

ESCUELA POLITECNICA NACIONAL

FACULTAD DE INGENIERIA MECANICA

**ANALISIS DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN EN ESTADO
ESTABLE DE ESTACIONES REDUCTORAS DE PRESIÓN EN
OLEODUCTOS**

**TESIS DE GRADO PREVIO A LA OBTENCION DEL GRADO DE MAGISTER EN
SISTEMAS DE TRANSPORTE DE PETROLEO Y DERIVADOS**

ANGEL FABIAN MOREIRA ROMERO

SANTIAGO ALBERTO MENA MALDONADO

angelmoreira20@hotmail.com

saalmem@hotmail.com

DIRECTOR: ING LENIN UBIDIA

Quito, septiembre de 2015

DECLARACIÓN

Nosotros, Angel Fabian Moreira Romero y Santiago Alberto Mena Maldonado, declaramos que el trabajo aquí descrito es de nuestra autoría; que no ha sido previamente presentado para ningún grado o calificación profesional; y, que hemos consultado las referencias bibliográficas que se incluyen en este documento.

La Escuela Politécnica Nacional, puede hacer uso de los derechos correspondientes a este trabajo, según lo establecido por la Ley de Propiedad Intelectual, por su Reglamento y por la normatividad institucional vigente.

**ANGEL FABIAN MOREIRA
ROMERO**

**SANTIAGO ALBERTO MENA
MALDONADO**

CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por los ingenieros Angel Fabian Moreira Romero y Santiago Mena Maldonado bajo mi supervisión.

LENIN UBIDIA, M.Sc.

AGRADECIMIENTO

Este proyecto es el resultado del esfuerzo y dedicación por ello tenemos que agradecer a nuestro director de proyecto, Msc. Lenin Ubidia, a nuestras familias por el apoyo brindado durante todo este tiempo que al final se ven reflejado en el fruto de la satisfacción, agradecer a todos los maestro que nos brindaron sus conocimientos y que sin lugar a duda aportaron para la consecución de Este Proyecto de tesis.

ANGEL FABIAN MOREIRA ROMERO

SANTIAGO ALBERTO MENA MALDONADO

DEDICATORIA

La terminación de este proyecto está dedicado en primer lugar a dios, a nuestros padres, a nuestras familias que han sido pilares fundamentales en nuestras vidas. Sin ellos, que son nuestros motivos más grandes para seguir consiguiendo logros en la vida. Dedicamos este proyecto de tesis a nuestros hijos de cual somos nosotros sus mayores ejemplos a seguir.

ANGEL FABIAN MOREIRA ROMERO

SANTIAGO ALBERTO MENA MALDONADO

TABLA DE CONTENIDO

INTRODUCCION.....	1
CAPITULO 1.....	2
1. ECUACIONES PARA EL TRANSPORTE DE FLUIDO EN TUBERIA ECUACION PARA LA VARIACION DE LA ALTURA HIDRAULICA DE ENERGIA EN FUNCION DE LA POSICION – TUBERIAS EN ESTADO ESTABLE	2
CAPITULO 2.....	7
2. ESTACIONES REDUCTORAS DE PRESION Y SU INFLUENCIA EN OLEODUCTOS..	7
CAPITULO 3.....	11
3. MODELO HIDRODINAMICO DEL SOTE.....	11
3.1 EL MODELO HIDRODINAMICO DEL SOTE	14
3.2 CARACTERISTICAS DE FUNCIONAMIENTO DE UNA ESTACION REDUCTORA DE PRESION	15
CAPITULO 4.....	16
4. MODELO HIDRODINAMICO – ENERGETICO DE UNA ESTACION REDUCTORA DE PRESION	16
4.1 MODELO HIDRODINAMICO – ENERGETICO DE UNA ESTACION REDUCTORA DE PRESION EN ESTADO ESTABLE	16
4.2 MODELO HIDRODINAMICO – ENERGETICO DE UNA ESTACION REDUCTORA DE PRESION EN ESTADO TRANSITORIO.....	22
CAPITULO 5.....	28
5. ESCENARIOS DE OPERACIÓN DEL SOTE.....	28
5.1 OPERACIÓN NORMAL DEL SOTE	28
5.2 PRIMER ESCENARIO	28
5.3 SEGUNDO ESCENARIO	29
5.4 TERCER ESCENARIO	30
5.5 CUARTO ESCENARIO.....	31
5.6 QUINTO ESCENARIO.....	32

5.7 SEXTO ESCENARIO.....	33
5.8 SEPTIMO ESCENARIO.....	34
5.9 OCTAVO ESCENARIO.....	35
CAPITULO 6	37
6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	37
6.1 CONCLUSIONES.....	37
6.2 RECOMENDACIONES.....	37
BIBLIOGRAFIA.....	38

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1: Referencia gráfica para la ecuación 1.3 y 1.4.

Figura 1.2: Referencia gráfica para la ecuación 1.13.

Figura 1.3: Referencia gráfica para la ecuación 1.14.

Figura 2.1: Perfil del SOTE y ruta entre Lago Agrio y estación Balao

Figura 2.2: Curvas características de una válvula de globo. Variación de kv con el porcentaje de apertura

Figura 3.1: Válvula reductora de presión

Figura 3.2: Solución grafica de la ecuación 3.14 (Sistema de primer orden. Temperatura inicial 50.8 °C, Temperatura final 51.39°C)

Figura 4.1: Gradiente Hidráulico & MAOP escenario # 1

Figura 4.2: Gradiente Hidráulico & MAOP escenario # 2

Figura 4.3: Gradiente Hidráulico & MAOP escenario # 3

Figura 4.4: Gradiente Hidráulico & MAOP escenario # 4

Figura 4.5: Gradiente Hidráulico & MAOP escenario # 5

Figura 4.6: Gradiente Hidráulico & MAOP escenario # 6

Figura 4.7: Gradiente Hidráulico & MAOP escenario # 7

Figura 4.8: Gradiente Hidráulico & MAOP escenario # 8

Figura 4.9: Hentrada Vs API

LISTA DE TABLAS

Tabla 1.1: Estaciones reductoras de presión: Ubicación y Altura sobre el nivel del mar para el SOTE.

LISTA DE ANEXOS

ANEXO A SUBROUTINAS

A.1 Calor Específico

A.2 Densidad

A.3 Factor de Fricción

A.4 Temperatura Del Transitorio

A5 Temperatura A La Salida De Estación Reductora

A.6 Viscosidad De La Mezcla

A.7 Viscosidad

ANEXO B DESARROLLO DE SOLUCIONES EN MATLAB

B.1 Cálculo del Gradiente hidráulico del sote

B.2 Temperatura de Salida de estación Reductora

ANEXO C DESTILACIÓN TBP DEL PETRÓLEO CRUDO

ABREVIATURAS

p_1 = Presión de entrada

p_2 = Presión de salida

ρ = Densidad

V_1^2 = Velocidad de entrada

V_2^2 = Velocidad de Salida

z_1 = Elevación inicial

z_2 = Elevación Final

g = Aceleración de la gravedad

H_p = Pérdida de Energía del Fluido

f = Factor de Fricción

L = Longitud de la Tubería

D = Diametro

ε/D = Rugosidad Relativa

Re = Numero de Reynolds

μ = Viscosidad Dinámica

Q = Caudal

V = Velocidad

t = Espesor de la Tubería

$H_2(x)$ = Piezometrica en función de la posición

π = Pi

$MAOP$ = Presión Máxima Permitida de Operación

σ_c = Esfuerzo Transversal

σ_l = Esfuerzo Longitudinal

σ_t = Esfuerzo de trabajo

σ_f = Esfuerzo de Fluencia

FS = Factor de Seguridad

ρ_T = Densidad de la Mezcla de Crudos

k_v = Constante de válvula para Estrangulamiento

\dot{W}_{ejes} = Trabajo de Ejes

\dot{W}_p = Trabajo perdido

\dot{Q}_{gen} = Calor Generado

h_o = Hentalpia

\dot{m} = Flujo másico

U = Coeficiente global de transferencia de calor

A = Área exterior de la válvula

T = Temperatura promedio de temperatura dentro de la válvula.

T_∞ = Temperatura del ambiente que rodea a la válvula

$sc1$ = Superficies de control a la entrada

$sc2$ = Superficies de control a la salida

C_p = Calor específico del fluido

T_1 = Temperatura de entrada a la válvula de control

T_2 = Temperatura de salida a la válvula de control

u = Energía interna

RESUMEN

INTRODUCCION

En el Internet y en la bibliografía especializada poco se encuentra acerca de las condiciones de operación de estaciones reductoras de presión, en especial de sistemas de transporte de crudo. Un análisis hidrodinámico y térmico de las condiciones en varios escenarios es necesario para asegurar la correcta operación de un sistema de transporte de crudo.

Por lo que Técnicamente, las condiciones de operación de estaciones reductoras son importantes en el análisis tanto termodinámico -hidrodinámico como de integridad de un oleoducto. El control sobre los parámetros que influyen sobre el comportamiento del sistema permite la seguridad en el manejo de un sistema de transporte. Varios de estos parámetros se controlan en las estaciones reductoras de presión.

El presente trabajo está encaminado a determinar un modelo que represente las condiciones de operación en estado estable y transitorio de una estación reductora en el que se incluyan todas las variables que influyen en el sistema. Como un ejemplo, se analizarán las condiciones de operación del SOTE, las cuales desde su inicio de operaciones a finales de la década de los 70's, han cambiado considerablemente. Por lo que se desarrollará un programa en Matlab para analizar varias de las condiciones actuales de operación y los riesgos en la integridad del sistema.

CAPITULO 1

1. ECUACIONES PARA EL TRANSPORTE DE FLUIDO EN TUBERIA ECUACION PARA LA VARIACION DE LA ALTURA HIDRAULICA DE ENERGIA EN FUNCION DE LA POSICION – TUBERIAS EN ESTADO ESTABLE

Partiendo de la ecuación de la energía en un ducto:

$$\frac{p_1}{\rho} + \frac{V_1^2}{2} + gz_1 = \frac{p_2}{\rho} + \frac{V_2^2}{2} + gz_2 + gH_p; \text{ ecuación 1.1}$$

Donde:

p : es la presión en la entrada o salida del ducto o tubería $\left[\frac{N}{m^2}\right]$

ρ : es la densidad a la entrada $\left[\frac{kg}{m^3}\right]$

g : es la aceleración de la gravedad, $9.8 \left[\frac{m}{s^2}\right]$

z : es la altura con respecto al nivel de referencia $[m]$

H_p : representa a las pérdidas de energía debido al rozamiento y accesorios $[m]$

Se asume que el valor de la densidad no varía entre el estado del punto 1 y del punto 2.

Las pérdidas de energía del fluido, asociadas con el rozamiento, se determinan a partir de la ecuación:

$$H_p = f \frac{L V^2}{D 2g}; [m]; \text{ecuación 1.2}$$

Donde

f : es el factor de fricción – adimensional.

Para este trabajo, el factor de fricción se determinará a partir de la ecuación de Colebrook – White:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log \left[\frac{\varepsilon/D}{3.7} + \frac{2.51}{Re\sqrt{f}} \right]$$

ε/D : es la rugosidad relativa, adimensional.

Re : es el número de Reynolds, adimensional. Se obtiene de la siguiente relación:

$$Re = \frac{\rho V D}{\mu}$$

Donde μ es la viscosidad dinámica [Pa.s]

L : es la longitud total de la tubería [m]

D : es el diámetro interior de la tubería [m]

g : es la aceleración de la gravedad, $9.8 \left[\frac{m}{s^2} \right]$

V : es la velocidad promedio del flujo $\left[\frac{m}{s} \right]$

Las pérdidas de energía en la tubería, como se puede observar en la ecuación 1.2, dependen proporcionalmente de la longitud de la tubería L . Para el caso de cualquier posición x , se tiene la siguiente relación (ver figura 1.1):

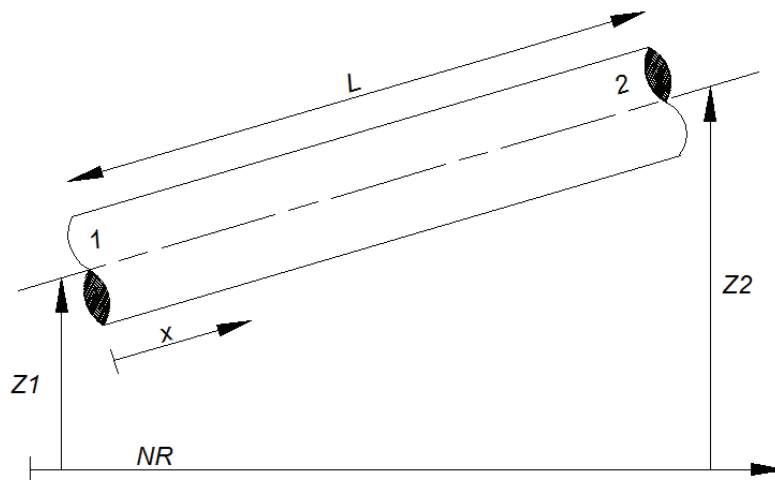


Figura 1.1: Referencia gráfica para la ecuación 1.3 y 1.4.

$$H_p(x) = f \frac{x V^2}{D 2g}; [m]; \text{ ecuación 1.3}$$

Esta ecuación representa las pérdidas de energía, en altura hidráulica, debidas al rozamiento.

Si $x=L$, se tiene la pérdida total en la longitud de la tubería.

$$H_p = f \frac{L V^2}{D 2g}; [m]; \text{ ecuación 1.4}$$

La velocidad, en función del caudal y del diámetro interior de la tubería, es:

$$V = \frac{4Q}{\pi D^2}; \left[\frac{m^3}{s} \right] \text{ ecuación 1.5}$$

Reemplazando la ecuación 1.5 en la ecuación 1.3, se tiene:

$$H_p(x) = f \frac{x}{D^5} \cdot \frac{1}{2g} \cdot \frac{16Q^2}{\pi^2}; [m]; \text{ ecuación 1.6}$$

Para determinar las pérdidas de energía, en altura hidráulica, en función de la posición x, se dividirá la ecuación 1.1 para la aceleración de la gravedad, así:

$$\left[\frac{p_1}{\rho} + \frac{V_1^2}{2} + gz_1 = \frac{p_2}{\rho} + \frac{V_2^2}{2} + gz_2 + gH_p \right] \div g$$

$$\frac{p_1}{\rho g} + \frac{V_1^2}{2g} + z_1 = \frac{p_2}{\rho g} + \frac{V_2^2}{2g} + z_2 + H_p; \text{ ecuación 1.7}$$

Las velocidades en los puntos 1 y 2 son iguales (ver Figura 1.1), por lo que se pueden eliminar en ambos lados de la ecuación 1.7:

$$\frac{p_1}{\rho g} + z_1 = \frac{p_2}{\rho g} + z_2 + H_p; [m]; \text{ ecuación 1.8}$$

Si se agrupan los términos del lado izquierdo de la ecuación en una sola variable, se tiene:

$$\frac{p_1}{\rho g} + z_1 = H_1; [m]; \text{ ecuación 1.9}$$

Donde H1 es la altura Piezometrica.

De igual forma con los del lado derecho:

$$\frac{p_2}{\rho g} + z_2 = H_2; [m]; \text{ ecuación 1.10}$$

Al sustituir las ecuaciones 1.6, 1.9 y 1.10 en la ecuación 1.8, se tiene para cualquier abcisa x:

$$H_2(x) = H_1 - f \frac{x}{D^5} \cdot \frac{1}{2g} \cdot \frac{16Q^2}{\pi^2}; [m]; \text{ ecuación 1.11}$$

Si se llama constante c al siguiente grupo de factores:

$$c = \frac{f}{D^5} \cdot \frac{1}{2g} \cdot \frac{16Q^2}{\pi^2}$$

La ecuación 1.11 se transforma en:

$$H_2(x) = H_1 - cx; [m]; \text{ ecuación 1.12}$$

La ecuación 1.12 representa la Piezometrica, en función de la posición x a lo largo del ducto o tubería.

