducto.

ABSTRACT

Oil and natural gas transportation by pipeline requires considerable energy consumption to compensate energy losses due to friction and height variations along the pipe. Thus, energy consumption becomes the main operating expense of a transport system and an energy optimization could impact on savings for the company.

This thesis presents the energy optimization of a NGL (Natural Gas Liquids) transport system with particular characteristics in height; pumping energy consumption and use drag reducer agents (DRA). The analysis based primarily on an assessment and adjustment of the following parameters:

- Pumping energy consumption
- Concentration of drag reducer agents (DRA)
- Operating pressures of pumping stations
- Pump stations configurations according to different flow rates

To do this analysis is necessary to model the effect of drag reducer agents in the pipe and how it affects the pumping power required of the system. This study will estimate an energy optimization system and consequently a reduction of the costs associated with the operation of the pipeline.

ÍNDICE GENERAL

1.	INTRODUCCIÓN	1
1.1.	DESCRIPCIÓN PROBLEMA.....	2
1.2.	OBJETIVOS.....	3
1.3.	METODOLOGÍA	3
1.4.	ESTADO DEL ARTE.....	1
1.4.1.	EXPERIMENTACIÓN FÍSICA Y NUMÉRICA EN REDUCCIÓN DE FRICCIÓN.....	3
1.4.2.	CASOS DE OPTIMIZACIONES ENERGÉTICAS EN SISTEMAS DE TRANSPORTES	5
2.	BASES TEÓRICAS	10
2.1.	CÁLCULO DE LAS PROPIEDADES DE SISTEMAS MULTI-COMPONENTES.....	10
2.1.1.	ESTIMACIÓN DE LA DENSIDAD.....	10
2.1.2.	ESTIMACIÓN DE LA VISCOSIDAD:.....	11
2.2.	FLUJO DE FLUIDOS POR TUBERÍAS.....	11
2.3.	RÉGIMEN DE FLUJO DE FLUIDOS EN TUBERÍAS	12
2.4.	VELOCIDAD MEDIA DE FLUJO:.....	13
2.5.	NÚMERO DE REYNOLDS.....	13
2.6.	ECUACIÓN GENERAL DE ENERGÍA	14
2.7.	FÓRMULA DE DARCY	15
2.8.	FACTOR DE FRICCIÓN.....	15
2.8.1.	CÁLCULO DEL FACTOR DE FRICCIÓN EN TUBERÍAS	16
2.9.	AGENTES REDUCTORES DE FRICCIÓN (DRA)	16
2.10.	CÁLCULO DE LA REDUCCIÓN DE FRICCIÓN.....	19
2.10.1.	CORRELACIÓN DE BURGER.....	20
2.10.2.	CORRELACIÓN DE CÓNOCO:	20
2.10.3.	CORRELACIÓN DE AESOP	21
2.11.	RENDIMIENTO DE LOS REDUCTORES DE FRICCIÓN.....	21
2.12.	EFECTO DEL DRA EN EL PUNTO DE OPERACIÓN DE BOMBAS CENTRÍFUGAS:.....	21
2.13.	DRA VS. ENERGÍA DE BOMBEO	22
2.13.1.	ANÁLISIS DE CONSUMO DE ENERGÍA DE BOMBEO	23
2.13.2.	ANÁLISIS DE REDUCCIÓN DE FRICCIÓN:.....	23
3.	DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA DE TRANSPORTE.....	25
3.1.	CARACTERÍSTICAS DEL PRODUCTO TRANSPORTADO.....	25
3.2.	DESCRIPCIÓN DEL DUCTO Y ESTACIONES DE BOMBEO.....	28
3.3.	CÁLCULO DE CONDICIONES DE OPERACIÓN SISTEMA X3	30
4.	INCREMENTO DE CAPACIDAD DE TRANSPORTE	37
4.1.	CÁLCULO DE LOOPS (DUCTOS PARALELOS).....	37
4.2.	CÁLCULO DE ESTACIONES DE BOMBEO INTERMEDIAS.....	42
4.3.	CÁLCULO DE REDUCTORES DE FRICCIÓN.....	45
5.	OPTIMIZACIÓN DE CONSUMOS ENERGÉTICOS	52
5.1.	ANÁLISIS DE CONSUMOS ENERGÉTICOS A DIFERENTES CAUDALES DE TRANSPORTE	52
5.1.1.	CONSUMOS ENERGÉTICOS A 90 MBPD.....	53
5.2.	DESCRIPCIÓN DE ESCENARIOS PARA ANÁLISIS	56
5.3.	RESULTADOS A 75 MBPD	57
5.4.	RESULTADOS A 90 MBPD	59
5.5.	RESULTADOS A 105 MBPD	62

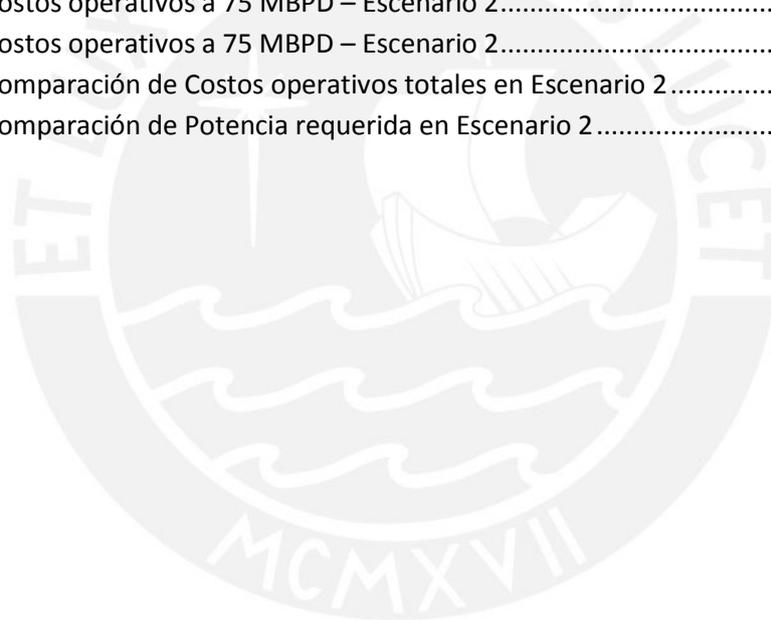
6.	ANÁLISIS ECONÓMICO.....	66
6.1.	ESCENARIO 1: PRECIO DE ENERGÍA 0.074 USD/kWh.....	68
6.2.	ESCENARIO 2: PRECIO DE ENERGÍA 0.217 USD/kWh.....	70
7.	CONCLUSIONES	74
8.	BIBLIOGRAFÍA.....	76
9.	ANEXOS.....	79
9.1.	ANEXO A: DIAGRAMA DE MOODY.....	79
9.2.	ANEXO B: HOJA DE DATOS DE DRA.....	80
9.3.	ANEXO C: RESULTADOS A 75 MBPD, OPCIÓN 1.1	82
9.4.	ANEXO D: RESULTADOS A 75 MBPD, OPCIÓN 1.2	83
9.5.	ANEXO E: RESULTADOS A 75 MBPD, OPCIÓN 1.3	84
9.6.	ANEXO F: RESULTADOS A 90 MBPD, CONFIGURACIÓN ORIGINAL	85
9.7.	ANEXO G: RESULTADOS A 90 MBPD, OPCIÓN 2.1	86
9.8.	ANEXO H: RESULTADOS A 90 MBPD, OPCIÓN 2.2	87
9.9.	ANEXO I: RESULTADOS A 105 MBPD, OPCIÓN 3.1.....	88
9.10.	ANEXO J: RESULTADOS A 105 MBPD, OPCIÓN 3.2	89



LISTADO DE FIGURAS

Figura 1-1: Costo unitario de transporte de hidrocarburos.....	1
Figura 1.3-1: Esquema para ampliación y optimización del Sistema X3	1
Figura 1.4.1-1: Modificación de la estructura de la capa límite.....	4
Figura 1.4.1-2: Simulación tridimensional de un flujo turbulento en un canal	4
Figura 1.4.1-3: Modificación de la componente z del campo promedio de vorticidad	5
Figura 1.4.2-1: Caso de estudio 1– Sistema de transporte	6
Figura 1.4.2-2: Caso de estudio 1 – Costos Operativo	7
Figura 1.4.2-3: Caso de estudio 2 – Descripción del Sistema de Transporte	8
Figura 2.3-1: Líneas de flujo	12
Figura 2.6-1: Balance de energía en tuberías.....	14
Figura 2.7-1: Puntos de medición de presiones.....	15
Figura 2.9-1: Rendimiento típico de los reductores de fricción.....	17
Figura 2.10-1: Esquema de flujo a través de una tubería	19
Figura 2.12-1: Efecto del DRA en la curva de demanda de un sistema de bombeo	22
Figura 2.13-1: Tramo entre estaciones de bombeo.....	22
Figura 3.1-1: Variación de Densidad en función de P y T.....	26
Figura 3.1-2: Variación de Viscosidad en función de P y T.....	27
Figura 3.1-3: Variación de Presión de Vapor en función de la Temperatura.....	27
Figura 3.2-1: Sistema de Transporte X3	29
Figura 3.2-2: Curva de bombas Sistema X3.....	30
Figura 3.3-1: Sistema X3 75 MBPD – Configuración original.....	31
Figura 3.3-2: Diagrama de flujo para cálculos hidráulicos en ducto	35
Figura 3.3-3: Sistema X3 75 MBPD – Perfil hidráulico.....	36
Figura 4.1-1: Esquema de un sistema con ducto paralelo	38
Figura 4.1-2: Sistema de transporte X3 con ductos paralelos.....	40
Figura 4.1-3: Sistema X3 105 MBPD – Perfil hidráulico con ductos paralelos	41
Figura 4.2-1: Ubicación de estación de bombeo intermedia	43
Figura 4.2-2: Sistema X3 105 MBPD – Perfil hidráulico con EB intermedias.....	43
Figura 4.2-3: Sistema de transporte X3 con EB intermedias.....	44
Figura 4.3-1: Rendimiento típico de los reductores de fricción.....	45
Figura 4.3-2: Concentraciones de DRA a 105 MBPD – Configuración Original	48
Figura 4.3-3: Sistema X3 con inyección de DRA	48
Figura 4.3-4: Diagrama de flujo para cálculos hidráulicos en ducto con DRA	49
Figura 4.3-5: Sistema X3 105 MBPD con DRA – Perfil hidráulico	50
Figura 4.3-6: Sistema X3 105 MBPD con DRA – Pérdidas de carga unitaria	50
Figura 5.1.1-1: Concentraciones de DRA a 90MBPD – Configuración Original	53
Figura 5.1.1-2: Pérdidas de carga (m) en Sistema X3.....	54
Figura 5.1.1-3: Consumo de energía en Sistema X3.....	55
Figura 5.1.1-4: Consumo de Ratios de transporte en Sistema X3.....	55
Figura 5.2-1: Sistema X3 – OPCION 1	56
Figura 5.2-2: Sistema X3 – OPCION 2	57
Figura 5.2-3: Sistema X3 – OPCION 3	57
Figura 5.3-1: Pérdidas de carga a 75 MBPD	58

Figura 5.3-2: Consumo de energía vs DRA a 75 MBPD	59
Figura 5.4-1: Concentraciones de DRA a 90MBPD – Opción 2.1.....	60
Figura 5.4-2: Concentraciones de DRA a 90MBPD – Opción 2.2.....	60
Figura 5.4-3: Pérdidas de carga a 90 MBPD	61
Figura 5.4-4: Consumo de energía vs DRA a 90 MBPD	61
Figura 5.5-1: Concentraciones de DRA a 105MBPD – Opción 3.1.....	62
Figura 5.5-2: Concentraciones de DRA a 105MBPD – Opción 3.2.....	63
Figura 5.5-3: Consumo de energía vs DRA a 105 MBPD	64
Figura 5.5-4: Consumo de energía vs DRA a 105 MBPD	64
Figura 6-1: Tarifa eléctricas para la industria en Latinoamérica	66
Figura 6.1-1: Costos operativos a 75 MBPD – Escenario 1.....	68
Figura 6.1-2: Costos operativos a 90 MBPD – Escenario 1.....	68
Figura 6.1-3: Costos operativos a 105 MBPD – Escenario 1.....	69
Figura 6.1-4: Comparación de Costos operativos totales en Escenario 1	69
Figura 6.1-5: Comparación de Potencia requerida en Escenario 1	70
Figura 6.2-1: Costos operativos a 75 MBPD – Escenario 2.....	71
Figura 6.2-2: Costos operativos a 75 MBPD – Escenario 2.....	71
Figura 6.2-3: Costos operativos a 75 MBPD – Escenario 2.....	72
Figura 6.2-4: Comparación de Costos operativos totales en Escenario 2	72
Figura 6.2-5: Comparación de Potencia requerida en Escenario 2	73



LISTADO DE TABLAS

Tabla 1.4.2-1: Caso de estudio 1– Escenario para optimización energética.....	7
Tabla 2.13-1: Condiciones operativas para el sistema con DRA	23
Tabla 3.1-1: Composición de líquidos de gas natural (NGL)	25
Tabla 3.2-1: Descripción de estaciones de bombeo en Sistema X3	29
Tabla 3.2-2: Curva característica de bomba a máxima rpm.....	29
Tabla 3.3-1: Condiciones de operación Sistema X3	30
Tabla 3.3-2: Cálculo de factor de fricción a 75 MBPD	32
Tabla 3.3-3: Condiciones de operación a 75 MBPD	33
Tabla 3.3-4: Balance de energía a 75 MBPD	34
Tabla 4.10-1: Cálculo de factor de fricción en tramo con ducto paralelo.....	39
Tabla 4.10-2: Cálculo de factor de fricción en tramo sin ducto paralelo	39
Tabla 4.10-3: Longitud de ductos paralelos necesarios en cada tramo.....	40
Tabla 4.10-4: Condiciones de operación a 105 MBPD con ductos paralelos.....	41
Tabla 4.2-1: Ubicaciones de estaciones de bombeo booster necesarias en Sistema X3	44
Tabla 4.3-1: Rendimiento de reductor de fricción	46
Tabla 4.3-2: Cálculo de concentraciones de DRA a 105 MBPD	47
Tabla 4.3-3: Condiciones de operación a 105 MBPD	48
Tabla 5.1.1-1: Cálculo de concentraciones de DRA a 90 MBPD	53
Tabla 5.1.1-2: Condiciones de operación a diferentes caudales.....	54
Tabla 5.2-1: Prioridad para sacar fuera de servicio una estación de bombeo.....	56
Tabla 5.2-2: Opciones para optimización energética.....	56
Tabla 5.3-1: Opciones para optimización energética a 75 MBPD	57
Tabla 5.3-2: Cálculo de DRA a 75 MBPD	58
Tabla 5.4-1: Opciones para optimización energética a 90 MBPD	59
Tabla 5.5-1: Opciones para optimización energética a 105 MBPD	62
Tabla 6-1: Escenarios para análisis económico	67

NOMEMCLATURA

ANSI: American National Standards Institute

API: American Petroleum Institute

Bbls: Barriles

DRA: Drag reducer agent

EB: Estación de bombeo

f: Factor de fricción

F: Factor de reducción fricción

g: Aceleración de la gravedad

Loop: Ducto paralelo

MAOP: Maximum allowable operating pressure

MBPD: Miles de barriles por día

n-C11: Normal undecano

n-C12+: Normal dodecano y más pesados

NGL: Natural gas liquids

Pc: Presión Crítica

ppm: partes por millón

Q: Caudal

Re: Numero de Reynolds

Tag: Nombre codificado de un equipo o instrumento

Tc: Temperatura Crítica

Tr: Temperatura reducida

ω : Factor acéntrico

1. INTRODUCCIÓN

La vida moderna está basada en un ambiente en el que la energía juega un papel predominante. El petróleo y gas natural son unas de las principales fuentes de energía y los ductos son la principal forma de su transporte. Una vez producido o extraído el hidrocarburo, éste requiere ser transportado a zonas de refinación, comercialización y/o distribución. Si la producción se realiza en yacimientos ubicados en tierra firme “on shore”, dicho transporte se hace a través de tuberías, si la producción se realiza en yacimientos ubicados en el mar “off shore” el transporte puede hacerse tanto por tuberías como por buques.

En el transporte de hidrocarburos líquidos es muy común el uso de reductores de fricción en sus operaciones, pues es una de las opciones más importantes de incremento de capacidad de un sistema de transporte debido a su fácil implementación a un sistema ya existente y a su apreciada capacidad de reducir las pérdidas por fricción en la tubería.

Sin embargo se debe tener en cuenta que existe una relación entre el consumo de este reductor de fricción con el consumo energético del sistema así como también con la forma de operación del mismo, esto implica que siempre hay una oportunidad de optimización energética si lo que se busca es ser más eficiente en la operación del ducto.

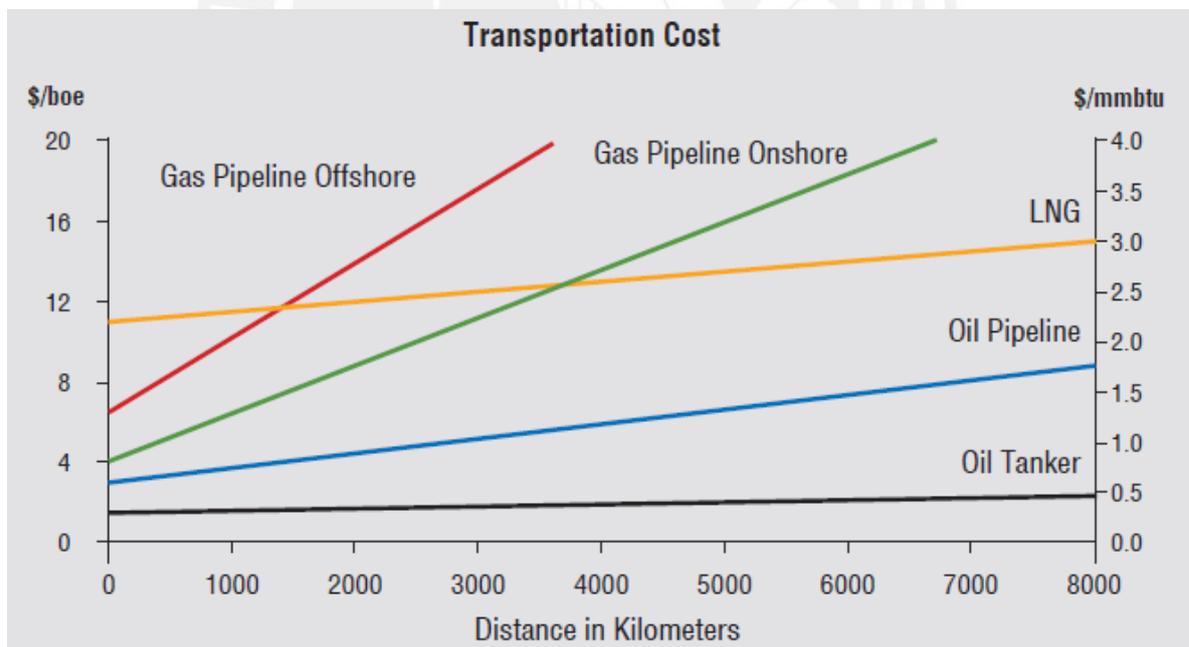


Figura 1-1: Costo unitario de transporte de hidrocarburos

Fuente: Osinergmin 2010

En la figura 1-1 se muestra como el costo de transporte de hidrocarburos se incrementa significativamente con la distancia debido a que los requerimientos de energía de bombeo se hacen más grandes pues se tienen mayores pérdidas de fricción.

La operación de ductos de líquidos en general es muy cara. Los costos de energía eléctrica, otros combustibles y agentes reductores de fricción (químicos asociados a la operación de ductos) están dentro de los mayores gastos para la empresa transportista. En algunos casos puede ser mayor al costo del personal.

Algún ahorro en los costos operativos puede repercutir directamente en los balances económicos de la compañía. Pero la habilidad para reducir los costos en muchos casos depende de varios factores como:

- Complejos contratos de suministro energía eléctrica o combustible
- Variación de precio de la energía con el tiempo y locación
- Modulación del precio de la energía en tiempo real en algunas áreas
- Programación de despacho de hidrocarburos
- Transporte de diferentes productos por un mismo sistema
- Restricciones de máximas concentraciones de reductores de fricción (DRA por sus siglas en inglés), que son compuestos por un material que reduce las pérdidas de presión por fricción en el flujo de líquidos por tuberías.

Todos estos temas, que son muy independientes hacen difícil la optimización de la operación de un ducto. Diferentes compañías operadoras de ductos han desarrollado procedimientos operativos para aumentar la eficiencia de la operación, pero el desarrollo de estos procedimientos se requiere responder preguntas como: ¿Cuál es el punto equilibrio entre el uso de reductores de fricción y el uso de más energía de bombeo?

La respuesta a esta interrogante requieren diversos conocimientos de cómo se interrelacionan todos estas componentes. A menudo se obtienen de la experiencia operativa pero también pueden ser deducidas con herramientas matemáticas de optimización.

1.1. Descripción problema

Se tienen sistemas de transporte de hidrocarburos por ductos donde los consumos de energía y reductores de fricción repercuten directamente en el costo de transporte de cada barril de líquido. Surge aquí la problemática de cómo ser más eficiente en términos de consumo de energía durante la operación de un sistema, ya que evidentemente esto se traduce en una optimización de costos.

1.2. Objetivos

El objetivo principal de la presente tesis:

- Optimización energética de un sistema de transporte de líquidos de gas natural en base a simulaciones hidráulicas y requerimientos de consumo de energía de bombeo.
- Selección de las configuraciones de operación óptimas para cada escenario de caudal y precios de energía.

Los objetivos secundarios son:

- Realizar la simulación en estado estable y calcular la demanda de energía de un sistema de transporte de líquidos de gas natural
- Describir las principales opciones de incremento de capacidad para un sistema de transporte de hidrocarburos líquidos.
- Describir el fenómeno de reducción de fricción en el flujo por tuberías y los cálculos involucrados para aumentar la capacidad de transporte de un ducto.
- Cuantificar el impacto del uso de reductores de fricción en la energía de bombeo requerida en el transporte de líquidos de gas natural.

1.3. Metodología

Para llegar al punto óptimo de consumo energético y por ende a un reducción de costos operativos, se deberá realizar el análisis en conjunto de las principales variables que influyen en éste, en tanto el uso de reductores de fricción puede verse afectado por las presiones de operación en el ducto, configuración de bombas, punto de operación de las mismas.

La presente tesis plantea la optimación energética de un sistema de transporte hipotético (Sistema X3), el cual fue diseñado en función a distintos requerimientos de transporte y posteriormente se ampliará la capacidad del mismo.

A continuación se describe la metodología sobre la cual se desarrolla la presente Tesis:

- Descripción del fluido a transportar, que en líneas generales es una mezcla multi-componentes de hidrocarburos y en función a la composición de la misma se determinarán las principales propiedades físico-químicas que se emplearán en el diseño de ambos sistemas de transporte.

- Descripción del Sistema de transporte de hidrocarburos líquidos: Sistema de Transporte X3 con diferentes características físicas particulares (diámetro, espesor, material, perfil altimétrico) lo que define una capacidad máxima de transporte.
- Evaluación y selección de alternativas de ampliación de capacidad de transporte.
- Determinación de los requerimientos de energía de bombeo para distintos escenarios de caudal.
- Análisis de consumos energéticos y cálculo de consumos de reductores de fricción.
- Análisis de alternativas de operación a diferentes regímenes de transporte.
- Análisis económico y selección de alternativa óptima, en función a diferentes escenarios de precios de energía de bombeo

A continuación se muestra en la figura 1.3-1 un esquema de la metodología a seguir durante el desarrollo de la presente tesis a fin de poder lograr la optimización energética requerida en el sistema X3.

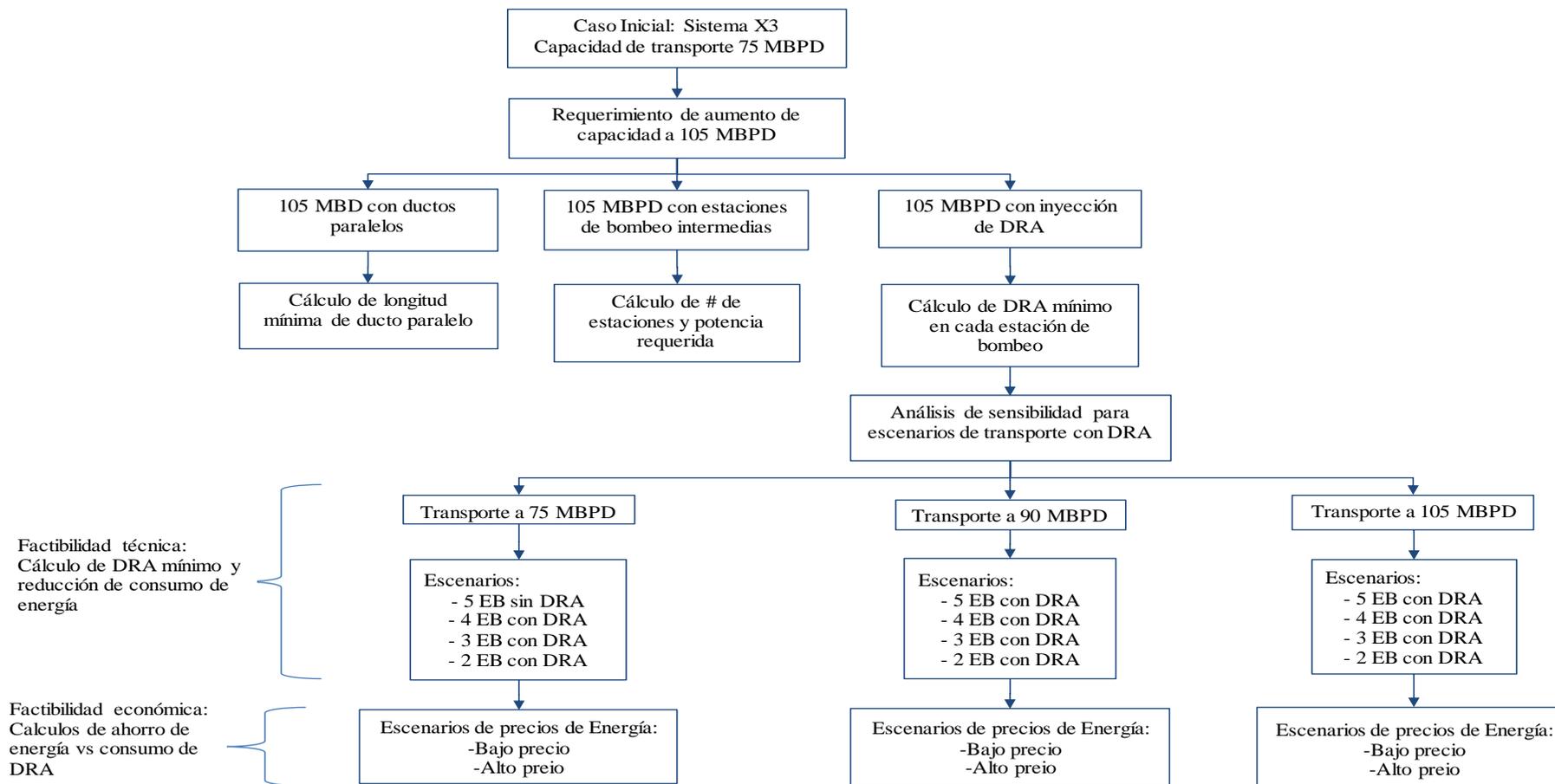


Figura 1.3-1: Esquema para ampliación y optimización del Sistema X3

Fuente: Elaboración propia

1.4. Estado del Arte

En la actualidad, el ahorro de energía y la protección al ambiente se han convertido en altas prioridades durante el diseño de nuevos conceptos en sistemas de ingeniería. Es así que la reducción de fricción entre un fluido y un sólido, principalmente en la aplicación de transporte de líquidos toma una atención considerable y es materia de muchos estudios a la fecha. Unas de las aplicaciones más importantes de la reducción de fricción es el transporte de hidrocarburos (petróleo crudo y productos refinado) por tuberías, donde ésta puede significar un incremento de capacidad para transportar más hidrocarburo con la misma energía de bombeo, o también puede significar el transporte de la misma cantidad de petróleo con un ahorro de combustible o energía eléctrica, dependiendo del tipo de motor que se tengan acoplados a las bombas. Para el caso de los motores de combustión se tendría adicionalmente una muy deseable reducción de contaminantes al ambiente.

La reducción de la fricción de arrastre en tuberías por la adición de polímeros, es un método conocido por más de 50 años y hoy en día ampliamente usado alrededor del mundo, especialmente por la industria petrolera. Varias compañías multinacionales ofrecen servicios de apoyo, asesoría, y de venta de tales productos químicos, para reducir la energía requerida para el bombeo de líquidos.

LA reducción de fricción aplicada a soluciones fue descubierta en 1944 por MIT en diluciones con napalm y accidentalmente por Toms en 1947 en soluciones de polímeros en el Reino Unido. Se había sabido por años que los fluidos de agua-carbón concentrados y de pulpa de madera-agua pueden producir un factor de fricción más bajo que el del agua sola. El primer uso de reductores de fricción en la industria del petróleo fue reducir la pérdida de presión durante el bombeo de fluidos en los pozos para fracturar formaciones compactas. Las cantidades de usadas fueron considerablemente grandes pero se consiguió ahorros substanciales

Si bien es cierto se logran considerables ahorros de energía, los resultados son mucho menores que los obtenidos en experimentos en laboratorio a condiciones mucho más controladas. Uno de los principales problemas de usar agentes reductores de fricción es la necesidad de inyectarlos en varios puntos de ducto debido a que son muy sensibles a perder su rendimiento (degradación), lo que aumenta considerablemente los costos asociados a su uso. También es conocido el problema de la reducción de la transferencia de calor en los flujos tratados con reductores, por lo que se tendría una menor eficiencia en intercambiadores de calor en plantas de procesamiento.

La reducción de la fricción de arrastre en flujos turbulentos de líquidos es un fenómeno conocido en el área de la mecánica de fluidos, y debido a su importancia se han realizado

muchas investigaciones experimentales, teóricas y numéricas durante décadas, por lo que la literatura científica y técnica al respecto es muy variada. La medición de la reducción de fricción consiste básicamente en una comparación del esfuerzo cortante de la pared con y sin presencia de polímeros. Las mediciones pueden ser directas o calculadas a partir de la caída de presión. Debido a que mediciones generalmente requieren de equipo de alta precisión, éstas se traducen en altos costos. Además, es frecuente que los propios investigadores creen sus propios equipos de medición para poder obtener la precisión que se requiere en los experimentos por lo que no son comercialmente accesibles.

Para entender mejor el fenómeno de la reducción de fricción de arrastre se requiere conocer varios parámetros ya que estos sirven de base para mejorar o crear nuevos modelos físicos sobre dicho fenómeno, es por este motivo que las investigaciones actuales están orientadas a la medición de dichos parámetros, especialmente la modificación de la turbulencia en la capa límite donde se observan los cambios más notables. Tal estudio requiere de mediciones del flujo en 2 ó 3 dimensiones. Solo así se puede obtener un panorama más amplio de los cambios que se presenten en la estructura de la turbulencia por la presencia de polímeros. Las simulaciones numéricas de flujos turbulentos en tuberías que incluyen la dinámica de los polímeros. Es importante señalar que las simulaciones demandan una gran capacidad de las computadoras para realizar los cálculos matemáticos.

El concepto de flujo turbulento en los ductos establece que el flujo en un punto puede dirigirse en cualquier dirección mientras mantiene el flujo neto del ducto en la dirección del incremento de presión. Todo el flujo que no va en la dirección del flujo neto del ducto absorbe energía; entre más turbulento llega a ser el flujo, más energía se absorbe en estos flujos transversales.

La contribución del núcleo turbulento a la pérdida de fricción total yace por completo en el corte turbulento; los DRA no actúan en este componente de la fricción total. Por lo tanto la acción de un DRA debe realizarse en la subcapa laminar o la zona de transición.

El hecho de que la acción de un DRA se incrementa con la velocidad creciente del flujo indicaría que la acción del DRA podría no estar primeramente en la subcapa laminar y algunas veces parecería que así es, líquidos tratados con un DRA fluyendo bajo condiciones en las cuales el ducto es hidráulicamente áspero hacen pensar que la viscosidad no hace ningún aporte a la fricción total, más sin embargo pueden producir excelente reducción de fricción. Este tipo de resultado conduciría a la suposición que un DRA trabaja en la zona de transición.

1.4.1. Experimentación física y numérica en reducción de fricción

Javier Ortiz en su publicación: “Reducción en el arrastre y sus aplicaciones industriales” - 2010, menciona que entre los resultados más importantes surgidos de la experimentación, tanto física como numérica, sobresalen los cambios de estructura de la turbulencia en la capa límite, cuando hay agentes reductores de fricción en la zona que se estudia. Por ejemplo, cuando se inyectan polímeros, existe un incremento de la intensidad de turbulencia de la componente en la dirección de flujo; mientras que la intensidad de turbulencia de la componente normal decrece a medida que se incrementa la reducción de fricción de arrastre. Otro resultado común para es el corrimiento paralelo hacia arriba de la parte logarítmica del perfil de velocidad en la capa límite, cuando se grafica en coordenadas relativas a la pared, al incrementarse la reducción de fricción. También, existe un crecimiento de la subcapa viscosa o laminar de la capa límite a medida que la reducción de fricción aumenta.