En el caso de flujo de tuberías, de diferente diámetro, la ecuación 1.12 se puede generalizar como (ver Figura 1.2):

$$H_j(x) = H_i - c_k(x_j - x_i); [m]; \text{ ecuación 1.13}$$

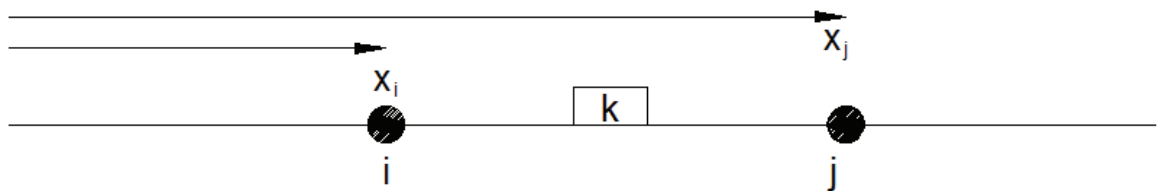


Figura 1.2: Referencia gráfica para la ecuación 1.13.

CAPITULO 2

2. ESTACIONES REDUCTORAS DE PRESION Y SU INFLUENCIA EN OLEODUCTOS

Las estaciones reductoras, colocadas en ciertas ubicaciones de un oleoducto de alta presión, tienen la finalidad de:

- Reducir la presión hasta márgenes seguros de operación.
- Proteger el oleoducto, aguas abajo de la estación, de presiones altas no deseadas.
- Controlar el perfil hidrodinámico del oleoducto.

En este estudio se revisará la protección de un oleoducto mediante el uso de las estaciones reductoras.

2.1 PROTECCION DE UN OLEDUCTO MEDIANTE ESTACIONES REDUCTORAS DE PRESION

En la tubería de transporte se consideran dos esfuerzos: el longitudinal y el circunferencial los cuales se evalúan mediante las siguientes ecuaciones:

$$\sigma_c = \frac{pD}{2t}; \text{ecuacion 1.14}$$

$$\sigma_l = \frac{pD}{4t}; \text{ecuacion 1.15}$$

Donde:

p: es la presión interna de la tubería $\left[\frac{N}{m^2}\right]$

σ : es el esfuerzo, ya sea longitudinal o transversal $\left[\frac{N}{m^2}\right]$

t: es el espesor de la tubería [m]

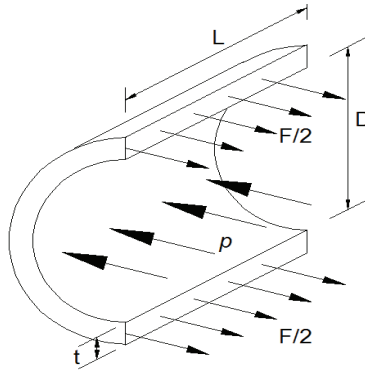


Figura 1.3: Referencia gráfica para la ecuación 1.14.

La ecuación 1.14 es conocida como la ecuación de Barlow para evaluar el esfuerzo circunferencial. Con la ecuación 1.15 se determina el esfuerzo longitudinal.

Se puede observar que el esfuerzo longitudinal es despreciable con respecto al circunferencial por lo que, como una simplificación, se diseña o selecciona una tubería en base a la ecuación de Barlow.

El esfuerzo de trabajo al que está sometida una tubería se define como:

$$\sigma_t = \frac{\sigma_f}{FS}; \text{ ecuacion 1.16}$$

Donde:

σ_t : es el esfuerzo de trabajo $\left[\frac{N}{m^2} \right]$

σ_f : es el esfuerzo de fluencia $\left[\frac{N}{m^2} \right]$

FS: es el factor de seguridad.

Si se igualan el lado derecho de la ecuación 1.16 y el lado derecho de la ecuación 1.14, se tiene:

$$\frac{\sigma_f}{FS} = \frac{pD}{2t}$$

Donde la presión p es la presión máxima permitida de operación (MAOP), de la ecuación anterior se encuentra:

$$p = MAOP; \left[\frac{N}{m^2} \right]$$

$$MAOP = \frac{2\sigma_f t}{FSD}; \left[\frac{N}{m^2} \right]; \text{ecuación 1.17}$$

Al dividir el MAOP para el producto de la gravedad por la densidad del fluido que circula por la tubería se tiene el MAOP de la tubería en metros de columna del fluido.

En el caso del SOTE, la tubería asciende por la cordillera y luego desciende hasta la estación de Balao, a nivel del mar. Si se suma al MAOP en metros la altura en cada posición x , con respecto al nivel de referencia, se tiene la altura total del MAOP de la tubería, así:

$$H_{MAOP} = \frac{MAOP}{\rho g} + z; [m]; \text{ecuación 1.18}$$

La ecuación 1.18 es muy útil para compararla con la Piezometrica Hidrodinámica (ecuación 1.12).

Las estaciones reductoras colocadas en cualquier punto de la pendiente que inicia desde el punto más alto de una cordillera tienen la misión de proteger la tubería y estaciones. En el caso de una presión que pueda sobrepasar el MAOP, las estaciones reductoras reducen la presión aguas abajo. Esta reducción energética en presión en las válvulas reductoras implica la

transformación en otra forma de energía de disipación, en este caso, calor. Esto será analizado en el Capítulo 3.

En caso del SOTE, se tienen 4 estaciones reductoras de presión:

- Estación reductora San Juan
- Estación reductora Chiriboga
- Estación reductora La Palma
- Estación reductora Santo Domingo

Información relevante para este estudio se detalla en la Tabla 1.1:

Estación	Ubicación con respecto a Lago Agrio (km)	Altitud (msnm)
San Juan	261.68	3497
Chiriboga	273.62	1998
La Palma	295.96	1613
Santo Domingo	329.87	566

Tabla 1.1: Estaciones reductoras de presión: Ubicación y Altura sobre el nivel del mar para el SOTE.

CAPITULO 3

3. MODELO HIDRODINAMICO DEL SOTE

El Oleoducto Transecuatoriano se compone de estaciones de bombeo, estaciones reductoras de presión y válvulas de bloqueo. Tiene su inicio en la estación de bombeo Lago Agrio a 296 msnm y culmina en la estación de Balao a 80 msnm, siendo el punto más alto sobre el nivel del mar en Papallacta a 4060 msnm. La longitud total del oleoducto es de aproximadamente 498 kilómetros. El material de la tubería es API 5L X60.

Los diámetros nominales (diámetro exterior) de la tubería, a lo largo del trayecto, son de 20 pulgadas y 26 pulgadas. Los espesores de tubería varían entre 0.334 pulgadas a 0.812 pulgadas.

Las estaciones de bombeo son Lago Agrio, Lumbaqui, El Salado, Baeza y Papallacta.

Las estaciones reductoras son San Juan, Chiriboga, La Palma y Santo Domingo.

Las estaciones de bombeo y reductoras se muestran en la Figura 1.2, así como el perfil orográfico que sigue la tubería y la ruta entre oriente y costa.



Figura 2.1: Perfil del SOTE y ruta entre Lago Agrio y estación Balao1

Para poder modelar geoméricamente un oleoducto como el SOTE, se necesitan conocer la posición con referencia a la estación Lago Agrio (origen), la altura del perfil orográfico para cada posición que sigue el oleoducto.

Para modelarlo hidráulicamente se necesitan conocer los siguientes parámetros:

- Modelo geométrico: incluyendo posiciones y alturas.
- Flujos volumétricos o másicos.
- Diámetro exterior.
- Espesor.

¹ www.eppetroecuador.ec

- Resistencia de la tubería (σf).
- Localización de cambios de sección.
- Localización de estaciones de bombeo y reductoras.
- Características del fluido que incluyen: viscosidad dinámica, densidad, temperatura de operación.
- Presiones de bombeo en estaciones y curvas características de las bombas, presiones de succión requeridas para los sistemas de bombeo.
- Características técnicas de estaciones reductoras.
- Cantidad de barriles diarios bombeados, caudal o flujo másico.
- Puntos de conexión con otros oleoductos. Se refiere al caso en que un oleoducto inyecta crudo en el flujo del SOTE. Si las densidades de los crudos son distintas, la densidad de la mezcla se evalúa a partir de la ecuación de la continuidad para un volumen de control:

$$\oint_{SC} \rho V dA + \frac{\delta}{\delta t} \oint_{VC} \rho dV = 0; \text{ecuación de la continuidad}$$

$$Q_1 \rho_1 + Q_2 \rho_2 - \rho_T (Q_1 + Q_2) = 0$$

$$\rho_T = \frac{Q_1 \rho_1 + Q_2 \rho_2}{(Q_1 + Q_2)}; \left[\frac{kg}{m^3} \right]; \text{ecuación 2.1}$$

Donde:

ρ_T : es la densidad de la mezcla de crudos $\left[\frac{kg}{m^3} \right]$

ρ_1 / ρ_2 : son las densidades de los fluidos de entrada $\left[\frac{kg}{m^3} \right]$

Q_1 / Q_2 : son los caudales de los fluidos en entrada $\left[\frac{m^3}{s} \right]$

Todos los parámetros mencionados se encuentran en el ANEXO A1 (Cálculo del Gradiente hidráulico del sote) En él se muestran todos los parámetros y un gráfico con las posiciones y alturas de la tubería la tubería del SOTE.

3.1 EL MODELO HIDRODINAMICO DEL SOTE

Una vez determinados los parámetros de entrada para el modelo del oleoducto, se establecen a continuación los modelos a realizar:

- Perfil orográfico de la tubería.
- Gradiente hidráulico entre estaciones a partir de la ecuación 1.12.
- MAOP de la tubería a partir de la ecuación 1.18.

Con un modelo versátil que permita modificar las variables de entrada se puede:

- Establecer un flujo máximo de crudo, “tal que, en ninguna de las secciones la presión sobrepase la presión máxima que resistirán las paredes de la tubería”².

En el presente trabajo no se han incluido las características mecánicas de los motores que impulsan las bombas o las condiciones de operación de las mismas.

Para un análisis detallado del procedimiento y parámetros requeridos en la modelación del SOTE se recomienda la referencia [1].

² PAZMIÑO, Jorge; Sistemas para diseñar instalaciones superficiales de producción; Tomo II; Página 433; Primera Edición.

3.2 CARACTERISTICAS DE FUNCIONAMIENTO DE UNA ESTACION REDUCTORA DE PRESION

Una estación reductora de presión se puede modelar como una válvula de control de presión. Para efectos de modelación, en este trabajo, se toma las relaciones entre K_v y el porcentaje de apertura de acuerdo al tipo de válvula.

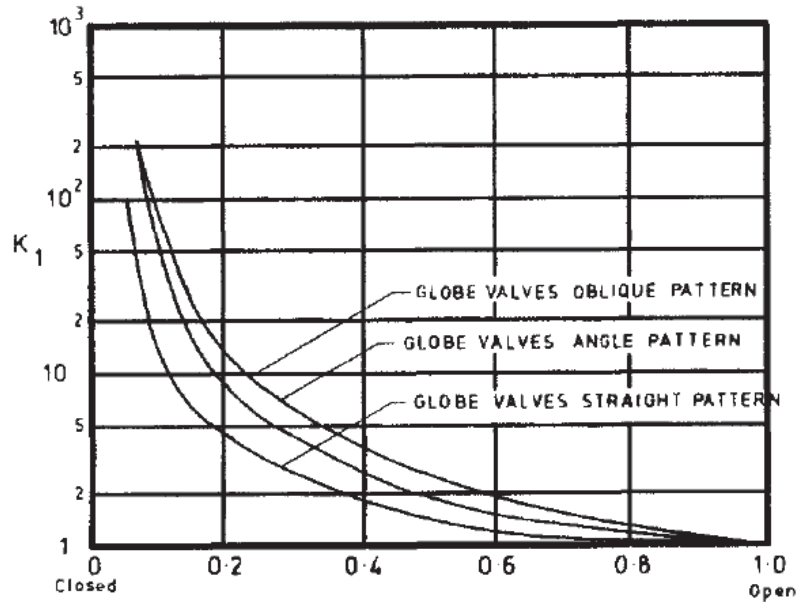


Figura 2.2: Curvas características de una válvula de globo. Variación de k_v con el porcentaje de apertura³

$$P_i - P_j = \Delta P = \rho K_v \frac{V^2}{2}$$

La válvula de control permite variar el coeficiente k_v de la válvula que influye en el perfil hidrodinámico del oleoducto.

La energía que se disipa en la válvula de control de presión se convierte en calor.

³ SMITH, Peter; Valve Selection Handbook; Pag. 30; ELSEVIER; Fifth Edition; 2004.

CAPITULO 4

4. MODELO HIDRODINAMICO – ENERGETICO DE UNA ESTACION REDUCTORA DE PRESION

4.1 MODELO HIDRODINAMICO – ENERGETICO DE UNA ESTACION REDUCTORA DE PRESION EN ESTADO ESTABLE

Una estación reductora de presión, como su nombre lo indica, tiene la misión de reducir la presión hasta un valor determinado con respecto a la presión de ingreso. La energía de presión que se “pierde” se transforma en calor debido a las pérdidas internas dentro de la válvula.

La energía producida en forma de calor tiene dos vías para evacuar del volumen de control: por conducción – convección a través del cuerpo de la válvula y por convección con el fluido que sale.

Cuando el calor se ha transferido por conducción hasta la superficie de la válvula de control comienza la transferencia de calor por convección con el ambiente, es decir el aire que la rodea.

En base a los argumentos expuestos se puede realizar el balance energético en una estación reductora (o válvula de control de presión) en estado estable:

$$\dot{Q} - \dot{W} = \int_{sc} h_o \rho \vec{V} \cdot d\vec{A} + \dot{W}_p ; [W]; \text{ecuación 2.2}$$

El estado termodinámico de un sistema se determina completamente por dos propiedades intensivas independientes⁴. Aplicando este postulado, para determinar el estado termodinámico a la entrada y salida de la válvula, solo necesitamos conocer las presiones y temperaturas de entrada y salida. Ver la figura 3.1.

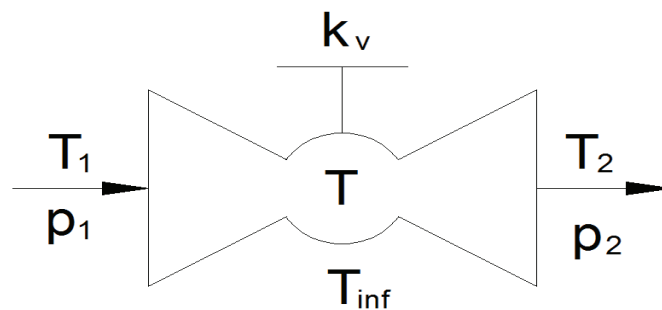


Figura 3.1: Válvula reductora de presión

La solución del problema consiste en hallar la presión a la salida así como la temperatura.

Para hallar la presión a la salida partimos de la ecuación de la energía (ecuación 1.1):

$$\frac{p_1}{\rho} + \frac{V_1^2}{2} + gz_1 = \frac{p_2}{\rho} + \frac{V_2^2}{2} + gz_2 + gH_p; \text{ ecuación 1.1}$$

En el caso de la estación reductora se asume:

- No hay diferencia de altura entre la entrada y a salida.
- El flujo másico que entra es igual al que sale.
- No existe variación notable de la densidad entre la entrada y salida.

⁴ CENGEL, Yunus; Termodinámica; Página 12; Mc. Graw Hill; 4ta edición.

Considerando lo mencionado, se pueden eliminar los términos que tienen la velocidad y altura. La ecuación 1.1 se transforma en:

$$\frac{p_1}{\rho} = \frac{p_2}{\rho} + gH_p; \text{ ecuación 3.1}$$

La caída de presión entre los puntos 1 y 2 se debe al estrangulamiento del fluido. Entonces el término que se refiere a las pérdidas se evalúa con la siguiente ecuación:

$$H_p = k_v \frac{V^2}{2g}; [m]; \text{ ecuación 3.2}$$

Donde:

k_v : es la constante de válvula para estrangulamiento. Puede variar con la posición del obturador de la válvula y con el tiempo. Adimensional.

Reemplazando la ecuación 3.2 en la ecuación 3.1 y despejando la presión 2 se tiene:

$$P_2 = P_1 - \frac{\rho k_v V^2}{2}; \left[\frac{N}{m^2} \right]; \text{ ecuación 3.3}$$

Para determinar la temperatura de salida se partirá de la ecuación de la energía para un volumen de control:

$$\dot{Q} - \dot{W} = \frac{\partial}{\partial t} \int_{vc} e \rho dV + \int_{sc} h_o \rho \bar{V} \odot d\bar{A} + \dot{W}_p; [W]; \text{ ecuación 3.4}$$

Para Estado Estable, el término que contiene la derivada con respecto al tiempo se elimina:

$$\dot{Q} - \dot{W}_{ejes} = \oint_{sc} h_o \rho \bar{V} \odot d\bar{A} + \dot{W}_p; [W]; \text{ ecuación 3.5}$$

El lado izquierdo de la ecuación contiene los términos de calor y trabajo asociado al volumen de control. En la válvula de control no existe trabajo dentro del volumen de control, por lo tanto se elimina. El término flujo de calor involucra dos partes: la generación de calor y la disipación de calor. Por lo tanto, la parte de la generación corresponde a la ecuación 3.2 y los términos que disipan la energía corresponden a la transferencia de calor por convección entre el ambiente y la válvula, y, el calor que tomará el fluido (reflejado por la variación de entalpías que se verá adelante) representado en el lado derecho de la ecuación 3.5.

Para el volumen de control de la válvula:

$$\dot{W}_{ejes} = 0$$

$$\dot{W}_p = \dot{m} \frac{k_v V^2}{2} = -\dot{Q}_{gen}; \text{ que se convierte en calor}$$

$$H_p = k_v \frac{V^2}{2}$$

$$\dot{Q} = \oint_{sc} h_o \rho \bar{V} \odot d\bar{A} - \dot{Q}_{gen}$$

$$\dot{Q} + \dot{Q}_{gen} = \oint_{sc} h_o \rho \bar{V} \odot d\bar{A}$$

Desarrollando los términos de ambos lados de la ecuación 3.5 e intercambiando términos se tiene:

$$-UA(T - T_{\infty}) + \dot{m}H_p = \int_{sc2} h_2 \rho_2 \bar{V}_2 d\bar{A}_2 - \int_{sc1} h_1 \rho_1 \bar{V}_1 d\bar{A}_1$$

Donde:

U: es el coeficiente global de transferencia de calor entre el fluido y el ambiente. $\left[\frac{W}{m^2 C}\right]$

A: es el área exterior de la válvula por la cual se transfiere calor al ambiente. $[m^2]$

T: es el promedio de temperatura dentro de la válvula. $[C]$

T_{∞} : es la temperatura del ambiente que rodea a la válvula. $[C]$

SC2 y SC1 son las superficies de control a la salida y entrada respectivamente. Desarrollando el término del lado derecho de la ecuación se tiene:

$$\begin{aligned} -UA(T - T_{\infty}) + \dot{m}H_p &= h_2 \rho_2 V_2 A_2 - h_1 \rho_1 V_1 A_1 \\ -UA(T - T_{\infty}) + \dot{m}H_p &= \dot{m}(h_2 - h_1); \text{ecuación 3.6} \end{aligned}$$

De la termodinámica se conoce que:

$$\dot{m}(h_2 - h_1) = \dot{m}C_p \Delta T$$

Donde:

C_p : es el calor específico del fluido. $\left[\frac{kJ}{kgC}\right]$

Se reemplaza esta relación en la ecuación 3.6 y se tiene:

$$-UA(T - T_{\infty}) + \dot{m}H_p = \dot{m}C_p(T_2 - T_1)$$

Dividiendo toda la ecuación para el flujo másico se tiene:

$$\begin{aligned}
& -\frac{UA}{\dot{m}}(T - T_{\infty}) + H_p = C_p(T_2 - T_1) \\
& -\frac{UA}{\dot{m}}(T - T_{\infty}) + H_p = C_p T_2 - C_p T_1 \\
& -\frac{UAT}{\dot{m}} + \frac{UAT_{\infty}}{\dot{m}} + H_p + C_p T_1 = C_p T_2 \quad (\text{ecuación 3.7})
\end{aligned}$$

Se define la temperatura T como el promedio entre la temperatura de salida T2 y la temperatura de entrada T1:

$$\frac{T_1 + T_2}{2} = T \quad (\text{Ecuación 3.8})$$

Reemplazando en la ecuación 3.8 en la ecuación 3.7 se tiene:

$$\begin{aligned}
& -\frac{UA}{\dot{m}}\left(\frac{T_2 + T_1}{2}\right) + \frac{UAT_{\infty}}{\dot{m}} + H_p + C_p T_1 = C_p T_2 \\
& -\frac{UA}{\dot{m}} * \frac{T_1}{2} + \frac{UAT_{\infty}}{\dot{m}} + H_p + C_p T_1 = C_p T_2 + \frac{UA}{\dot{m}} * \frac{T_2}{2} \\
& -\frac{UAT_1}{2\dot{m}} + \frac{UAT_{\infty}}{\dot{m}} + H_p + C_p T_1 = T_2 \left(C_p + \frac{UA}{2\dot{m}} \right)
\end{aligned}$$

Despejando la temperatura de salida T2 de la válvula reductora se tiene:

$$T_2 = \left[\frac{1}{C_p + \frac{UA}{2\dot{m}}} \right] \left[-\frac{UAT_1}{2\dot{m}} + \frac{UAT_{\infty}}{\dot{m}} + H_p + C_p T_1 \right]; [C]; \text{ecuación 3.9}$$

H_p se puede reemplazar por la ecuación 3.2:

$$H_p = k_v \frac{V^2}{2}; [m];$$

En la ecuación 3.9 se tiene:

U: Coeficiente global de transferencia de calor entre el fluido el ambiente

$$\left[\frac{W}{m^2 C^{\circ}} \right]$$

A: Área de transferencia de calor entre la válvula y el ambiente [m^2]

\dot{m} : Flujo másico del fluido $\left[\frac{Kg}{s} \right]$

T1: Temperatura de entrada a la válvula de control [C°]

T2: Temperatura de salida de la válvula de control [C°]

T_{∞} : Temperatura de salida de la válvula de control [C°]

Cp: Calor específico del fluido $\left[\frac{J}{Kg C^{\circ}} \right]$

4.2 MODELO HIDRODINAMICO – ENERGETICO DE UNA ESTACION REDUCTORA DE PRESION EN ESTADO TRANSITORIO

La ecuación de la energía para un volumen de control de una válvula:

$$\dot{Q} - \dot{W}_{ejes} = \frac{\partial}{\partial t} \int_{vc} e \rho dV + \int_{sc} h_o \rho \bar{V} \odot d\bar{A} + \dot{W}_p; [W]; \text{ecuación 3.4}$$

$$\dot{W}_{ejes} = 0$$

$$\dot{Q} = -UA(T - T_{\infty})$$

$$\dot{W}_p = \dot{m} \frac{k_v V^2}{2} = -\dot{Q}_{gen};$$

Se reemplazan las relaciones en la ecuación 3.4 considerando que el término que representa a las pérdidas se convierte en calor:

$$k_v \frac{V^2}{2} \dot{m} - UA(T - T_\infty) = \frac{\partial}{\partial t} \int e \rho dV + \int_{sc} h_o \rho \vec{V} \odot d\vec{A}$$

Donde e es la suma la energía interna, la energía por velocidad y la energía potencial en el volumen de control:

$$e = u + \frac{V^2}{2} + gz$$

Reemplazando en la ecuación anterior se tiene:

$$k_v \frac{V^2}{2} \dot{m} - UA(T - T_\infty) = \frac{\partial}{\partial t} \int_{vc} \left(u + \frac{V^2}{2} + gz \right) \rho dV + \int_{sc} h_o \rho \vec{V} \odot d\vec{A}$$

Si se desarrolla el primer término del lado derecho de la ecuación se observa a primera vista que no existe variación de la velocidad y altura con respecto al tiempo por lo que:

$$K_v \frac{V^2}{2} \dot{m} - UA(T - T_\infty) = \frac{\partial}{\partial t} (\mu \rho Vol + \frac{V^2}{2} \rho Vol + \cancel{gz \rho Vol}) + \int_{sc} h_o \rho \vec{V} \odot d\vec{A}$$

Entonces la ecuación toma la forma:

$$K_v \frac{V^2}{2} \dot{m} - UA(T - T_\infty) = \frac{\partial}{\partial t} (u \rho Vol) + \int_{sc} h_o \rho \vec{V} \cdot d\vec{A}$$

$$K_v \frac{V^2}{2} \dot{m} - UA(T - T_\infty) = \rho Vol \frac{\partial u}{\partial t} + \int_{sc} h_o \rho \vec{V} \cdot d\vec{A}$$

La derivada parcial de la energía interna se transforma en una derivada total debido a que solo dependerá de la temperatura:

$$K_v \frac{V^2}{2} \dot{m} - UA(T - T_\infty) = \rho Vol \frac{d\mu}{dt} + \int_{sc} h_o \rho \vec{V} \cdot d\vec{A}$$

De la termodinámica se sabe que los calores específicos a presión constante y volumen constante de líquidos y sólidos son iguales, y el diferencial de la energía interna se puede expresar como el producto del calor específico de la sustancia por el diferencial de temperatura así:

$$du = C_p dT$$

$C_p = C_v = C$ PARA SÓLIDOS Y LÍQUIDOS

Aplicando los conceptos mencionados, y asumiendo que el calor específico es constante, la ecuación se transforma en:

$$k_v \frac{V^2}{2} \dot{m} - UA(T - T_\infty) = \rho Vol C_p \frac{dT}{dt} + \int_{sc} h_o \rho \vec{V} \cdot d\vec{A}; [W]; \text{ecuación 3.11}$$

$$k_v \frac{V^2}{2} \dot{m} - UA(T - T_\infty) = \rho Vol C_p \frac{dT}{dt} + \dot{m}(h_2 - h_1); [W]; \text{ecuación 3.12}$$

$$K_v \frac{V^2}{2} \dot{m} - UA(T - T_\infty) = \rho Vol C_p \frac{dT}{dt} + \dot{m} C_p (T - T_1)$$

$$\frac{du}{dT} = C_p$$

De donde obtenemos:

$$k_v \frac{V^2}{2} \dot{m} - UA(T - T_\infty) = \rho Vol C_p \frac{dT}{dt} + \dot{m} C_p T - \dot{m} C_p T_1$$

$$\left(k_v \frac{V^2}{2} \dot{m} + UAT_\infty + \dot{m} C_p T_1 \right) - (UA + \dot{m} C_p) T = \rho Vol C_p \frac{dT}{dt}$$

Si se agrupa así:

$$A = \left(k_v \frac{V^2}{2} \dot{m} + UAT_\infty + \dot{m} C_p T_1 \right)$$

$$B = (UA + \dot{m} C_p)$$

$$C = \rho Vol C_p$$

La ecuación diferencial toma la forma:

$$A - BT = C \frac{dT}{dt}$$

Cabe resaltar que el termino A puede variar con el tiempo, debido a que K_v es una función del tiempo durante la ejecución del transitorio. K_v es una función de la posición del vástago en la válvula de control. Se tiene entonces:

$$\left(k_v(t) \frac{V^2}{2} \dot{m} + UAT_\infty + \dot{m} C_p T_1 \right) = A(t)$$

Se lleva la ecuación diferencial a una forma conveniente para poder aplicar la transformada de Laplace:

$$C \frac{dT}{dt} + BT = A(t)$$

$$\frac{dT}{dt} + \frac{BT}{C} = \frac{A(t)}{C}$$

Si $aB/C=a$, $aA(t)/C=b$, se tiene:

$$y' + ay - b = 0$$

Aplicando la transformada de Laplace se tiene:

$$sT(s) - T(0) + aT(s) - b\left(\frac{1}{s}\right) = 0$$

$$T(s)(s + a) = T(0) + \frac{b}{s}$$

Agrupando en fracciones se tiene:

$$T(s) = \frac{T(0)}{(s + a)} + b \frac{1}{s(s + a)}$$

Para descomponer en fracciones parciales el término:

$$b \frac{1}{s(s + a)} = \frac{M}{s} + \frac{R}{s + a}$$

$$1 = Ms + aM + Rs$$

$$1 = aM$$

$$M = \frac{1}{a}$$

$$0 = M + R$$

$$R = -M$$

$$R = -\frac{1}{a}$$

Después de agrupar, resolver las fracciones parciales y agrupar términos se tiene:

$$\mathcal{L}^{-1}\{T(s)\} = \mathcal{L}^{-1}\left\{\frac{T(0)}{(s + a)}\right\} + \mathcal{L}^{-1}\left\{\frac{b}{as}\right\} - \mathcal{L}^{-1}\left\{\frac{b}{a(s + a)}\right\}$$

$$y(t) = y(0)e^{-at} + \frac{b}{a} - \frac{b}{a}(1 - e^{-at})$$

$$y(t) = y(0)e^{-at} + \frac{b}{a}(1 - e^{-at}); \text{ ecuación 3.13}$$

Si los coeficientes a y b se reemplazan por sus equivalentes le ecuación se transforma en:

$$y(t) = y(0)e^{-\frac{Bt}{c}} + \frac{A}{B}\left(1 - e^{-\frac{Bt}{c}}\right); \text{ ecuación 3.14}$$

Como un ejemplo de solución gráfica de la ecuación 3.14 se muestra:

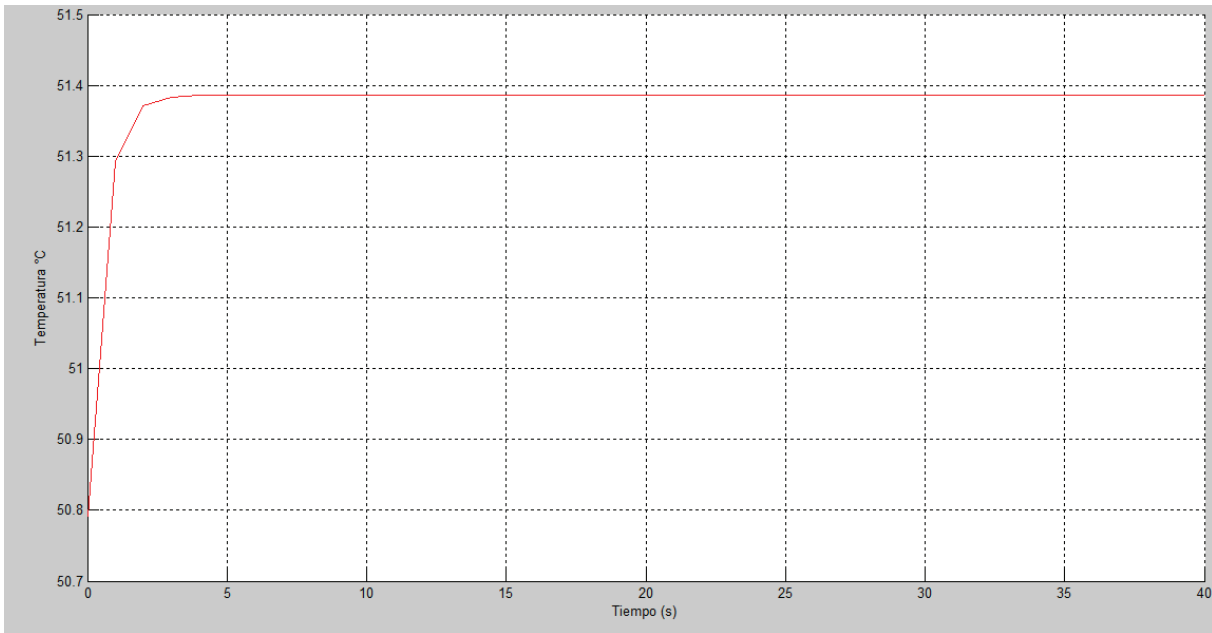


Figura 3.2: Solución gráfica de la ecuación 3.14 (Sistema de primer orden. Temperatura inicial 50.8 °C, Temperatura final 51.39°C)

CAPITULO 5

5. ESCENARIOS DE OPERACIÓN DEL SOTE

5.1 OPERACIÓN NORMAL DEL SOTE

Condiciones de operación: Normal

Como partida para la simulación de posibles escenarios de operación del SOTE se tomó los parámetros de operación real. Las condiciones son las siguientes:

5.2 PRIMER ESCENARIO

Grado API: 24

Temperatura de crudo SOTE: 50 °C

Flujo volumétrico: 367920 BBLs/día

Se puede observar en el gráfico el Gradiente Hidráulico, el Perfil Orográfico y el MAOP para las condiciones de operación indicadas.