A continuación se muestran algunos resultados de simulaciones numéricas que analizan distintos parámetros en escenarios con y sin reductores de fricción. En la Figura 1.4.1-1, se puede apreciar las diferencias que se producen en la capa límite cuando no tiene inyección de agentes reductores de fricción y cuando sí. Se observa claramente una reducción del número e intensidad de estructuras de vorticidad para el escenario en el que los reductores de fricción contribuyen a un 45% en la reducción de la misma.

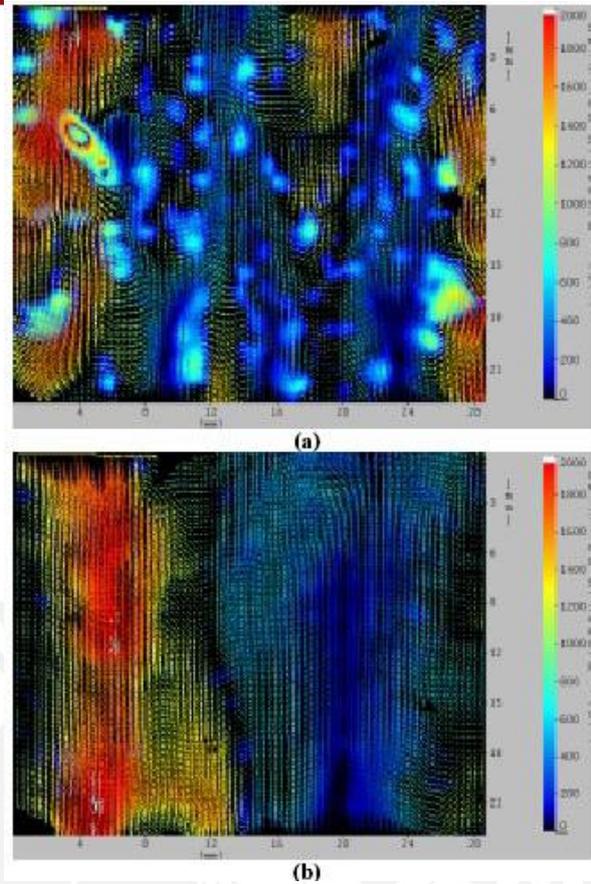


Figura 1.4.1-1: Modificación de la estructura de la capa límite
 a) Caso sin reducción de fricción
 b) 45% reducción de fricción
Fuente: Ortiz 2004

En el caso de la figura 1.4.1-2 se muestra los resultados de una simulación numérica en tres dimensiones del flujo de líquidos en un canal rectangular. En el caso (a) no se tiene reducción de fricción de arrastre, mientras en el caso (b) la reducción llega hasta 60%. En este escenario también se utilizó polímeros como agentes reductores de fricción.

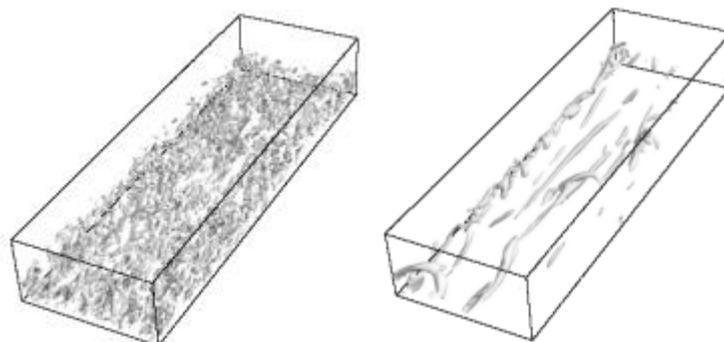


Figura 1.4.1-2: Simulación tridimensional de un flujo turbulento en un canal
 a) Caso sin reducción de fricción de arrastre
 b) 60% de reducción de fricción de arrastre.
Fuente: Ortiz 2004

En Figura 1.4.1-3, se aprecia la diferencia de estructura de la componente z del vector de vorticidad, para dos casos de reducción de fricción de arrastre. Se puede observar una clara disminución de las estructuras de vorticidad en el área cercana a la pared.

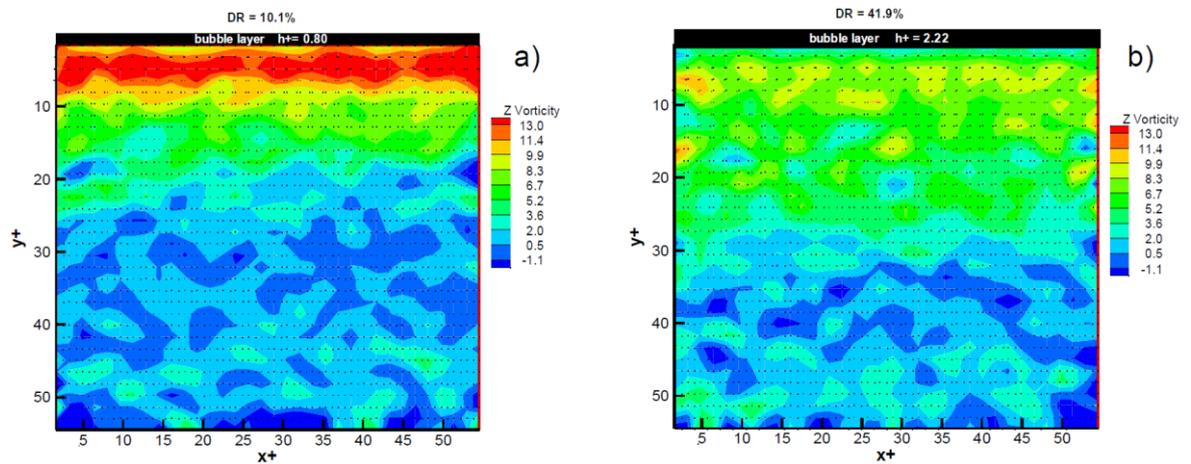


Figura 1.4.1-3: Modificación de la componente z del campo promedio de vorticidad
a) 10.1 % reducción de fricción
b) 41.9 % reducción de fricción

Fuente: Ortiz 2004

Se debe tener en cuenta que los experimentos en laboratorio y las simulaciones numéricas no reproducen al 100% las condiciones reales, y la razón principal por la que no se ha profundizado aún lo suficiente el fenómeno de reducción de fricción es porque aún no se tiene claro cuál es el mecanismo físico responsable a dicho fenómeno, incluso con los avances tecnológicos en el desarrollo de computadoras más potentes que facilitan los cálculos matemáticos; pues es necesario previamente un mejor desarrollo teórico de los mecanismos involucrados.

1.4.2. Casos de optimizaciones energéticas en sistemas de transportes

Generalmente los problemas de optimización energética son complejos y envuelven muchas variables como: estaciones de bombeo, varios productos a transportar, contratos de energía eléctrica, distintos puntos de inyección de reductores de fricción.

Los reductores de fricción son conocidos también como mejoradores de flujo, a continuación se describen casos de estudio en donde se realizaron optimizaciones de consumo de energía en sistemas de transporte en donde se tenía inyección de los mismos.

Caso de Estudio 1: ¿Energía o DRA?

Mary Goodreau presenta en una publicación para el congreso PSIG 2010 (Pipeline Simulation Interest Group) el caso de estudio de un sistema de transporte en el que se realizó mediante simulaciones numéricas el análisis de varios escenarios en donde se plantea varias optimizaciones en las tasas de flujo de hidrocarburo, inyección de reductores de fricción y número de estaciones de bombeo.

El sistema de transporte estudiado es de 281 kilómetros de 20 pulgadas de diámetro y cuenta con 3 estaciones de bombeo, la primera (STAT 1) con 5 bombas en serie y las otras (STAT 2 y STAT 3) con dos bombas cada una conectadas en serie. Cabe resaltar que las tarifas de energía eléctrica para las bombas, varían en cada estación y también dependen de la hora a la que son consumidas.



Figura 1.4.2-1: Caso de estudio 1– Sistema de transporte

Fuente: Goodreau 2010

Los baches transportados corresponden a productos refinados y que se reciben en el km 0 y son entregados en el km 281 (final del sistema de transporte), el orden de alineación de los baches de productos se describe a continuación:

- Bache 1: 70 MBBL de diesel
- Bache 2: 40 MBBL de gasolina
- Bache 3: 36 MBBL de jet fuel
- Bache 4: 20 MBBL de gasolina premium
- Bache 5: 40 MBBL de diesel
- Bache 6: 61 MBBL de gasolina
- Bache 7: 45 MBBL de jet fuel
- Bache 8: 35 MBBL de gasolina premium
- Bache 9: 35 MBBL de diesel

La metodología seguida para la optimización se describe a continuación:

- Primero se crea un modelo hidráulico y térmico considerando las propiedades de los fluidos a fin de determinar la potencia necesaria para las bombas y simular las condiciones de operación. Adicionalmente a esto se debe modelar los efectos de los reductores de fricción considerando como afecta esto en los puntos de operación de equipos y presiones a lo largo de la tubería.

- Lo segundo es tener toda la información de los contratos de suministro de energía para bombeo, en el caso de tener motores eléctricos, y precios de combustibles así como también costos logísticos asociados al traslado de los mismos.
- En última instancia, si como resultado del proceso de optimización se concluye que se deben modificar las condiciones de operación, estas nuevas condiciones deben ser validadas a fin de corroborar con los modelos hidráulicos y términos que estos no comprometan la integridad del sistema en transientes de presiones por alguna condición anormal de operación.

Se muestra a continuación los resultados para 8 escenarios analizados, se debe considerar el caso 1 como el caso base, en donde no se ha realizado ninguna técnica de optimización sobre ninguna de las variables consideradas.

Escenario	Flujo	DRA	Energía	Costos Operativos (USD)
Escenario 1	-	-	-	40560
Escenario 2	-	-	Opt.	35350
Escenario 3	Opt.	-	Opt.	34676
Escenario 4	-	SI	-	39772
Escenario 5	-	SI	Opt.	29431
Escenario 6	Opt.	SI	Opt.	29690
Escenario 7	-	Opt.	Opt.	29185
Escenario 8	Opt.	Opt.	Opt.	29091

Tabla 1.4.2-1: Caso de estudio 1– Escenario para optimización energética
Fuente: Goodreau 2010

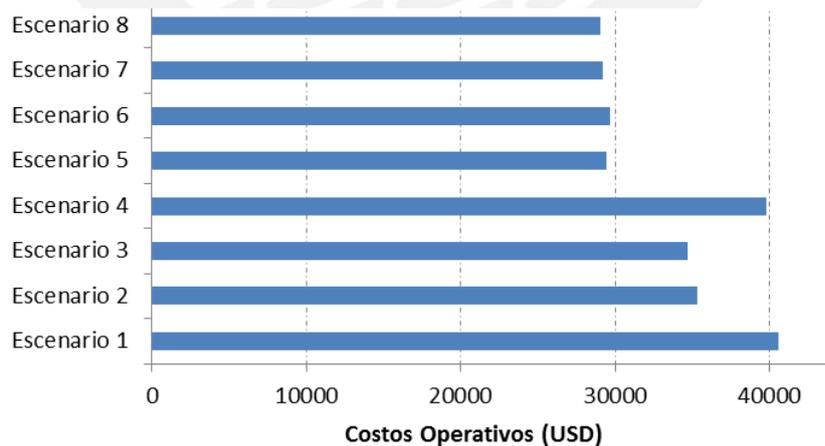


Figura 1.4.2-2: Caso de estudio 1 – Costos Operativo
Fuente: Goodreau 2010

De los resultados se observa que las optimizaciones del consumo energético referente al bombeo de líquidos son las que más influencia tienen en el sistema,

seguida por las optimizaciones del consumo de reductores de fricción. La optimización de flujo es la que menos incidencia tiene sobre los costos operativos.

En otras palabras se puede afirmar que la optimización energética integrada con el consumo de reductores de fricción puede representar hasta un 28% de ahorro en costos de operación en el sistema de transporte estudiado.

Caso de Estudio 2: Impacto económico en el uso de DRA en el consumo de combustible para bombeo en el desierto del oeste, Egipto

Se transporta petróleo crudo a un régimen de 14280 bbl/d desde el campo Faras hasta el campo Berd 3, en el desierto del oeste en Egipto a través de una tubería de 55 kilómetros y 6 pulgadas. Se tienen 2 bombas idénticas conectadas en serie, trabajando en el punto de máxima eficiencia, las bombas están acopladas con un motor diesel de 1 Megawatt de potencia.



Figura 1.4.2-3: Caso de estudio 2 – Descripción del Sistema de Transporte
Fuente: Abdou 2013

Este paper presenta un análisis económico del impacto de usar reductores de fricción (DRA) en los costos de combustibles para bombeo. Si se mantiene el mismo régimen de flujo, se puede prescindir de usar la segunda bomba.

En el análisis se evalúan dos escenarios:

- Caso 1: Usando dos bombas e inyección de DRA.
- Caso 2: Usando solo una bomba e inyección de DRA

Las variables del análisis son: Costos de consumo de diesel (combustible), costos asociados a la inyección de DRA (aditivos, operación y mantenimiento de skid de inyección), costo de mantenimiento de bombas.

Luego de analizar cada escenario, se detallan los principales resultados y conclusiones:

- Una mejora en el transporte de crudo desde el campo Faras hasta el campo Berd 3 puede ser lograda usando DRA, debido a que ayudan a reducir las pérdidas de energía por fricción permitiendo que las presiones de descarga de las bombas disminuyan considerablemente.
- Con el uso de DRA se puede prescindir de una de las dos bombas conectadas en serie, manteniendo las condiciones dentro de los límites aceptables de operación y las condiciones de transporte contractuales.
- El uso de DRA y la omisión de una bomba permite un ahorro mensual de 4200 en costos operativos y mantenimiento, por otro lado se logra una reducción de 54% en las pérdidas de energías por fricción por que conlleva al uso de menos diesel combustible y menos emisiones de contaminantes.



2. BASES TEÓRICAS

Para el desarrollo de la presente tesis se hace necesario emplear teoría de cálculo de propiedades para una mezcla de hidrocarburos multicomponentes, así como también emplear teoría de mecánica de fluidos para los cálculos hidráulicos que sean necesarios a fin de obtener los principales parámetros operativos del sistema en estado estable para ciertas condiciones dadas.

Por otro lado, se describen las correlaciones más usadas en la teoría de reducción de fricción, y la naturaleza y comportamiento de los agentes reductores de fricción usados en la industria.

2.1. Cálculo de las propiedades de sistemas multi-componentes

2.1.1. Estimación de la densidad

Hay varios métodos para la estimación de volúmenes específicos de líquidos o densidades. Para utilizar estos métodos, se necesitan las propiedades en el punto crítico.

El estado crítico aquel en el cual las propiedades de la fase líquida y la fase vapor son iguales, las propiedades críticas son constantes de cada sustancia: temperatura crítica (T_c), factor acéntrico, presión crítica (P_c) y datos de volumen crítico (V_c).

Dentro de los métodos más importantes se pueden mencionar:

- Método Hankinson Brobst Thomson (HBT)
- Método Rackett Modificado
- El método de Bhirud
- Método Yen Woods

El método más popular para la estimación de la densidad es método Yen-Woods. Este método está basado en la Teoría de Estados Correspondientes. (Fuente: R. Reid, The Properties of Gases & Liquids – 1987)

La estimación de la densidad es dada a continuación:

$$\rho/\rho_c = 1 + \sum k_j(1 - T_r)^{j/3} \quad (j = 1 \dots 4) \quad \text{Ecuación 2.1.1 - 1}$$

Donde:

$$K_1 = 17.4425 - 214.578Z_c + 989.625Z_c^2 - 1522.06Z_c^3$$

$$K_2 = -3.28257 - 13.6377Z_c + 107.4844Z_c^2 - 384.211Z_c^3$$

$$K_3 = 0$$

$$K_4 = -0.93 - K_2$$

ρ : Densidad a cierta temperatura (T)

ρ_c : Densidad crítica

T_c : Temperatura crítica

$T_r = T/T_c$: Temperatura reducida

Zc: Factor de compresibilidad crítico

2.1.2. Estimación de la viscosidad:

La viscosidad es la oposición de un fluido a las deformaciones tangenciales, es debida a las fuerzas de cohesión moleculares. Todos los fluidos conocidos presentan algo de viscosidad. Un fluido que no tiene viscosidad se llama fluido ideal.

Para los fluidos newtonianos la viscosidad se manifiesta en líquidos en movimiento, se ha definido la viscosidad como la relación existente entre el esfuerzo cortante y el gradiente de velocidad. Esta viscosidad recibe el nombre de viscosidad absoluta o viscosidad dinámica.

El método más usado para estimar la viscosidad de líquidos es el de Letsou-Stiel (Fuente: R. Reid, The Properties of Gases & Liquids – 1987), el cual se describe a continuación:

$$\mu_L \varepsilon = (\mu_L \varepsilon)^{(0)} + \omega (\mu_L \varepsilon)^{(1)} \quad \text{Ecuación 2.1.2 - 1}$$

Donde:

$$(\mu_L \varepsilon)^{(0)} = 0.015174 - 0.02135T_r + 0.0075T_r^2$$

$$(\mu_L \varepsilon)^{(1)} = 0.042552 - 0.07674T_r + 0.0340T_r^2$$

$$\varepsilon = \frac{T_c^{1/6}}{M^{1/2} P_c^{2/3}}$$

M: Peso molecular promedio

P_c : Presión crítica

ω : Factor acéntrico, constante de cada sustancia

μ_L : Viscosidad del líquido

T_r : Temperatura reducida

2.2. Flujo de fluidos por tuberías

El método más común para transportar fluidos de un punto a otro es impulsarlo a través de un sistema de tuberías.

Sólo pocos casos especiales de mecánica de fluidos, como es el del flujo en régimen laminar por tuberías, pueden ser resueltos por métodos matemáticos convencionales; todos los demás problemas necesitan métodos de resolución basados en coeficientes

determinados experimentalmente. Muchas fórmulas empíricas han sido propuestas como soluciones a diferentes problemas de flujo de fluidos por tuberías, pero son muy limitadas y pueden aplicarse sólo cuando las condiciones del problema se aproximan a las condiciones de los experimentos de los cuales derivan las fórmulas. Debido a la gran variedad de fluidos que se utilizan en los procesos industriales modernos, una ecuación que pueda ser usada para cualquier fluido ofrece ventajas obvias. Una ecuación de este tipo es la fórmula de Darcy, que puede ser deducida por análisis dimensional; sin embargo, una de las variables en la fórmula, el coeficiente de fricción, debe ser determinado experimentalmente. Esta fórmula tiene una extensa aplicación en el campo de la mecánica de fluidos y se utiliza mucho en este estudio.

2.3. Régimen de flujo de fluidos en tuberías

Hay dos tipos diferentes de flujo de fluidos en tuberías. Si la velocidad media es pequeña, las líneas de flujo se desplazan en líneas rectas, como se ve en la parte superior de la figura 2.3-1. A medida que el caudal se incrementa, estas líneas continúan moviéndose en líneas rectas hasta que se alcanza una velocidad en donde las mismas comienzan a ondularse y se rompen en forma brusca y difusa. Esto ocurre en la llamada velocidad crítica. A velocidades mayores que la crítica las líneas se dispersan de manera indeterminada a través de toda la corriente.

El tipo de flujo que existe a velocidades más bajas que la crítica se conoce como régimen laminar y a veces como régimen viscoso. Este régimen se caracteriza por el deslizamiento de capas cilíndricas concéntricas una sobre otra de manera ordenada. La velocidad del fluido es máxima en el eje de la tubería y disminuye rápidamente hasta anularse en la pared de la tubería.

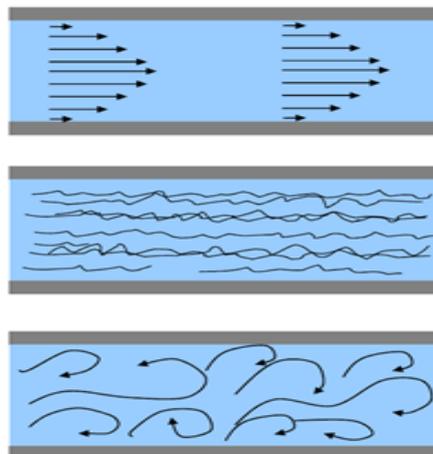


Figura 2.3-1: Líneas de flujo
Fuente: Elaboración propia

A velocidades mayores que la crítica, el régimen es turbulento. En el régimen turbulento hay un movimiento irregular e indeterminado de las partículas del fluido en direcciones transversales a la dirección principal del flujo. A pesar de que existe un movimiento turbulento a través de la mayor parte del diámetro de la tubería, siempre hay una pequeña capa de fluido en la pared de la tubería, conocida como la “capa periférica” o “subcapa laminar”, que se mueve en régimen laminar.

2.4. Velocidad media de flujo:

La velocidad media se refiere a la velocidad promedio de cierta sección transversal dada por la ecuación de continuidad para un flujo estacionario:

$$\bar{v} = \frac{Q}{A} = \frac{\dot{w}}{A \cdot \rho} = \frac{w \cdot \bar{v}}{A} \quad \text{Ecuación 2.4 – 1}$$

Donde:

\bar{v} : Velocidad media

Q: Caudal

A: Area transversal

\dot{w} : Flujo másico

ρ : Densidad

\bar{v} : Volumen específico

2.5. Número de Reynolds

El régimen de flujo en tuberías, es decir, si es laminar o turbulento, depende del diámetro de la tubería, de la densidad, la viscosidad y de la velocidad del flujo. El valor numérico de una combinación adimensional de estas cuatro variables, conocido como el número de Reynolds, puede considerarse como la relación de las fuerzas dinámicas de la masa del fluido respecto a los esfuerzos de deformación ocasionados por la viscosidad. El número de Reynolds es:

$$Re = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu_L} \quad \text{Ecuación 2.5 – 1}$$

Donde:

Re: Número de Reynolds

D: Diámetro interno

v: Velocidad del fluido

μ_L : viscosidad dinámica del fluido

Para estudios técnicos, el régimen de flujo en tuberías se considera como laminar si el número de Reynolds es menor que 2 100 y turbulento si el número de Reynolds es superior

a 4 000. Entre estos dos valores está la zona denominada “crítica” donde el régimen de flujo es impredecible, pudiendo ser laminar, turbulento o de transición, dependiendo de muchas condiciones con posibilidad de variación. (Fuente: Crane 1999).

2.6. Ecuación general de energía

La ley de la conservación de la energía aplicada al flujo de fluidos en una tubería sostiene que la energía total en un punto cualquiera por encima de un plano horizontal arbitrario fijado como referencia, es igual a la suma de la altura geométrica, la altura debida a la presión, la altura debida a la velocidad y a la energía pérdida debido al rozamiento con las paredes de la tuberías y fricción interna del fluido.

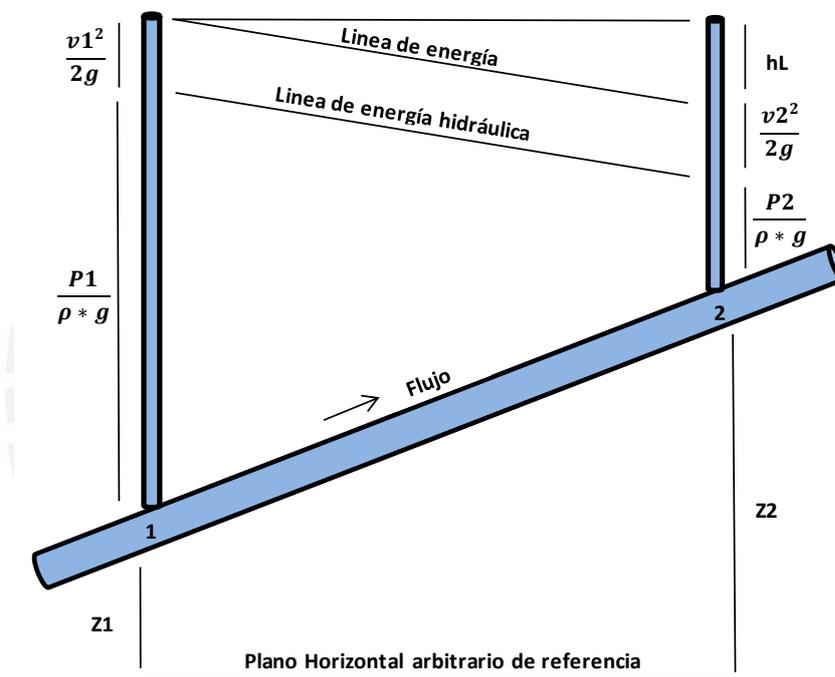


Figura 2.6-1: Balance de energía en tuberías

Fuente: Elaboración propia

El balance de energía puede escribirse para dos puntos del fluido, según se indica en el ejemplo de la figura 2.6-1. Nótese que la pérdida por rozamiento y fricción interna desde el punto (1) al punto (2) se expresa como la pérdida de altura en metros de fluido (h_L). La ecuación puede escribirse de la siguiente manera:

$$z_1 + \frac{P_1}{\rho_1 \cdot g} + \frac{v_1^2}{2g} = z_2 + \frac{P_2}{\rho_2 \cdot g} + \frac{v_2^2}{2g} + h_L \quad \text{Ecuación 2.6 - 1}$$

Donde:

z_1, z_2 : Altura en los puntos 1 y 2

P_1, P_2 : Presión del fluido en los puntos 1 y 2

v_1, v_2 : Velocidad del fluido en los puntos 1 y 2

ρ_1, ρ_2 : Densidad del fluido en los puntos 1 y 2
 h_L : Pérdida de energía desde el punto 1 al punto 2.
 g : Aceleración de la gravedad

2.7. Fórmula de Darcy

El flujo de los fluidos en tuberías está siempre acompañado de rozamiento de las partículas del fluido entre sí y, consecuentemente, por la pérdida de energía disponible; en otras palabras, tiene que existir una pérdida de presión en el sentido del flujo. Si se conectan dos manómetros Bourdon a una tubería por la que pasa un fluido, según se indica en la figura 2.7-1, el manómetro P1, indicaría una presión estática mayor que el manómetro P2.

La ecuación general de la pérdida de presión, conocida como la fórmula de Darcy y que se expresa:

$$\Delta P = \frac{\rho \cdot f \cdot L \cdot v^2}{2D}$$

Ecuación 2.7 – 1

Donde:

ΔP : Caída de presión entre los puntos 1 y 2
 f : Factor de fricción

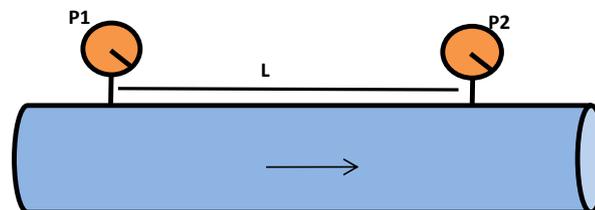


Figura 2.7-1: Puntos de medición de presiones

Fuente: Elaboración propia

2.8. Factor de fricción

La fórmula de Darcy puede deducirse por análisis dimensional con la excepción del factor de fricción, que debe ser determinado experimentalmente. El factor de fricción (f) para condiciones de flujo laminar ($Re < 2100$) es función sólo del número de Reynolds; mientras que para el flujo turbulento ($Re > 4000$) es también función de la rugosidad de la tubería.

En el Anexo 9.1 se muestra el diagrama de Moody en donde se puede calcular gráficamente el valor del factor de fricción (f) a diferentes números de Reynolds, diámetro y rugosidad absoluta de la tubería.

2.8.1. Cálculo del factor de fricción en tuberías

Para régimen laminar ($Re < 2100$), el factor de fricción (f) se calcula a partir de la ecuación de Poiseville:

$$f = \frac{64}{Re} = \frac{64\mu}{v \cdot D \cdot \rho} \quad \text{Ecuación 2.8.1 - 1}$$

Para régimen turbulento, la estimación del factor de fricción se realiza mediante la ecuación desarrollada por Colebrook y White:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \cdot \log \left(\frac{\varepsilon/D}{3.71} + \frac{2.52}{Re \cdot \sqrt{f}} \right) \quad \text{Ecuación 2.8.1 - 2}$$

Donde:

ε/D : Rugosidad relativa

ε : Rugosidad absoluta

D: Diámetro interno

La ecuación de Colebrook-White es válida para Re comprendidos entre 4000 y 10^8 , y valores de rugosidad relativa comprendidos entre 0 y 0.05.

2.9. Agentes Reductores de Fricción (DRA)

Los reductores de fricción son polímeros de cadena larga reducen las pérdidas de presión por fricción en el flujo de líquidos por tuberías. Pueden reducir sustancialmente la fricción en la mayoría de los ductos que transportan hidrocarburos.

Cuando un DRA se inyecta a un ducto con flujo turbulento, produce una caída de presión más pequeña que aquella que ocurriría con un hidrocarburo sin DRA, moviéndose con el mismo caudal. La fricción presente en el ducto con presencia de DRA es menor que la que tendría sin la presencia de DRA. Al usar agentes reductores de fricción se puede hacer circular un caudal mayor con la misma energía de bombeo o se reduce la caída de presión para el mismo caudal que circula por la tubería.

Los agentes reductores de fricción que existen hoy en el mercado no cambian las propiedades del fluido y actúan eficientemente en condiciones de flujo turbulento y en la gran mayoría de los ductos de transporte de hidrocarburos líquidos, el flujo es de tipo turbulento; por ello los agentes reductores de fricción pueden dar muy buenos resultados en la mayoría de los ductos.

En uso de reductores de fricción en el transporte de hidrocarburos líquidos por ductos tiene las siguientes características:

- Es una de las principales opciones de aumento de capacidad, debido a su rápida implementación.
- Las otras opciones con el mismo efecto son: construcción de loops (ductos paralelos) y la instalación de bombas intermedias.
- Las cantidades requeridas de reductores de fricción dependen de los caudales de transporte de hidrocarburo.
- Los montos de inversión son bajos en comparación con otras opciones, debido a que solamente es necesario la instalación de sistemas de dosificación con redundancia (dos bombas dosificadoras).
- Altos gastos operativos debido a la compra del producto y a la logística asociada al transporte del mismo.
- Muy susceptibles a degradación (pérdida de eficiencia) por lo que se hace necesario el constante monitoreo de este parámetro.
- Debido a que basta solamente con que un tramo del poliducto tenga problemas de dosificación y/o eficiencia de DRA, para comprometer la capacidad del sistema total, se hace necesario diseñar los sistemas de inyección con redundancia y un monitoreo constante del rendimiento de dicho producto.

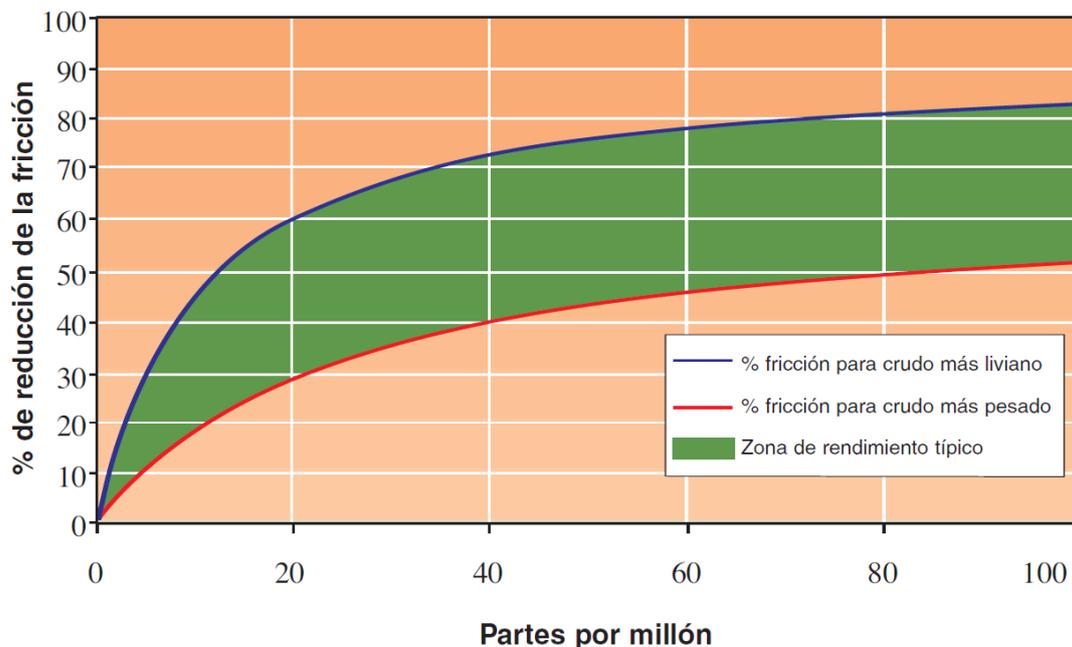


Figura 2.9-1: Rendimiento típico de los reductores de fricción

Fuente: Conoco Philips 2006

Las principales características de los reductores de fricción son:

- Reducen la turbulencia en el flujo.
- Actúan en la capa laminar y/o en la zona de transición al hacer efectivamente más grandes su efecto.
- El efecto neto es reducir la fricción total.
- Que el factor de fricción es menor que lo que sería calculado de las fuentes usuales de los ductos.