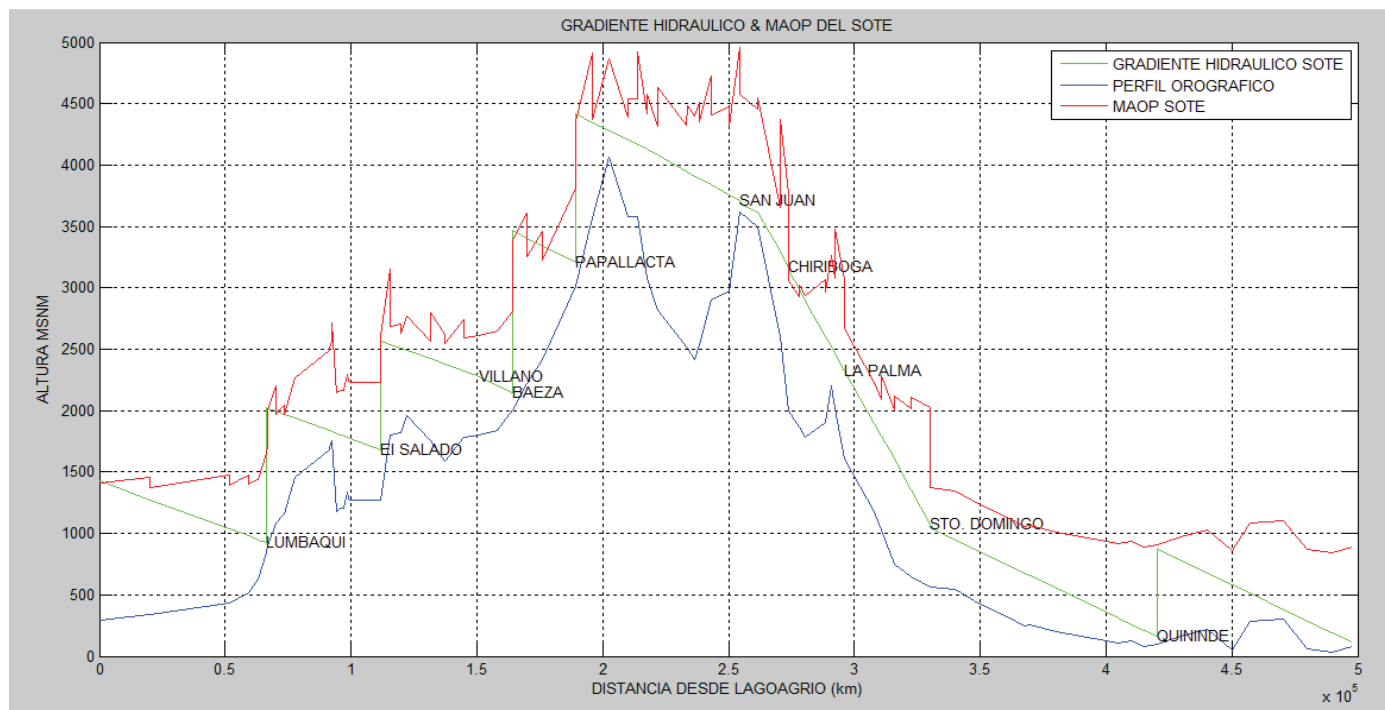


Figura 4.1: Gradiente Hidráulico & MAOP escenario # 1

5.3 SEGUNDO ESCENARIO

Variación de API desde 24 a 30: se observa que un crudo más liviano que el de operación normal puede ser transportado con menores presiones de bombeo. A las presiones de bombeo normal, el Gradiente Hidráulico es mayor que el MAOP de la tubería en varios puntos.

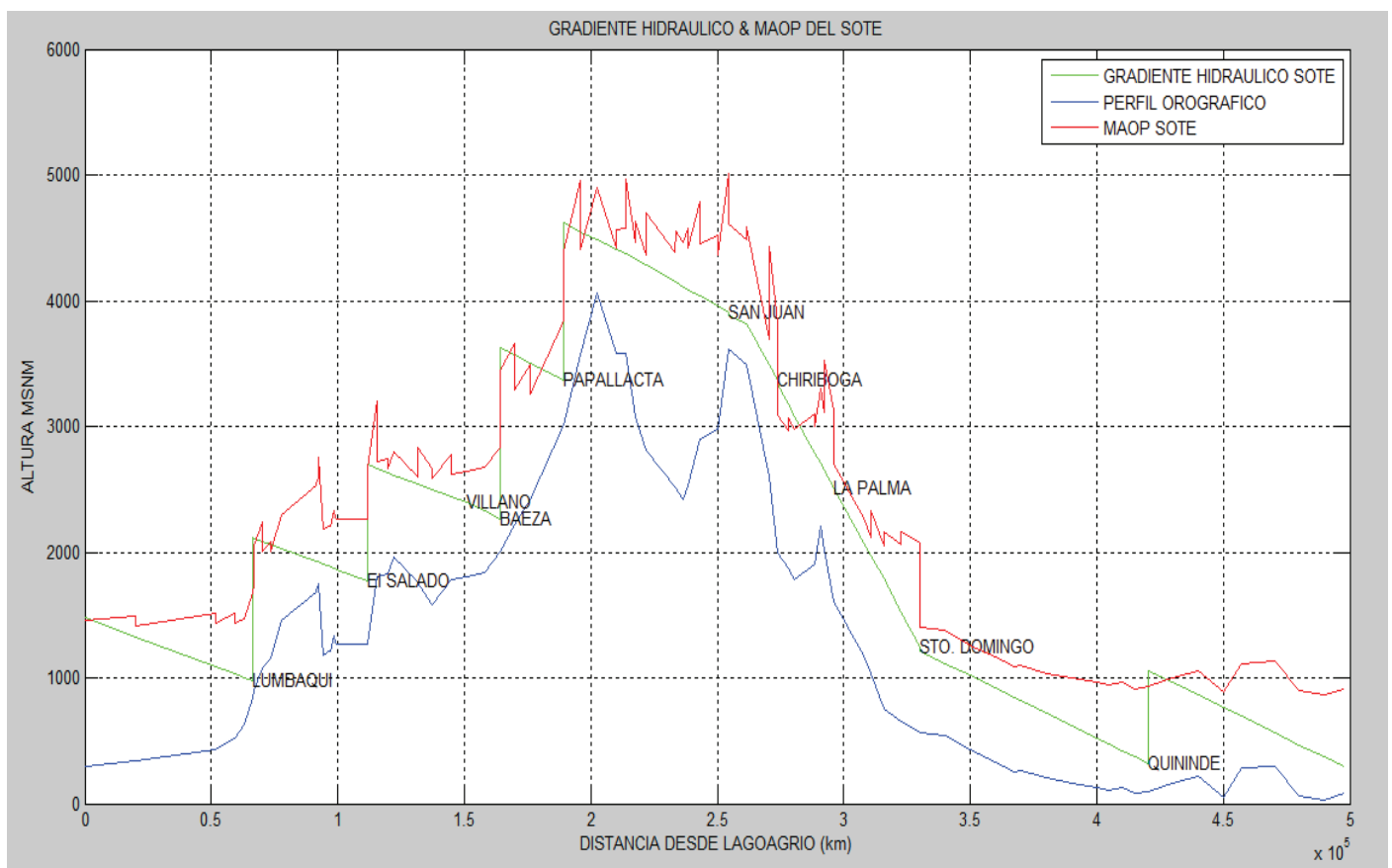


Figura 4.2: Gradiente Hidráulico & MAOP escenario # 2

5.4 TERCER ESCENARIO

Variación de API (24 a 15): Se puede observar que un crudo más pesado que el de operación normal no puede ser transportado con las presiones de bombeo indicadas en las estaciones. Varios puntos se ubican bajo el perfil orográfico.

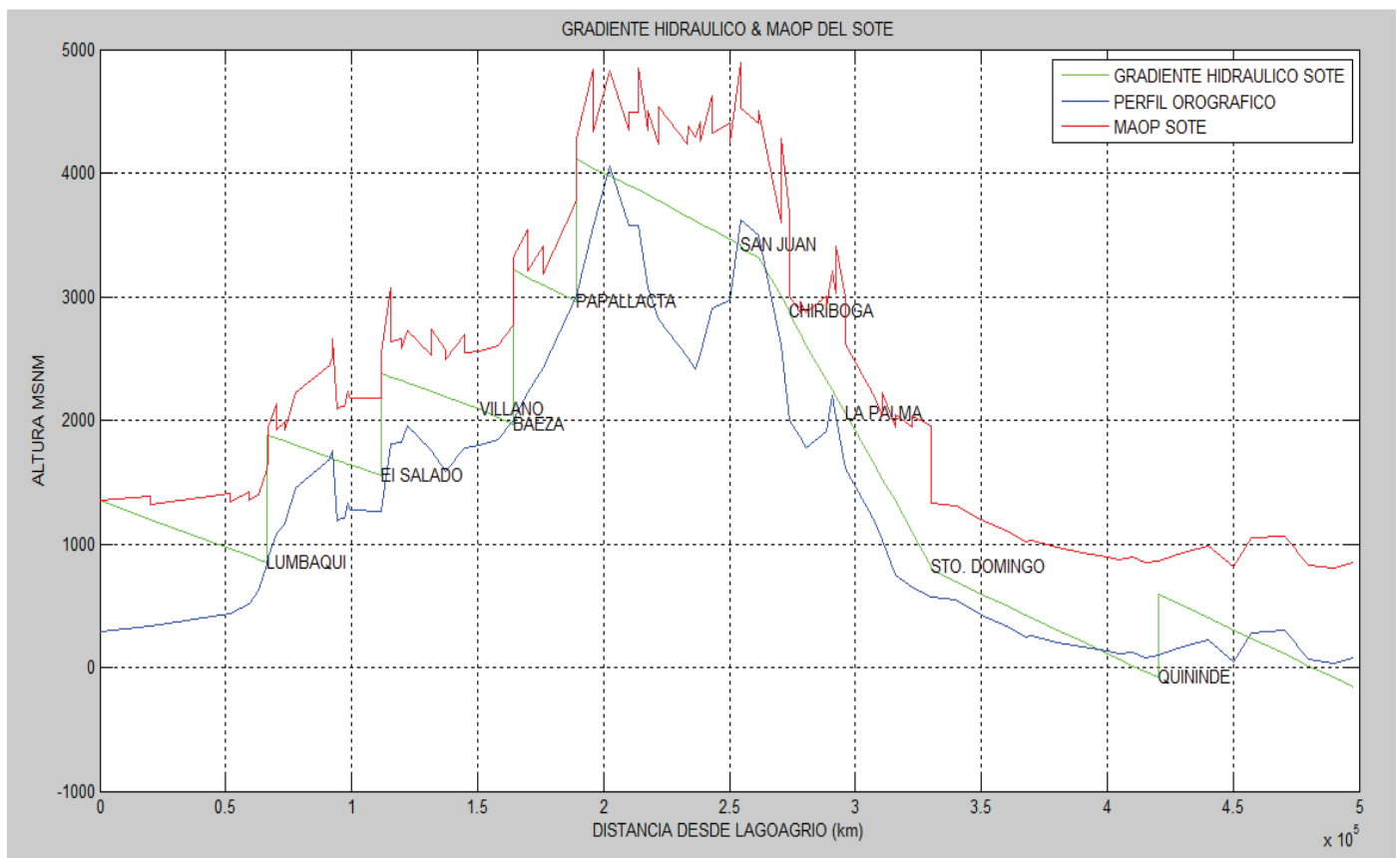


Figura 4.3: Gradiente Hidráulico & MAOP escenario # 3

5.5 CUARTO ESCENARIO

Variación de Temperatura de Crudo SOTE (desde 50 °C a 60 °C): El incremento de la temperatura disminuye la viscosidad del crudo, por lo que, las presiones de operación normal no son adecuadas para un crudo a 60°C. En varios puntos sobrepasa el MAOP de la tubería.

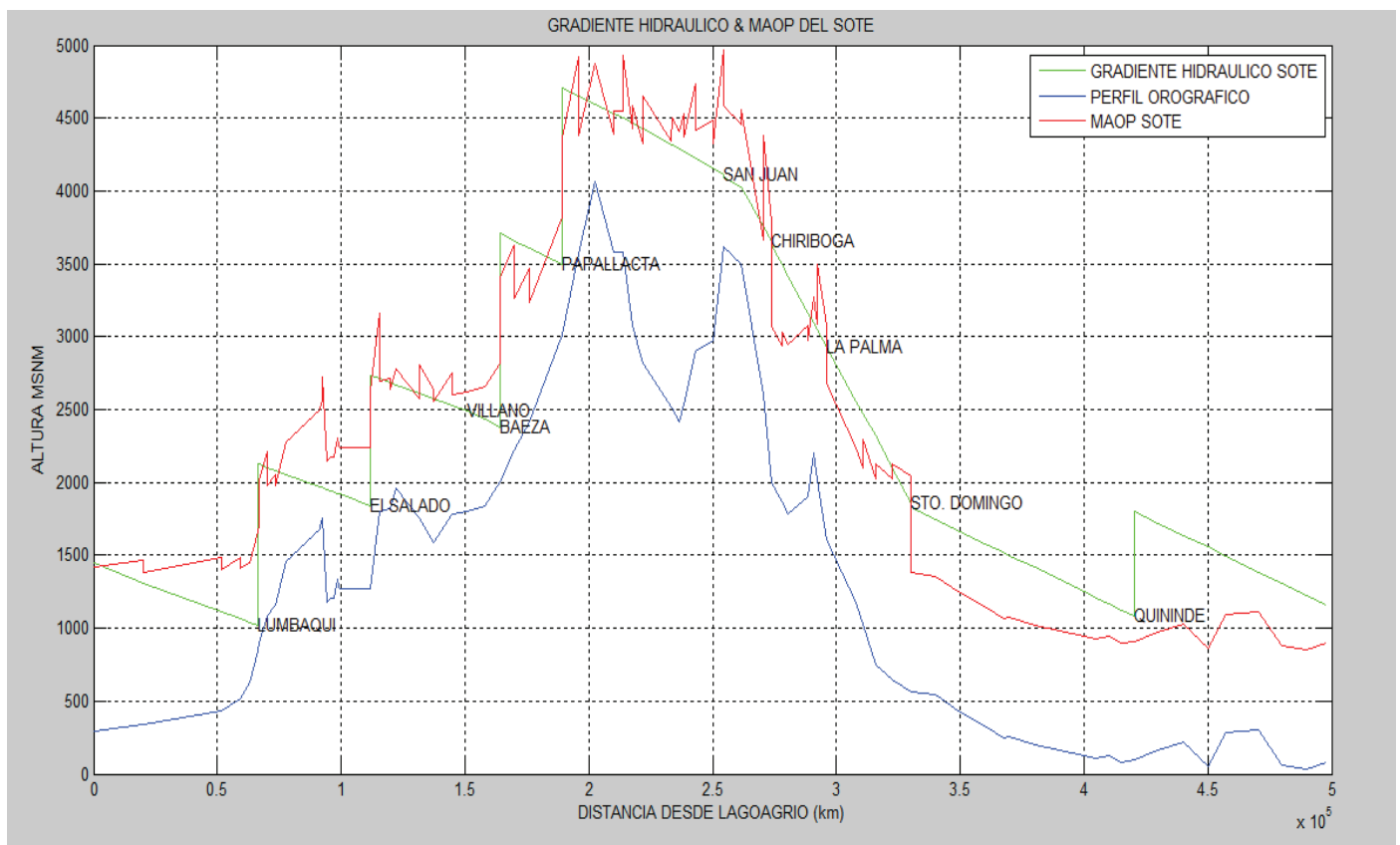


Figura 4.4: Gradiente Hidráulico & MAOP escenario # 4

5.6 QUINTO ESCENARIO

Variación de Temperatura de Crudo SOTE (desde 50 °C a 40 °C): debido al aumento de la viscosidad por la temperatura menor, las presiones de bombeo normal no son suficientes para el transporte del crudo.

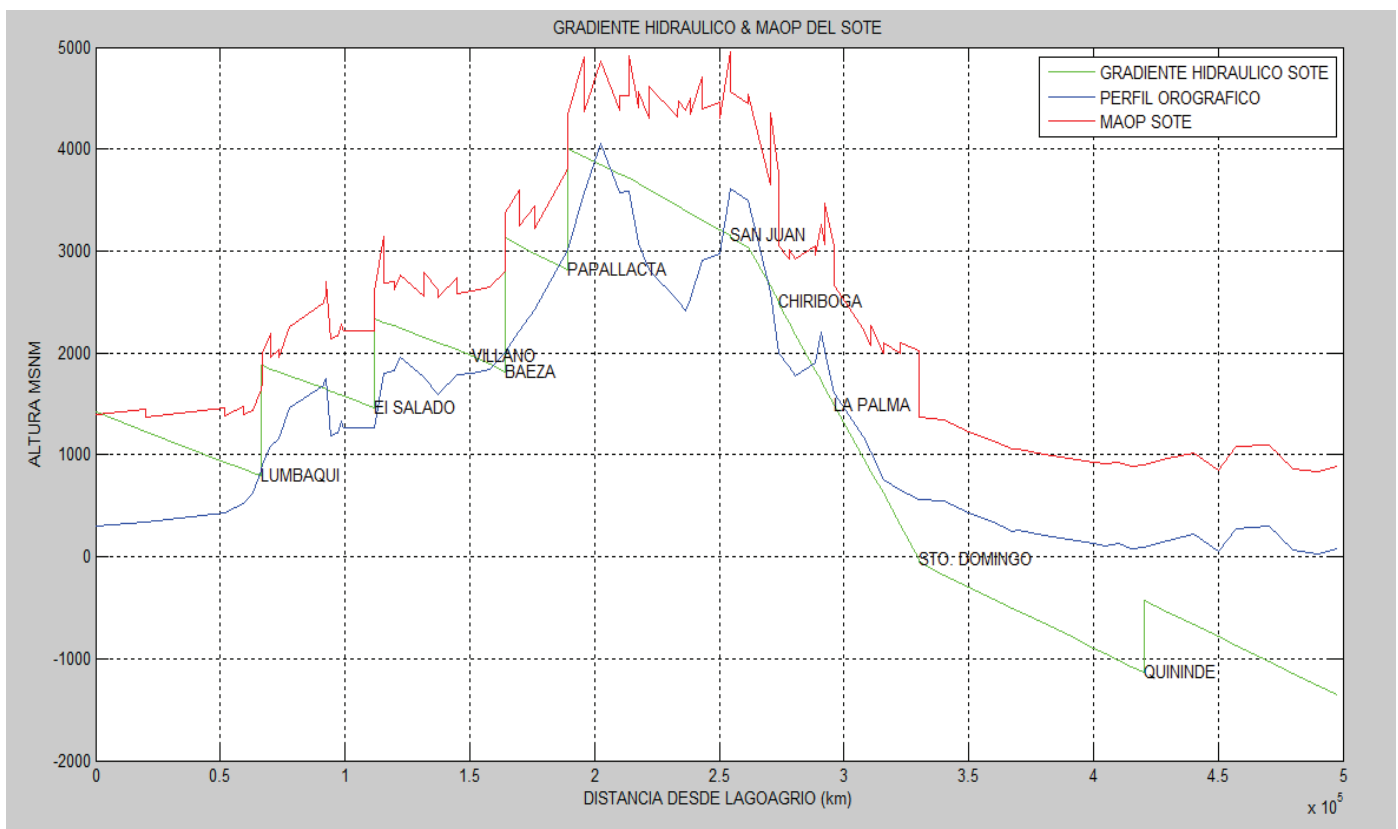


Figura 4.5: Gradiente Hidráulico & MAOP escenario # 5

5.7 SEXTO ESCENARIO

Variación del caudal entregado por Petroamazonas en Lago Agrio (desde 15330 a 16000 BBLs/h): se observa que las presiones de bombeo normal no son suficientes para pasar el perfil orográfico, en especial el tramo desde Santo Domingo a Quinindé.

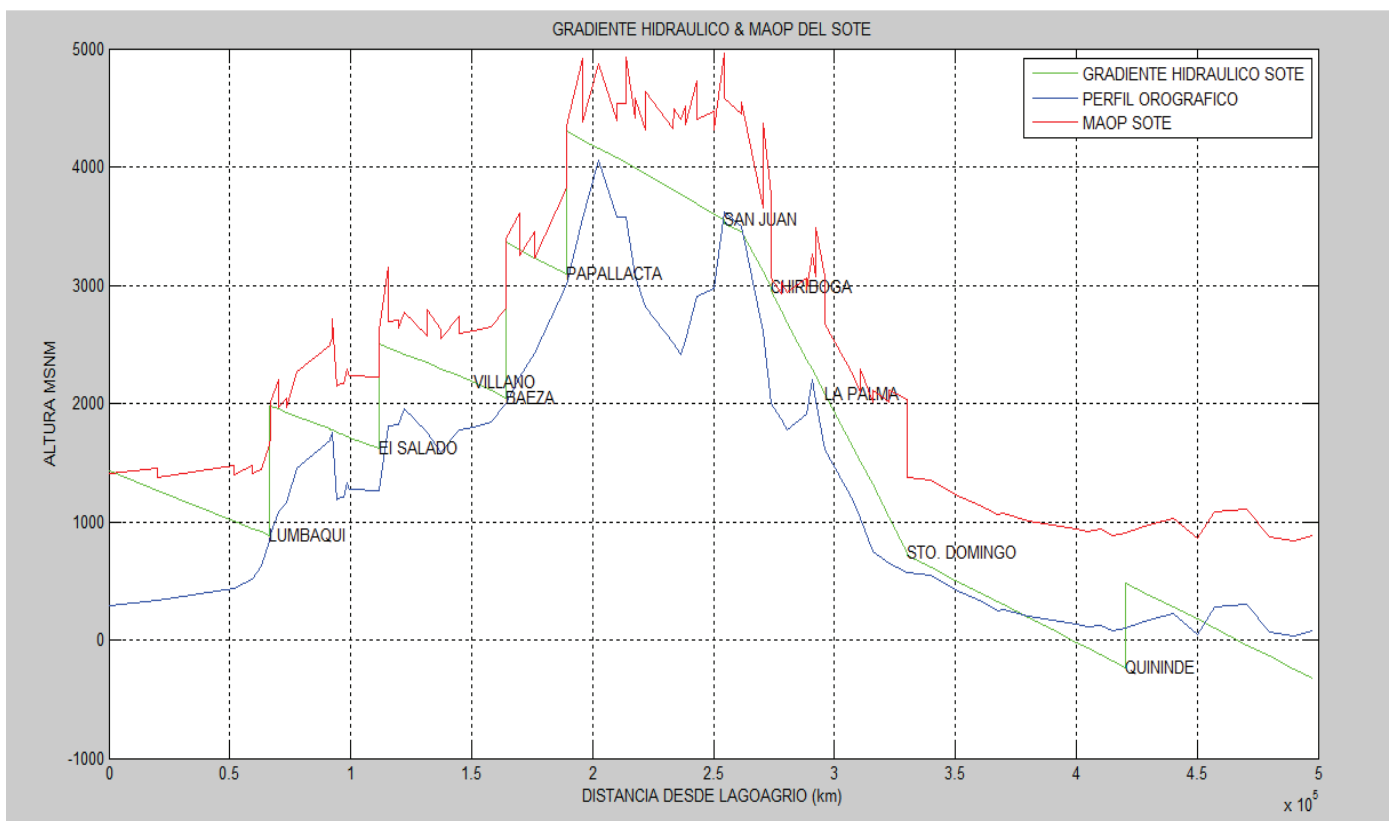


Figura 4.6: Gradiente Hidráulico & MAOP escenario # 6

5.8 SEPTIMO ESCENARIO

Variación del caudal entregado por Petroamazonas en Lago Agrio (desde 15330 a 14000 BBLs/h): las presiones de bombeo de operación son altas, se observa que en varios puntos superan el MAOP.

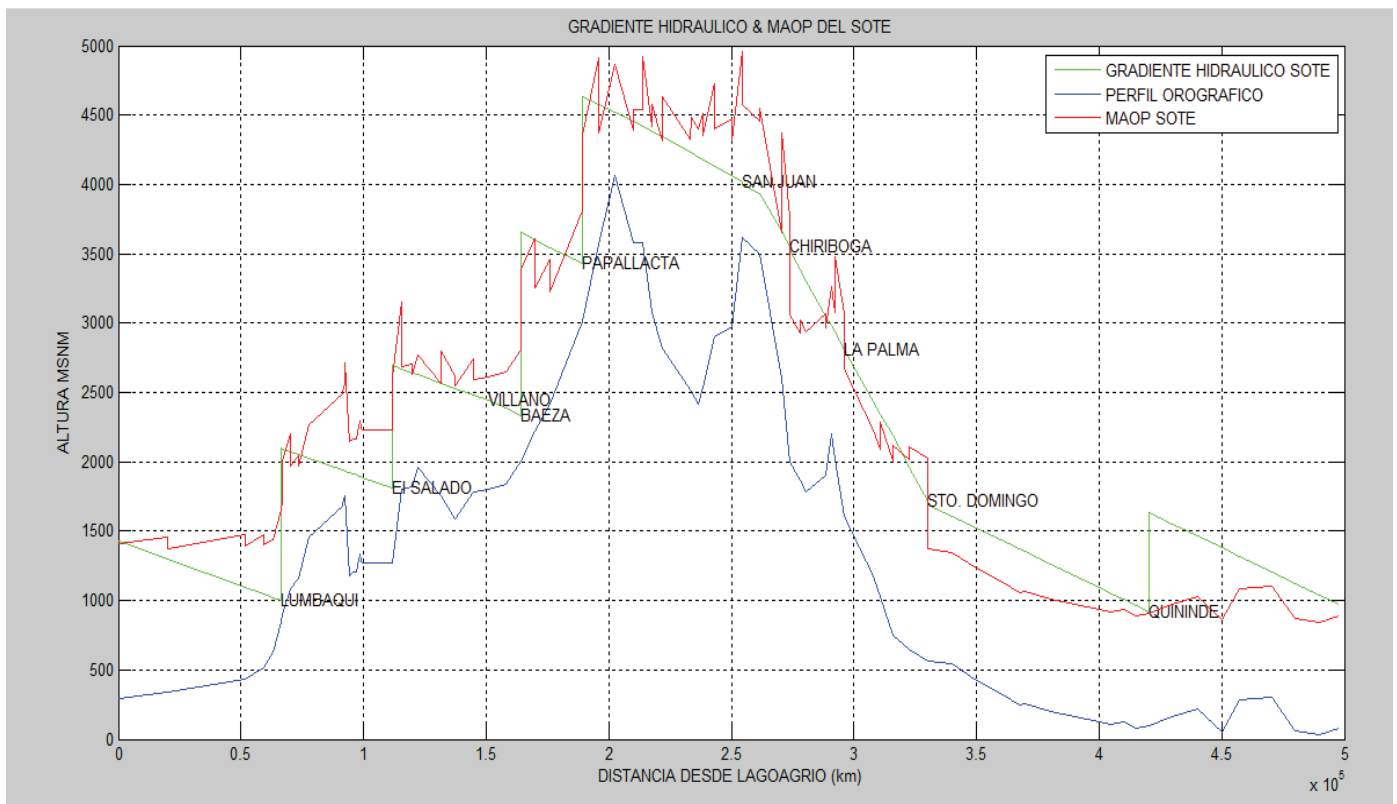


Figura 4.7: Gradiente Hidráulico & MAOP escenario # 7

5.9 OCTAVO ESCENARIO

Variación del caudal de VILLANO (desde 2000 BBLs/h a 3000 BBLs/h): las presiones de bombeo normal para el aumento en el caudal desde Villano no son suficientes para el transporte a través de la cordillera, en especial desde Santo Domingo.

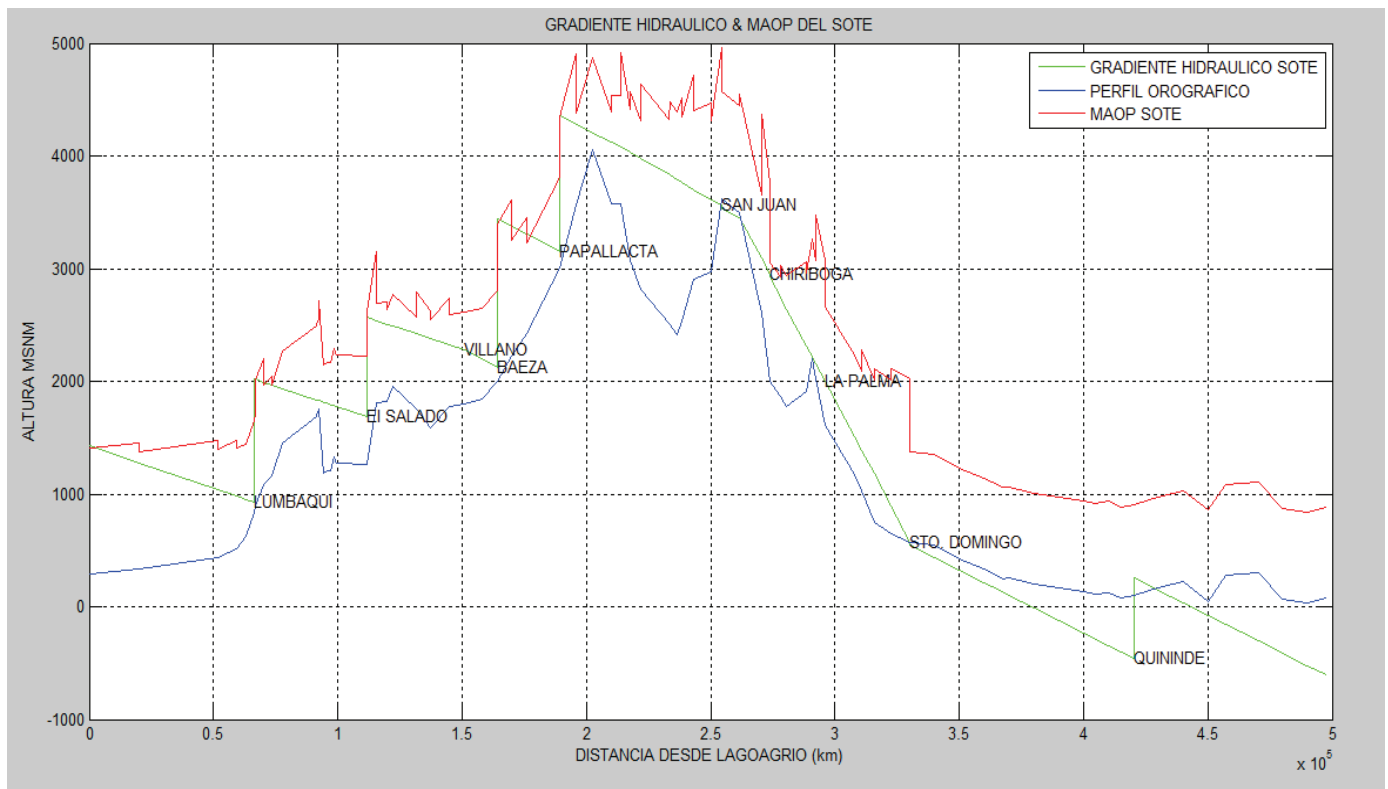


Figura 4.8: Gradiente Hidráulico & MAOP escenario # 8

Si se realiza una gráfica de las variaciones del API y el gradiente hidráulico a la llegada de cada estación de bombeo se tiene:

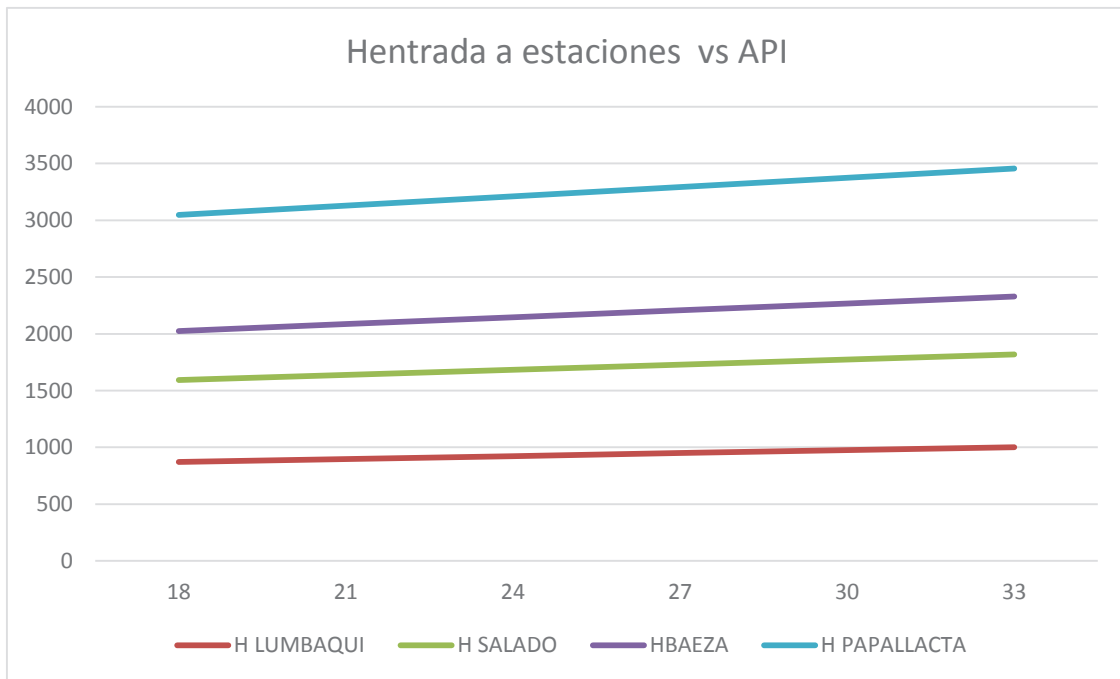


Figura 4.9: Hentrada Vs API

A medida que el API disminuye la energía en la entrada de las estaciones de bombeo es mayor.