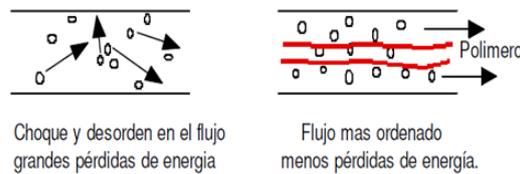


Figura 2.9-2: Efecto de los reductores de fricción en el flujo

Fuente: Elaboración propia

Para cuantificar el efecto de los DRA, se utiliza el factor de reducción de fricción:

$$F = \frac{(h_{\text{sin DRA}} - h_{\text{con DRA}})}{h_{\text{sin DRA}}} \quad \text{Ecuación 2.9 - 1}$$

Donde:

$h_{\text{sin DRA}}$: Pérdida de carga por fricción sin uso de DRA

$h_{\text{con DRA}}$: Pérdida de carga por fricción con uso de DRA

Dado que $h_{\text{sin DRA}}$ es más grande que $h_{\text{con DRA}}$, entonces F es siempre menor que la unidad y se expresa con frecuencia en porcentaje.

Para modelar un sistema de transporte, el factor de reducción fricción multiplica directamente al factor de fricción.

$$f = f_m \cdot (1 - F) \quad \text{Ecuación 2.9 - 2}$$

Donde:

F = Factor de reducción de fricción

f_m = Factor de fricción sin DRA

2.10. Cálculo de la reducción de fricción

Para calcular la reducción de fricción que genera un DRA se deberá conocer cual son los valores $h_{\text{sin DRA}}$ y $h_{\text{con DRA}}$, considerando el siguiente sistema de flujo de líquidos entre dos puntos (1) y (2):

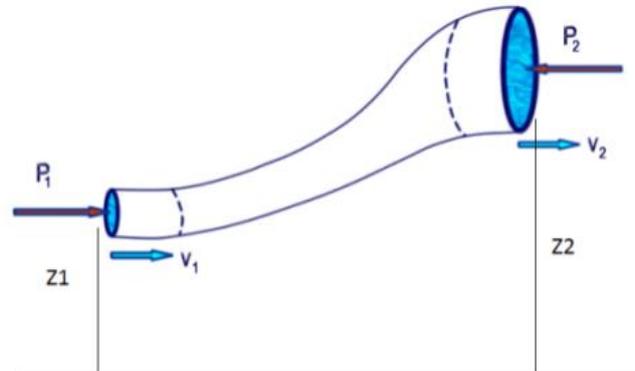


Figura 2.10-1: Esquema de flujo a través de una tubería

Fuente: Elaboración propia

Aplicando la Ley de conservación de la energía entre los puntos (1) y (2)

$$\frac{P_1}{\rho g} + \frac{v_1^2}{2g} + z_1 = \frac{P_2}{\rho g} + \frac{v_2^2}{2g} + z_2 + h_{\text{con/sin DRA}} \quad \text{Ecuación 2.10 - 1}$$

Para un ducto de líquidos ya instalado, y para un estado estable por lo general se conocen los valores de caudales y presiones en puntos clave del sistema, además de conocerse las propiedades del fluido transportado y las características físicas del sistema (diámetro, rugosidad, altimetría). Por lo que la pérdida de carga con DRA se podría calcular reemplazando datos en la siguiente ecuación:

$$h_{\text{con DRA}} = \left(\frac{P_1}{\rho g} - \frac{P_2}{\rho g} \right) + \left(\frac{v_1^2}{2g} - \frac{v_2^2}{2g} \right) + (Z_1 - Z_2) \quad \text{Ecuación 2.10 - 2}$$

$h_{\text{con DRA}}$: Conocido a partir de presión y caudales medidos, propiedades del fluido.

Al ser los reductores de fricción una de las principales opciones de aumento de capacidad, los caudales que se manejan no podrían ser posibles sin la adición de DRA es por eso que no se puede obtener $h_{\text{sin DRA}}$ directamente de datos medidos

En este caso se obtiene la pérdida de carga por fricción sin DRA mediante la utilización de la ecuación teórica de Darcy-Weisbach. Esta ecuación relaciona la pérdida de presión debido a la fricción a lo largo de una tubería con la velocidad media del flujo del fluido.

$$h_{\sin DRA} [m] = f \cdot \frac{L \cdot v^2}{D \cdot 2g}$$
 Ecuación 2.10 – 3

Donde:

L: Longitud de la tubería (m)

v: Velocidad media del fluido (m/s)

D: Diámetro de tubería (m)

El factor de fricción debe se puede calcular mediante la siguiente correlación de Colebrook.

Una vez conocido los valores de pérdida de carga con y sin DRA, la reducción de fricción se puede calcular mediante la (Ec. 2.9-1).

En la actualidad se han desarrollado varias correlaciones para calcular el factor de reducción de fricción. En la industria de hidrocarburos los más usados son las correlaciones Burger y Cónoco.

2.10.1. Correlación de Burger

Esta opción es ampliamente utilizada y depende de las concentraciones de DRA, viscosidad del producto, concentración del producto y diámetro de la tubería.

$$F = S_1 \cdot \ln \left(\frac{v \left(\frac{C_{DRA}}{\mu_{DRA}} \right)^{0.5}}{D^{0.2}} \right) + S_2$$
 Ecuación 2.10.1 – 1

Donde:

S_1, S_2 : Constantes de la ecuación de Burger

v: Velocidad del fluido en ft/s

C_{DRA} : Concentración del DRA en partes por millón (ppm)

μ_{DRA} : Viscosidad del producto en centistokes

D: Diámetro de la tubería en ft

2.10.2. Correlación de Cónoco:

Es la ecuación más usada en la industria debido a la su simplicidad y buenos resultados.

$$F = \frac{C_{DRA}}{A + B \cdot C_{DRA}}$$
 Ecuación 2.10.2 – 1

Donde:

A, B: Constantes específicas del producto.

C_{DRA} : Concentración del DRA en partes por millón (ppm)

2.10.3. Correlación de Aesop

Esta correlación se desarrolló con fines académicos y no es muy usada en la industria.

$$F = B \left(\frac{A \cdot Ce}{L + A \cdot Ce} \right) (1 + 10^{-5} \cdot Re \cdot Ca) \quad \text{Ecuación 2.10.3 - 1}$$

$$Ce = e^{-\lambda \cdot d} C_{DRA}$$

Donde:

Ca: Concentración aditiva de DRA (ppm)

Ce: Concentración efectiva de DRA (ppm)

d: Distancia viajada (km)

L: Coeficiente de degradación

A, B, C: Coeficientes de Aesop

2.11. Rendimiento de los reductores de fricción

Cuando se decide usar un tipo de reductor de fricción el fabricante debe proporcionar la reducción de fricción esperada para el sistema en el que se va a inyectar. De esta manera se construye una línea base de % de reducción de fricción que produce el DRA en función a la concentración, por lo general se utiliza la correlación de Cónoco en la industria y las constantes de A y B dependen del tipo de DRA.

El rendimiento de los reductores de fricción se determina comparando el % de fricción esperado (línea base) y el % de reducción real calculado a partir de los datos medidos a una condición de transporte definida.

2.12. Efecto del DRA en el punto de operación de bombas centrífugas:

Debido a que las presiones de operación varían con el uso de DRA, los puntos de operación de las bombas cambian, ya que también cambia la curva de demanda del sistema, $H = f(Q)$, que toma en cuenta el caudal, la carga estática total, la carga de fricción, la carga dinámica de todo el sistema y la presión deseada expresada en unidades de longitud.

$$\text{Curva del Sistema: } H = \Delta z + Cte \cdot Q^2 \quad \text{Ecuación 2.12 - 1}$$

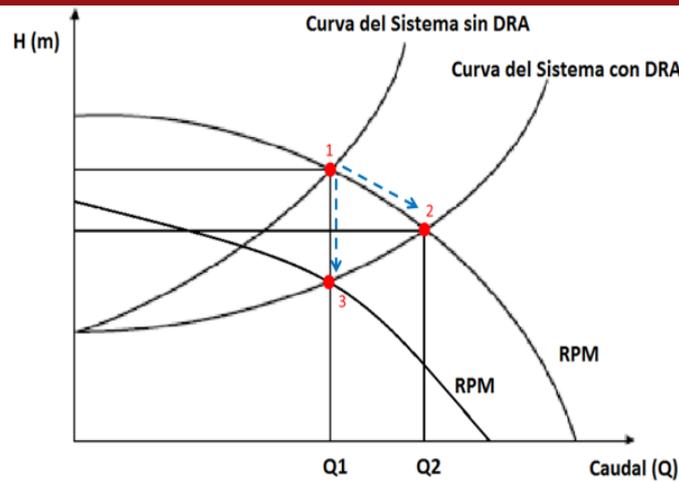


Figura 2.12-1: Efecto del DRA en la curva de demanda de un sistema de bombeo

Fuente: Elaboración propia

En la figura se muestra los efectos que puede tener el DRA en la operación de las bombas

- **Paso 1-2:** Al añadir más DRA la curva de demanda del sistema se desplaza hacia abajo por lo que a la misma velocidad de bomba se puede mover más caudal (punto de operación se desplaza hacia la derecha).
- **Paso 1-3:** Si se desea mantener el mismo caudal, entonces el punto de operación se desplaza hacia abajo. Es decir la bomba deberá operar a una velocidad menor.

2.13. DRA vs. Energía de bombeo

Para entender la relación que existe entre los reductores de fricción y el consumo de energía de bombeo en un ducto de líquidos se analiza el caso de un sistema simple con uso de reductores y dos estaciones de bombeo, según la figura 2.13-1:



Figura 2.13-1: Tramo entre estaciones de bombeo

Fuente: Elaboración propia

Consideraciones:

- Caudal constante (Q) en dos escenarios a analizar (A y B) con diferentes concentraciones de DRA.
- Un solo producto transportado con densidad constante: ρ
- Presión de succión fija en bombas.
- Bombas accionadas con motores

Punto	Escenario A	Escenario B
Punto 1	P_1 : Presión de succión	P_1 : Presión de succión
Punto 2	P_{2A} : Presión de descarga	P_{2A} : Presión de descarga
Punto 3	P_3 : Presión de succión	P_3 : Presión de succión

Tabla 2.13-1: Condiciones operativas para el sistema con DRA

Fuente: Goodreau 2010

2.13.1. Análisis de consumo de energía de bombeo

$$\text{Escenario A: Potencia hidráulica}_A = Q(P_{2A} - P_1) \quad \text{Ecuación 2.13.1 - 1}$$

$$\text{Escenario B: Potencia hidráulica}_B = Q(P_{2B} - P_1) \quad \text{Ecuación 2.13.1 - 2}$$

Por lo tanto debido al cambio de dosificación de DRA los requerimientos de potencia hidráulica entre los escenarios A y B van a ser diferentes, entonces se puede plantear que:

$$\Delta \text{Potencia hidráulica}_{AB} = Q[(P_{2A} - P_{2B})] \quad \text{Ecuación 2.13.1 - 3}$$

Para simplificar el problema se asumirá que la eficiencia de la bomba (η_{bomba}) y el motor (η_{motor}) no varía considerablemente entre los escenarios A y B, por lo que se plantea:

$$\Delta \text{Potencia motor}_{AB} = \frac{\Delta \text{Potencia hidráulica}_{AB}}{\eta_{\text{motor}} \cdot \eta_{\text{bomba}}} \quad \text{Ecuación 2.13.1 - 4}$$

El consumo de energía de los motores viene directamente asociado con la potencia desarrollada. Entonces la diferencia en costos de energía entre los escenarios A y B está dada por:

$$\Delta \text{Costo de energía}_{AB} = \text{Cte} \frac{Q[(P_{2A} - P_{2B})]}{\eta_{\text{motor}} \cdot \eta_{\text{bomba}}} \quad \text{Ecuación 2.13.1 - 5}$$

2.13.2. Análisis de reducción de fricción:

Se tienen las pérdidas de carga en el ducto, para cada escenario.

$$\text{Escenario A: } (P_{2A} - P_3) = \frac{L\rho v^2}{D} f_A \quad \text{Ecuación 2.13.2 - 1}$$

$$\text{Escenario A: } (P_{2B} - P_3) = \frac{L\rho v^2}{D} f_B \quad \text{Ecuación 2.13.2 - 2}$$

Combinando las ecuaciones 2.13.2-1 y 2.13.2-2:

$$(P_{2A} - P_{2B}) = Cte_2(f_A - f_B) \quad \text{Ecuación 2.13.2 - 3}$$

Combinando la ecuación 2.13.2-3 y 2.13.1-5 tenemos:

$$\Delta \text{Costo de energía}_{AB} = Cte_3 \frac{Q(f_A - f_B)}{\eta_{\text{motor}} \cdot \eta_{\text{bomba}}} \quad \text{Ecuación 2.13.2 - 4}$$

De la ecuación número 2.13.2-4 se puede verificar la dependencia entre el consumo de DRA y el consumo de energía en un sistema de transporte.



3. DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA DE TRANSPORTE

Para el desarrollo de la presente tesis se presenta el Sistema de Transporte X3, con requerimientos de transporte y características físicas específicas. Cabe resaltar que dicho sistema es hipotético y se diseñó para la presente tesis con una capacidad inicial máxima de 75 MBPD.

Conocer ampliamente el fluido que se desea transportar desde un punto a otro es indispensable para el diseño y/o ampliación de los mismos, es por tal motivo que la caracterización del fluido es uno de los primeros puntos a considerar.

3.1. Características del producto transportado

El producto a transportar es una mezcla multicomponentes de hidrocarburos denominada: líquidos de gas natural (NGL). Sus principales componentes son hidrocarburos de peso molecular más elevados que el metano y etano, por lo que se pueden extraer en forma líquida del gas natural.

Se utilizan principalmente como combustibles, ya que de ellos se puede extraer Gas Licuado de Petróleo (GLP), diesel y gasolinas con bajo contenido de azufre, también es una valiosa materia prima para la industria petroquímica.

Actualmente las técnicas más usadas para caracterizar los líquidos de gas natural es la cromatografía de gas, que permite la cuantificación de cada uno de los componentes de la misma. Para la presente tesis se consideró una composición de líquidos de gas natural promedio, tomando como base el documento: “Caracterización de líquidos de gas natural hasta tridecanos (C13+)” elaborado por PDVSA.

Componente	%
Metano	0.0
Etano	1.0
Propano	42.4
i-Butano	7.1
n-Butano	13.7
i-Pentano	0.2
n-Pentano	5.1
n-Hexano	5.0
Benceno	7.6
n-Heptano	0.2
n-Octano	5.2
n-Nonano	5.8
n-Decano	3.3
n-C ₁₁	2.1
n-C ₁₂₊	1.3
Total	100

Tabla 3.1-1: Composición de líquidos de gas natural (NGL)

Fuente: Elaboración propia

Una vez conocida la composición del fluido, es importante determinar sus propiedades físico-químicas, las cuales se estimaron usando el software comercial: “Aspen Hysys”. Para los cálculos hidráulicos necesarios en la presente tesis, la densidad y viscosidad son las propiedades más importantes del fluido.

Los líquidos de gas natural por lo general tienen una presión de vapor relativamente alta, si la comparamos con el agua o petróleo crudo. Motivo por el cual se debe asegurar que en ningún momento la presión caiga por debajo de este valor, a fin de no tener complicaciones en el transporte.

A continuación se detalla como varían las propiedades de interés en un amplio rango de presión y temperatura, a fin de abarcar todas las posibles condiciones de operación del sistema de transporte.

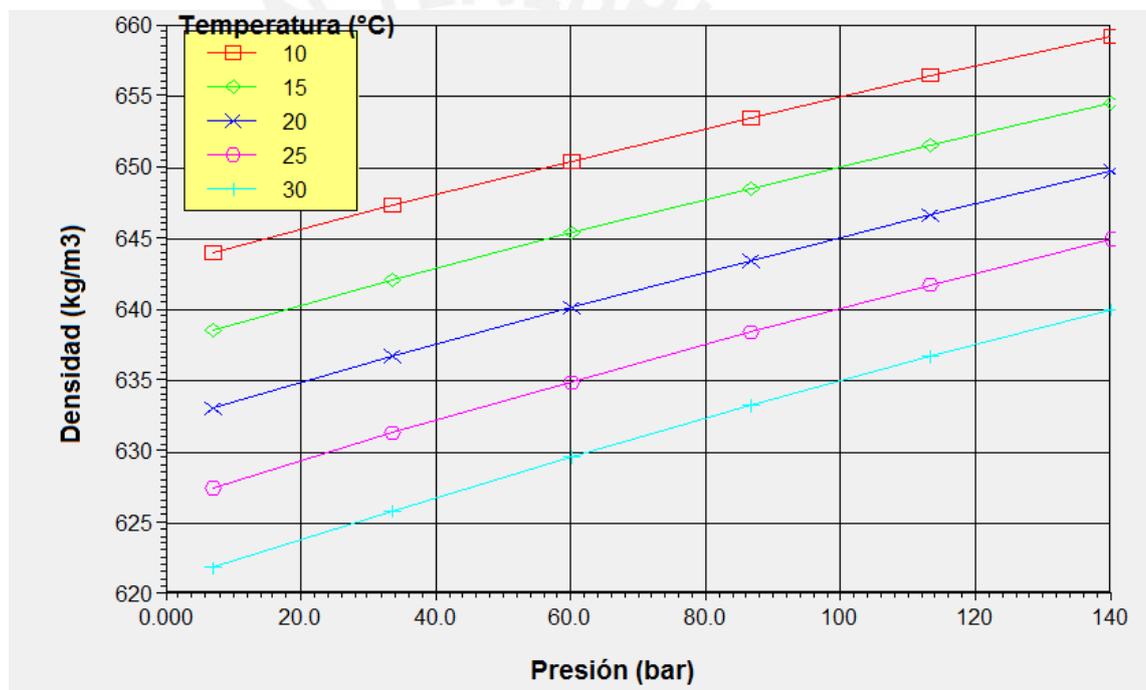


Figura 3.1-1: Variación de Densidad en función de P y T

Fuente: Elaboración propia en Aspen Hysys

De la figura 3.1-1 se observa que la densidad varía alrededor de 625-640 kg/m³ en el rango de 10 -120 bar para una temperatura de 25 °C. Por tanto se considerará una densidad promedio de 635 kg/m³ en los cálculos posteriores.

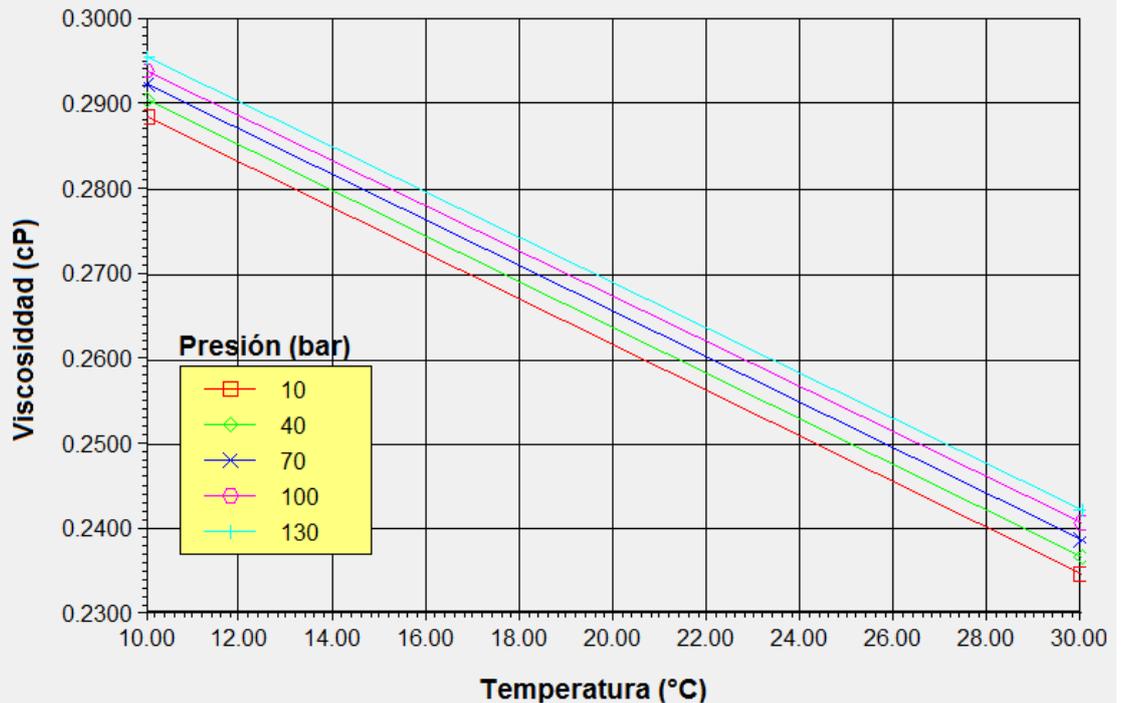


Figura 3.1-2: Variación de Viscosidad en función de P y T

Fuente: Elaboración propia en Aspen Hysys

La viscosidad es una propiedad que no varía mucho con la presión, lo que se puede comprobar de la Figura 3.1 2. Sin embargo en el rango de temperatura comprendido entre 10 y 30°C la viscosidad del producto varía de 0.29 a 0.24 cp. Debido a que la presente tesis no contempla cálculos de transferencia de calor entre el fluido, ducto y exterior se puede considerar una viscosidad promedio de 0.28 cp.

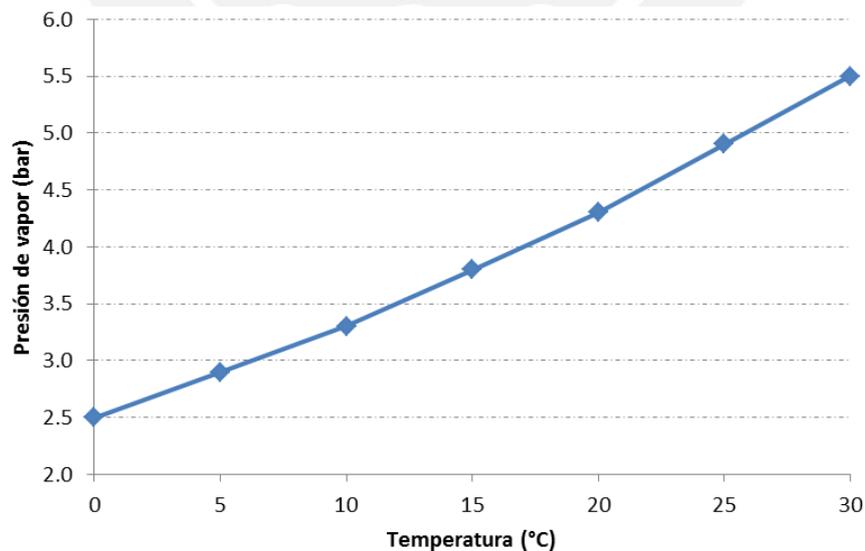


Figura 3.1-3: Variación de Presión de Vapor en función de la Temperatura

Fuente: Elaboración propia

En la Figura 3.1-3 se muestra como varía la presión de vapor con respecto a la temperatura en un rango desde 0 a 30 °C. Se puede concluir que dicho producto no se debe transportar a una presión menor a 5.5 bar debido a que se tendrán dos fases en el ducto (vapor y líquido).

La separación de fases en el flujo de fluidos es un fenómeno no deseado en el transporte de hidrocarburos líquidos, debido a que cuando el fluido gane mayor presión por cambio de altimetría las burbujas formadas implosionan (el vapor regresa al estado líquido de manera súbita) produciendo una estala de gas y arranque de metal en la superficie interna de la tubería. También se pueden presentar fenómenos de cavitación en las bombas centrífugas.

3.2. Descripción del ducto y estaciones de bombeo

El sistema transporta líquidos de gas natural desde un punto a 285 msnm hasta otro a 2371 msnm que está separado por una distancia de 909.5 km. Para lo cual se tiene un ducto hipotético diseñado bajo la norma ASME B31.4 (Tuberías de Transporte de Hidrocarburos Líquidos y Otros Líquidos), con un diámetro de 12", el material seleccionado fue API5L-X60 con un espesor de 0.25".

Debido a que el sistema de transporte es hipotético, no se tiene datos de alguna prueba hidrostática a fin de poder establecer la Máxima Presión Admisible de Operación (MAOP); por tanto se tomarán las siguientes consideraciones con respecto a las presiones en el ducto.

- Presión de diseño: 116.8 bar. Calculada con un factor de diseño de 0.72, con los datos físicos y material del ducto.
- Presión MAOP: 110 bar. Valor conservador ya que la MAOP debe ser menor o igual a la presión de diseño.
- Presión de Operación Normal: 105 bar, Se considera 5 bar por debajo de la MAOP a fin de amortiguar transientes de presión durante arranques de bombas.

Para compensar las pérdidas por fricción y por diferencia de altimetría se tienen 5 estaciones de bombeo a lo largo del ducto. En cada estación de bombeo se tiene 4 bombas centrífugas idénticas conectadas en paralelo, todas accionadas con motores eléctricos. La configuración normal de operación es de 3+1 (3 bombas en operación y 1 en stand by).

Cabe resaltar que debido a que la altimetría es muy variable en los primeros 300 km de ducto, las 5 estaciones de bombeo no están distribuidas equidistantemente, pues las 2 primeras deben compensar pérdidas por altimetría en mayor medido que las estaciones posteriores.

A continuación se muestra la descripción de las 5 estaciones de bombeo:

Estación de bombeo	Ubicación (km)	Potencia disponible Motor (kW)	Potencia instalada (kW)
EB1	0	810	3240
EB2	59.8	810	3240
EB3	200	810	3240
EB4	418.2	810	3240
EB5	666.8	810	3240

Tabla 3.2-1: Descripción de estaciones de bombeo en Sistema X3
Fuente: Elaboración propia

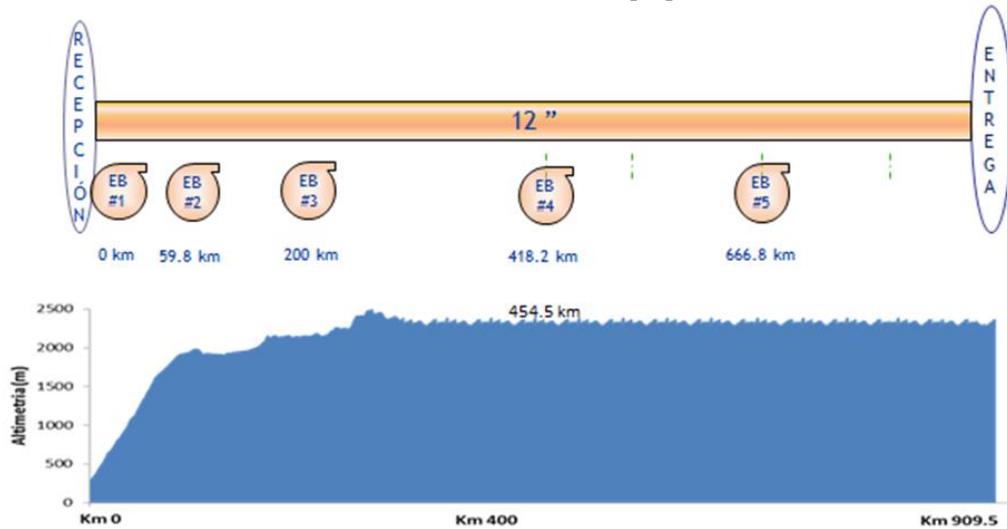


Figura 3.2-1: Sistema de Transporte X3
Fuente: Elaboración propia

Debido a que todas las bombas en las 5 estaciones de bombeo (EB1, EB2, EB3, EB4, EB5) son idénticas, se muestra a continuación la curva característica de una de ellas.

Q (m ³ /hr)	H (m)
0	1722
33	1748
66	1746
99	1716
132	1658
166	1573
199	1460
232	1319
265	1151

Tabla 3.2-2: Curva característica de bomba a máxima rpm.
Fuente: Elaboración propia

A fin de tener la ecuación que describe el comportamiento de la bomba, se realizó los ajustes a dichas curvas con polinomios de segundo grado, de la siguiente forma:

$$H = A + B \cdot Q + C \cdot Q^2$$

Donde:

H: Cabeza hidráulica de bomba en metros (m)

Q: caudal de bomba en m³/hr

Del ajuste de se obtuvo las constantes de la curva característica de la bomba.

A: 1722.3

B: 1.193

C: -0.013

Gráficamente se tiene lo siguiente.

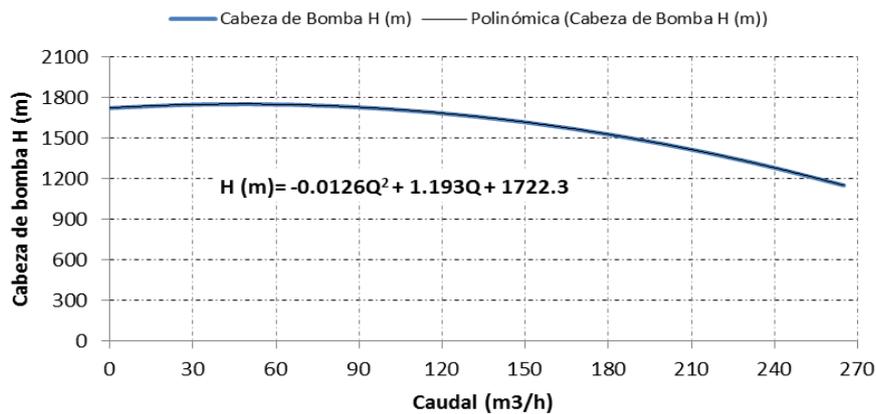


Figura 3.2-2: Curva de bombas Sistema X3
Fuente: Elaboración propia

Con esta información y conocida la presión de succión de las bombas se podrá conocer el valor de la presión de descarga de la misma.

3.3. Cálculo de condiciones de operación Sistema X3

Con el fin de conocer las condiciones de operación del sistema de transporte se procede a realizar los cálculos hidráulicos y de consumo de energía respectivos.

Por tanto primero se deben conocer las variables de entrada para el sistema, las cuales se muestran a continuación:

Caudal de Transporte (BPD)	75000
Presión inicio km 0 (bar)	7 bar
Mínima presión de operación (bar)	7 bar
Estaciones de bombeo en operación	5
Bombas en operación por estación	3

Tabla 3.3-1: Condiciones de operación Sistema X3

Fuente: Elaboración propia

Se debe notar que las 5 estaciones de bombeo están en operación y siempre se tiene una bomba en stand by como se indica en el esquema siguiente.

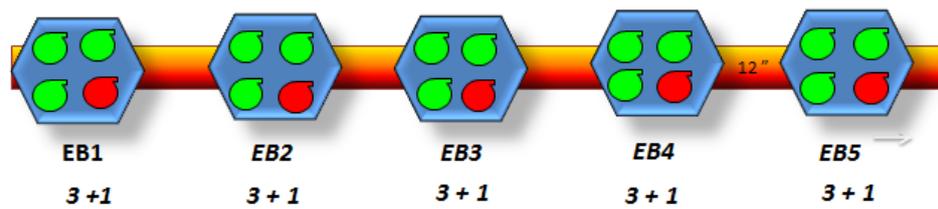


Figura 3.3-1: Sistema X3 75 MBPD – Configuración original

Fuente: Elaboración propia

Como se tiene la presión de entrada en la estación EB1, se procede a realizar el balance de energía por tramos comprendidos entre cada estación de bombeo, es decir se tiene:

- Tramo 1: EB1 - EB2
- Tramo 2: EB2 - EB3
- Tramo 3: EB3 - EB4
- Tramo 4: EB4 - EB5
- Tramo 5: EB5 - km 909.5

Se plantea un balance de energía entre el punto inicial del tramo (descarga de EB1) y el punto final (succión de EB2)

$$z_1 + \frac{P_{dEB1}}{\rho \cdot g} + \frac{v_1^2}{2 \cdot g} = z_2 + \frac{P_{sEB2}}{\rho \cdot g} + \frac{v_2^2}{2 \cdot g} + h_{L12}$$

Se conocen los valores de altimetría en todo el sistema, por tanto se tiene que:

$$\begin{aligned} z_1 &= 284.7 \text{ m} \\ z_2 &= 1482.3 \text{ m} \end{aligned}$$

Debido a que el diámetro y espesor de la tubería no cambia, el término de energía cinética se puede eliminar en ambos lados de la ecuación.

$$\frac{v_1^2}{2 \cdot g} = \frac{v_2^2}{2 \cdot g} = \frac{1.82^2}{2 \times 9.81}$$

La energía de presión inicial corresponde a la energía asociada a la presión de descarga de la estación EB1. Esta se calcula usando la curva característica de la bomba de la siguiente forma:

$$\Delta H_{EB1} = 1722.3 + 1.193 \cdot Q - 0.013 \cdot Q^2$$

Como las bombas están en paralelo, se considera un caudal de 25 MBPD en cada una, lo que corresponde a 165.6 m³/h, por tanto se tiene:

$$\Delta H_{EB1} = 1742.30 + 1.193 \times (165.6) - 0.013 \cdot (165.6)^2$$

$$\Delta H_{EB1} = 1583.28 \text{ m}$$

Siendo ΔH_{EB1} la cabeza hidráulica generada por la bomba, además se conoce la presión de succión de la misma (P_{sEB1}) es 7 bar, se tiene:

$$\frac{P_{dEB1}}{\rho \cdot g} - \frac{P_{sEB1}}{\rho \cdot g} = \Delta H_{EB1} = 1563.28 \text{ m}$$

$$\frac{P_{dEB1}}{\rho \cdot g} - \frac{7 \times 10^5}{635 \times 9.8} = 1563.28 \text{ m}$$

$$\frac{P_{dEB1}}{\rho \cdot g} = 1680 \text{ m}$$

$$P_{dEB1} = 105 \text{ bar}$$

Para calcular las pérdidas por fricción h_{L12} se calcula con la ecuación de Darcy-Weisbach, pero primero se debe calcular el factor de fricción, por lo que se calcula el número de Reynolds a fin de determinar el tipo de flujo:

$$Re = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu_L} = 1280857$$

Como el número de Reynolds es mayor a 4100, el flujo es turbulento y se puede utilizar la correlación de Colebrook-White para su cálculo:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log \left(\frac{\varepsilon/D}{3.71} + \frac{2.52}{Re \sqrt{f}} \right)$$

Dicha correlación es una ecuación no lineal con la única variable “f” y se resuelve con ayuda de un método numérico, en este caso se utilizó el método de punto fijo debido a que la expresión converge rápidamente. A continuación se muestran los resultados de las iteraciones realizadas y se observa que con un valor inicial de 1, se necesitan 5 iteraciones para tener un error prácticamente de cero.

El factor de fricción hallado es: $f = 0.002947$

Iteración	$((1/f)^{0.5})_i$	$((1/f)^{0.5})_{i+1}$	error	f
1	1.000	20.448	1944.76%	0.002392
2	20.448	18.287	-10.57%	0.00299
3	18.287	18.430	0.78%	0.002944
4	18.430	18.420	-0.05%	0.002947
5	18.420	18.421	0.00%	0.002947

Tabla 3.3-2: Cálculo de factor de fricción a 75 MBPD

Fuente: Elaboración propia

Una vez calculado el valor de factor de fricción se procede a calcular las pérdidas de energía por fricción mediante la de Darcy – Weisbach:

$$h_{L12} = f \cdot \frac{L \cdot v^2}{D \cdot 2g} = 376$$

$$h_{L12} = 376 \text{ m}$$

Por último se reemplazan datos en el balance de energía planteado inicialmente:

$$z_1 + \frac{P_{dEB1}}{\rho \cdot g} + \frac{v_1^2}{2 \cdot g} = z_2 + \frac{P_{sEB2}}{\rho \cdot g} + \frac{v_2^2}{2 \cdot g} + h_L$$

$$284.7 + 1680 + 0.17 = 1482.3 + \frac{P_{sEB2}}{\rho \cdot g} + 0.17 + 376$$

$$\frac{P_{sEB2}}{\rho \cdot g} = 112.4 \text{ m}$$

$$P_{sEB2} = 7 \text{ bar}$$

Como ahora se tiene la presión de succión de la estación EB2, se procede a realizar el mismo proceso de cálculo para el tramo EB2-EB3, esta vez ya no se considera el término de energía cinética

$$z_2 + \frac{P_{dEB2}}{\rho \cdot g} = z_3 + \frac{P_{sEB3}}{\rho \cdot g} + h_L$$

$$z_2 = 1482.3 \text{ m}$$

$$z_3 = 2166 \text{ m}$$

Debido a que la presión de succión es la misma que en EB1 y las bombas son idénticas, se puede plantear:

$$\frac{P_{dEB2}}{\rho \cdot g} = 1680 \text{ m}$$

Para el cálculo de la pérdida de carga se utiliza el mismo factor de fricción debido a que las características del ducto se mantienen contrastantes:

$$h_{L12} = f \cdot \frac{L \cdot v^2}{D \cdot 2g}$$

$$h_L = 892 \text{ m}$$

$$\frac{P_{sEB3}}{\rho \cdot g} = 112 \text{ m}$$

$$P_{sEB3} = 7 \text{ bar}$$

Se realiza de manera análoga los balances de energía en los demás tramos y se calcula la pérdida de carga unitaria (bar/km) en cada tramo, los resultados se muestran a continuación.

Estación	EB1	EB2	EB3	EB4	EB5	Entrega
Progresiva (km)	0	59.8	200.0	418.2	666.8	909.5
Altimetría (m)	284.73	1482.3	2166.0	2352.0	2342.1	2371.7
Caudal (BPD)	75000	75000	75000	75000	75000	75000
Presión de Entrada (bar)	7	7.1	7.0	7.0	7.0	7.0
Presión de Salida (bar)	105.0	105.0	105.0	105.0	105.0	-
Velocidad (m/s)	1.82	1.82	1.82	1.82	1.82	1.82
Reynolds	1280857	1280857	1280857	1280857	1280857	1280857
Pérdida de Carga unitaria (bar/km)	0.396	0.396	0.396	0.396	0.396	0.396

Tabla 3.3-3: Condiciones de operación a 75 MBPD

Fuente: Elaboración propia

Haciendo un balance de energía desde el km 0 hasta el km 909.5 se tienen los siguientes resultados:

Balance de Energía en el sistema		
Entrada	Energía Potencial inicial (m)	284.7
	Energía de Presión inicial (m)	112.4
	Energía cinética inicial (m)	0.1
Sistema X	Energía de bombeo (m)	7863.6
	Pérdida de energía por fricción (m)	5786.6
	Pérdida de energía por altura (m)	2086.9
Salida	Energía Potencial final (m)	2371.7
	Energía de Presión final (m)	111.9
	Energía cinética final (m)	0.1

Tabla 3.3-4: Balance de energía a 75 MBPD

Fuente: Elaboración propia

A fin de conocer los consumos de energía de todas las estaciones de bombeo se procede a realizar los cálculos correspondientes.

$$Pot_{EB1} = \frac{Q[(P_{sEB1} - P_{dEB1})]}{\eta_{motor} \cdot \eta_{bomba}}$$

$$Pot_{EB1} = \frac{496.9 \times (105 - 7) \times 10^5}{\eta_{motor} \cdot \eta_{bomba}}$$

Considerando una eficiencia de motor $\eta_{motor} = 0.96$ y una eficiencia de bomba $\eta_{bomba} = 0.75$ se tiene:

$$Pot_{EB1} = 2433 \text{ kW}$$

Como se tienen 5 estaciones de bombeo, la potencia total consumida para transportar 75 MBPD de producto es:

$$Pot_{total} = 12167 \text{ kW}$$

Hasta el momento se conoce las presiones de operación de las estaciones de bombeo y el punto final del tramo, así como también los consumos de energía; sin embargo en sistemas de transporte con altimetrías muy variables es necesario conocer todo el perfil de presiones a lo largo de la tubería a fin de asegurar de que no se supera la MAOP en algún punto intermedio del sistema.

Para esto se divide el ducto en tramos discretos de igual longitud a fin de realizar un balance de energía en cada sección y poder conseguir las presiones en los extremos de los mismos. La metodología de cálculo es similar a la descrita para el caso de los balances realizados entre estaciones de bombeo. Se consideró una división de cada tramo a fin de tener cada sección de 200 metros de longitud y obtener información detallada de la presión

o cabeza hidráulica a lo largo del ducto. Para esto se implementó una planilla en Excel con los cálculos iterativos habilitados a fin de poder calcular rápidamente el factor de fricción.

A continuación se presenta un diagrama de flujo en donde se detalla los pasos a seguir.

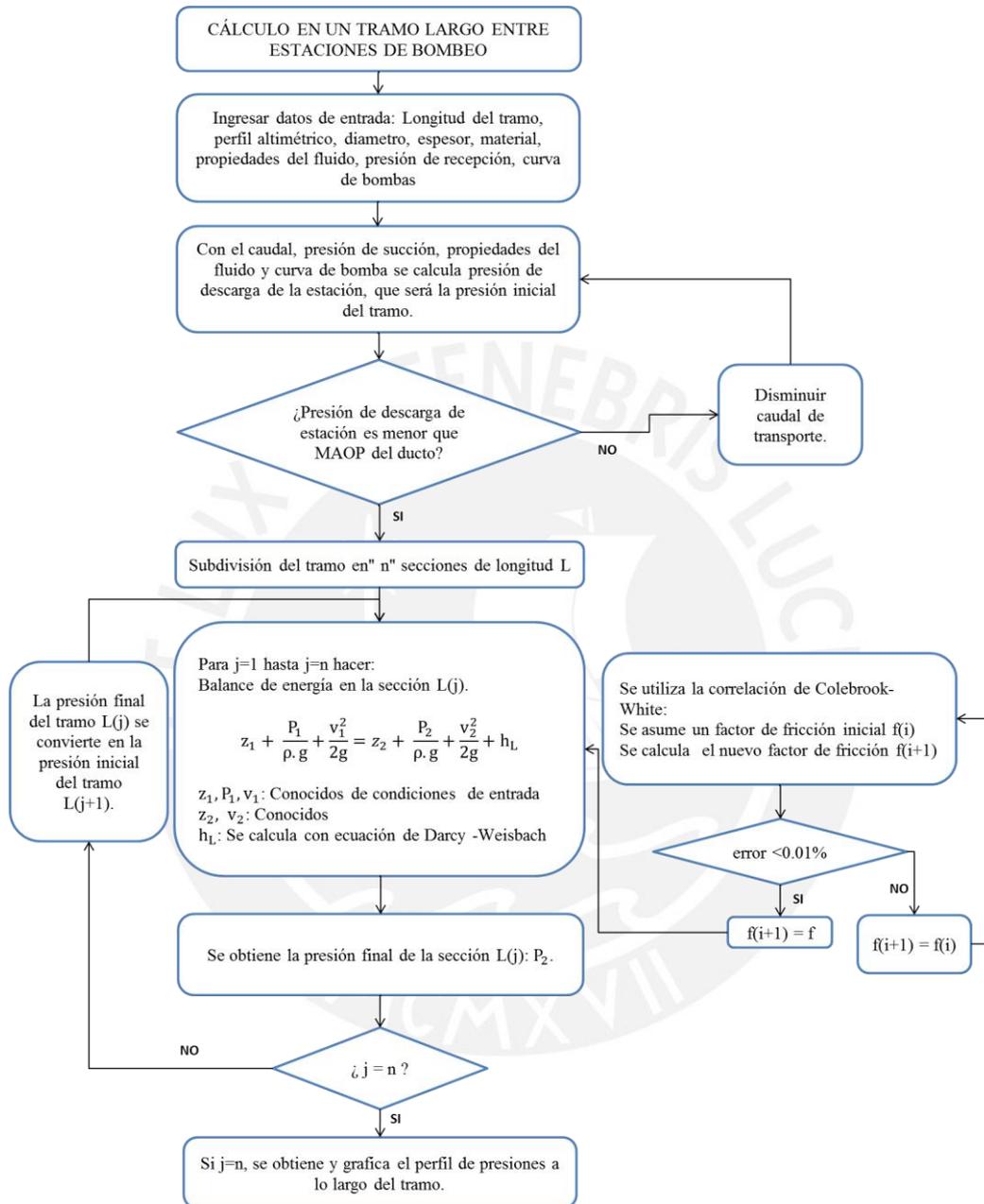


Figura 3.3-2: Diagrama de flujo para cálculos hidráulicos en ducto

Fuente: Elaboración propia

Una vez calculadas las presiones a los largo del ducto, a fin de obtener graficas de mayor utilidad en análisis posteriores se utilizarán los perfiles de cabeza hidráulica de toda la tubería, como se muestra a continuación.

Para el cálculo de la altura Máxima Admisible, se utilizó la MAOP expresada en metros sumada la altimetría en ese punto.

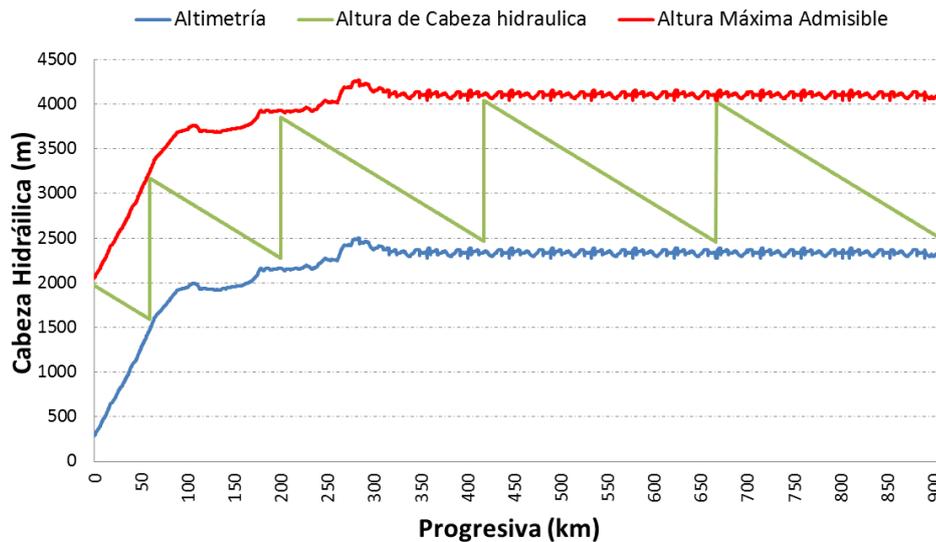


Figura 3.3-3: Sistema X3 75 MBPD – Perfil hidráulico

Fuente: Elaboración propia

Con todo esto ya se tiene toda la información necesaria para el transporte de 75 MBPD de líquidos de gas natural por el Sistema X3. De los resultados se observa que todas las presiones de succión de las estaciones de bombeo están en 7 bar, y a su vez las presiones de descarga tienen un valor de 105 bar (5 bar por debajo de la MAOP).

Si se quisiera transportar un mayor caudal en el sistema X3, las pérdidas de energía por fricción serían mayores y al no poder reducir la presión de succión de las estaciones de bombeo por debajo de 7 bar, se tendría que aumentar la presión de descarga por encima de 105 bar. Esto no es recomendable debido a que se tendría el ducto en estado estable muy cerca de la MAOP y no se tendría un margen para transientes de presión en el sistema.

Por lo que se concluye que el sistema X3 puede transportar hasta 75 MBPD de líquidos de gas natural y si fuera necesario incrementar el régimen de flujo, se deberían poner en marcha acciones a fin de garantizar un incremento de capacidad.

En el siguiente capítulo se plantea el escenario en donde debido a diversos factores entre los que se cuentan una creciente demanda de hidrocarburos, aumento de campos productores y plantas de procesamiento, surge la necesidad de aumentar la capacidad del sistema ya instalado, por tanto se evalúan las principales opciones de incremento que se tienen y se selecciona la más adecuada.

4. INCREMENTO DE CAPACIDAD DE TRANSPORTE

Surge la necesidad de incrementar el caudal transportado desde 75 hasta 105 MBPD, debido a un incremento de la producción de líquidos de gas natural. Esto representa un incremento del 47% de la capacidad del Sistema X3.

Cabe resaltar que dicho incremento de capacidad, solamente es requerido por un periodo de 7 años, debido a que después la producción de líquidos tiende a disminuir progresivamente debido a la disminución de presión en los reservorios de hidrocarburos.

Como se menciona en el Capítulo 3, la capacidad original de diseño máxima fue de 75 MBPD, pues las presiones de descarga de las estaciones de bombeo están muy cercanas a la MAOP, no hay margen para incrementar el caudal de transporte aun cuando se pueda bombear más líquidos con las estaciones de bombeo, es decir el cuello de botella para el incremento de capacidad es principalmente la restricción por altas presiones de operación en el ducto.

Por tanto a fin de poder transportar el caudal deseado se deberá ampliar todo el sistema de transporte.

En la actualidad existen 3 tecnologías para ampliación de capacidad:

- Construcción de un ducto paralelo (loop)
- Instalación de estaciones de bombeo intermedias
- Uso de reductores de fricción

A continuación se presenta la evaluación de cada alternativa:

4.1. Cálculo de loops (ductos paralelos)

Se dice que dos ductos están en paralelo si se encuentran conectadas de tal manera que el flujo de líquido se divide en dos o más tuberías separadas, juntándose finalmente aguas abajo.

La ampliación de capacidad con ductos paralelos es muy usada en la industria, ya que aparte de cumplir con el objetivo de incremento de capacidad del sistema también brinda redundancia al sistema de transporte, pues se tienen dos ductos en lugar de uno.

El incremento de capacidad se da debido a que la pérdida de energía por fricción es menor cuando el flujo se divide en dos tuberías y por ende las pérdidas de energía de fricción son menores, esto permite poder mover una mayor cantidad de producto.

Para incrementar la capacidad mediante la construcción de ductos paralelos se tienen las siguientes consideraciones:

- Diámetro del ducto paralelo es de 12"
- El material es el mismo que el ducto original, API5L-X60
- El espesor es de 0.25 in, por tanto la presión de diseño y la MAOP son iguales que en el ducto original.
- El inicio de cada loop será en las descarga de cada estación de bombeo

Al ya estar definido el diámetro del loop, lo que se requiere conocer es la longitud mínima del mismo en cada tramo entre estaciones de bombeo para garantizar la capacidad requerida sin violar algún límite de presión máxima o mínima en el ducto.

La presión de descarga de las estaciones de bombeo se calcula usando la curva de las bombas (ecuación 2.12-1). Se obtiene un valor de 82.2 bar debido a que cada bomba va a mover más caudal.

La longitud mínima necesaria del loop será aquella con la que se llegue con la menor presión de operación permitida a la estación de bombeo aguas abajo; por tanto para el cálculo de la misma se considera una presión de 7 bar. A Fin de calcular dicha distancia se plantea el siguiente esquema que representa un tramo entre dos estaciones de bombeo del Sistema X3.

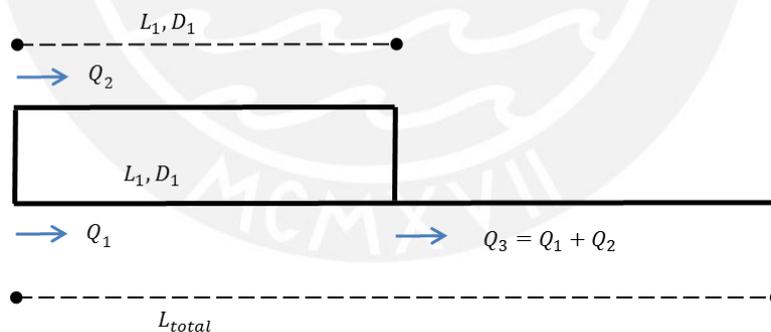


Figura 4.1-0-1: Esquema de un sistema con ducto paralelo

Fuente: Elaboración propia

Se plantea un balance de energía en los extremos:

$$z_1 + \frac{P_{dEB1}}{\rho \cdot g} + \frac{v_1^2}{2 \cdot g} = z_2 + \frac{P_{sEB2}}{\rho \cdot g} + \frac{v_2^2}{2 \cdot g} + h_{L12}$$

Se eliminan los términos de velocidad, ya que son iguales, y se reacomoda la expresión:

$$z_1 - z_2 + \frac{P_{dEB1}}{\rho \cdot g} - \frac{P_{sEB2}}{\rho \cdot g} = h_{total}$$

Con la ecuación de Darcy-Weisbach se calcula las pérdidas de carga totales:

$$h_{total} = \frac{f_1 \cdot L_{min} \cdot v_1^2}{D \cdot 2g} + \frac{f_2 \cdot (L_{total} - L_{min}) \cdot v_1^2}{D \cdot 2g}$$

Combinando las ecuaciones y reordenando términos se tiene:

$$L_{min} \left[\frac{f_1 \cdot v_1^2}{D \cdot 2g} - \frac{f_2 \cdot v_2^2}{D \cdot 2g} \right] = \frac{f_2 \cdot (L_{total}) \cdot v_2^2}{D \cdot 2g} + z_2 - z_1 + \frac{P_{sEB2}}{\rho \cdot g} - \frac{P_{dEB1}}{\rho \cdot g}$$

Con esta expresión se calcula la longitud mínima necesaria para el loop paralelo en cada tramo.

Los factores de fricción se calculan con la Correlación de Colebrook White:

Para la parte con loop:

➤ $Re_1 = 896599$

Iteración	$((1/f)^{0.5})_i$	$((1/f)^{0.5})_{i+1}$	error	f
1	1.000	20.356	1935.56%	0.002413
2	20.356	17.810	-12.51%	0.003153
3	17.810	17.995	1.04%	0.003088
4	17.995	17.981	-0.08%	0.003093
5	17.981	17.982	0.01%	0.003093
6	17.982	17.982	0.00%	0.003093

Tabla 4.10-1: Cálculo de factor de fricción en tramo con ducto paralelo
Fuente: Elaboración propia

Para la parte sin loop:

➤ $Re_2 = 1793200$

Iteración	$((1/f)^{0.5})_i$	$((1/f)^{0.5})_{i+1}$	error	f
1	1.000	20.512	1951.18%	0.002377
2	20.512	18.802	-8.33%	0.002829
3	18.802	18.802	0.00%	0.002829

Tabla 4.10-2: Cálculo de factor de fricción en tramo sin ducto paralelo
Fuente: Elaboración propia

Como los datos de altimetría, caudal, y presiones en los extremos de cada tramo son conocidos, se procede a calcular la longitud necesaria en cada tramo del sistema X3 para un incremento de capacidad hasta 105 MBPD del sistema X3.

Tramo	Longitud (km)
EB1-EB2	59.8
EB2-EB3	119.6
EB3-EB4	169.8
EB4-EB5	189.4
EB5-EB6	185.8
Total	724.4

Tabla 4.10-3: Longitud de ductos paralelos necesarios en cada tramo
Fuente: Elaboración propia

Se concluye que se necesita 724.4 Km de ducto de 12” lo que representa el 80% de la longitud del sistema original. El nuevo sistema de transporte, quedaría entonces de la siguiente forma:

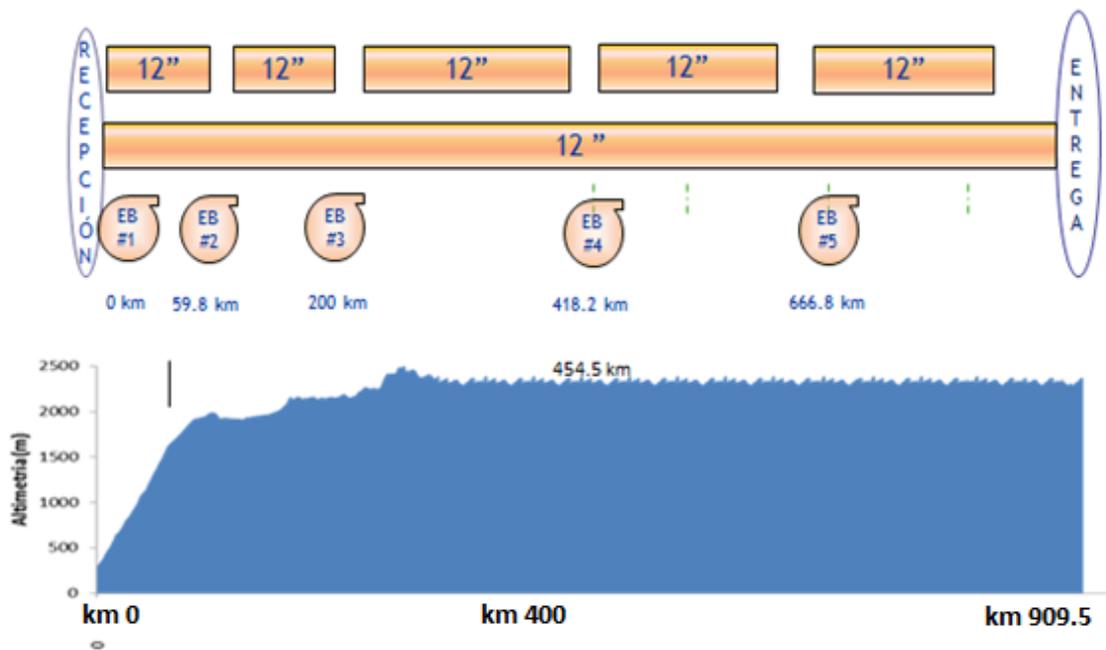


Figura 4.1-2: Sistema de transporte X3 con ductos paralelos
Fuente: Elaboración propia

Se muestra en la tabla 4.10-4, el resumen de las principales características y condiciones de operación del sistema X3 a 105 MBPD con loops paralelos como alternativa de ampliación.

Estación	EB1	EB2	EB3	EB4	EB5	Entrega
Progresiva (km)	0	59.8	200.0	418.2	666.8	909.5
Altimetría (m)	284.73	1482.3	2166.0	2352.0	2342.1	2371.7
Longitud del loop (km)	-	59.8	119.6	169.8	189.4	185.8
Caudal (BPD)	105000	105000	105000	105000	105000	105000
Presión de Entrada (bar)	7	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0
Presión de Salida (bar)	93.4	89.2	89.2	89.2	89.2	-
Velocidad de tramo con loop (m/s)	1.27	1.27	1.27	1.27	1.27	1.27
Reynolds tramo con loop	8.97E+05	8.97E+05	8.97E+05	8.97E+05	8.97E+05	8.97E+05
Perdida de Carga unitaria (bar/km)	0.204	0.204	0.204	0.204	0.204	0.204

Tabla 4.10-4: Condiciones de operación a 105 MBPD con ductos paralelos

Fuente: Elaboración propia

A Fin de tener el perfil de presiones y cabeza hidráulica de todo el ducto, se implementa en una planilla Excel el balance de energía realizado cada 200 metros, de la misma forma en que se hizo para 75 MBPD. Como resultado se obtiene el perfil hidráulico que se muestra a continuación:

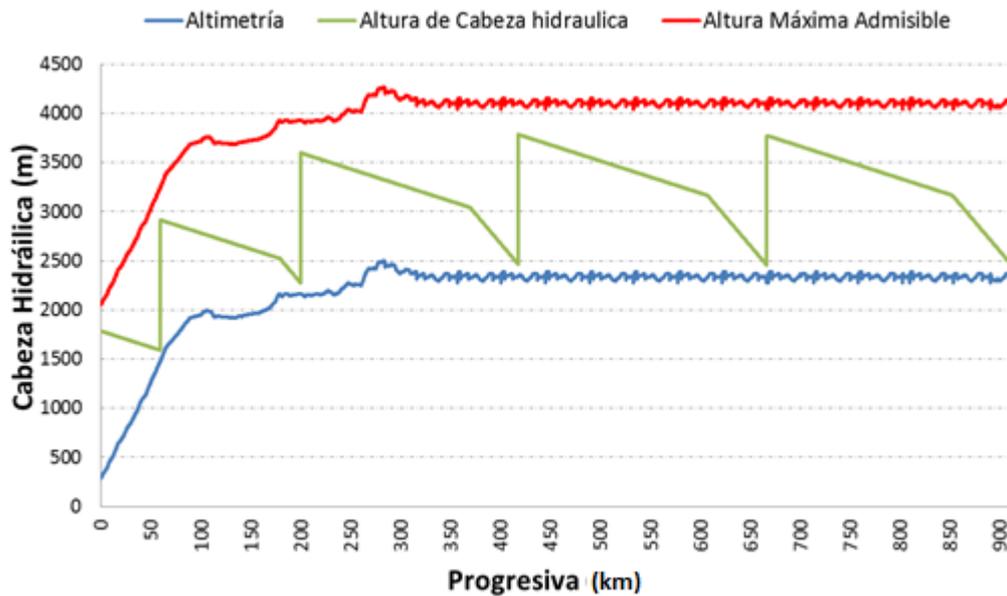


Figura 4.1-3: Sistema X3 105 MBPD – Perfil hidráulico con ductos paralelos

Fuente: Elaboración propia

De la figura 4.1-3, se observa que las secciones con loop tienen una menor pendiente con respecto a las secciones que no tienen un ducto paralelo, esto es debido a la menor pérdida de energía por unidad de longitud que obtenida por gracias al ducto adicional.

Es importante mencionar que el Sistema de Transporte X3, como muchos sistemas de transporte, cruza grandes distancias con características geográficas muy particulares y

muchas veces se tiene problemas de acceso a las zonas ya sea del tipo logístico, medioambiental o social. Por tal motivo, construir 724 Km de ducto no es una tarea tan fácil ni tampoco de ejecución inmediata debido a los permisos medioambientales para la construcción además de los elevados costos de inversión.

4.2. Cálculo de estaciones de bombeo intermedias

Para la ampliación de capacidad del sistema mediante la instalación de estaciones de bombeo intermedias se considera lo siguiente:

- La ubicación de las bombas se determinará bajo la premisa de tener 7 bar en la succión de las mismas.
- La capacidad será determinada de tal manera de tener presión suficiente para llegar con 7 bar en la estación aguas debajo de la misma.

En base a las consideraciones mencionadas se realizó el cálculo de las estaciones de bombeo necesarias y se determinó 5 estaciones intermedias con capacidades diferentes. A continuación se muestran la energía necesaria que cada estación booster debería aportar para llegar el sistema a la capacidad deseada.

Cabe resaltar que para la construcción de cada estación de bombeo se deben considerar las instalaciones requeridas asociadas a estas, como generación eléctricas, trampas receptoras y lanzadoras de herramientas de inspección interna, sistema de filtrado y medición etc.

Para calcular la potencia necesaria de las estaciones de bombeo, se considera que la energía aportada por la estación de bombeo es como mínimo la energía necesaria para compensar el aumento de pérdidas de fricción debido al mayor caudal, por lo tanto se considera como presión de llegada a la estación aguas abajo un valor de 7 bar.

La presión de descarga es el mismo valor (82.2 bar) que el calculado para la evaluación de ductos paralelos, pues el incremento de caudal es el mismo.

Como se conoce las presiones de inicial y final de cada tramo entre estaciones de bombeo existentes. Se puede calcular la potencia requerida para cada estación intermedia. Para el tramo entre EB1 y EB2 se tiene:

$$\Delta H_{EB11} = \frac{P_{dEB1}}{\rho \cdot g} - \frac{P_{sEB2}}{\rho \cdot g}$$

Donde:

ΔH_{EB11} : Potencia hidráulica requerida de la estación intermedia entre EB1-EB2

La ubicación de la estación de bombeo adicional se halla gráficamente, con la planilla implementada en Excel implementada para el Sistema X3. A un régimen de 105 MBPD se halla el punto intermedio en donde la presión llega a 7 bar y en ese preciso punto se debe colocar la estación de bombeo intermedia a fin de levantar nuevamente la presión para que el fluido pueda llegar hacia el otro extremo del tramo.

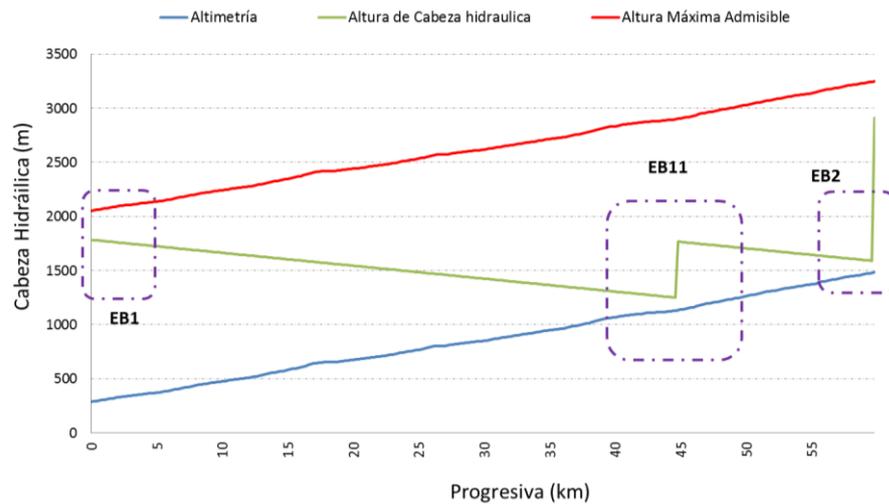


Figura 4.2-1: Ubicación de estación de bombeo intermedia
Fuente: Elaboración propia

Se realiza el mismo procedimiento para todos los tramos y se obtiene el siguiente perfil hidráulico para el nuevo sistema con estaciones de bombeo intermedias y con una capacidad de 105 MBP.

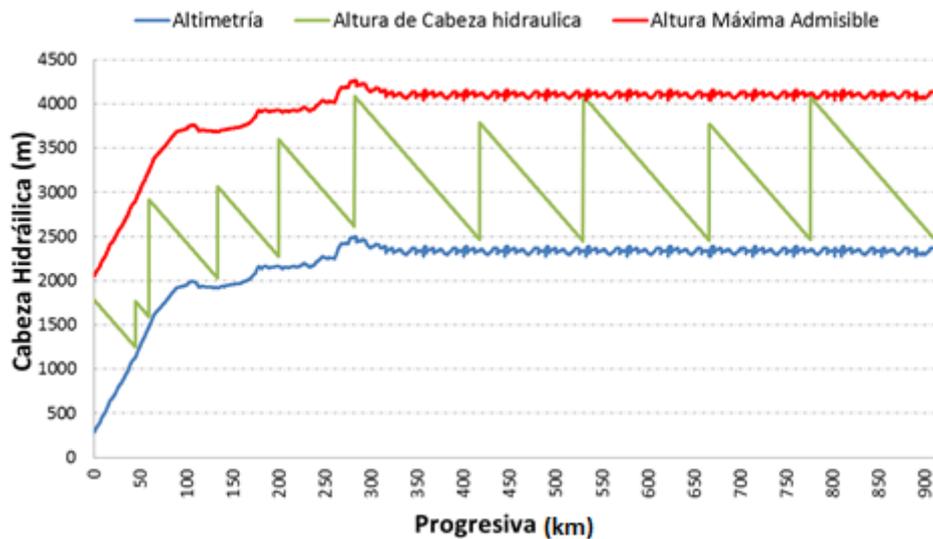


Figura 4.2-0-2: Sistema X3 105 MBPD – Perfil hidráulico con EB intermedias
Fuente: Elaboración propia

Las potencias requerida considerando bombas centrífugas en una configuración de 3+1, y motores eléctricos acoplados a cada bomba, se muestra a continuación.