CAPITULO 6

6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

6.1 CONCLUSIONES

- Se obtuvieron los modelos matemáticos para una estación reductora tanto para el estado estable como en estado transitorio.
- Se determinó que la temperatura a salida de la estación reductora depende en gran medida de la constante Kv de válvula de una estación reductora.
- En el caso de SOTE se encontró que en los puntos después del TIE – IN de villano al SOTE y a la descarga de la estación reductora de CHIRIBOGA la presión de las condiciones de operación actualmente están cerca de MAOP del SOTE.
- El crudo del cual se obtuvo la curva de Presión vs Temperatura no tiene cambio de fase o alguno de los hidrocarburo disuelto no llega a su fase de vapor, en ningún lugar del SOTE para las condiciones de operación simuladas.
- En las estaciones reductoras, para las condiciones de operación simuladas no hay cambio de fase ni alguno de los hidrocarburos disueltos llega a su fase de vapor.
- Se justifica el uso de una estación de bombeo en Quinde debido a que el API es mayor al diseño original del SOTE
- El incremento de temperatura a la salida de las estaciones Reductoras de Presión no es significativo para las condiciones de operación simulada, inclusive con un volumen de control adiabático.

6.2 RECOMENDACIONES

- Se recomienda reforzar la tubería en varios puntos como después de TIE- IN de villano al SOTE y a la descarga de la estación reductora de CHIRIBOGA

- Se recomienda realizar un estudio para determinar el coeficiente global de una estación reductora o una válvula de control en varias condiciones.
- Es necesario que el SOTE cuente un programa que le permita a los operadores revisar si las condiciones de operación del sistema son adecuada para evitar el daño a integridad de la tubería.
-

BIBLIOGRAFIA

1. www.eppetroecuador.ec
2. PAZMIÑO, Jorge; Sistemas para diseñar instalaciones superficiales de producción; Tomo II; Primera Edición.
3. SMITH, Peter; Valve Selection Handbook; ELSEVIER; Fifth Edition; 2004.
4. CENGEL, Yunus; Termodinámica; Mc. Graw Hill; 4ta edición.
5. STREETER, Víctor; MECANICA DE FLUIDOS; Novena Edición; Mc. Graw Hill; 2000.
6. -INCROPERA, Frank; Fundamentos de Transferencia de Calor; Cuarta Edición; Prentice Hall; 2004.

ANEXOS

A. SUBROUTINAS

A.1 Calor Específico

```
% NOMBRE: CalEsp.m
% Calcula el calor especifico de un crudo
% en funcion del API y la TC
%
function Cp=CalEsp(API,TC)
TF=(9/5)*TC+32;
GravEsp=141.5/(API+131.5);
Cp1=(0.388+0.00045*TF)/sqrt(GravEsp); % BTU/(Lbm-R)
Cp=Cp1*4180; % Joul/(Kg-K)
```

A.2 Densidad

```
% NOMBRE: Densidad.m
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
% Programa que calcula la densidad del crudo en funcion
% de la temperatura y API
function RO1=Densidad(API,TC)% TC temp C
TF=(9/5)*TC+32;
GravEsp=141.5/(API+131.5);
ROacs=1000*GravEsp; % kg/m3
R1=1/(1+(TF-68)/1885);
RO1=ROacs*R1; %Kg/m3
```

A.3 Factor de Fricción

```
NOMBRE:FactFricc.m
% Programa para el calculo delFactor de friccion f segun la
% Ecuacion de Colebrook
%  $1/f^{0.5} = -0.8 \cdot \ln(\text{rugrel}/3.7 + 2.51/(R \cdot f^{0.5}))$ 
% Se calcula segun el metodo de Newton Raphson
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%
function f=FactFricc(rugrel,R)
fold=0.01;
%R=input('Reynolds=');
%rugrel=input('rugrel=');
nitermax=100;
Deltaf=0.00001;
for J=1:nitermax;
    Num=Fi(fold,rugrel,R);
    if Num <1E-4; break, end;
    %pause
    fdelt=fold+Deltaf;
    %pause
    %calculo de dFi/df
    Den=(Fi(fdelt,rugrel,R)-Fi(fold,rugrel,R))/Deltaf ;
    %pause
    fnew=fold-Num/Den;
    %pause
    fold=fnew;
end
```

```
f=fold;
if R <=2000; f=64/R; end;
```

A.4 Temperatura Del Transitorio

```
%CALCULO DE TEMPERATURA DE TRANSITORIO
function transitorio=Temptransitorio(To,a,b,c,t)
transitorio=To*exp(-b*t/c)+(a/b)*(1-exp(-b*t/c));
%a=0.5*k*mpunto*V^2+Ug*Avalvula*Tinf+mpunto*Cpmezcla*Tin;
%b=Ug*Avalvula+mpunto*Cpmezcla
%c=Rhomezcla*Vol*Cpmezcla
```

A.5 Temperatura A La Salida De Estacion Reductora

```
ECUACION PARA CALCULAR LA TEMPERATURA DE SALIDA DE ESTACION REDUCTORA
function Tsalida=Toutvalvula(Cp,U,A,mpunto,Tin,Tinf,k,v)
Tsalida=(1/(Cp+U*A*0.5*mpunto^-1))*((-U*A*Tin*0.5*mpunto^-1)+(U*A*Tinf*mpunto^-1)+(0.5*k*v^2)+(Cp*Tin));
```

A.6 Viscosidad De La Mezcla

```
calculo de viscosidad de mezclas en fraccion peso
% usa la relacion para licuicidad dada por:
% L=2995.73/(log(Miu)+7.6009) (ecuacion 1)
% Lmezcla=f1*L1+(1-f1)*L2
% f1 fraccion en peso de mezcla de liquido 1
% Con el valor de Lmezcla se usa (ecuacion 1) para calcular
% la viscosidad de la mezcla
% Las viscosidades Miu1 y Miu2,estan en centipoises
% 1 poise=0.1(N/m2)*s
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
function ViscMezcla=ViscMezcla(Miu1,f1,Miu2)
L1=2995.73/(log(Miu1)+7.6009);
L2=2995.73/(log(Miu2)+7.6009);
Lmezcla=f1*L1+(1-f1)*L2;
LnViscMezcla=2995.73/Lmezcla-7.6009;
ViscMezcla1=exp(LnViscMezcla);% en centipoises
ViscMezcla=(ViscMezcla1/100)*0.1; % New-s/m2
```

A.7 Viscosidad

```
NOMBRE: Viscosidad.m
function Viscosidad=Viscosidad(T1,Miu1,T2,Miu2,T)
Tabs1=T1+273;
Tabs2=T2+273;
Tabs=T+273;
b=(Tabs1*Tabs2/(Tabs2-Tabs1))*log(Miu1/Miu2);
Ln_a=(Tabs1*log(Miu1)-Tabs2*log(Miu2))/(Tabs1-Tabs2);
a=exp(Ln_a);
Viscosidad1=a*exp(b/Tabs);% centipoises
Viscosidad=(Viscosidad1/100)*0.1; % New-s/m2
```

B. DESARROLLO DE SOLUCIONES EN MATLAB

B.1 Cálculo del Gradiente hidráulico del sote

```

%PROGRAMA PARA CALCULAR EL GRADIENTE HIDRAULICO DEL SOTE
clear all
%
% DATOS DE FLUJOS DE CRUDO, DESDE LAGO AGRIO + OLEODUCTO VILLANO Y TUBERIA
%
Sigmaf=(60000)*(101300/14.7);%(psi) ES EL ESFUERZO DE FLUENCIA. TODA LA
TUBERIA DEL SOTE ES API 5L X60
fseguridad=1.6;%(adimensional)ESTO APLICA PARA EL DISEÑO DE LA TUBERIA
APIsote=24; %NUMERO API DEL CRUDO BOMBEADO POR EL SOTE
Qsote=(15330/(6.2898*3600)); %m³ =US bbl oil / 6.2898(m³/s) CAUDAL DE
BOMBEO DE SOTE, CAUDAL QUE SALE DESDE LAGO AGRIO
APIvillano=20.1; %NUMERO API DEL CRUDO BOMBEADO DESDE VILLANO - ENI (AGIP)
Qvillano=(2000/(6.2898*3600));%0.023; %(m³/s) CAUDAL DE ENTRADA DESDE
VILLANO A SOTE
%
%DATOS DE TEMPERATURA PARA CALCULO DE VISCOSIDAD SEGÚN FORMULA DE ANDRADE
%CALCULO DE VISCOSIDAD. NOTA: SE DEBEN CALCULAR LAS VISCOSIDADES PARA CADA
%UNO DE LOS CRUDOS SOTE Y VILLANO CON FORMULA DE LIQUICIDADES DE
%SCHLUMBERGER EN EL PUNTO DE INYECCION DE ENI (AGIP)
%
% VISCOSIDAD SOTE
T1vissote=26.66;%Celcius%DATO DE TEMPERATURA 1 PARA INGRESO A LA FORMULA DE
ANDRADE
T2vissote=37.77;%Celcius%DATO DE TEMPERATURA 2 PARA INGRESO A LA FORMULA DE
ANDRADE
Tcrudosote=50;%(C) Celcius
Miulsote=227.275;%(cP) DATO DE VISCOSIDAD 1 A LA TEMPERATURA 1 PARA INGRESO
A LA FORMULA DE ANDRADE
Miu2sote=72.728;%(cP)%DATO DE VISCOSIDAD 2 A LA TEMPERATURA 2 PARA INGRESO
A LA FORMULA DE ANDRADE
Miusote=Viscosidad(T1vissote,Miulsote,T2vissote,Miu2sote,Tcrudosote);%CALCU
LO DE LA VISCOSIDAD
%
% VISCOSIDAD VILLANO

```

```

T1visvillano=37.7; %Celcius
T2visvillano=148.89;%Celcius
Tcrudovillano=50;%Celcius
Miulvillano=1500;%(cP)
Miu2villano=5;%(cP)
Miuvisvillano=Viscosidad(T1visvillano,Miulvillano,T2visvillano,Miu2villano,Tcr
udovillano);
%
%CALCULO DE DENSIDADES
%
Rosote=Densidad(APIsote,Tcrudosote);%kg/m3
Rovillano=Densidad(APIvillano,Tcrudovillano);%kg/m3
Romezcla=(Qsote*Rosote+Qvillano*Rovillano)/(Qsote+Qvillano);%kg/m3
TFsote=Tcrudosote*(9/5)+32;
Fcorrmezcla=1+(TFsote-68)/1885;
Romezclacorr=Romezcla*Fcorrmezcla;
APImezcla=(141.5/(Romezclacorr*0.001))-131.5;%ADIMENSIONAL
%
%CALCULO VISCOSIDAD MEZCLA
%SE CALCULA EN BASE A LA FORMULA DE LAS LIQUICIDADES DE SCHLUMBERGER
fracmezclavillano=(Qvillano*Rovillano)/(Qsote*Rosote+Qvillano*Rovillano);%a
dimensional
Miumezcla=ViscMezcla(Miuvisvillano*1000,fracmezclavillano,Miusote*1000);%(Pa*s
)
%
%DATOS DE PRESION DE BOMBAS POR ESTACION
%
Poutlagoagrio=1800;%psi PRESION DE BOMBEO LAGO AGRIO
Poutlumbaqui=1380;%psi PRESION DE BOMBEO LUMBAQUI
Poutelsalado=1113.6;%psi PRESION DE BOMBEO EL SALADO
Poutbaeza=1664.7;%psi PRESION DE BOMBEO BAEZA
Poutpapallacta=1519.6;%psi PRESION DE BOMBEO PAPALLACTA
Poutquininde=900;%psi PRESION DE BOMBEO QUININDE
%
%DATOS DE CAIDA DE PRESION EN ESTACIONES REDUCTORAS
%
Deltapsanjuan=(32.4-1.7);%psi CAIDA DE PRESION EN ESTACION SAN JUAN

```



```

0.344,0.344,0.344,0.344,0.344,0.344,0.344,0.344,0.344,0.344,0.344,0.344,0.3
44,0.344,0.344,0.344,0.344,0.344];
dist=1000*[0,20.2760,51.8170,59.1010,63.0540,66.5700,66.5710,66.9210,70.087
0,73.6670,77.7160,91.2220,91.3500,92.2450,94.0190,94.5040,95.6110,95.9600,9
7.2000,98.4000,98.8060,99.6700,111.7210,111.7220,115.6000,119.6410,122.1850
,131.3990,137.4260,144.7740,151.0000,151.001,158.0000,164.0750,164.076,169.
8490,175.9700,189.3650,189.3660,195.9860,202.4980,202.499,209.8410,213.6430
,217.6500,221.8520,233.4600,236.6080,238.4240,243.0120,250.2080,254.6820,25
4.683,261.7630,270.5630,273.6960,273.697,277.9190,280.6740,288.5480,290.663
0,292.2860,296.0360,296.0370,308.0000,310.9400,315.7200,322.6680,329.9530,3
29.954,340.0000,350.0000,360.0000,367.5000,370.0000,380.0000,390.0000,400.0
000,405.0000,410.0000,415.3760,420.3280,420.3290,430.0000,440.0000,450.0000
,457.0280,470.5000,480.0000,490.0000,497.7020];
%
%CALCULO DEL NUMERO DE TRAMOS
%
for k=1:1:90;
    ltramo(1,k)=dist(1,k+1)-dist(1,k);%NUMERO DE TRAMOS. El número de
tramos es menor en una unidad al de puntos.
end
%
% PIEZOMETRIA LAGO AGRIO - VILLANO
%
for j=1:1:30;%Esto aplica para toda la tubería hasta antes de Villano
Din(1,j)=(D(1,j)-2*esp(1,j));%(m)%Este es el diámetro interno de la
tubería, el factor (25.4/100) es para transformar a metros
V(1,j)=4*Qsote/(pi*(Din(1,j))^2);%(m/s)%Esta es la velocidad media en el
interior de la tubería.
Rey(1,j)=Rosote*V(1,j)*Din(1,j)/Miusote;%Número de Reynolds, adimensional
f(1,j)=FactFricc(RugRel(1,j),Rey(1,j));%Factor de fricción adimensional
const(1,j)=(f(1,j)/(Din(1,j))^5)*(1/(2*9.8))*(16/(pi^2))*Qsote^2;%Constante
C en la expresion del gradiente hidraulico
end
H(1,1)=((Poutlagoagrio*101300)/(14.7*Rosote*9.8));%metros de columna de
crudo en la descarga de las bombas de estación de bombeo LagoAgridio,
calculada con  $P=Ro*g*H$  (Pa)
%
```

```

%CALCULO DE ALTURAS PARA GRADIENTE HIDRAULICO
%
%Para tramo de Lago a Lumbaqui
%
for i=1:1:5;
    H(1,i+1)=H(1,i)-const(1,i)*ltramo(1,i);%(m)
end
H(1,7)=((Poutlumbaqui*101300)/(14.7*Rosote*9.8))+H(1,6);
%
%Para tramo de Lumbaqui a El Salado
%
for i=7:1:22;
    H(1,i+1)=H(1,i)-const(1,i)*ltramo(1,i);%(m)
end
H(1,24)=((Poutelsalado*101300)/(14.7*Rosote*9.8))+H(1,23);
%
%Para tramo de El Salado a Villano
%
for i=24:1:30;
    H(1,i+1)=H(1,i)-const(1,i)*ltramo(1,i);%(m)
end
H(1,32)=H(1,31);
%
% tramo Villano - Resto, calculo de constantes de piezometrica
%
for j=31:1:90; %Esto aplica para toda la tuberia después de Villano
Din(1,j)=(D(1,j)-2*esp(1,j));%(m)
V(1,j)=4*(Qsote+Qvillano)/(pi*(Din(1,j))^2);%m/s
Rey(1,j)=Romezcla*V(1,j)*Din(1,j)/Miomezcla;%adimensional
f(1,j)=FactFricc(RugRel(1,j),Rey(1,j));%adimensional
const(1,j)=(f(1,j)/(Din(1,j))^5)*(1/(2*9.8))*(16/(pi^2))*(Qsote+Qvillano)^2
;%Constante C en la expresion del gradiente hidraulico
end
%
%Para tramo desde Villano a Baeza CALCULO PIEZOMETRICA
%
for i=32:1:33;