Tramo	Estación Intermedia	Ubicación (km)	Potencia Requerida (kW)
EB1-EB2	EBI1	44.8	808
EB2-EB3	EBI1	133.8	1620
EB3-EB4	EBI3	282.4	2303
EB4-EB5	EBI4	530	2560
EB5-EB6	EBI5	776.6	2518

Tabla 4.2-1: Ubicaciones de estaciones de bombeo booster necesarias en Sistema X3

Fuente: Elaboración propia

Esquemáticamente el nuevo sistema quedaría de la siguiente forma:

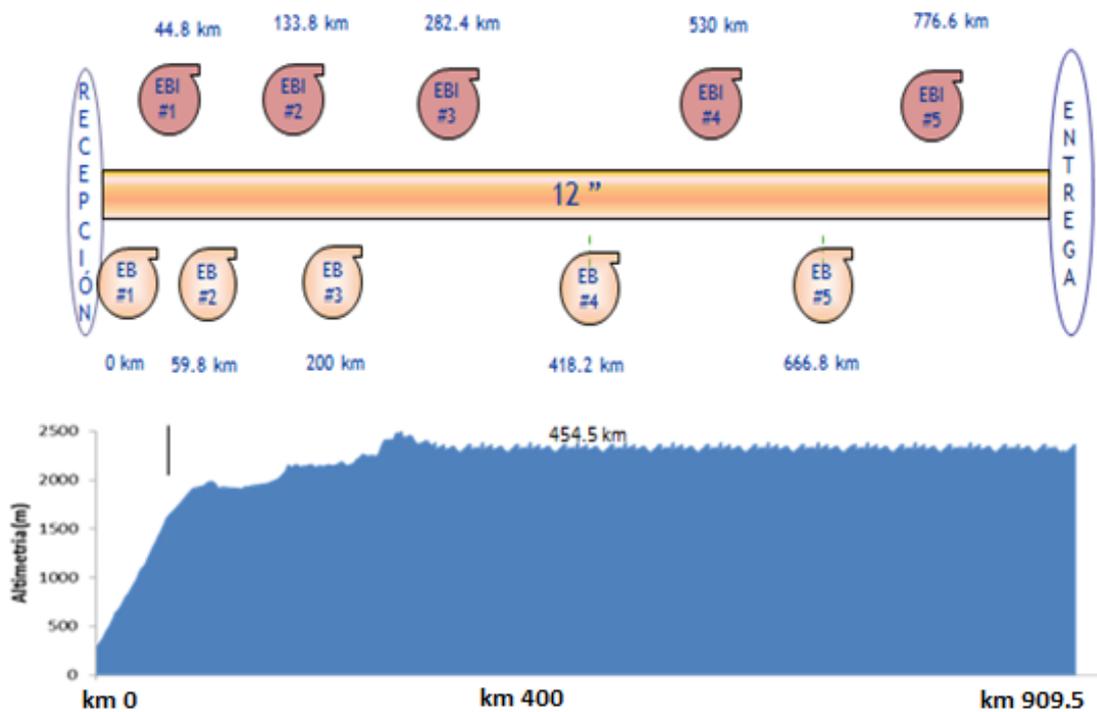


Figura 4.2-3: Sistema de transporte X3 con EB intermedias

Fuente: Elaboración propia

Debido al incremento de capacidad con estaciones intermedias el sistema ahora tendría 10 estaciones de bombeo, lo cual implica que el ratio de kW/barril de hidrocarburo transportado incrementaría considerablemente, por otro lado se tendría que considerar los costos debido a mantenimientos de equipos adicionales en el sistema X3.

Por otro lado, al igual que la construcción de un ducto paralelo, instalar 5 estaciones de bombeo demanda una logística muy complicada y costosa en este tipo de proyectos, si a eso se añade que se debe tramitar permisos del tipo ambiental y social para dicha construcción.

4.3. Cálculo de reductores de fricción

Para la ampliación de capacidad del sistema mediante la utilización de reductores de fricción se debe tener en cuenta que los reductores pierden la totalidad de sus efectos al pasar por bombas centrífugas, por tanto se tendrá 5 puntos de inyección de DRA, cada uno a la salida de cada estación de bombeo.

Por otro lado se considera que el rendimiento de los reductores de fricción es el mismo a lo largo de todo el tramo entre estaciones de bombeo.

Para el presente análisis se consideró el siguiente reductor de fricción: “LPTM100 Flow Improver”, que es parte de la línea de Conoco Philips y según la hoja de datos del producto, presenta el siguiente rendimiento:

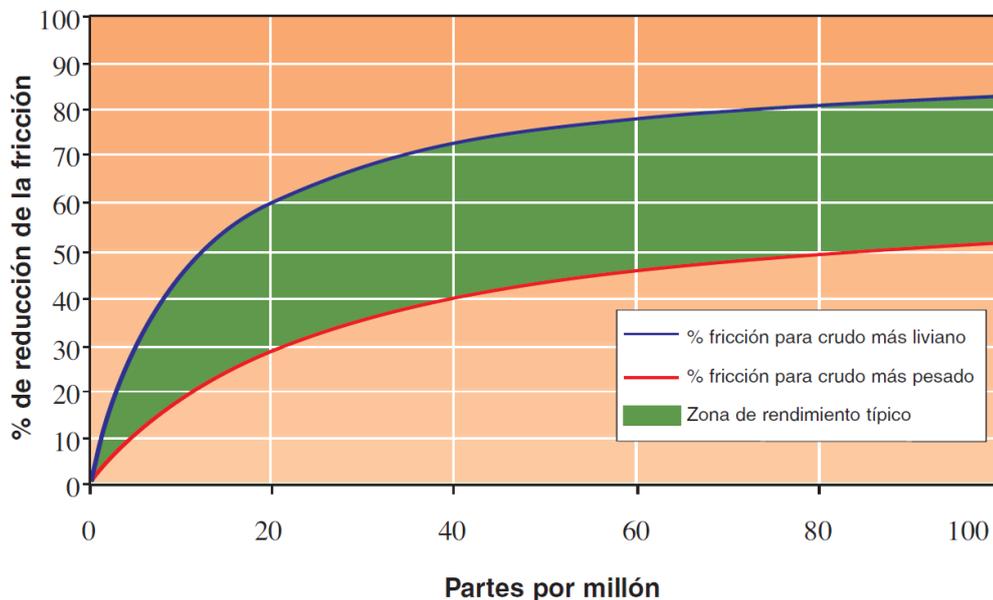


Figura 4.3-1: Rendimiento típico de los reductores de fricción
Fuente: Conoco Philips

Debido a que los líquidos de gas natural, pueden ser considerados como un crudo ligero, se considera un alto rendimiento de DRA. Del gráfico se puede conseguir los siguientes datos a usar en los cálculos posteriores:

DRA (ppm)	Reducción de Fricción (%)
0	0.0%
5	30.3 %
10	45.5 %
15	54.6 %
20	60.6 %
30	68.2 %
40	72.7 %
50	75.8 %
60	77.9 %

Tabla 4.3-1: Rendimiento de reductor de fricción

Fuente: Elaboración propia

A fin de introducir el comportamiento de DRA en los cálculos hidráulicos se utilizará la correlación de Conoco para el Factor de reducción de fricción:

Dicha curva puede ser representada por la correlación de Conoco:

$$F = \frac{C_{DRA}}{A + B \cdot C_{DRA}}$$

Donde:

A, B: Constantes específicas del producto.

C_{DRA} : Concentración del DRA en partes por millón (ppm)

Realizando el ajuste de datos a la ecuación se obtiene que: $A=1.1$ y $B=11$ y se puede obtener el factor de fricción corregido con DRA:

$$f_{DRA} = f \cdot (1 - F)$$

El tema principal de aumentar capacidad con el uso de reductores de fricción es calcular la concentración mínima necesaria a fin de garantizar la capacidad deseada:

Los reductores de fricción tienen prácticamente el mismo efecto que ductos paralelos, pues reducen las pérdidas por fricción y permiten transportar más caudal con la misma pérdida de energía. Por tal motivo se les llaman loop virtuales a los reductores de fricción.

La presión de descarga de las estaciones de bombeo es de igual manera que en el caso de loops y bomba intermedias, 82.2 bar. La presión de succión se considera un valor de 7 bar debido a que es la mínima presión de operación permitida en el sistema.

Por tanto, se realiza un balance de energía en el tramo EB1-EB2 con DRA

$$z_1 + \frac{P_{dEB1}}{\rho \cdot g} + \frac{v_1^2}{2 \cdot g} = z_2 + \frac{P_{sEB2}}{\rho \cdot g} + \frac{v_2^2}{2 \cdot g} + h_{con DRA}$$

Eliminando $\frac{v_1^2}{2g}$ y $\frac{v_2^2}{2g}$, y conociendo los valores de, $z_1, z_2, P_{dEB1}, P_{sEB2}$ se puede obtener el valor de h_{DRA} para el tramo EB1-EB2

$$h_{con\ DRA} = 129.2\ m$$

La pérdida de carga con DRA se calcula con la ecuación de Darcy Weisbach:

$$h_{sin\ DRA} = f \cdot \frac{L \cdot v_1^2}{D \cdot 2g}$$

Se calcula el factor de fricción y el número de Reynolds y se obtienen los siguientes valores:

$$Re = 1793200, f = 0.002829$$

Como se conocen los valores de longitud, diámetro y velocidad del fluido, se puede calcular $h_{sin\ DRA}$:

$$h_{sin\ DRA} = 719.0\ m$$

Conocidas las pérdidas de carga con y sin DRA se puede calcular el factor de reducción de fricción para el tramo EB1-EB2

$$F = \frac{(719.0 - 129.2)}{719.0} = 0.82$$

Con la correlación de Conoco se calcula la concentración de DRA:

$$0.82 = \frac{C_{DRA}}{1.1 + 11 \cdot C_{DRA}}$$

$$C_{DRA} = 92.4\ ppm$$

De forma análoga se realiza para los demás tramos en el Sistema X3, y se obtienen las siguientes concentraciones de DRA:

Cálculo de DRA	EB1	EB2	EB3	EB4	EB5
Distancia	59.8	140.2	218.2	248.6	242.7
Pérdida por fricción sin DRA (m)	719.0	1685.6	2623.4	2988.9	2918.0
Pérdida por fricción con DRA (m)	129.2	639.3	1135.8	1329.8	1289.9
Factor de Reducción de Fricción (F)	0.82	0.62	0.57	0.56	0.56
Concentración de DRA (ppm)	92.4	21.5	16.6	15.7	15.9

Tabla 4.3-2: Cálculo de concentraciones de DRA a 105 MBPD

Fuente: Elaboración propia

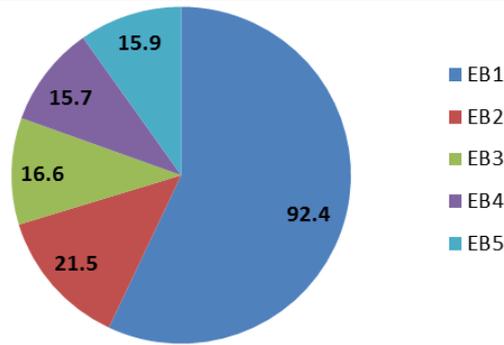


Figura 4.3-2: Concentraciones de DRA a 105 MBPD – Configuración Original

Fuente: Elaboración propia

De la gráfica de concentraciones de DRA, se pueden apreciar que las estaciones EB1 Y EB2 requieren una mayor cantidad de DRA para alcanzar la capacidad deseada, esto es debido a que las pérdidas por diferencia de altimetría representan un porcentaje considerable del total en estos tramos, y dichas pérdidas no son posibles ser reducidas ni eliminadas.

El esquema de operación del Sistema X3 queda de la siguiente forma:

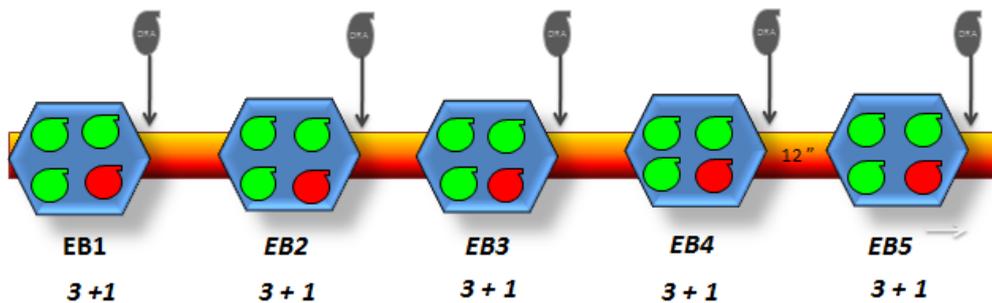


Figura 4.3-3: Sistema X3 con inyección de DRA

Fuente: Elaboración propia

A continuación se resumen los principales parámetros de operación del Sistema X3 a 105 MBP y con inyección de DRA en 5 puntos.

Estación	EB1	EB2	EB3	EB4	EB5	Entrega
Progresiva (km)	0	59.8	200.0	418.2	666.8	909.5
Altimetría (m)	284.73	1482.3	2166.0	2352.0	2342.1	2371.7
Caudal (BPD)	105000	105000	105000	105000	105000	105000
Concentración DRA (ppm)	92.4	21.6	16.6	15.7	15.9	15.9
Presión de Entrada (bar)	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0
Presión de Salida (bar)	89.2	89.2	89.2	89.2	89.2	-
Velocidad (m/s)	2.52	2.52	2.52	2.52	2.52	2.52
Reynolds	1784170	1784170	1784170	1784170	1784170	1784170
Perdida de Carga unitaria (bar/km)	0.133	0.284	0.324	0.333	0.331	0.331

Tabla 4.3-3: Condiciones de operación a 105 MBPD

Fuente: Elaboración propia

Para poder obtener el perfil de presiones y de cabeza hidráulica de todo el sistema, se debe incluir en la planilla en Excel, ya implementada para 75 MBPD, el cálculo asociado a los reductores de fricción, es decir: la correlación de Conoco, y la corrección del factor de fricción con uso de DRA. A continuación se muestra el diagrama de flujo que se utilizará para calcular las presiones en cada punto del ducto cuando se tenga inyección de DRA en un tramo entre estaciones de bombeo.

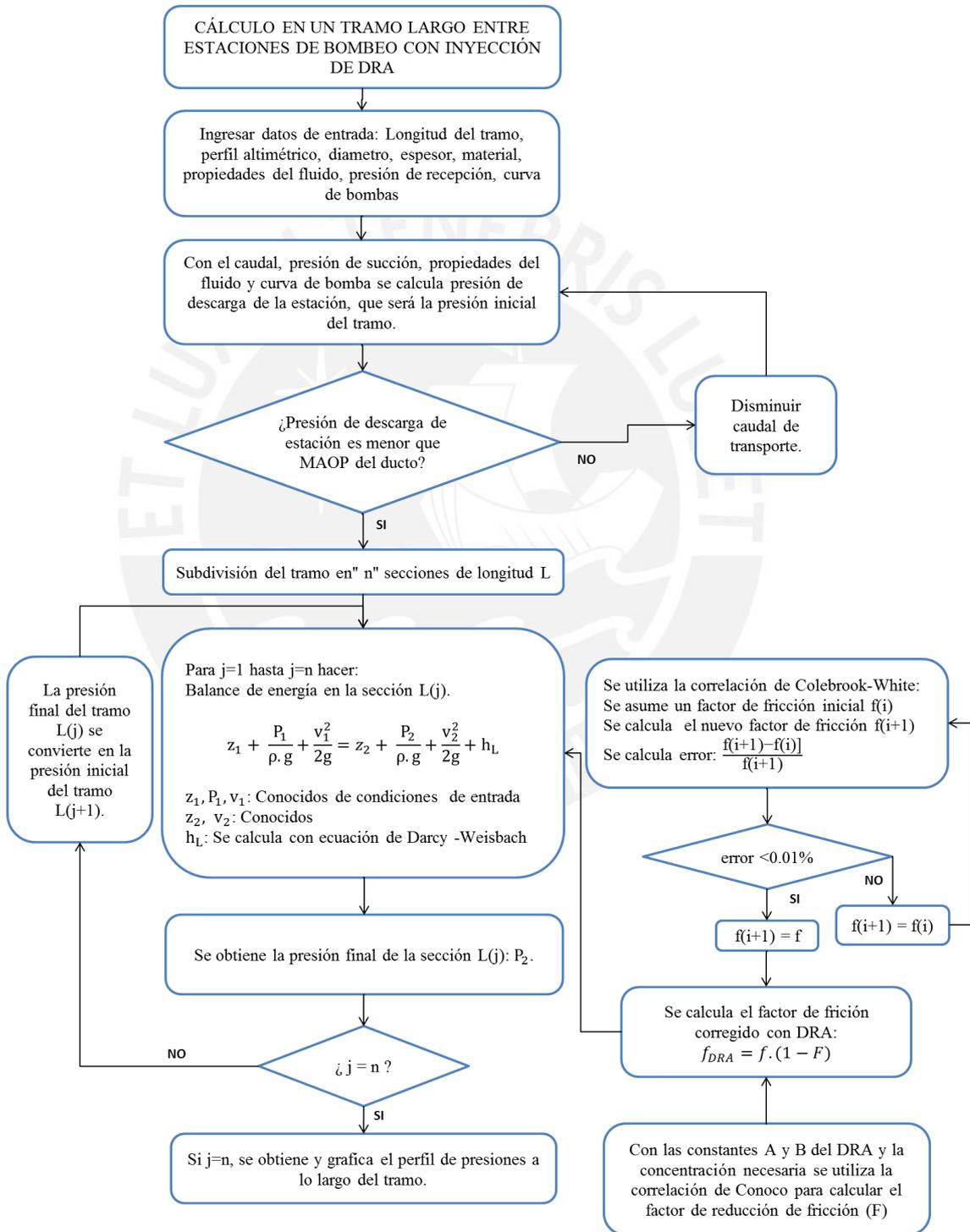


Figura 4.3-4: Diagrama de flujo para cálculos hidráulicos en ducto con DRA

Fuente: Elaboración propia

Por tanto, el perfil hidráulico quedaría de la siguiente forma:

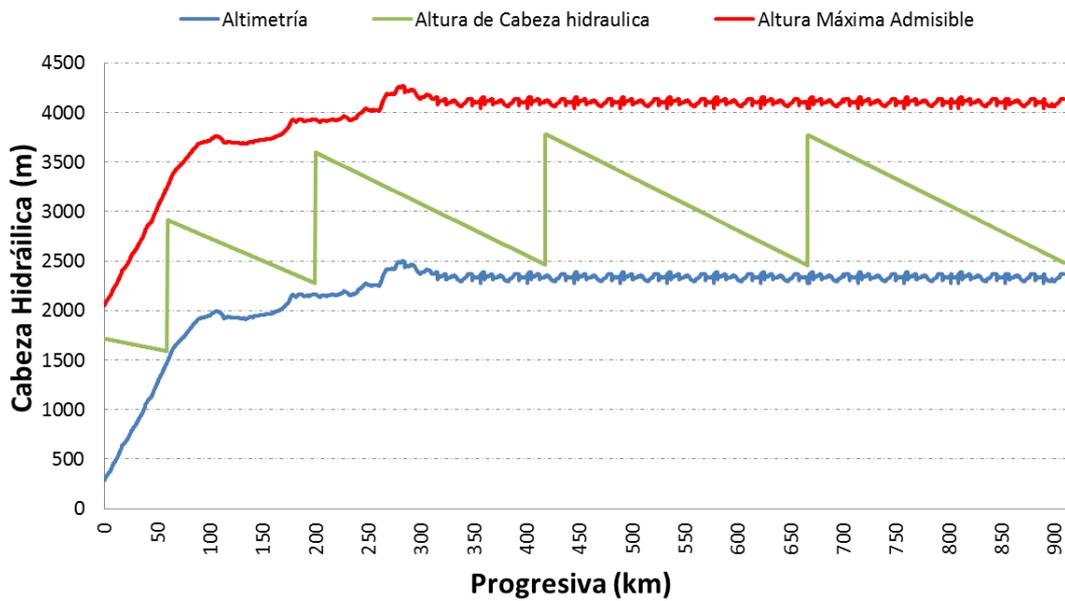


Figura 4.3-5: Sistema X3 105 MBPD con DRA – Perfil hidráulico
Fuente: Elaboración propia

Debido a que los requerimientos de DRA no son los mismo en cada tramo, las pérdidas de carga por unidad de longitud tampoco serán uniformes en todo el Sistema. A continuación se muestra como varía esto a los largo de los 909.5 km de ducto.

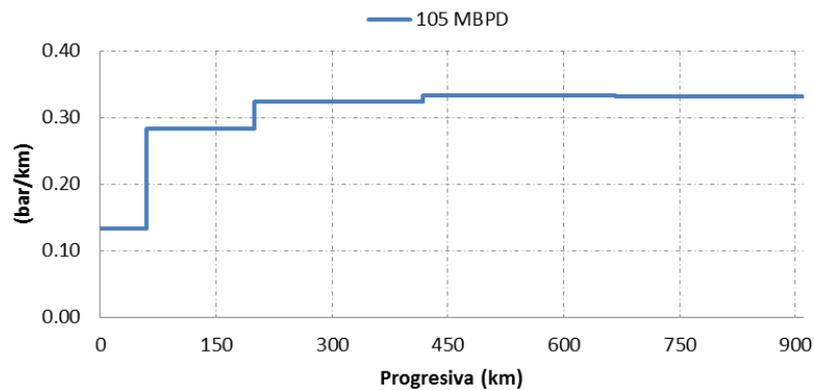


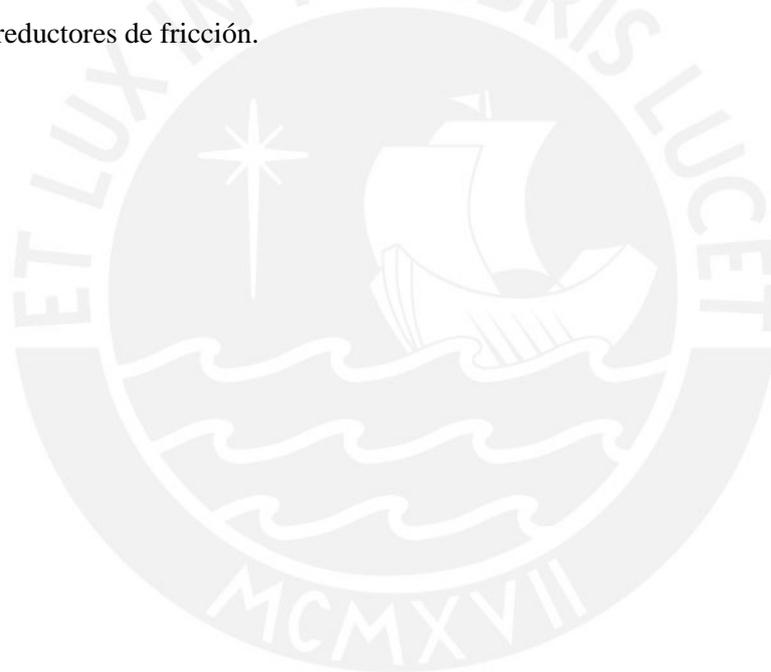
Figura 4.3-6: Sistema X3 105 MBPD con DRA – Pérdidas de carga unitaria
Fuente: Elaboración propia

Se puede apreciar que debido a una mayor dosificación de DRA en los primeros kilómetros, las pérdidas de presión por unidad de longitud son menores en los tramos EB1-EB2 y EB2 –EB3.

Cabe resaltar que la selección de la mejor alternativa de incremento de caudal requiere de un riguroso análisis técnico y económico de cada una de las mismas, lo cual no está en el alcance de la presente tesis.

Considerando las limitaciones debido a la difícil accesibilidad para la construcción de un loop de 724 kilómetros o de 5 estaciones de bombeo adicionales y además que el aumento de capacidad hasta 105 MBPD solo será por un periodo de tiempo se opta por elegir como alternativa de incremento de capacidad el uso de reductores de fricción, pues es de fácil implementación y de baja inversión inicial ya que solo requiere de un Skid de inyección.

Sin embargo, hasta el momento no se ha realizado un estudio adecuado de la variación de consumos energéticos debido a la ampliación de capacidad de transporte. En el siguiente capítulo se realizará el análisis de dichos consumos a diferentes caudales y como pueden ser optimizados sin violar los límites de operación ni la capacidad del sistema considerando el uso de reductores de fricción.



5. OPTIMIZACIÓN DE CONSUMOS ENERGÉTICOS

El consumo de energía en el transporte de hidrocarburos por ductos es proporcional al volumen transportado, es por tal razón que para grandes volúmenes de hidrocarburos resulta cada vez más importante prestar atención a este tema, es así como surge la interrogante de ¿Cómo ser más eficiente con el consumo de energía total?

Debido a la necesidad de transportar mayores volúmenes de hidrocarburo se optó por el uso de reductores de fricción en el Sistema X3; pero como se mencionó en las bases teóricas de la presente tesis, la reducción de fricción impacta directamente en la potencia requerida por las bombas.

Entonces se podría reducir el consumo de energía necesaria para el transporte hasta un punto en que se pueda prescindir de una o más estaciones de bombeo, esto evidentemente trae como consecuencia la necesidad de usar más reductores de fricción, incluso para un caudal de 75 MBPD, que no requiere de DRA, se puede plantear el uso de reductores en lugar de alguna estación de bombeo.

Pero también se debe conocer hasta qué punto los reductores de fricción pueden ayudar a reducir pérdidas de energía en el sistema y así prescindir de alguna estación de bombeo. Para ello se realiza el análisis de sensibilidad para determinar las alternativas de operación técnicamente posibles, a fin de cumplir con los requerimientos de transporte y reducir energía empleada.

5.1. Análisis de consumos energéticos a diferentes caudales de transporte

Se realizará a continuación un análisis de los consumos energéticos y las pérdidas por fricción para 3 escenarios de caudal:

- 75 MBPD: Capacidad original del ducto
- 90 MBPD: Futuro régimen de transporte
- 105 MBPD: Capacidad Máxima de Transporte

Se incluye un escenario de 90 MBPD debido a que como se mencionó, el régimen de transporte a 105 MBPD solo será por un periodo determinado de tiempo y posterior a eso la producción de líquidos irá disminuyendo con lo que los consumos de DRA y energía también van a sufrir cambios considerables.

Como los cálculos hidráulicos y de energía para los escenarios de 75 y 105 MBPD ya se realizaron en capítulos anteriores, se realizará lo propio para 90 MBPD a fin de poder establecer la relación de consumos en función al caudal.

5.1.1. Consumos energéticos a 90 MBPD

Para el cálculo del consumo de DRA para un régimen de 90 MBPD, se sigue la misma metodología que se usó para 105 MBPD.

Se calculan las concentraciones mínimas necesarias de DRA a fin de compensar las pérdidas de carga adicionales por el aumento de caudal, y poder llegar con 7 bar a la estación de bombeo aguas abajo.

La presión de descarga se calcula utilizando la curva característica de las bombas y se obtiene un resultado de 98 bar.

Los consumos de DRA obtenidos se muestran a continuación:

Cálculo de DRA	EB1	EB2	EB3	EB4	EB5
Distancia	59.8	140.2	218.2	248.6	242.7
Pérdida por fricción sin DRA (m)	536.7	1258.2	1958.2	2231.0	2178.1
Pérdida por fricción con DRA (m)	269.4	779.5	1276.0	1470.0	1430.7
Factor de Reducción de Fricción (F)	0.5	0.4	0.3	0.3	0.3
Concentración de DRA (ppm)	12.1	7.2	6.2	6.0	6.1

Tabla 5.1.1-1: Cálculo de concentraciones de DRA a 90 MBPD

Fuente: Elaboración propia

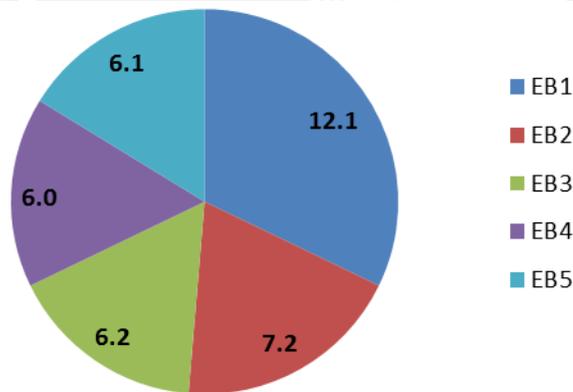


Figura 5.1.1-1: Concentraciones de DRA a 90MBPD – Configuración Original

Fuente: Elaboración propia

Se observa que a un régimen de 90 MBPD, los consumos en las estaciones EB1 y EB2 son mayores debido a la componente de pérdidas por altimetría que no se puede reducir.

Los parámetros de operación de todo el sistema así como también el perfil altimétrico a lo largo de toda la tubería son mostrados en el Anexo 9.6

A continuación se muestran el resumen de los consumos de energía en el Sistema X3 para los 3 caudales propuestos.

Descripción	Original 1	Original 2	Original 3
Caudal BPD	75000	90000	105000
DRA (ppm)	0	37.6	164.8
Presión de Succión (Bar)	7	7	7
Presión de Descarga (Bar)	105	98	89.2
Potencia por Estación (kW)	2433	2712	2858
# Estaciones de Bombeo	5	5	5
Potencia total Requerida (kW)	12167	13558	14288
Ratio de Transporte (kW/BBL)	1.62E-01	1.51E-01	1.36E-01

Tabla 5.1.1-2: Condiciones de operación a diferentes caudales

Fuente: Elaboración propia

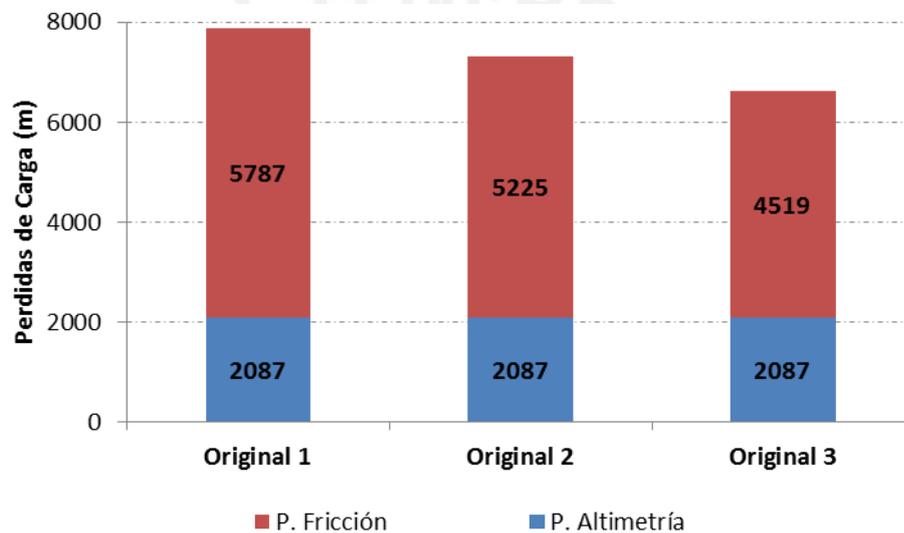


Figura 5.1.1-2: Perdidas de carga (m) en Sistema X3

Fuente: Elaboración propia

En la figura se observa que las pérdidas de carga por altimetría son fijas, sin embargo las pérdidas por fricción en lugar de aumentar, disminuyen. Este comportamiento atípico es debido a que a un mayor caudal, es necesario usar más DRA reduciendo así un porcentaje del total de pérdidas por fricción y como resultado neto se tienen menos pérdida de carga.

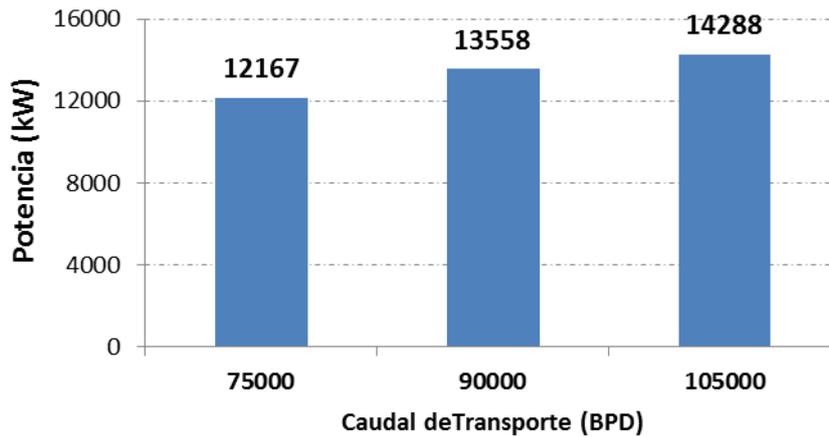


Figura 5.1.1-3: Consumo de energía en Sistema X3

Fuente: Elaboración propia

La potencia requerida por los motores acoplados a las bombas aumenta para cada escenario y si esto divide entre el caudal se puede obtener un ratio de transporte, como se muestra en la figura a continuación.

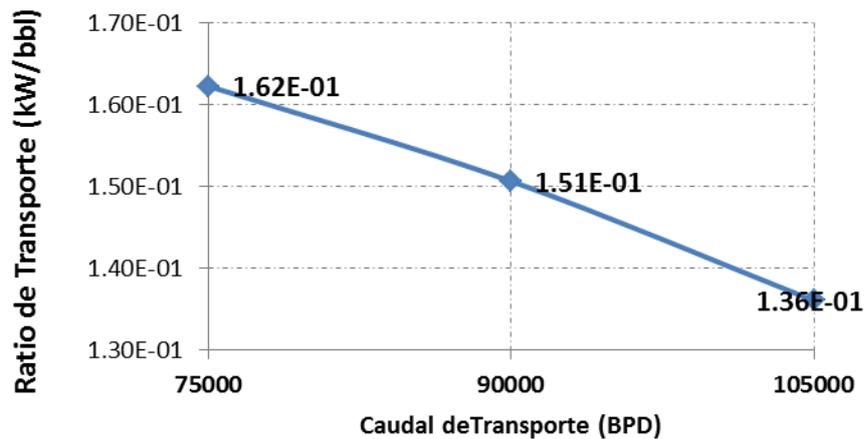


Figura 5.1.1-4: Consumo de Ratios de transporte en Sistema X3

Fuente: Elaboración propia

El ratio de transporte (Potencia/Caudal transportado) es la energía empleada para transportar 1 barril de hidrocarburo, y este disminuye conforme aumenta el caudal. Debe tenerse en cuenta que esto no necesariamente implica un menor costo operativo ya que a mayor caudal también se tiene consumo adicional de reductores de fricción.

Lo más importante es llegar al punto óptimo de consumo de energía y que esto a su vez se refleje en los costos operativos del sistema.

5.2. Descripción de escenarios para Análisis

A fin de evaluar el impacto del uso adicional de DRA para lograr reducir los consumos de energía, se evalúa la posibilidad de poder prescindir de algunas estaciones de bombeo lo que implicaría un incremento en el consumo de reductores de fricción.

Debido a que el DRA pierde su efecto reductor al pasar por una estación de bombeo o válvula de control, los tramos más largos son los que aprovecharán en mayor medida la dosificación en un punto antes de que el producto se degrade (pérdida eficiencia). Es por este motivo que el orden de prioridad para poner fuera de servicio las estaciones de bombeo es el siguiente:

Prioridad	Estación
1	EB5
2	EB4
3	EB3
4	EB2
5	EB1

Tabla 5.2-1: Prioridad para sacar fuera de servicio una estación de bombeo

Fuente: Elaboración propia

Otro punto importante a considerar es que cuando una estación está fuera de servicio, la inyección de DRA se puede omitir en ese punto pues no hay bombas en operación. Por tanto el número de puntos de inyección de DRA será numéricamente igual al número de estaciones de bombeo en servicio.

A continuación se describen los escenarios a evaluar en el presente análisis:

Descripción	Opción 1	Opción 2	Opción 3	Opción 4
Dosificación DRA (ppm)	SI	SI	SI	SI
# de Estaciones de Bombeo	4	3	2	1

Tabla 5.2-2: Opciones para optimización energética

Fuente: Elaboración propia

Cabe resaltar que cada escenario será evaluado en los 3 regímenes de transporte (75, 90 y 105 MBPD). Esquemáticamente las configuraciones de operación serán de la siguiente forma:

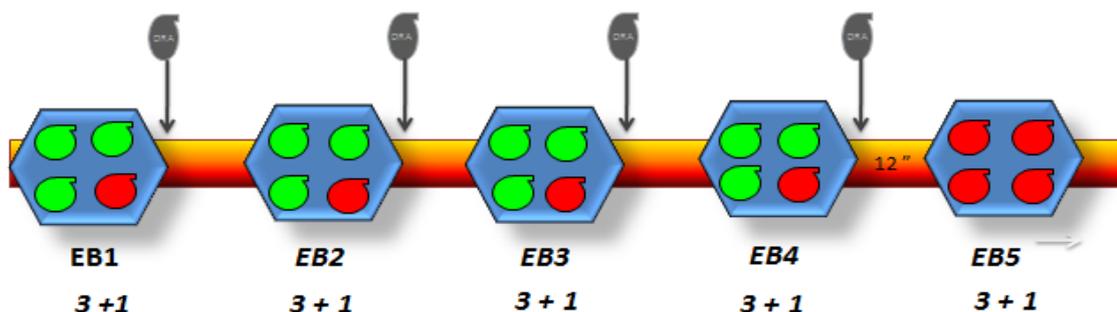


Figura 5.2-1: Sistema X3 – OPCION 1

Fuente: Elaboración propia

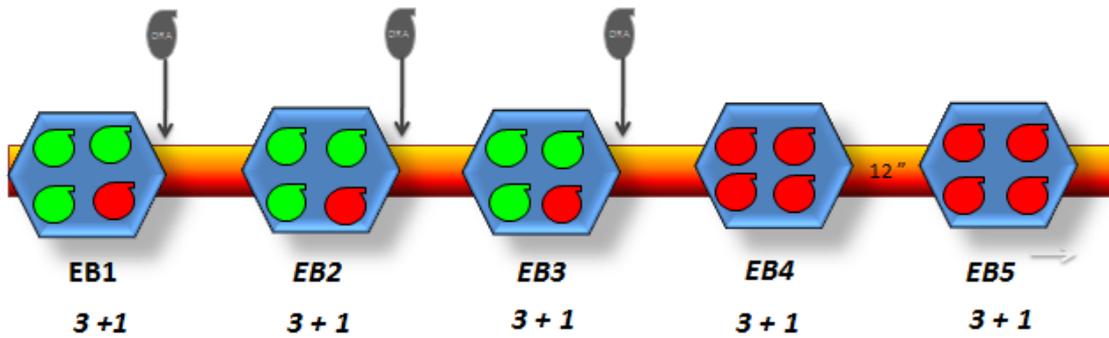


Figura 5.2-2: Sistema X3 – OPCION 2

Fuente: Elaboración propia

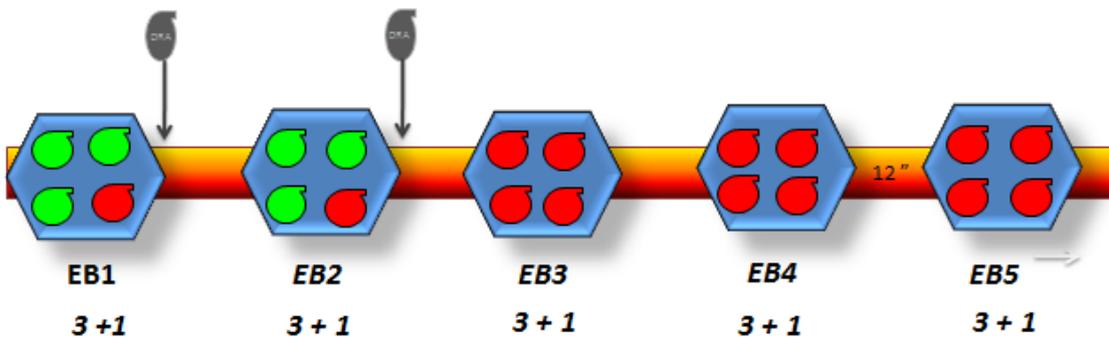


Figura 5.2-3: Sistema X3 – OPCION 3

Fuente: Elaboración propia

Para determinar las opciones sean técnicamente posible es necesario poder compensar esa energía no utilizada con el ahorro de energía producto del uso de DRA. Por lo que se calcula la concentración de DRA para cada caso, y los puntos donde se debería inyectar dicho producto:

5.3. Resultados a 75 MBPD

Debido a que el sistema fue diseñado para transportar 75 MBPD sin DRA, las opciones 1.1, 1.2 y 1.3 contemplarán un solo punto de inyección cada una, en la última estación de bombeo en operación.

A un régimen de 75 MBPD se tendrían las siguientes opciones

Escenario	Estaciones de bombeo en Operación	Puntos de inyección de DRA
Original 1	5	0
Opción 1.1	4	1 (en EB4)
Opción 1.2	3	1 (en EB3)
Opción 1.3	2	1 (en EB2)

Tabla 5.3-1: Opciones para optimización energética a 75 MBPD

Fuente: Elaboración propia

Los cálculos para el consumo necesario de DRA se realizan tendiendo las mismas consideraciones para el sistema:

- Presión de descarga de estaciones de bombeo: 105 bar
- Presión de succión de estaciones de bombeo: 7 bar
- Distancia: Entre última estación de bombeo en operación y el punto final del ducto

Los resultados se muestran a continuación:

Cálculo de DRA	Opción 1.1	Opción 1.2	Opción 1.3
Distancia	491.3	709.5	849.7
Pérdida por fricción sin DRA (m)	3125.8	4514.1	5406.1
Pérdida por fricción con DRA (m)	1553.1	1368.6	687.9
Factor de Reducción de Fricción (F)	0.50	0.70	0.87
Concentración de DRA (ppm)	12.4	32.8	240.1

Tabla 5.3-2: Cálculo de DRA a 75 MBPD

Fuente: Elaboración propia

Del cálculo se observa que la cantidad de DRA aumenta considerablemente al prescindir de 1, 2 y 3 estaciones de bombeo, esto debido a que la eficiencia del DRA no varía linealmente con la concentración, para el caso de la opción 1.3 la concentración necesaria es de 240 ppm (partes por millón en volumen) que es 7 veces la cantidad que se requiere para la opción 1.2.

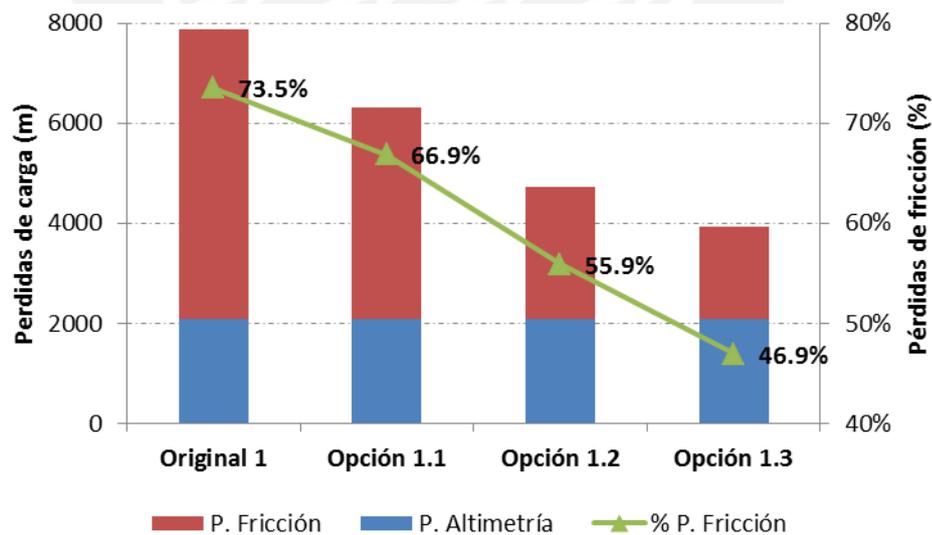


Figura 5.3-1: Pérdidas de carga a 75 MBPD

Fuente: Elaboración propia

En la figura 5.3-1, se puede apreciar que con el uso de DRA a 75 MBPD el porcentaje de pérdidas de carga por fricción se pueden reducir desde 73.5% hasta 46.9% inclusive, la viabilidad económica de las 3 opciones serán evaluadas posteriormente.

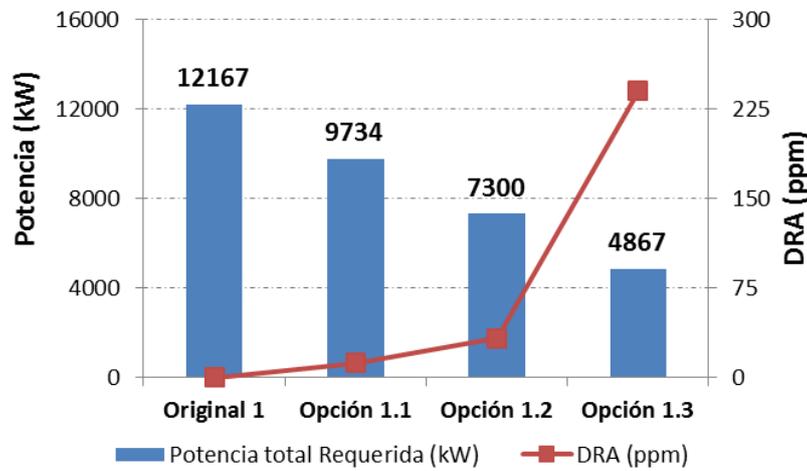


Figura 5.3-2: Consumo de energía vs DRA a 75 MBPD

Fuente: Elaboración propia

La dependencia del consumo de energía y DRA se muestra cuantificada en la figura 5.3-2, en donde se aprecia claramente el impacto del DRA. Se observa que bypassar 3 estaciones de bombeo consecutivas (Opción 1.3) genera una alta demanda de consumo de reductores de fricción debido a que en el rango de altas concentraciones, ahorrar energía es cada vez más difícil.

Si se considera la opción 1.2, se puede lograr una reducción de consumo de energía de 4867 kW con 32.8 ppm de DRA adicional con respecto a la condición de diseño original.

Los resultados de las simulaciones en estado estable y gráficos de perfiles hidráulicos para cada opción se encuentran resumidos en los Anexos (9.3, 9.4, 9.5)

5.4. Resultados a 90 MBPD

A diferencia del escenario de 75 MBPD; para un régimen de 90 MBPD ya es necesario el uso de DRA en todas las estaciones desde su configuración de operación original.

A continuación se muestra las configuraciones para los posibles escenarios de optimización:

Escenario	Estaciones de bombeo en Operación	Puntos de inyección de DRA
Original 2	5	5
Opción 2.1	4	4
Opción 2.2	3	3
Opción 2.3	2	2

Tabla 5.4-1: Opciones para optimización energética a 90 MBPD

Fuente: Elaboración propia

Las Dosificaciones para un régimen de transporte de 90 MBPD se calculan con los siguientes criterios:

- Presión de descarga de estaciones de bombeo: 98 bar
- Presión de succión de estaciones de bombeo: 7 bar
- Distancia: Entre estaciones de bombeo en operación consecutivas.

Como la dosificación total a 90 MBPD para la configuración original ya se conocen (37 ppm), se procede a calcular las concentraciones de reductor para las opciones 2.1, 2.2 y 2.3:

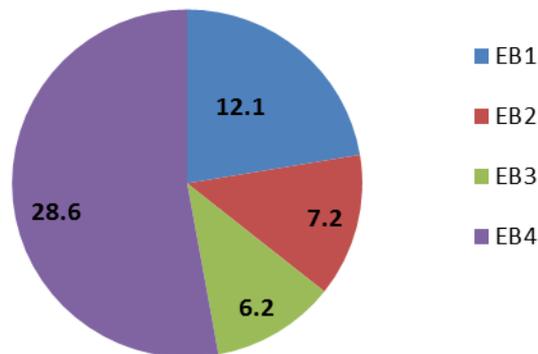


Figura 5.4-1: Concentraciones de DRA a 90MBPD – Opción 2.1

Fuente: Elaboración propia

Para la opción 2.1 se obtuvo un dosificación total de 54.1 ppm, en comparación con los 37 ppm que se requieren cuando se tenga todas las estaciones en operación. También se observa que el incremento de DRA se da solamente en la EB4, y que la estación EB5 no requiere dosificación alguna.

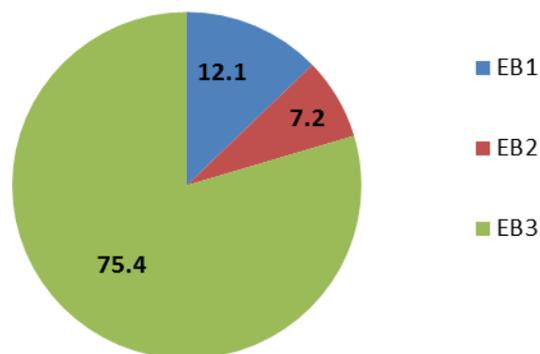


Figura 5.4-2: Concentraciones de DRA a 90MBPD – Opción 2.2

Fuente: Elaboración propia

Con la opción 2.2, las estaciones EB5 y EB4 quedan fuera de servicio y los requerimientos de DRA ascienden hasta 95.2 ppm. Una gran parte del DRA consumido es inyectado a la descarga de la estación EB3 siendo este el último punto de inyección.

Por otro lado la opción 2.3 en donde se ponen fuera de servicio 3 estaciones de bombeo (EB5/EB4/EB3) es técnica imposible de lograr con reductores de fricción debido a que los requerimientos de reducción de fricción son muy elevados y en la actualidad la eficiencia de DRA no llega a valores por encima del 85%.

Los resultados de los parámetros de operación y perfiles hidráulicos para cada opción se muestran en los Anexos 9.6, 9.7, 9.8.

Si comparamos las pérdidas de carga y consumo de energía para cada opción se tiene lo siguiente:

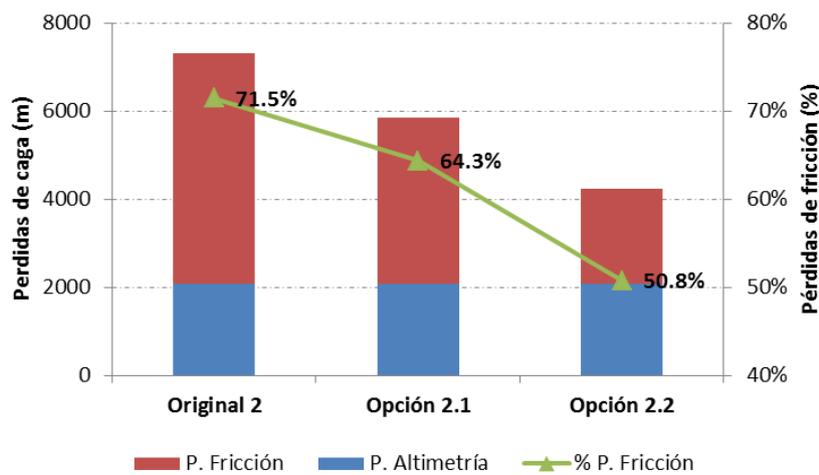


Figura 5.4-3: Pérdidas de carga a 90 MBPD
Fuente: Elaboración propia

El incremento de dosificación de DRA permite una reducir el porcentaje de pérdidas por fricción desde 71.5% hasta 50.8 % en la opción 2.2, luego deberá comprobar que esto también implique un disminución en costos totales operativos.

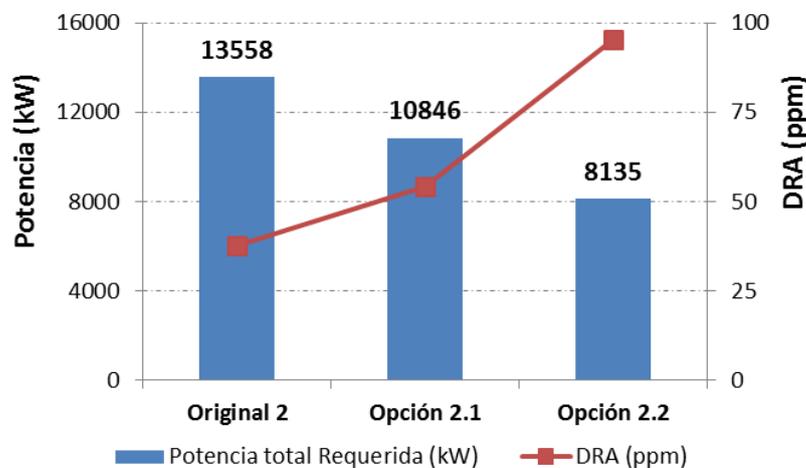


Figura 5.4-4: Consumo de energía vs DRA a 90 MBPD
Fuente: Elaboración propia

El consumo de potencia de los motores se puede reducir en 5423 kW a costa de una extra dosificación de 57.6 ppm de DRA en la estación EB3.

5.5. Resultados a 105 MBPD

Para un régimen de 105 MBPD la dosificación de DRA necesaria cuando se tenga las 5 estaciones de bombeo en operación es de 164.8 ppm, este ya es un valor alto debido a que el incremento de capacidad es considerable (40%).

Se analiza la posibilidad de dejar fuera de servicio una o más estaciones de bombeo y cuanto DRA es necesario inyectar para cada caso. Los resultados se muestran a continuación:

A continuación se muestra las configuraciones para los posibles escenarios de optimización:

Escenario	Estaciones de bombeo en Operación	Puntos de inyección de DRA
Original 3	5	5
Opción 3.1	4	4
Opción 3.2	3	3
Opción 3.3	2	2

Tabla 5.5-1: Opciones para optimización energética a 105 MBPD

Fuente: Elaboración propia

Los criterios para determinar las concentraciones de DRA son lo siguientes:

- Presión de descarga de estaciones de bombeo: 89.2 bar
- Presión de succión de estaciones de bombeo: 7 bar
- Distancia: Entre estaciones de bombeo en operación consecutivas.

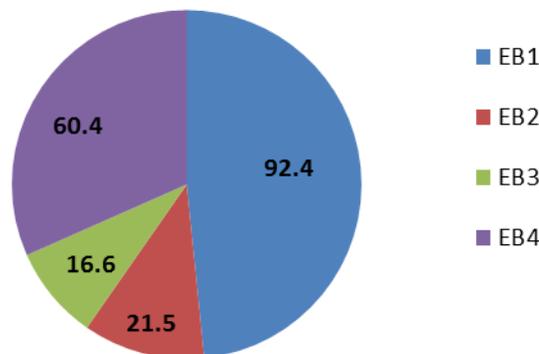


Figura 5.5-1: Concentraciones de DRA a 105MBPD – Opción 3.1

Fuente: Elaboración propia

En la opción 3.1 donde se tienen 4 estaciones de bombeo en operación, se obtiene un dosis adicional de DRA de 28.9 ppm con respecto a la condición original con 5 estaciones en operación (193.7 contra 164.8 ppm). El exceso se da en la EB4 debido a la puesta fuera de servicio la última estación (EB5).

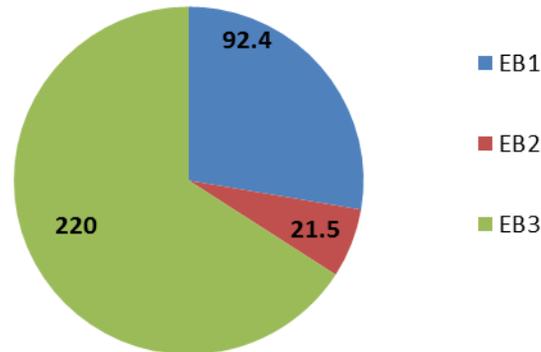


Figura 5.5-2: Concentraciones de DRA a 105MBPD – Opción 3.2

Fuente: Elaboración propia

El aumento de DRA necesario para poner fuera de servicio dos estaciones de bombeo a un régimen de 105 MBPD es de 171.8 ppm (336.6 contra 164.8 ppm) debido a que los requerimientos de reducción de fricción están en el orden de 80% para la estación EB3 y para lograr rendimientos tan altos se necesita concentraciones muy elevadas de DRA.

Debe quedar claro que el alcance de la presente tesis contempla como única limitación al uso de reductores de fricción a factores económicos (costos operativos) y no realiza un análisis de máximas concentraciones permitidas considerando el impacto que pudieran tener en los procesos posteriores para los líquidos de gas natural, como su refinación para producir combustibles o su uso como materia prima petroquímica.

Al igual que a 90 MBPD, dejar fuera de servicio 3 estaciones de bombeo consecutivas a un régimen de 105 MBPD resulta técnicamente imposible debido a que el rendimiento de los reductores de fricción no llega a valores tan altos.

Los resultados de las simulaciones en estado estable para cada opción a 105 MBPD se detallan en los Anexos 9.9 y 9.10.

A continuación se muestra la comparación para la condición original y las opciones de optimización de consumos de energía:

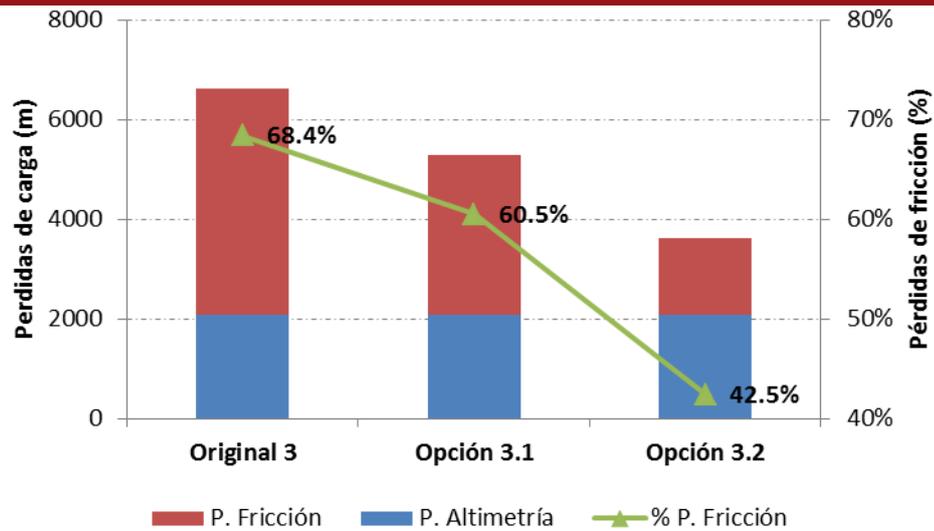


Figura 5.5-3: Consumo de energía vs DRA a 105 MBPD

Fuente: Elaboración propia

Con respecto a la reducción de pérdidas de carga, a pesar que los requerimientos de DRA adicional son elevados, el porcentaje de pérdida de carga se puede reducir desde 68.4% hasta 42.5% con la opción 3.2.

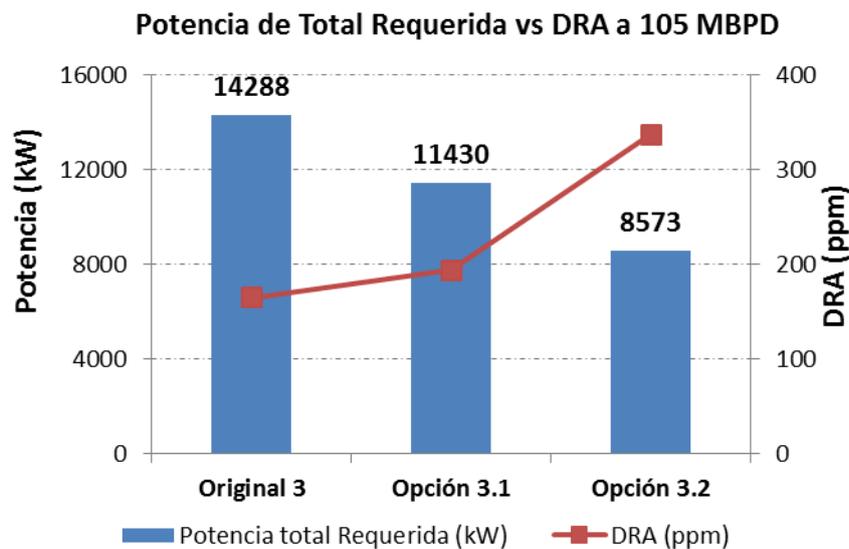


Figura 5.5-4: Consumo de energía vs DRA a 105 MBPD

Fuente: Elaboración propia

La energía total requerida para el transporte a 105 MBPD se puede también reducir en 5715 kW con la opción 3.2.

En resumen se tiene que:

- A 75 MBPD: Se puede reducir el consumo de energía en 4867 kW con 32.8 ppm de DRA adicional, en la estación EB3, con respecto a la condición de diseño original.

- A 90 MBPD: Se puede reducir el consumo de energía en 5423 kW a costa de una extra dosificación de 57.6 ppm de DRA en la estación EB3.
- A 105 MBPD: Se puede reducir el consumo de energía en 5715 kW con la opción con 171.8 ppm de DRA adicional en la estación EB3.

Hasta el momento se ha podido obtener configuraciones de operación en donde el consumo de energía es reducido, pero:

¿Todas estas reducciones de energía a costa de DRA son económicamente viables?

La respuesta depende básicamente de factores como el precio de la energía y los costos asociados al consumo de reductores de fricción. En el capítulo posterior se realizará un análisis de la factibilidad económica de los escenarios analizados a fin de determinar cuál es la configuración de operación más conveniente a utilizar en función a régimen de transporte que se tenga.



6. ANÁLISIS ECONÓMICO

Hasta el momento se ha realizado un análisis técnico para poder reducir los requerimientos en el transporte de líquidos de gas natural (NGL), consiguiendo una considerable reducción en cada régimen pero acompañado de esto, los requerimientos de DRA también aumentaron.

Con el fin de determinar cuál es configuración de operación óptima para cada caudal, se deben evaluar los impactos económicos que producen la reducción de consumo de energía vs el incremento de costos asociados a los reductores de fricción.

Con respecto a los reductores de fricción el costo más importante es el del mismo producto, dichos precios dependen básicamente del proveedor que se elija. Se puede considerar un precio estándar en el mercado de 14 000 USD/m³. Por otro lado las estaciones de bombeo que son los puntos de inyección de DRA se encuentran separadas por grandes distancias y debido al altísimo impacto de este producto en la capacidad de transporte de debe considerar un stock de reductores de fricción en cada estación de forma permanente a fin de garantizar que no se tenga un desabastecimiento de mismo. Todos los costos logísticos y de almacenamiento se pueden tomar en cuenta en un análisis económico con un factor de 10% sobre el costo del producto.

Con respecto a los consumo de energía, se consideró en el desarrollo de la presente tesis motores eléctricos acoplados a las bombas centrifugas, por tanto el precio de la energía de bombeo está regido por las tarifas de energía eléctrica a nivel industrial.

Según la Sociedad nacional de Minería, Petróleo y Energía (SNMPE) en el Perú el 53.3% de la energía eléctrica que se consume proviene de centrales hidroeléctricas y un 42.9% de centrales térmicas a gas natural, en su mayoría de ciclo combinado. Esto hace que se tengan precios de energía relativamente bajos con respecto a otros países de la región, ya que los costos de producción de energía son menores. En la figura 6-1 a continuación se pueden ver los precios de energía eléctrica en países de Latinoamérica:



Figura 6-1: Tarifa eléctricas para la industria en Latinoamérica

Fuente: Osinergmin 2014

De la figura 6-1 se puede observar que el Perú tiene la cuarta tarifa eléctrica para la industria más baja de la región, después de Venezuela, Argentina y Paraguay. Es así que, el costo de la en el Perú es de 7.4 centavos de dólar por kilovatio/hora (kWh), mientras que en Venezuela, Argentina y Paraguay es de 0.5, 2 y 4.1 centavos de dólar por kWh, respectivamente. Por otro lado México tiene una tarifa de energía eléctrica 3 veces mayor que Perú.

Debido a la gran varianza en el precio de la energía entre un país a otro, la decisión de disminuir su consumo a costa de DRA toma un carácter relativo, pues en países como Venezuela donde la energía es subsidiada no se podría tener los mismos resultados que en un país como México en el cual se tiene un precio bastante elevado.

Por esta razón se analizará dos escenarios de precios: el precio de Perú 0.074USD/kWh y el de México 0.217 USD/kWh a fin de determinar cuál es la mejor configuración de operación en cada régimen de transporte.

Costos Unitarios	Escenario 1	Escenario 2
Costo de Aditivo (USD/m3)	14000	14000
Factor Logístico DRA	1.1	1.1
Costo Unitario de Energía (USD/kW-h)	0.074	0.217

Tabla 6-1: Escenarios para análisis económico

Fuente: Elaboración propia

Los análisis de cada se escenario se harán considerando un mes de operación continua a cada caudal. Entonces serán evaluadas cada una de las configuraciones de operación que resultaron ser técnicamente posible de tal manera de verificar que la disminución de energía se traduzca también en una disminución de costos.

- 75 MBPD: Original, opción 1.1, opción 1.2
- 90 MBPD: Original, opción 2.1, opción 2.2
- 105 MBPD: Original, opción 3.1, opción 3.2

La opción 1.3, 75 MBPD con 3 estaciones de bombeo fuera de servicio no se tomará en cuenta debido a la gran diferencia de consumo de reductores de fricción con respecto a la opción 1.2 y 1.1.

Es importante resaltar que para el presente análisis se considera como costos operativos al consumo de energía de bombeo más el consumo de reductores de fricción. Sin embargo debe tomarse en cuenta que la reducción de energía de bombeo mediante la puesta fuera de servicio de una o más estaciones de bombeo completas, tienen asociados ahorros de costos de mantenimiento y vida útil de equipos así como también ahorro de personal operativo en dichas locaciones.

6.1. Escenario 1: Precio de energía 0.074 USD/kWh

Se calculan los costos operativos para cada régimen de transporte desde 75 MBPD, 90 MBPD y 105 MBPD, donde se evalúa cada alternativa de operación:

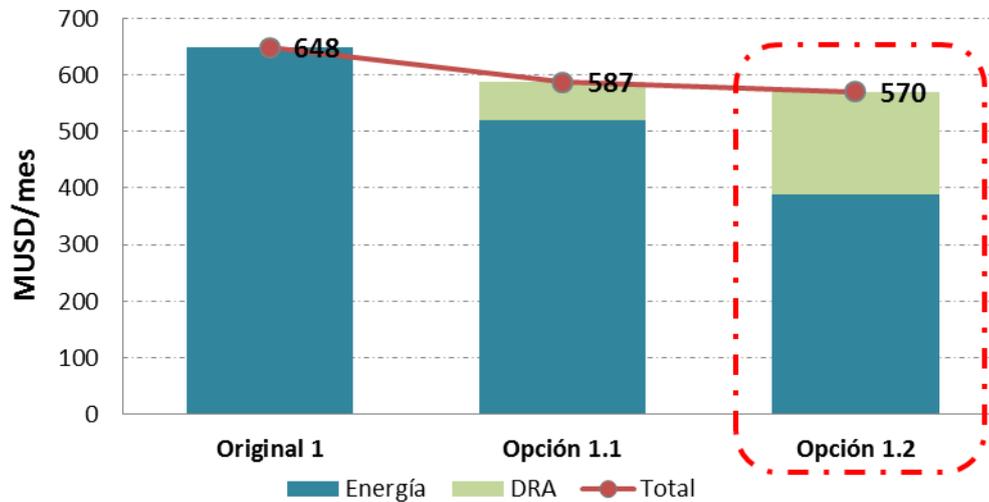


Figura 6.1-1: Costos operativos a 75 MBPD – Escenario 1
Fuente: Elaboración propia

De la figura 6.1-1 se observa que la opción 1.2 en donde se ponen fuera de servicio 2 estaciones de bombeo (EB5 y EB4) a costa del uso de reductores de fricción es más rentable en costos operativos, y se puede obtener un ahorro correspondiente al 12% con respecto a la configuración original.