```

```

    H(1,i+1)=H(1,i)-const(1,i)*ltramo(1,i);%se multiplica por mil para
transformar la longitud del tramo a metros
end
H(1,35)=((Poutbaeza*101300)/(14.7*Romezcla*9.8))+H(1,34);%(m)
%
%Para tramo desde Baeza a Papallacta
%
for i=35:1:37;
    H(1,i+1)=H(1,i)-const(1,i)*ltramo(1,i);%(m)
end
H(1,39)=((Poutpapallacta*101300)/(14.7*Romezcla*9.8))+H(1,38);%(m)

%Para tramo desde Papallacta a Altura Máxima
for i=39:1:40;
    H(1,i+1)=H(1,i)-const(1,i)*ltramo(1,i);%(m)
end
H(1,42)=H(1,41);
%
%Para tramo desde Altura Máxima a San Juan
%
for i=42:1:51;
    H(1,i+1)=H(1,i)-const(1,i)*ltramo(1,i);%(m)
end
H(1,53)=-((Deltapsanjuan*101300)/(14.7*Romezcla*9.8))+H(1,52);%(m)
%
%Para tramo desde San Juan a Chiriboga
%
for i=53:1:55;
    H(1,i+1)=H(1,i)-const(1,i)*ltramo(1,i);%(m)
end
H(1,57)=-((Deltapchiriboga*101300)/(14.7*Romezcla*9.8))+H(1,56);
%
%Para tramo desde Chiriboga a La Palma
%
for i=57:1:62;
    H(1,i+1)=H(1,i)-const(1,i)*ltramo(1,i);%(m)
end

```

```

H(1,64)=-((Deltaplalpalma*101300)/(14.7*Romezcla*9.8))+H(1,63);
%
%Para tramo desde La Palma a Santo Domingo
%
for i=64:1:68;
    H(1,i+1)=H(1,i)-const(1,i)*ltramo(1,i);%(m)
end
H(1,70)=-((Deltapsantodomingo*101300)/(14.7*Romezcla*9.8))+H(1,69);
%
%Para tramo desde Santo Domingo a Quinindé
%
for i=70:1:81;
    H(1,i+1)=H(1,i)-const(1,i)*ltramo(1,i);%(m)
end
H(1,83)=-((Poutquininde*101300)/(14.7*Romezcla*9.8))+H(1,82);
%
%Para tramo desde Quinindé a Esmeraldas
%
for i=83:1:90;
    H(1,i+1)=H(1,i)-const(1,i)*ltramo(1,i);%(m)
end
%
%CALCULO Y GRAFICA DE MAOP DE SOTE
%SE CALCULA EL MAOP CON LA FORMULA MAOP=(Sigmaf*2*esp)/(fseguridad*Din),
%donde Sigmaf es el esfuerzo de fleuncia del material de la tubería, esp es
%el espesor, f seguridad es el factor de seguridad y Din es el diámetro
%interior de la tubería
%DATOS DE ENTRADA PARA CALCULO

perfilorografico=[296,337,337,433,433,518,518,628,628,842.6,842.6,894,894,1
082,1082,1160,1160,1458.1,1684,1696,1751,1751,1315,1181,1203,1208,1208,1332
,1292,1269,1268,1268,1268,1805,1805,1822,1822,1958,1758,1758,1586,1586,1782
,1782,1800,1800,1840,1840,2002,2002,2002,2219,2219,2420,2420,3008,3008,3008
,3568,3568,4059.6,4059.6,3579,3579,3580,3580,3076,3076,2814,2814,2506,2506,
2417,2533,2533,2903,2903,2973,2973,3618,3618,3618,3493,3493,2598,2598,1997,
1997,1997,1867,1867,1778.7,1906.7,1906.7,2205.1,2018,2018,1607,1607,1607,11

```



```

plot(distancia,Hmaop,'r')
%
title('GRADIENTE HIDRAULICO & MAOP DEL SOTE')
xlabel('DISTANCIA DESDE LAGOAGRIO (km)')
ylabel('ALTURA MSNM')
%
legend('GRADIENTE HIDRAULICO SOTE','PERFIL OROGRAFICO','MAOP SOTE');
grid on
%
%CALCULO DE ALTURAS HIDRAULICAS EN METROS DE ENTRADA A CADA ESTACION DE
%BOMBEO Y REDUCTORAS
%
Helumb=H(1,6); % (m) %Altura Hidráulica de / entrada a Lumbaqui
Heesld=H(1,23); % (m) %Altura Hidráulica de / entrada a El Salado
Hebz=H(1,34); % (m) %Altura Hidráulica de / entrada a Baeza
Hepp=H(1,38); % (m) %Altura Hidráulica de / entrada a Papallacta
Heam=H(1,41); % (m) %Altura Hidráulica de / entrada a Altura Maxima
Hesj=H(1,52); % (m) %Altura Hidráulica de / entrada a San Juan
Hech=H(1,56); % (m) %Altura Hidráulica de / entrada a Chiriboga
Help=H(1,63); % (m) %Altura Hidráulica de / entrada a La Palma
Hesd=H(1,69); % (m) %Altura Hidráulica de / entrada a Santo Domingo
Heqn=H(1,82); % (m) %Altura Hidráulica de / entrada a Quinindé
Hees=H(1,91); % (m) %Altura Hidráulica de llegada / entrada a Esmeraldas
%
%
% CALCULO DE PRESIONES DE ENTRADA Y SALIDA DE ESTACIONES DE BOMBEO Y
% REDUCTORAS
%
Pelumbaqui=((Helumb-842.6)*9.8*Rosote)*(14.7/101300); % (psi), Presión de
llegada / entrada a Lumbaqui
Pslumbaqui=Pelumbaqui+Poutlumbaqui;% (psi)
%
Peelsalado=((Heesld-1268)*9.8*Rosote)*(14.7/101300); % (psi), Presión de
llegada / entrada a El Salado
Pselsalado=Peelsalado+Poutelsalado;% (psi)
%

```

```

Pevillano=((H(1,32)-1800)*9.8*Rosote)*(14.7/101300); %(psi), Presión de
llegada / entrada a Villano
Psvillano=Pevillano;%(psi)
%
Pebaeza=((Hebz-2002)*9.8*Romezcla)*(14.7/101300); %(psi), Presión de
llegada / entrada a El Baeza
Psbaeza=Pebaeza+Poutbaeza;%(psi)
%
Pepapallacta=((Hepp-3008)*9.8*Romezcla)*(14.7/101300); %(psi), Presión de
llegada / entrada a Papallacta
Pspapallacta=Pepapallacta+Poutpapallacta;%(psi)
%
Pealturamaxima=((Heam-4059.6)*9.8*Romezcla)*(14.7/101300); %(psi), Presión
de llegada a la altura máxima de la cordillera
%
Pesanjuan=((Hesj-3618)*9.8*Romezcla)*(14.7/101300); %(psi), Presión de
llegada / entrada a San Juan
Poutsanjuan=Pesanjuan-Deltapsanjuan;
%
Pechiriboga=((Hech-1997)*9.8*Romezcla)*(14.7/101300); %(psi), Presión de
llegada / entrada a Chiriboga
Poutchiriboga=Pechiriboga-Deltapchiriboga;
%
Pelapalma=((Help-1607)*9.8*Romezcla)*(14.7/101300); %(psi), Presión de
llegada / entrada a La Palma
Poutlapalma=Pelapalma-Deltaplalpalma;
%
Pesantodomingo=((Hesd-566)*9.8*Romezcla)*(14.7/101300); %(psi), Presión de
llegada / entrada a Santo Domingo
Poutsantodomingo=Pesantodomingo-Deltapsantodomingo;
%
Pequininde=((Heqn-97)*9.8*Romezcla)*(14.7/101300); %(psi), Presión de
llegada / entrada a Quinindé
Psequininde=Pequininde+Poutquininde;%(psi)
%
Peesmeraldas=((Hees-80)*9.8*Romezcla)*(14.7/101300); %(psi), Presión de
llegada / entrada a Esmeraldas

```



```

%
%CALCULO DE POTENCIAS EN ESTACIONES DE BOMBEO
%
Potencialagoagrio=Qsote*Poutlagoagrio*(101300/14.7);%Watts%Potencia de
bombeo en Lagoagrio
Potencialumbaqui=Qsote*Poutlumbaqui*(101300/14.7);%Watts%Potencia de bombeo
en Lagoagrio
Potenciaelsalado=Qsote*Poutelsalado*(101300/14.7);%Watts%Potencia de bombeo
en Lagoagrio
Potenciabaeza= (Qsote+Qvillano)*Poutbaeza*(101300/14.7);%Watts%Potencia de
bombeo en Lagoagrio
Potenciapapallacta=(Qsote+Qvillano)*Poutbaeza*(101300/14.7);%Watts%Potencia
de bombeo en Lagoagrio
%
%CALCULOS DE TEMPERATURA DE SALIDA DE ESTACION REDUCTORA BASADA EN
%PRESIONES DE SALIDA Y DATOS CALCULADOS PREVIAMENTE
%SE USARA LA ECUACION DE LA ENERGIA EN ESTADO ESTACIONARIO PARA EL CÁLCULO:
%Tout= ((k*Vin^2)*mpunto-Ug*Aval*(Tinf-
0.5*Tin)+mpunto*Cp*Tin)/(mpunto*Cp+0.
%5*Ug*Aval)
%EN ESTE CASO EL COEFICIENTE GLOBA DE TRANSFERENCIA DE CALOR Uvalvula SE LO
%ASUME, k SE DETERMINA A PARTIR DEL FLUJO Y LAS CAIDAS DE PRESION

%DATOS DE ENTRADA%
%CALCULO EN ESTACION REDUCTORA SAN JUAN
%
%VARIABLES DE ENTRADA
Uv=10;%W/m2C; Coeficiente global de transferencia de calor entre la válvula
y el medio ambiente
Tinf=25;%C; Temperatura ambiente en estación reductora
Av=1;%m2; Area exterior de la válvula en contacto con el ambiente
%
%CALCULO DE CONSTANTE DE VALVULA k y Calor Específico de Crudo EN CADA
%ESTACION REDUCTORA
%
mpunto=(Qsote)*Rosote;%kg/s Flujo másico del sote en Lagoagrio
mpuntomezcla=(Qsote+Qvillano)*Romezcla;%kg/s, Flujo másico de la mezcla

```

```

%
%CALCULO DE CONSTANTES DE VALVULA REDUCTORA
%
ksanjuan=2*(Deltapsanjuan)*(101300/14.7)/(Romezcla*V(1,53)^2);%adimensional
kchiriboga=2*(Deltapchiriboga)*(101300/14.7)/(Romezcla*V(1,57)^2);%adimensi
onal
klapalma=2*(Deltaplalpalma)*(101300/14.7)/(Romezcla*V(1,64)^2);%adimensional
ksantodomingo=2*(Deltapsantodomingo)*(101300/14.7)/(Romezcla*V(1,70)^2);%ad
imensional
%
%CALCULO CALOR ESPECIFICO MEZCLA
Cpmezcla=CalEsp(APImezcla,Tcrudosote); %J/kgC DATO REFERENCIAL A 80
CENTIGRADOS
%
%Temperaturas de salida del crudo en estaciones reductoras
%
%SAN JUAN
Tinsj(1)=Tcrudosote;%C
for s=1:1:15;
Cpmezcla(s)=CalEsp(APImezcla,(Tinsj(s))); %J/kgC
%Toutsanjuan(s)=((ksanjuan*(V(1,53)^2)*mpuntomezcla-Uv*Av*(Tinf-
0.5*Tinsj(s))+mpuntomezcla*Cpmezcla(s)*Tinsj(s))/(mpuntomezcla*Cpmezcla(s)+
0.5*Uv*Av));
Toutsanjuan(s)=Toutvalvula(Cpmezcla(s),Uv,Av,mpuntomezcla,Tinsj(s),Tinf,ksa
njuan,V(1,53));
%Tsalida=Toutvalvula(Cp,U,A,mpunto,Tin,Tinf,k,v)
Tinsj(s+1)=(Tinsj(1)+Toutsanjuan(s))/2;
end
%
%CHIRIBOGA
Tinch(1)=Tcrudosote;%C
for o=1:1:30;
Cpmezcla(o)=CalEsp(APImezcla,(Tinch(o))); %J/kgC
Toutchiriboga(o)=Toutvalvula(Cpmezcla(o),Uv,Av,mpuntomezcla,Tinch(o),Tinf,k
chiriboga,V(1,57));

```

```

%Toutchiriboga(o)=(kchiriboga*(V(1,57)^2)*mpuntomezcla-Uv*Av*(Tinf-
0.5*Tinch(o))+mpuntomezcla*Cpmezcla(o)*Tinch(o))/(mpuntomezcla*Cpmezcla(o)+
0.5*Uv*Av));
Tinch(o+1)=(Tinch(1)+Toutchiriboga(o))/2;
end
%
%LA PALMA
Tinlp(1)=Tcrudosote;%C
for l=1:1:20;
Cpmezcla(l)=CalEsp(APImezcla,(Tinlp(l))); %J/kgC
Toutlapalma(l)=Toutvalvula(Cpmezcla(l),Uv,Av,mpuntomezcla,Tinlp(l),Tinf,kla
palma,V(1,64));
%Toutlapalma(l)=(klapalma*(V(1,64)^2)*mpuntomezcla-Uv*Av*(Tinf-
0.5*Tinlp(l))+mpuntomezcla*Cpmezcla(l)*Tinlp(l))/(mpuntomezcla*Cpmezcla(l)+
0.5*Uv*Av));
Tinlp(l+1)=(Tinlp(1)+Toutlapalma(l))/2;
end
%
%SANTO DOMINGO
Tinsd(1)=Tcrudosote;%C
for d=1:1:25;
Cpmezcla(d)=CalEsp(APImezcla,(Tinsd(d))); %J/kgC
Toutsantodomingo(d)=Toutvalvula(Cpmezcla(d),Uv,Av,mpuntomezcla,Tinsd(d),Tin
f,ksantodomingo,V(1,70));
%Toutsantodomingo(d)=(ksantodomingo*(V(1,70)^2)*mpuntomezcla-Uv*Av*(Tinf-
0.5*Tinsd(d))+mpuntomezcla*Cpmezcla(d)*Tinsd(d))/(mpuntomezcla*Cpmezcla(d)+
0.5*Uv*Av));
Tinsd(d+1)=(Tinsd(1)+Toutsantodomingo(d))/2;
end

%
%CALCULO DE POTENCIAS EN ESTACIONES REDUCTORAS
%
Potenciasanjuan=Romezcla*(Qsote+Qvillano)*((ksanjuan*(V(1,53))^2)*0.5);%Wat
ts%Potencia disipada en la válvula reductora de San Juan
Potenciachiriboga=Romezcla*(Qsote+Qvillano)*((kchiriboga*(V(1,57))^2)*0.5);
%Watts%Potencia disipada en la válvula reductora de Chiriboga

```

```
Potencialapalma=Romezcla*(Qsote+Qvillano)*((klapalma*(V(1,64))^2)*0.5);%Watts
%Potencia disipada en la válvula reductora La Palma
Potenciasantodomingo=Romezcla*(Qsote+Qvillano)*((ksantodomingo*(V(1,70))^2)
*0.5);%Watts;%Potencia disipada en la válvula reductora Santo Domingo
%
```