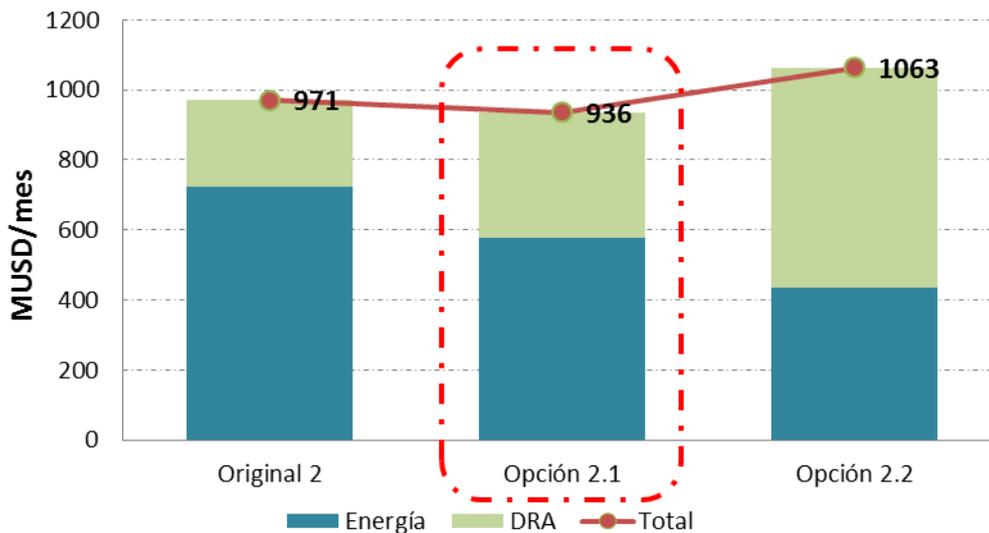


Figura 6.1-2: Costos operativos a 90 MBPD – Escenario 1
Fuente: Elaboración propia

En la figura 6.1-2 para un régimen de 90MBPD, se tiene como opción más rentable aquella en donde se saca fuera de servicio a la estación EB5 (Opción 2.1), esto no

concuera con la opción que registra menos consumo de energía pues el costo adicional de DRA en la opción 2.2 es demasiado alto. Se obtiene así un ahorro del 3.7% con respecto a la configuración original.

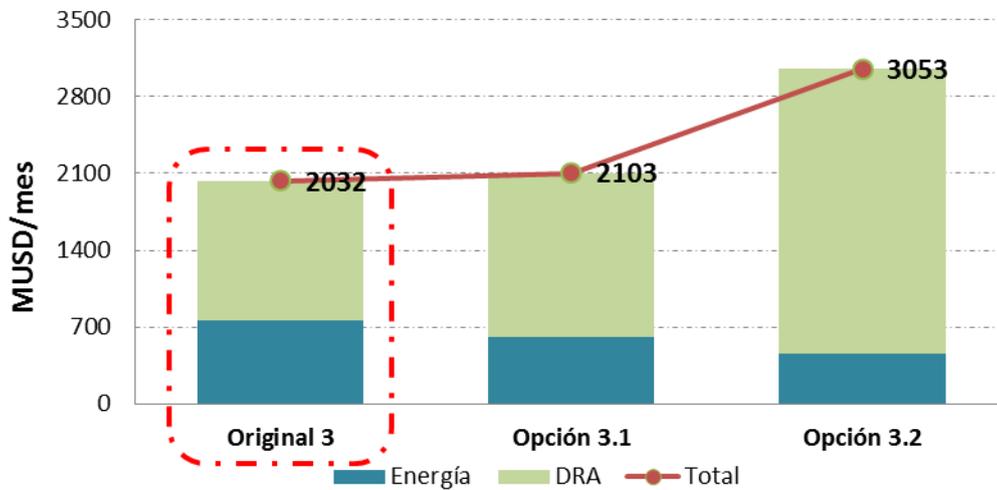


Figura 6.1-3: Costos operativos a 105 MBPD – Escenario 1
Fuente: Elaboración propia

En la figura 6.1-3 se observa que a un bajo precio de energía y ya con una elevada concentración de reductores de fricción en el sistema, no resulta conveniente seguir aumentando su consumo para reducir costos, debido a que la demanda de DRA adicional es mucho mayor y esta no compensa con los ahorros de energía que se puedan obtener.

En resumen se muestran los siguientes gráficos en donde se aprecia las condiciones iniciales vs las configuraciones óptimas de operación, en los caudales evaluados con un precio de energía de 0.074 USD/kWh.

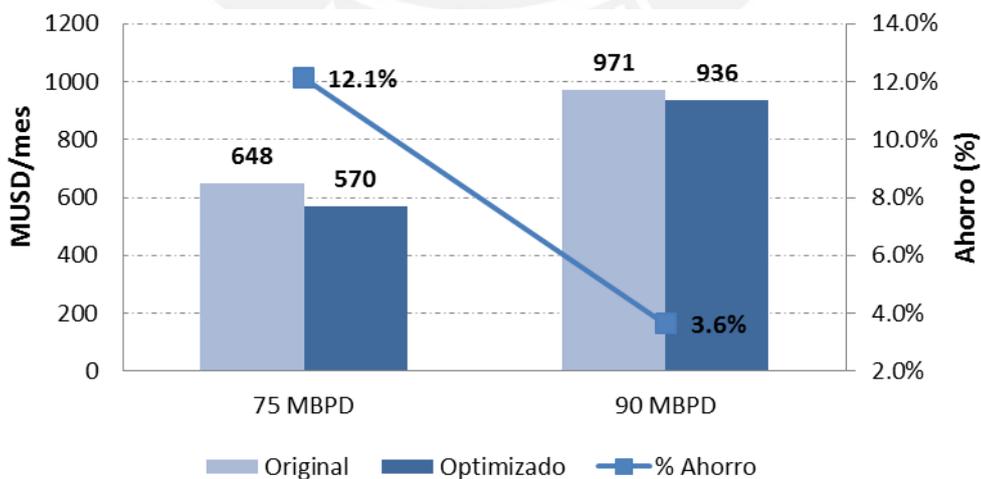


Figura 6.1-4: Comparación de Costos operativos totales en Escenario 1
Fuente: Elaboración propia

Se observa que a 75 MBPD se obtiene un ahorro de 12.1% mientras que a 90 MBPD el ahorro es de 3.6%. A 105 MBPD no se tiene una reducción de costos debido a que no es conveniente incrementar el uso de DRA en este escenario de bajo precio de energía.

Por otro lado a mayor caudal, el porcentaje de ahorro en costos operativos disminuye, debido a que para 90 y 105 MBPD ya se considera DRA en las condiciones originales, pues fue así como se incrementó la capacidad del sistema. En tal sentido resulta más difícil ganar reducción de fricción adicional debido a que ya se tienen concentraciones de DRA altas.

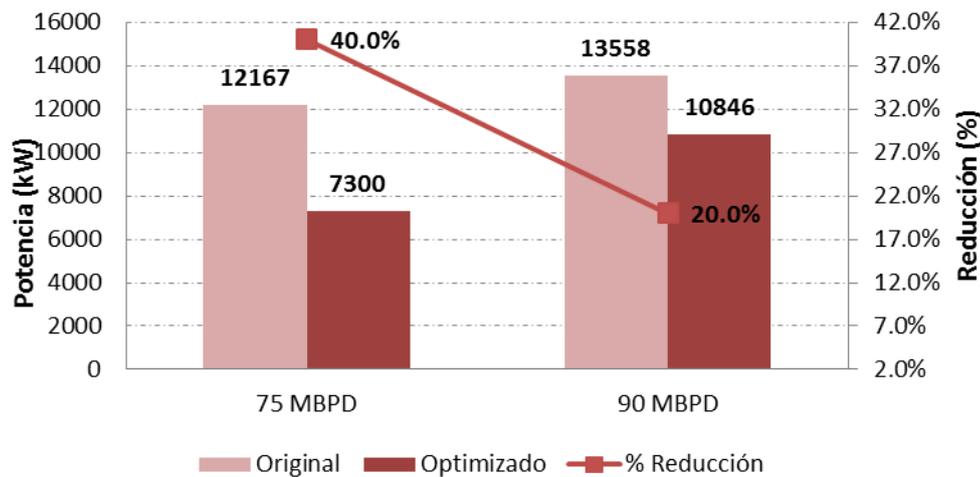


Figura 6.1-5: Comparación de Potencia requerida en Escenario 1
Fuente: Elaboración propia

Con respecto a los consumos energéticos, para 75 MBPD se tiene una reducción de 40% pues 2 estaciones (de 5 en total) salen fuera de servicio y para 90 MBPD solo una estación queda fuera lo que representa un consumo 20% menor.

6.2. Escenario 2: Precio de energía 0.217 USD/kWh

Al igual que se realizó para el escenario 1, se calculan los costos operativos totales para cada régimen de caudal a fin de seleccionar la configuración de operación óptima.

En la figura 6.2.1 se puede apreciar que la opción 1.2 tiene menores costos operativos totales al igual que en el escenario 1 (bajo precio de energía), pero en este al ser más costosa la energía, una reducción de la misma tiene un mayor impacto en los costos totales.

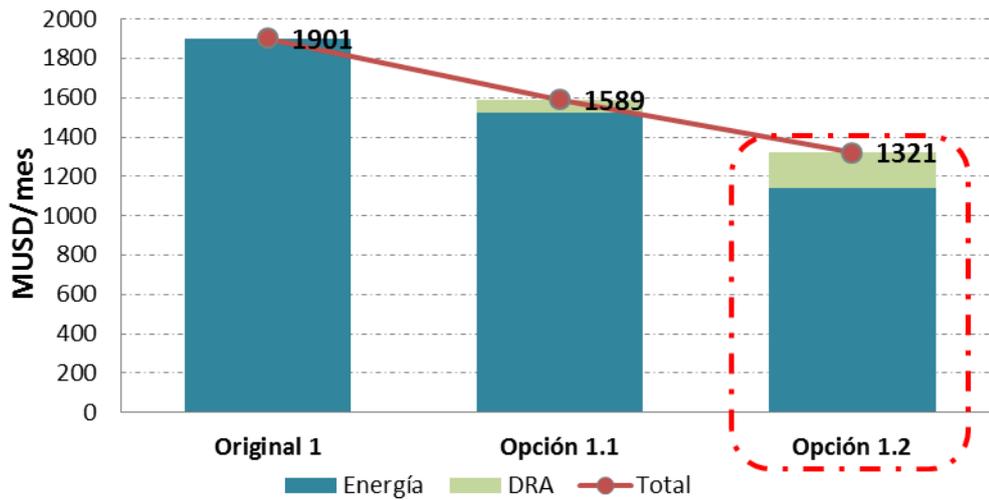


Figura 6.2-1: Costos operativos a 75 MBPD – Escenario 2
Fuente: Elaboración propia

En la figura 6.2-2, para 90 MBPD se tiene resultados diferentes al escenario 1, pues con este precio de energía si resulta conveniente usar más DRA para sacar fuera de servicio 2 estaciones de bombeo (Opción 2.2)

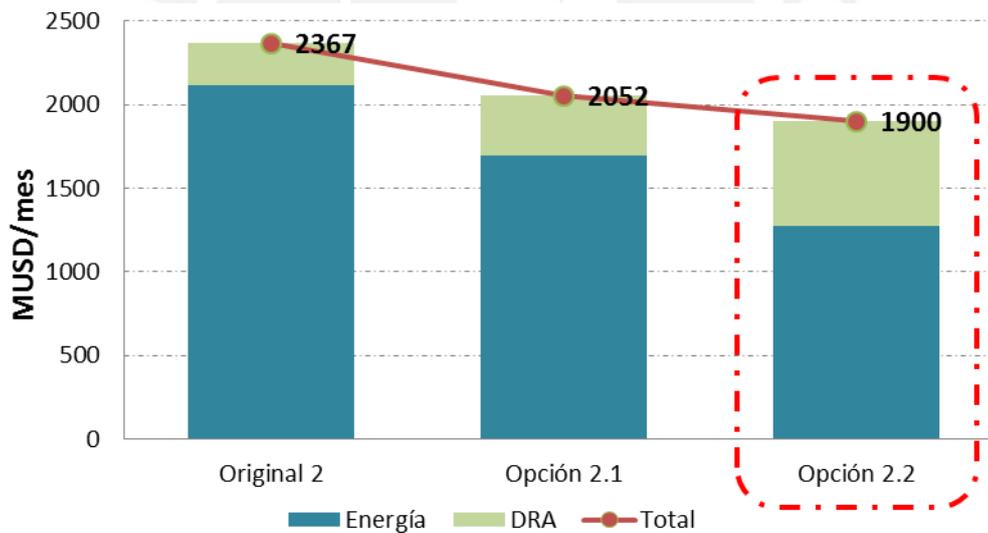


Figura 6.2-2: Costos operativos a 90 MBPD – Escenario 2
Fuente: Elaboración propia

En la figura 6.2-3 se observa que la opción 3.1, en donde la estación EB5 sale fuera de servicio, tiene los menores costos operativos. Esto indica que a pesar de tener ya altas dosificaciones de DRA, el precio de energía es lo suficientemente alto de tal manera de que los incrementos de dosificación se justifican económicamente.

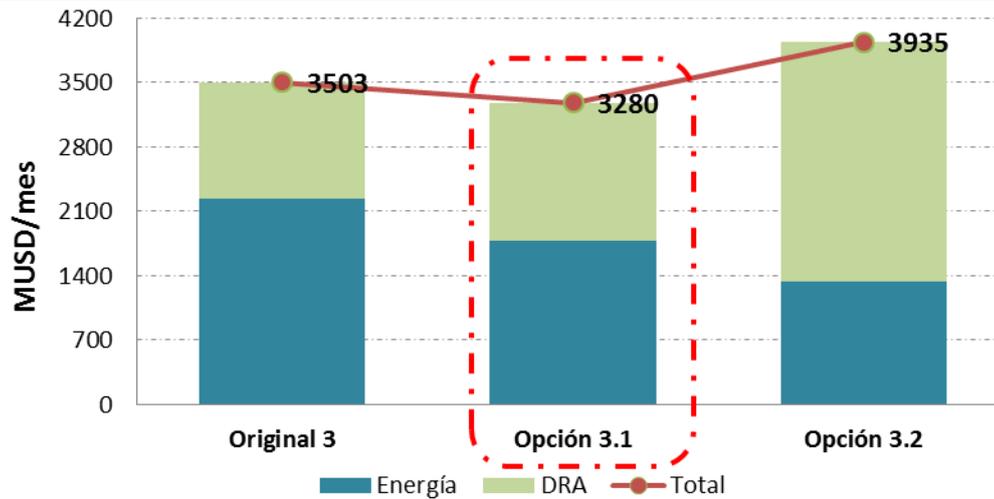


Figura 6.2-3: Costos operativos a 75 MBPD – Escenario 2

Fuente: Elaboración propia

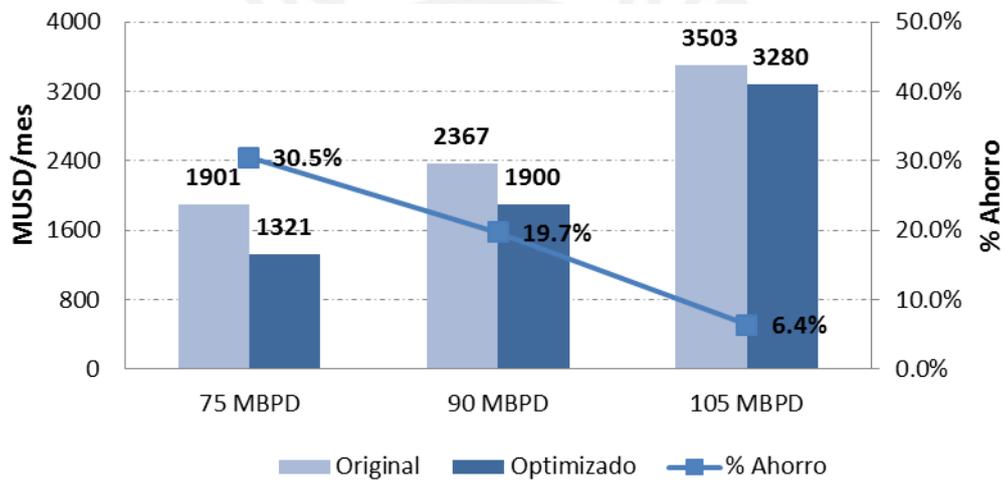


Figura 6.2-4: Comparación de Costos operativos totales en Escenario 2

Fuente: Elaboración propia

En la figura 6.2-4 se observa que los ahorros en costos operativos son mayores con respecto al escenario 1. Se tiene así: 30.5% para 75 MBPD, 19.7% para 90 MBPD y 6.4% para 105 BPD. Lo que demuestra que en escenarios en donde se tengan precios altos de energía eléctrica y se tenga inyección de DRA se debe poner mucha atención en encontrar el punto óptimo de operación a fin de poder reducir los consumos de energía y consecuentemente los costos.

Al igual que en el escenario 1, el % de ahorro disminuye a mayores caudales, debido a que el DRA adicional aumenta considerablemente.

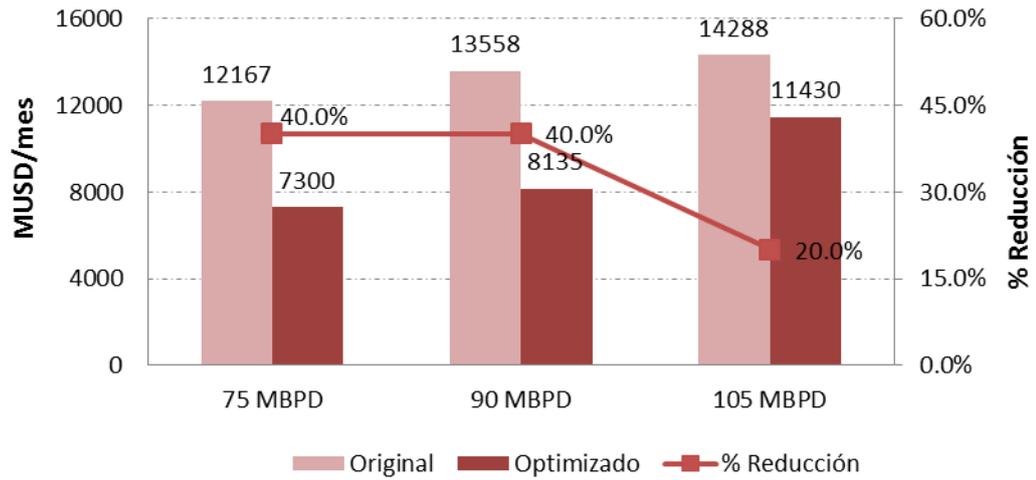


Figura 6.2-5: Comparación de Potencia requerida en Escenario 2
Fuente: Elaboración propia

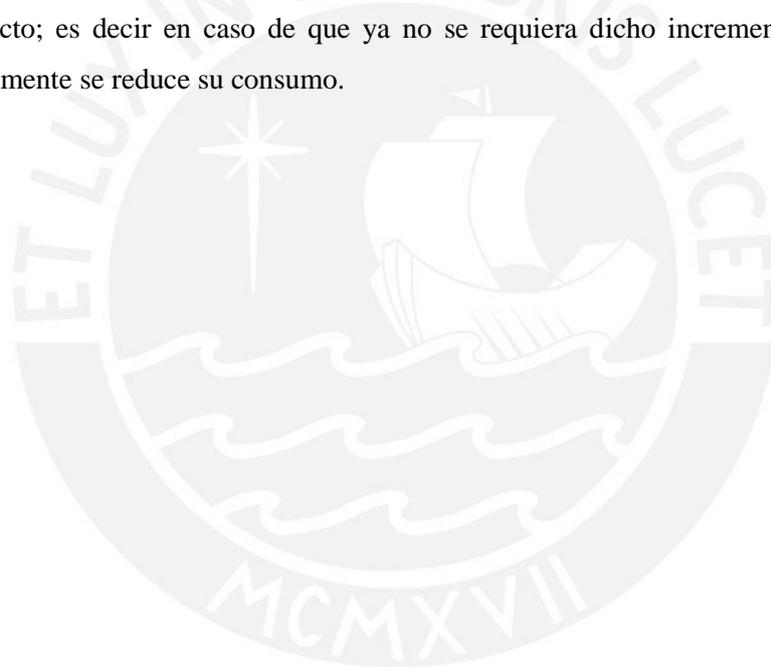
En lo que respecta al consumo de energía, para 75 y 90 MBPD se obtiene un reducción de 40% lo que equivale a sacar fuera de servicio dos estaciones de bombeo (EB5 y EB4) y para un régimen de 105 MBPD el consumo de energía se reduce en 20% que resulta de poner fuera de servicio la estación EB5.

7. CONCLUSIONES

1. Con el escenario 1 de bajo precio de energía (0.074 USD/kWh), luego del análisis para la optimización energética se pueden establecer las siguientes configuraciones de operación a fin de reducir dichos consumos y costos operativos.
 - 1.1. A 75 MBPD: Con las estaciones EB5 y EB4 fuera de servicio se obtiene 40% de reducción de consumo energía lo que representa un 12.1% de reducción en costos operativos totales.
 - 1.2. A 90 MBPD: Con la EB5 fuera de servicio se puede obtener un 20% de reducción de energía lo que representa un 3.6 % de reducción en costos.
 - 1.3. A 105 MBPD: No es económicamente viable reducir el consumo de energía a costa de más consumo de reductores de fricción, ya que el ahorro en energía no se compensa con los requerimientos de DRA adicional.
2. Para el escenario 2 de alto precio de energía (0.217 USD/kWh), las configuraciones de operación óptimas se detallan a continuación:
 - 2.1. A 75 MBPD: Con EB5 y EB4 fuera de servicio se obtiene 40% de reducción de energía lo que representa un 30.5% de reducción en costos operativos totales. A pesar de que el ahorro energético es el mismo que en el escenario 1 los costos operativos se reducen en mayor proporción debido al alto precio de la energía.
 - 2.2. A 90 MBPD: A diferencia del escenario 1, en este caso si es factible poner fuera de servicio dos estaciones de bombeo (EB5 y EB4) de lo que se puede obtener un 40% de reducción de consumo energía y consecuentemente un 19.7 % de reducción en costos operativos totales.
 - 2.3. A 105 MBPD: A pesar de que la demanda de DRA adicional es grande, con este precio de energía si es factible poder obtener una reducción de 20% en el consumo de energía y que esta sea traducida en un 6.4 % de reducción en costos operativos.
3. Elegir la configuración óptima para la operación de un sistema de transporte con DRA, depende de muchos factores como: características físicas del sistema, rendimiento de reductores de fricción, caudal de transporte, precios de energía y DRA etc. Por tanto cada escenario debe ser evaluado de forma particular a fin de determinar en función a las condiciones que se tienen, si es posible lograr una reducción de la demanda de energía y que esta se vea reflejada en los balances económicos finales.
4. La energía de bombeo se utiliza para compensar pérdidas por fricción en la tubería y pérdidas por diferencias de altimetría. En el Sistema X3 la estaciones de bombeo EB1 y EB2 no son posibles ser sacadas de operación, debido a que una gran parte de la energía

de bombeo es utilizada para compensar pérdidas por altimetría y éstas no se pueden reducir, por lo que se requería un rendimiento de reductores de fricción muy elevado, los cuales no se han alcanzado a la fecha a nivel industrial.

5. Para el Sistema X3, sacar fuera de servicio la segunda estación de bombeo consecutiva demanda una mayor cantidad que el doble de DRA necesario para poner fuera de servicio la primera estación, debido a que el rendimiento de los reductores de fricción no varían linealmente y a elevadas concentraciones las ganancias en la reducción por fricción es menor. Dependiendo del costo de la energía de bombeo puede resultar viable o no prescindir de alguna estación de bombeo adicional.
6. Los reductores de fricción destacan en la actualidad como una de las más atractivas opciones incremento de capacidad de un ducto, debido a su fácil implementación y a que la cantidad de DRA usado es directamente proporcional a la capacidad requerida del ducto; es decir en caso de que ya no se requiera dicho incremento en el futuro, simplemente se reduce su consumo.



8. BIBLIOGRAFÍA

ABDOU, Hesham

2013 “Case study in deducing pump discharge pressures with applied methods for maximizing throughput of a strategic crude oil pipeline”. *“Journal of Petroleum Technology and Alternative Fuels”* California, volumen 4(2), pp. 12-23.

2014 “Case Study in Economic Impact of using Drag Reducing Agent on Cost of Pumping Crude Oil in Western Desert, Egypt”. Berlin: 9th pipeline technology conference

CRANE, División de Ingeniería

1999 *Flujo de fluidos en válvulas, tuberías y accesorios*. México: McGraw Hill.

DEW, Michael

2010 “Pipeline Efficiency Rating”. Trabajo técnico preparado para la ponencia presentada en el PSIG (Pipeline Simulation Interest Group) Annual Meeting. California.

FRABOTTA, Remo

2011 *Optimización del Proyecto de Ducto (Metodología aplicable a Oleoductos, Poliductos y Gasoductos)*. Buenos Aires: Instituto del Gas y del Petróleo de Buenos Aires.

GARAICOCHEA, Francisco

1991 *Transporte de hidrocarburos por ductos*. México: Colegio de Ingenieros Petroleros de México, A.C.

GASLJEVIC, K.

2001 “On two distinct types of drag-reducing fluids, diameter scaling, and turbulent profiles”. *“Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics”*. California, volumen 96, pp. 405-425. Consulta: 16 de julio de 2014
<<http://www.ece.ucr.edu/~gaguilar/PUBLICATIONS/J5.pdf>>

GOODREAU, Mary

2010 “Power or DRA – What is the Optimum?”. Trabajo técnico preparado para la ponencia presentada en el PSIG (Pipeline Simulation Interest Group) Annual Meeting. Florida.

- GIL, Moises
2007 *“Reductores de Fricción una alternativa para mejorar la transportación en ductos”*. Trabajo técnico preparado para la ponencia presentada en el Noveno Congreso Internacional de Ductos. México.
- JOHNSON, Anders
2006 *“The Art and Science of Designing a Greenfield Pipeline”*. Trabajo técnico preparado para la ponencia presentada en el PSIG (Pipeline Simulation Interest Group) Annual Meeting. Virginia
- LLOYD, Mike
2006 *“Tennessee Gas Pipeline’s Experience with Optimization”*. Trabajo técnico preparado para la ponencia presentada en el PSIG (Pipeline Simulation Interest Group) Annual Meeting. Virginia
- MOHITPOUR, Mo
2003 *Pipeline Design & Construction: A Practical Approach*. Segunda edición. New York: ASME (American Society of Mechanical Engineers).
- ORTIZ, Javier
2004 *Reducción en el arrastre y sus aplicaciones industriales*. México: Instituto nacional de investigaciones nucleares.
- REID. R
1987 *The Properties of Gases & Liquids*. Tercera Edición. McGRAW-Hill International Editions
<<http://www.pirika.com/ENG/TCPE/Den-YW-JAVA.html>>
- ROMEO. E
2002 *Cálculo del factor de fricción en tuberías*. Zaragoza. Dpto. de Ingeniería Química y Tecnologías del Medio Ambiente. Facultad de Ciencias. Universidad de Zaragoza
- SCHROEDER, D. W. Jr.
2010 *“Pipeline Efficiency Considerations in Natural Gas Networks”*. Trabajo técnico preparado para la ponencia presentada en el PSIG (Pipeline Simulation Interest Group) Annual Meeting. Florida.
2010 *“A Tutorial on Pipe Flow Equations”*. Trabajo técnico preparado para la ponencia presentada en el PSIG (Pipeline Simulation Interest Group) Annual Meeting. Florida.

SHASHI, Menon

2004 *Liquid Pipeline Hydraulics*. Arizona: Marcel Dekker, Inc.

STANLEY, Galen

2007 “*Power Optimization in Liquid Pipelines*”. Trabajo técnico preparado para la ponencia presentada en el PSIG (Pipeline Simulation Interest Group) Annual Meeting. Calgary.

VIANI, Renzo

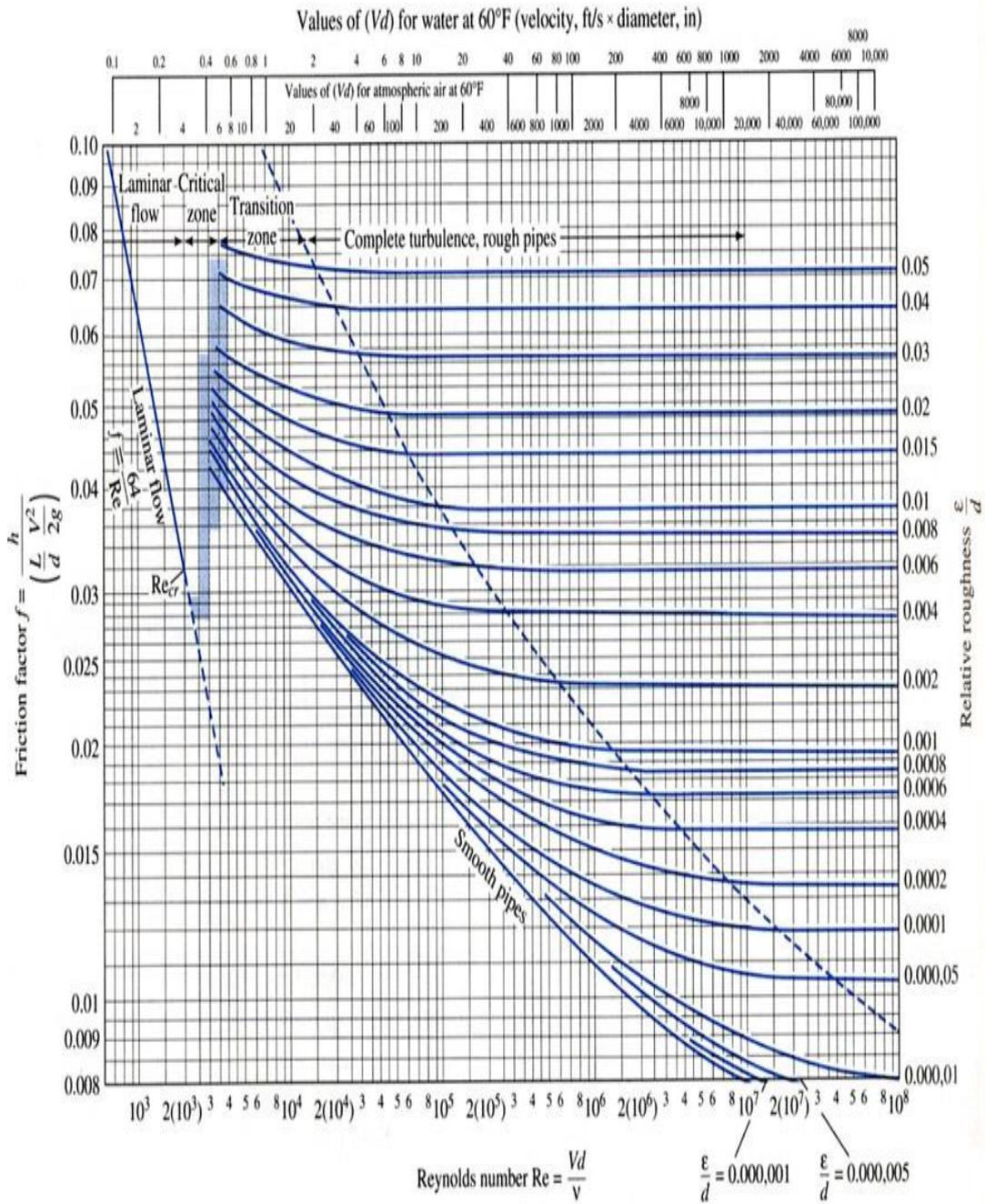
2010 “*El Transporte de Hidrocarburos por Ductos: El desarrollo del Gas Natural en el Perú*”. “*GN-La Revista del Gas Natural*”. Lima, año 2, número 2, pp. 108-121. Consulta: 11 de mayo de 2014.

<<http://larevistadelgasnatural.osinerg.gob.pe/articulo-detalle.php?meis=&category=&id=14>>



9. ANEXOS

9.1. Anexo A: Diagrama de Moody



9.2. Anexo B: Hoja de datos de DRA



HOJA DE DATOS DEL PRODUCTO

LP 100TM

Para petróleo crudo

Antecedentes

El LP.100 Flow Improver es parte de la línea de ConocoPhillips Specialty Products Inc. que brindan tecnología superior e innovadora para mejorar las condiciones de flujo. Este producto pionero en estado suspendido, es la respuesta para mejorar las condiciones de circulación en oleoductos de petróleos crudos.

Characteristics

El LP.100 Flow Improver es una suspensión acuosa. Posee óptimas características como reductor de fricción en muchas aplicaciones en oleoductos. El LP.100 Flow Improver puede reducir en más del 80% la fricción. Esto permite a las empresas tomar decisiones estratégicas para disminuir los costos operativos de oleoductos, incrementar la producción, reducir la presión de línea o incluso omitir estaciones intermedias de bombeo.

Se disuelve en el fluido que circula sin formar un revestimiento en la superficie interna del oleoducto. Aumenta el caudal de producción y al mismo tiempo reduce la corrosión interna.

La tecnología de polímeros utilizada por ConocoPhillips permite liberar más polímeros activos por unidad de volumen del producto tratado y mejora el proceso de disolución. El polímero utilizado tiene excelente afinidad con los hidrocarburos y genera una notable reducción de la fricción bajo distintas condiciones de servicio. También tiene una extraordinaria propiedad de resistencia a las fuerzas de corte.

Manipulación del producto

El LP.100 Flow Improver es fácil de manejar, almacenar y limpiar. Es inofensivo para el medio ambiente y no es inflamable. Fluye fácilmente y no necesita almacenarse en tanques presurizados con nitrógeno.

Véanse al dorso las propiedades del producto

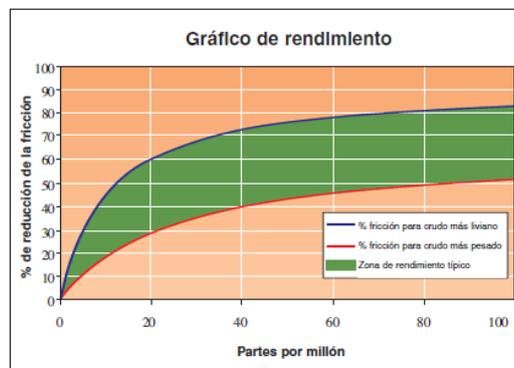
Beneficios

Rendimiento extraordinario

- Más del 80% de reducción de la fricción
- Permite aumentar los caudales con la misma presión de bombeo
- Mantiene el valor del flujo al tiempo que reduce la presión de línea
- Permite omitir la intervención de estaciones intermedias de bombeo

Tecnología superior

- Eleva la capacidad de transporte del oleoducto sin necesidad de inversiones de capital
- Se necesita menos volumen de polímero para obtener los mismos resultados
- Menos caudal de inyección que otros reductores de fricción
- Mayor velocidad de disolución que otros reductores de fricción
- Reduce en un 40% de la corrosión interna del oleoducto
- Disminuye las pérdidas por disipación de calor del crudo



La curva de rendimiento muestra el rango de rendimiento en el cual opera el LPTM 100 Flow Improver en función del tipo de oleoducto y las condiciones del crudo.

Comuníquese con nosotros en www.LiquidPower.com

El logotipo de LiquidPower y todos los productos con los símbolos de TM o [®] son marcas registradas de ConocoPhillips o de sus subsidiarias.



LP™ 100

PROPIEDADES DEL PRODUCTO

PROPIEDADES GENERALES	
Uso destinado	Con petróleo crudo
Tipo de mejorador de flujo	En estado suspendido
Medio portador/solvente	Agua
RENDIMIENTO	
Máxima reducción de la fricción	Mayor del 80%
Concentración típica	10 a 50 ppm
PROPIEDADES TÍPICAS	
Color	Blanco
Densidad	8 libras/galón (0.96 g/cm ³)
Punto de inflamación	No corresponde
Viscosidad	350 cP a 511 ⁺¹ (No newtoniano)
Punto de congelamiento	32 °F (0 °C)
Punto de ebullición	212 °F (100 °C)
Presión de vapor	0.95 libras/pulg. ² (24 mm de Hg a 25 °C)
MANIPULACIÓN	
Rango de temperatura de servicio	32 °F a 110 °F (0 °C a 43.3 °C)
Estabilidad del producto	Estable en suspensión
	Se recomienda agitación intermitente
Presión	No necesita recipientes presurizados ni presurización con nitrógeno
Calentamiento	Se ofrece control climático ambiental
EQUIPOS DE INYECCIÓN	
Bombas	Hay varios tipos de bombas para distintas dosificaciones y condiciones de servicio
Rango de caudal	5 a 2500 galones/día (20 a 9500 litros/día)
Caudalímetro	De masa (Coriolis)
Automatización	Disponible
SEGURIDAD Y MEDIO AMBIENTE (Véase la Hoja de Datos de Seguridad de Materiales)	
Seguridad	No peligroso; no inflamable
Salud	Baja toxicidad. Equipos convencionales de protección
Medio ambiente	Toxicidad acuática muy baja

Los datos presentados son el resultado de pruebas y experiencias que ConocoPhillips considera fiables, y se brindan únicamente con propósitos informativos. ConocoPhillips no asume ninguna responsabilidad civil por daños o lesiones derivadas del uso de los datos aquí contenidos y ninguno de dichos datos constituye una garantía ni una representación de garantía (incluida exención de responsabilidad civil relacionada con patentes) por parte de ConocoPhillips sobre los productos que se describen ni sobre el uso de los mismos para propósitos particulares, aunque dichos propósitos sean conocidos por ConocoPhillips.

**Norteamérica
Latinoamérica**
P.O. Box 2197
Houston, TX 77252-2197
EE.UU.
Teléfono: +1.832.486.2834
+1.800.897.2774 (en EE.UU., sin cargo)
Fax: +1.832.486.2881

**Europa, Oriente Medio, África,
Asia y Oceanía**
Mediaalaan 50
1800 Vilvoorde
Bruselas
Bélgica
Teléfono: +32.2.263.0520
Fax: +32.2.267.5176

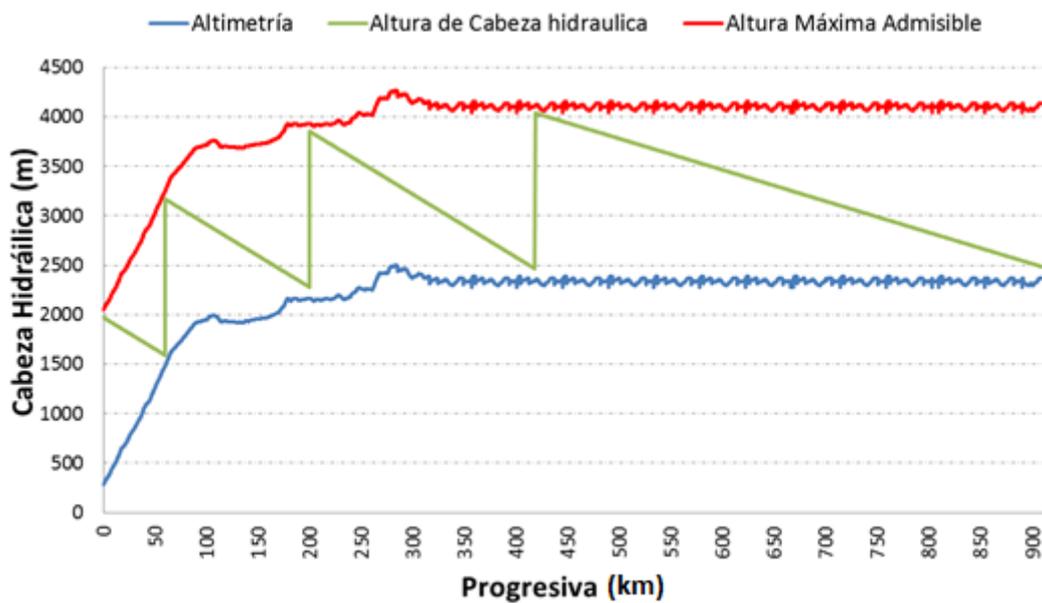
Rusia y CIS
1st Brestskaya str. 29, 8th Floor
Moscú, Rusia 125047
Teléfono: +7.095.785.2859
Fax: +7.095.785.2803



9.3. Anexo C: Resultados a 75 MBPD, Opción 1.1

Estación	EB1	EB2	EB3	EB4	EB5	Entrega
Progresiva (km)	0	59.8	200.0	418.2	666.8	909.5
Altimetría (m)	284.73	1482.3	2166.0	2352.0	2342.1	2371.7
Caudal (BPD)	75000	75000	75000	75000	75000	75000
Concentración DRA (ppm)	0	0	0	12.4	12.4	12.4
Presión de Entrada (bar)	7	7.1	7.0	7.0	56.6	7.0
Presión de Salida (bar)	105.0	105.0	105.0	105.0	56.6	-
Velocidad (m/s)	1.82	1.82	1.82	1.82	1.82	1.82
Reynolds	1280857	1280857	1280857	1280857	1280857	1280857
Perdida de Carga unitaria (bar/km)	0.396	0.396	0.396	0.197	0.197	0.197

Balance de Energía en el sistema		
Entrada	Energía Potencial inicial (m)	284.7
	Energía de Presión inicial (m)	112.4
	Energía cinética inicial (m)	0.1
Sistema X	Energía de bombeo (m)	6291.2
	Pérdida de energía por fricción (m)	4213.8
	Pérdida de energía por altura (m)	2086.9
Salida	Energía Potencial final (m)	2371.7
	Energía de Presión final (m)	111.9
	Energía cinética final (m)	0.1



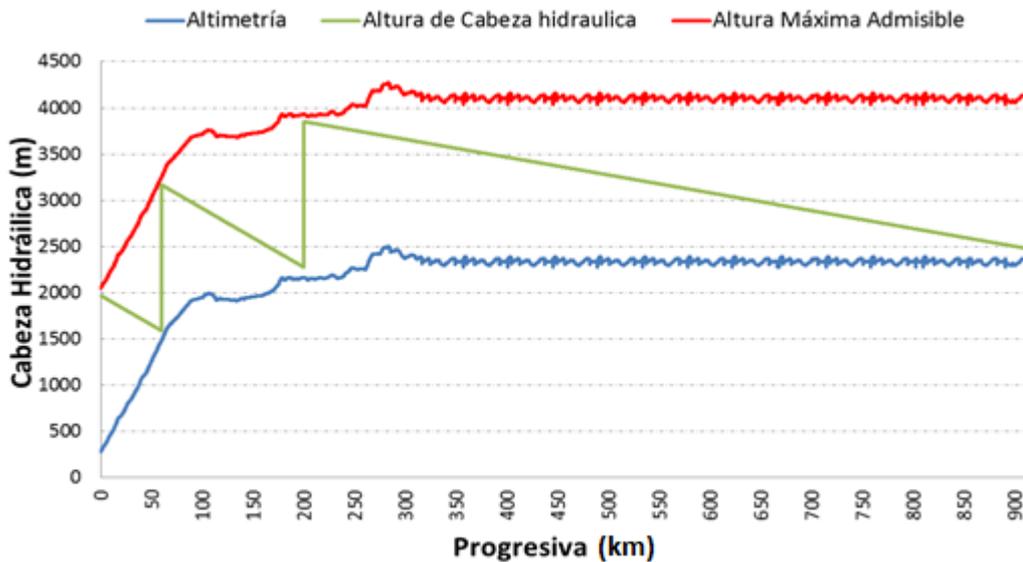
Sistema X3 75 MBPD – Perfil hidráulico Opción 1.1

Fuente: Elaboración propia

9.4. Anexo D: Resultados a 75 MBPD, Opción 1.2

Estación	EB1	EB2	EB3	EB4	EB5	Entrega
Progresiva (km)	0	59.8	200.0	418.2	666.8	909.5
Altimetría (m)	284.7	1482.3	2166.0	2352.0	2342.1	2371.7
Caudal (BPD)	75000	75000	75000	75000	75000	75000
Concentración DRA (ppm)	0	0	32.8	32.8	32.8	32.8
Presión de Entrada (bar)	7	7.1	7.0	67.2	37.8	6.8
Presión de Salida (bar)	105.0	105.0	105.0	67.2	37.8	-
Velocidad (m/s)	1.82	1.82	1.82	1.82	1.82	1.82
Reynolds	1280857	1280857	1280857	1280857	1280857	1280857
Perdida de Carga unitaria (bar/km)	0.396	0.396	0.120	0.120	0.120	0.120

Balance de Energía en el sistema		
Entrada	Energía Potencial inicial (m)	284.7
	Energía de Presión inicial (m)	112.4
	Energía cinética inicial (m)	0.1
Sistema X	Energía de bombeo (m)	4718.2
	Pérdida de energía por fricción (m)	2641.7
	Pérdida de energía por altura (m)	2086.9
Salida	Energía Potencial final (m)	2371.7
	Energía de Presión final (m)	109.7
	Energía cinética final (m)	0.1



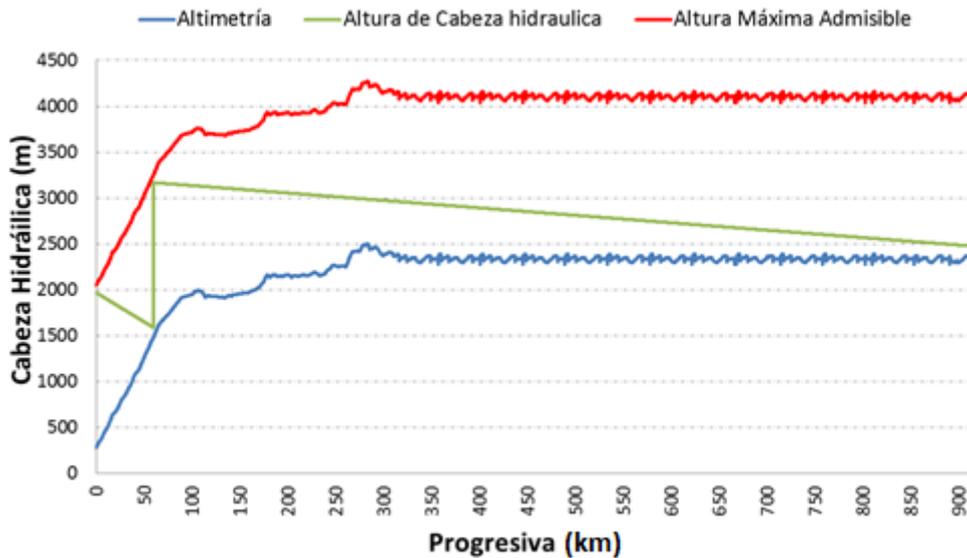
Sistema X3 75 MBPD – Perfil hidráulico Opción 1.2

Fuente: Elaboración propia

9.5. Anexo E: Resultados a 75 MBPD, Opción 1.3

Estación	EB1	EB2	EB3	EB4	EB5	Entrega
Progresiva (km)	0	59.8	200.0	418.2	666.8	909.5
Altimetría (m)	284.7	1482.3	2166.0	2352.0	2342.1	2371.7
Caudal (BPD)	75000	75000	75000	75000	75000	75000
Concentración DRA (ppm)	0	240.5	240.5	240.5	240.5	240.5
Presión de Entrada (bar)	7	7.0	55.3	32.8	20.7	6.8
Presión de Salida (bar)	105.0	105.0	55.3	32.8	20.7	-
Velocidad (m/s)	1.82	1.82	1.82	1.82	1.82	1.82
Reynolds	1280857	1280857	1280857	1280857	1280857	1280857
Perdida de Carga unitaria (bar/km)	0.396	0.050	0.050	0.050	0.050	0.050

Balance de Energía en el sistema		
Entrada	Energía Potencial inicial (m)	284.7
	Energía de Presión inicial (m)	112.4
	Energía cinética inicial (m)	0.1
Sistema X	Energía de bombeo (m)	3146.4
	Pérdida de energía por fricción (m)	1846.7
	Pérdida de energía por altura (m)	2086.9
Salida	Energía Potencial final (m)	2371.7
	Energía de Presión final (m)	108.5
	Energía cinética final (m)	0.1



Sistema X3 75 MBPD – Perfil hidráulico Opción 1.3

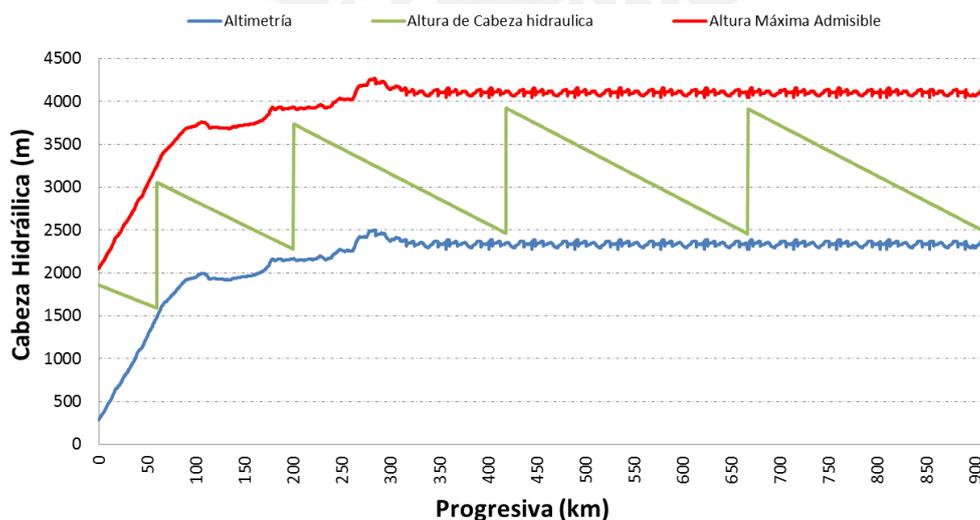
Fuente: Elaboración propia

9.6. Anexo F: Resultados a 90 MBPD, configuración original

Estación	EB1	EB2	EB3	EB4	EB5	Entrega
Progresiva (km)	0	59.8	200.0	418.2	666.8	909.5
Altimetría (m)	284.73	1482.3	2166.0	2352.0	2342.1	2371.7
Caudal (BPD)	90000	90000	90000	90000	90000	90000
Concentración DRA (ppm)	12.1	7.2	6.2	6.0	6.1	6.1
Presión de Entrada (bar)	7	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0
Presión de Salida (bar)	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	-
Velocidad (m/s)	2.16	2.16	2.16	2.16	2.16	2.16
Reynolds	1529288	1529288	1529288	1529288	1529288	1529288
Perdida de Carga unitaria (bar/km)	0.280	0.346	0.364	0.368	0.367	0.367

Balance de Energía en el sistema		
Entrada	Energía Potencial inicial (m)	284.7
	Energía de Presión inicial (m)	112.4
	Energía cinética inicial (m)	0.1
Sistema X	Energía de bombeo (m)	7303.6
	Pérdida de energía por fricción (m)	5225.4
	Pérdida de energía por altura (m)	2086.9
Salida	Energía Potencial final (m)	2371.7
	Energía de Presión final (m)	112.4
	Energía cinética final (m)	0.1

Cálculo de DRA	EB1	EB2	EB3	EB4	EB5
Distancia	59.8	140.2	218.2	248.6	242.7
Pérdida por fricción sin DRA (m)	536.7	1258.2	1958.2	2231.0	2178.1
Pérdida por fricción con DRA (m)	269.4	779.5	1276.0	1470.0	1430.7
Factor de Reducción de Fricción (F)	0.5	0.4	0.3	0.3	0.3
Concentración de DRA (ppm)	12.1	7.2	6.2	6.0	6.1



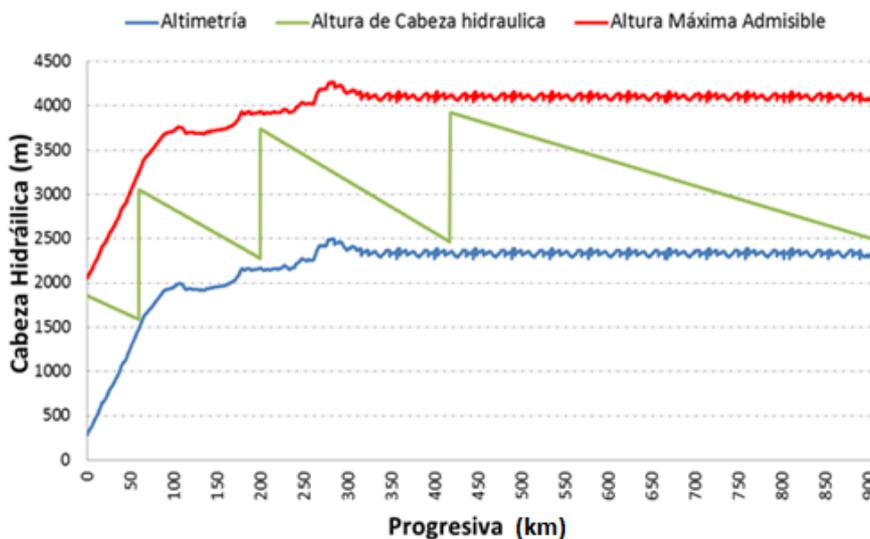
Sistema X3 90 MBPD – Perfil hidráulico – Configuración original
Fuente: Elaboración propia

9.7. Anexo G: Resultados a 90 MBPD, Opción 2.1

Estación	EB1	EB2	EB3	EB4	EB5	Entrega
Progresiva (km)	0	59.8	200.0	418.2	666.8	909.5
Altimetría (m)	284.73	1482.3	2166.0	2352.0	2342.1	2371.7
Caudal (BPD)	90000	90000	90000	90000	90000	90000
Concentración DRA (ppm)	12.1	7.2	6.2	28.6	28.6	28.6
Presión de Entrada (bar)	7	7.0	7.0	7.0	53.1	7.0
Presión de Salida (bar)	98.0	98.0	98.0	98.0	53.1	-
Velocidad (m/s)	2.16	2.16	2.16	2.16	2.16	2.16
Reynolds	1529288	1529288	1529288	1529288	1529288	1529288
Perdida de Carga unitaria (bar/km)	0.280	0.346	0.364	0.183	0.183	0.183

Balance de Energía en el sistema		
Entrada	Energía Potencial inicial (m)	284.7
	Energía de Presión inicial (m)	112.4
	Energía cinética inicial (m)	0.1
Sistema X	Energía de bombeo (m)	5841.5
	Pérdida de energía por fricción (m)	3763.5
	Pérdida de energía por altura (m)	2086.9
Salida	Energía Potencial final (m)	2371.7
	Energía de Presión final (m)	111.6
	Energía cinética final (m)	0.1

Cálculo de DRA	EB1	EB2	EB3
Distancia	59.8	140.2	709.5
Pérdida por fricción sin DRA (m)	536.7	1258.2	6367.4
Pérdida por fricción con DRA (m)	269.4	779	1256.3
Factor de Reducción de Fricción (F)	0.5	0.4	0.8
Concentración de DRA (ppm)	12.1	7.2	75.4



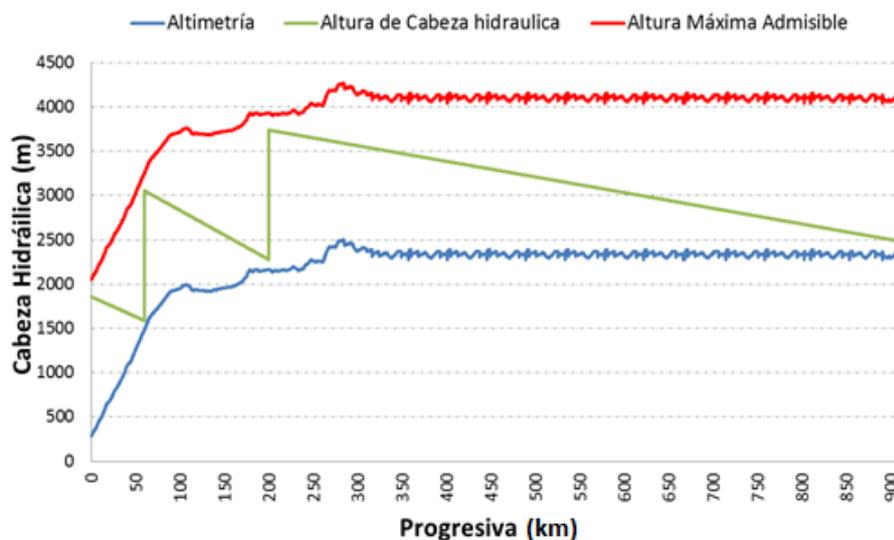
Sistema X3 90 MBPD – Perfil hidráulico – Opción 2.1
Fuente: Elaboración propia

9.8. Anexo H: Resultados a 90 MBPD, Opción 2.2

Estación	EB1	EB2	EB3	EB4	EB5	Entrega
Progresiva (km)	0	59.8	200.0	418.2	666.8	909.5
Altimetría (m)	284.7	1482.3	2166.0	2352.0	2342.1	2371.7
Caudal (BPD)	90000	90000	90000	90000	90000	90000
Concentración DRA (ppm)	12.1	7.2	75.9	75.9	75.9	75.9
Presión de Entrada (bar)	7	7.0	7.0	62.4	35.6	7.0
Presión de Salida (bar)	98.0	98.0	98.0	62.4	35.6	-
Velocidad (m/s)	2.16	2.16	2.16	2.16	2.16	2.16
Reynolds	1529288	1529288	1529288	1529288	1529288	1529288
Perdida de Carga unitaria (bar/km)	0.280	0.346	0.110	0.110	0.110	0.110

Balance de Energía en el sistema		
Entrada	Energía Potencial inicial (m)	284.7
	Energía de Presión inicial (m)	112.4
	Energía cinética inicial (m)	0.1
Sistema X	Energía de bombeo (m)	4381.6
	Pérdida de energía por fricción (m)	2153.2
	Pérdida de energía por altura (m)	2086.9
Salida	Energía Potencial final (m)	2371.7
	Energía de Presión final (m)	113.1
	Energía cinética final (m)	0.1

Cálculo de DRA	EB1	EB2	EB3	EB4
Distancia	59.8	140.2	218.2	491.3
Pérdida por fricción sin DRA (m)	536.7	1258.2	1958.2	4409.1
Pérdida por fricción con DRA (m)	269.4	779.0	1275.2	1440.5
Factor de Reducción de Fricción (F)	0.5	0.4	0.3	0.7
Concentración de DRA (ppm)	12.1	7.2	6.2	28.6



Sistema X3 90 MBPD – Perfil hidráulico – Opción 2.2

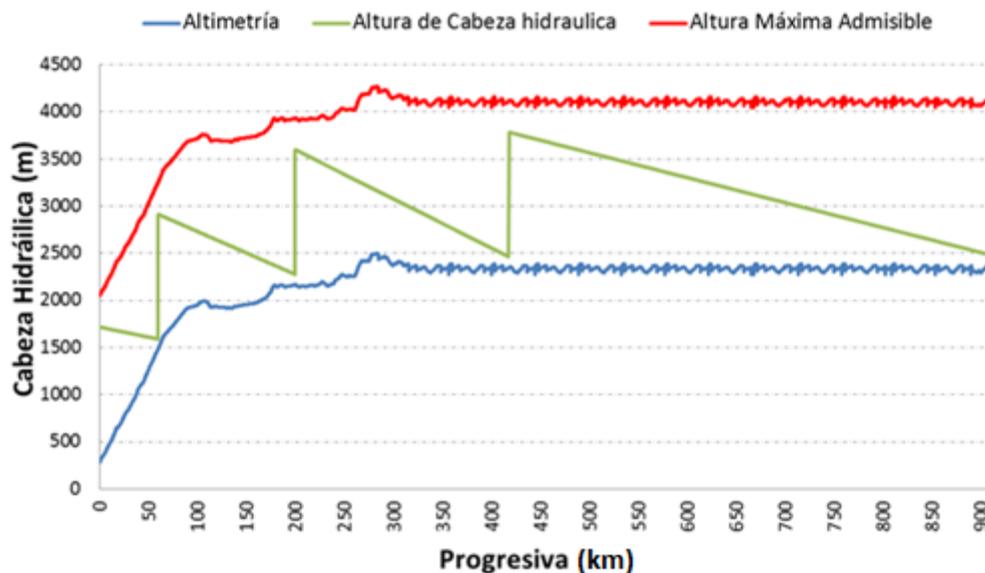
Fuente: Elaboración propia

9.9. Anexo I: Resultados a 105 MBPD, Opción 3.1

Estación	EB1	EB2	EB3	EB4	EB5	Entrega
Progresiva (km)	0	59.8	200.0	418.2	666.8	909.5
Altimetría (m)	284.73	1482.3	2166.0	2352.0	2342.1	2371.7
Caudal (BPD)	105000	105000	105000	105000	105000	105000
Concentración DRA (ppm)	95.0	21.6	16.6	60.5	60.5	60.5
Presión de Entrada (bar)	7.0	7.0	7.0	7.0	48.8	7.0
Presión de Salida (bar)	89.2	89.2	89.2	89.2	48.8	-
Velocidad (m/s)	2.52	2.52	2.52	2.52	2.52	2.52
Reynolds	1784170	1784170	1784170	1784170	1784170	1784170
Perdida de Carga unitaria (bar/km)	0.133	0.284	0.324	0.165	0.165	0.165

Balance de Energía en el sistema		
Entrada	Energía Potencial inicial (m)	284.7
	Energía de Presión inicial (m)	112.4
	Energía cinética inicial (m)	0.1
Sistema X	Energía de bombeo (m)	5279.0
	Pérdida de energía por fricción (m)	3199.5
	Perdida de energía por altura (m)	2086.9
Salida	Energía Potencial final (m)	2371.7
	Energía de Presión final (m)	112.1
	Energía cinética final (m)	0.1

Cálculo de DRA	EB1	EB2	EB3	EB4
Distancia	59.8	140.2	218.2	491.3
Pérdida por fricción sin DRA (m)	719.0	1685.6	2623.4	5906.9
Pérdida por fricción con DRA (m)	129.2	639.3	1135.8	1300.3
Factor de Reducción de Fricción (F)	0.82	0.62	0.57	0.78
Concentración de DRA (ppm)	92.4	21.5	16.6	60.4



Sistema X3 105 MBPD – Perfil hidráulico – Opción 3.1

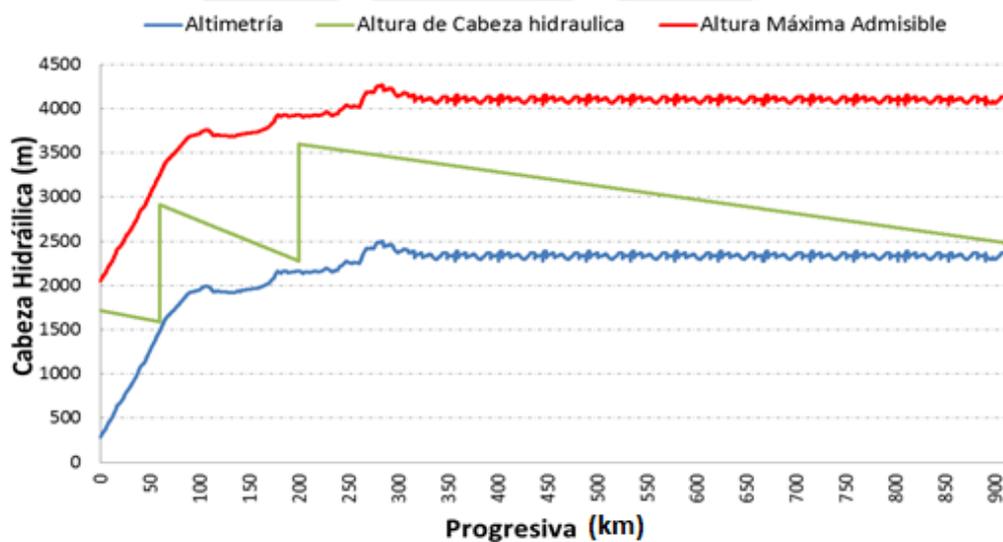
Fuente: Elaboración propia

9.10. Anexo J: Resultados a 105 MBPD, Opción 3.2

Estación	EB1	EB2	EB3	EB4	EB5	Entrega
Progresiva (km)	0	59.8	200.0	418.2	666.8	909.5
Altimetría (m)	284.7	1482.3	2166.0	2352.0	2342.1	2371.7
Caudal (BPD)	105000	105000	105000	105000	105000	105000
Concentración DRA (ppm)	95.0	21.6	220.0	220.0	220.0	220.0
Presión de Entrada (bar)	7	7.0	7.0	56.3	32.5	7.0
Presión de Salida (bar)	89.2	89.2	89.2	56.3	32.5	-
Velocidad (m/s)	2.52	2.52	2.52	2.52	2.52	2.52
Reynolds	1784170	1784170	1784170	1784170	1784170	1784170
Perdida de Carga unitaria (bar/km)	0.133	0.284	0.098	0.098	0.098	0.098

Balance de Energía en el sistema		
Entrada	Energía Potencial inicial (m)	284.7
	Energía de Presión inicial (m)	112.4
	Energía cinética inicial (m)	0.1
Sistema X	Energía de bombeo (m)	3959.0
	Pérdida de energía por fricción (m)	1539.4
	Perdida de energía por altura (m)	2086.9
Salida	Energía Potencial final (m)	2371.7
	Energía de Presión final (m)	112.3
	Energía cinética final (m)	0.1

Cálculo de DRA	EB1	EB2	EB3
Distancia	59.8	140.2	709.5
Pérdida por fricción sin DRA (m)	719.0	1685.6	8529.5
Pérdida por fricción con DRA (m)	129.2	639.3	1112.5
Factor de Reducción de Fricción (F)	0.82	0.62	0.87
Concentración de DRA (ppm)	92.4	21.5	220.0



Sistema X3 105 MBPD – Perfil hidráulico – Opción 3.2

Fuente: Elaboración propia