B.2 Temperatura de Salida de estación Reductora

```

%CALCULOS DE TEMPERATURA DE SALIDA DE ESTACION REDUCTORA BASADA EN
%PRESIONES DE SALIDA Y DATOS CALCULADOS PREVIAMENTE
%SE USARA LA ECUACION DE LA ENERGIA EN ESTADO ESTACIONARIO PARA EL CÁLCULO:
%Tout=(1/(Cp+((Ug*Aval)/(2*mpunto))))*((-Ug*Aval*Tin)/(2*mpunto))+Ug*Aval*
%Tinf)/(mpunto))+Hperd+Cp*Tin)

%EN ESTE CASO EL COEFICIENTE GLOBA DE TRANSFERENCIA DE CALOR Uvalvula SE LO
%ASUME, k SE DETERMINA A PARTIR DEL FLUJO Y LAS CAIDAS DE PRESION

%DATOS DE ENTRADA%
%CALCULO EN ESTACION REDUCTORA
%
%VARIABLES DE ENTRADA
%
%
Ug=0;%W/m2C; Coeficiente global de transferencia de calor de la válvula
Tinf=35;%C; Temperatura ambiente en estación reductora
Avalvula=1;%m2; Area exterior de la válvula en contacto con el aire
ambiente
APImezcla=20;%
Pin=500;%psi Presión de entrada a estación o válvula reductora
Pout=100;%psi Presión de salida desde estación o válvula reductora
Q=(300000)/(6.2898*24*3600);%BLS con el factor (6.2898*24*3600) se cambia
a (m^3/s)
Diametro=(26)*(2.54/100);%inch con el factor (2.54/100) se cambia a metros
V=4*Q/(pi*Diametro^2);%m/s Velocidad media del fluido
Tin(1)=50;%C %Temperatura de entrada a la válvula
Romezcla=Densidad(APImezcla,Tin(1));%kg/m3 *CORREGIR POR TEMPERATURA*
mpunto=Romezcla*V*0.25*pi*Diametro^2;%kg/s, Flujo másico de la mezcla
k=2*(Pin-Pout)*(101300/14.7)/(Romezcla*V^2)%adimensional
%
%
for i=1:1:30;
Cpmezcla(i)=CalEsp(APImezcla,(Tin(i))); %J/kgC

```

```

Tout(i)=Toutvalvula(Cpmezcla(i),Ug,Avalvula,mpunto,Tin(i),Tinf,k,V);
%Tsalida=Toutvalvula(Cp,U,A,mpunto,Tin,Tinf,k,v)
Tin(i+1)=(Tin(1)+Tout(i))/2;
i=i+1
end
Tout=Tout(30);%Temperatura de salida de la válvula
Tin=Tin(1);%Temperatura de entrada a la válvula

%DATOS DE PRESION Y TEMPERATURA DE CRUDO PARA EJEMPLO

P=[27.01;31.67;37.18;43.72;51.49;60.71;71.68;84.67;100.03;118.04;138.93;162
.71;188.98;216.60;235.31;252.30;265.76;271.58;273.82;272.82;269.44;260.79;2
50;225;180;150;130;70;30];
T=[256.35;270.36;285.23;301.05;317.89;335.82;354.92;375.25;396.88;419.81;44
4.02;469.42;495.82;522.92;541.79;560.53;578.82;590.55;601.72;601.99;612.10;
618.38;621.11;626.67;632.22;629.44;626.67;604.44;579.44];

%Para encontrar la tendencia de datos en la parte inferior de la curva de
%crudo
y=[27.01;31.67;37.18;43.72];
x=[256.35;270.36;285.23;301.05];
a=polyfit(x,y,length(x)-1);

xi=[0,50,100,150,200,250];
yi=polyval(a,xi);
hold on
plot(xi,yi,'r')
%
%

hold on
plot(Tout,Pout,'*g')
text(Tout+30,Pout,num2str(Pout))
text(Tout+80,Pout,num2str(Tout))
text(Tout+60,Pout,'Tout')
text(Tout+5,Pout,'Pout')

```

```
%  
hold on  
plot(T,P,'b')  
hold on  
  
plot(Tin,Pin,'*r')  
text(Tin+30,Pin, num2str(Pin))  
text(Tin+80,Pin,num2str(Tin))  
text(Tin+60,Pin, 'Tin')  
text(Tin+5,Pin, 'Pin')  
  
hold on  
  
title('CURVA DE SATURACION DEL CRUDO')  
xlabel('TEMPERATURA °C')  
ylabel('PRESION')  
hold on  
grid on
```

ANEXO C.

DESTILACIÓN TBP DEL PETRÓLEO CRUDO

Las curvas de destilación TBP (“true boiling point”) temperatura de ebullición real, permite obtener la composición casi exacta del petróleo y diferenciar los tipos de crudo y definir los rendimientos que se logren conseguir de los productos por separación directa.

Procedimiento para la destilación ASTM (ASTM D-86)

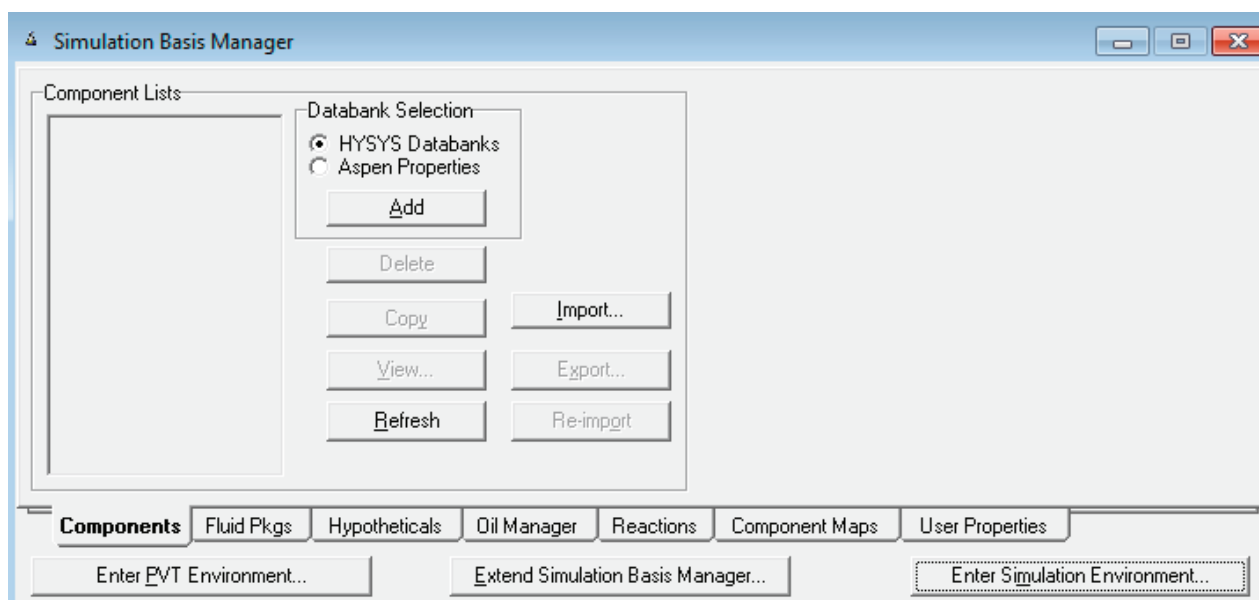
- Medir 100ml de muestra y colocarla junto con los núcleos de ebullición en el balón de destilación.
- Colocar el corcho y el termómetro, asegurándose que el bulbo del termómetro esté a la altura de la salida de los vapores del balón.
- Iniciar la destilación con un leve calentamiento.
- Registrar la temperatura de la primera gota condensada.
- Registrar la temperatura del 5% y a intervalos de 10% en volumen de destilado.
- Incrementar progresivamente el calentamiento de tal forma que se tenga un goteo constante y uniforme hasta obtener el 95% de destilado.
- El punto final se evidencia por la formación de humos blancos y descenso de la temperatura.
- Apagar y desarmar el equipo. Una vez enfriado el balón de destilación medir el volumen de residuo que se encuentra en el balón.



GENERACION DE CURVAS EN HYSYS

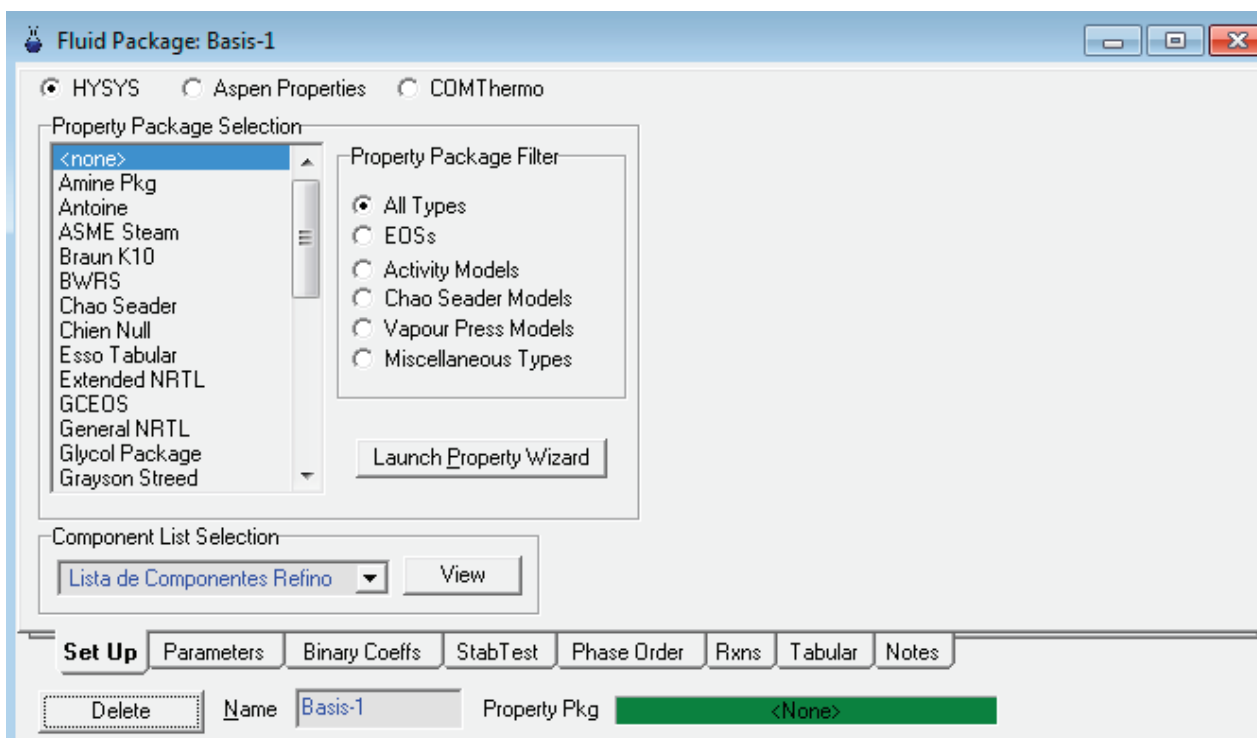
Generar nuevo caso.

Para la creación de un nuevo caso tenemos que hacer al abrir Aspen Hysys es crear un nuevo caso y nos mostrara la siguiente ventana.



MODELO TERMODINAMICO

Ante de ingresar del ingreso de los compuestos es importante elegir primero el método termodinámico a usar en la pestaña Fluid Package. Es muy importante para obtención de los resultados elegir el modelo termodinámico.



Las ecuaciones cúbicas de estado más usadas son la ecuación de Peng-Robinson (PR) y la ecuación de Soave-Redlich-Kwong (SRK), ya que tiene mayor exactitud, y especialmente la ecuación Peng-Robinson. Ambas fueron desarrolladas de forma explícita para cálculos de equilibrio vapor/líquido.

ECUACIONES CUBICAS DE ESTADO

Ecuación de Peng – Robinson (PR)

$$P = \frac{RT}{(V - b)} - \frac{a(T)}{V(V + b) + b(V - b)}$$

$$a(T) = 0.4572\alpha \frac{R^2 T_c^2}{P_c}$$

$$b = 0.07780 \frac{RT_c}{P_c}$$

$$\alpha = (1 + m(1 - \sqrt{T_r}))^2$$

$$m = 0.37464 + 1.5722 \omega - 0.26992 \omega^2$$

ω (factor acéntrico) = Que es característico de la estructura molecular del fluido.

Las principales características de la ecuación de Peng-Robinson (P-R) son:

- Amplio intervalo de condiciones de operación.
- Mayor número de componentes, tanto hidrocarburos como no hidrocarburos.
- En el caso de mezclas, emplea coeficientes de interacción binarios (k_{ij}), obtenidos de experimentalmente.
- Al igual que S-R-K, genera todos los valores de las propiedades termodinámicas y de equilibrio en forma directa.
- No aplicable para mezclas no ideales de compuestos polares, como por ejemplo electrolitos.

Ecuación de Soave-Redlich-Kwong (SRK).

$$P = \frac{RT}{(V - b)} - \frac{a(T)}{V(V + b)}$$

$$a(T) = 0.42748 \alpha \frac{R^2 T_c^2}{P_c}$$

$$b = 0.086640 \frac{RT_c}{P_c}$$

$$\alpha = (1 + m(1 - \sqrt{T_r}))^2$$

$$m = 0.48 + 1.574 \omega - 0.176 \omega^2$$

INGRESO DE COMPUESTOS

A continuación se deben ingresar los componentes. Los compuestos ingresados son lo no aceitosos (agua) y los ligeros finales (propano, isobutano, n-butano, isopentano y n-pentano).

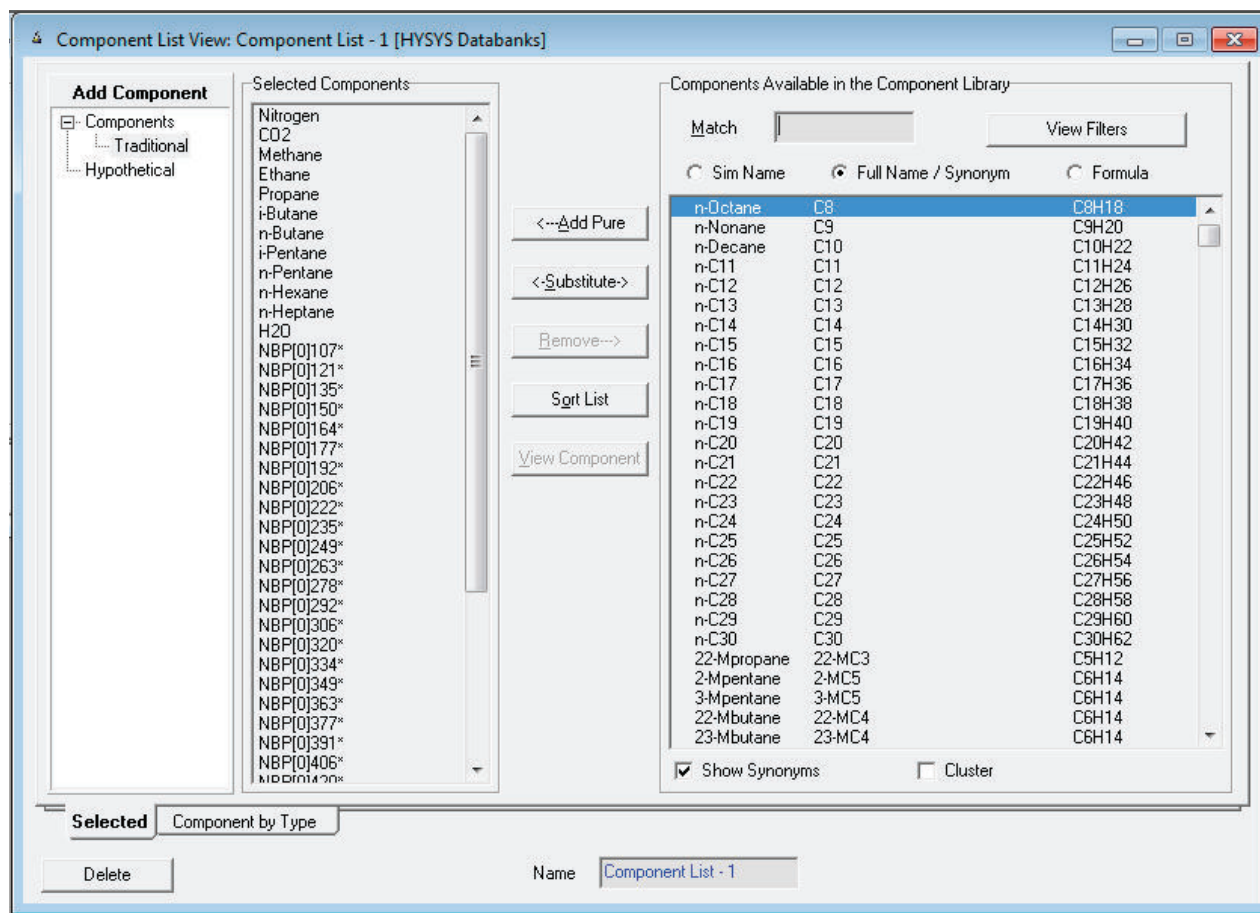


Figura. Lista de componentes seleccionados para la simulación

“Oil Manager” es la herramienta que se utiliza para la generación de los componentes hipotéticos del crudo. es importante incluir las propiedades del crudo analizado, como la curva de destilación del crudo, el factor de caracterización KUOP, su densidad API y datos de viscosidad.

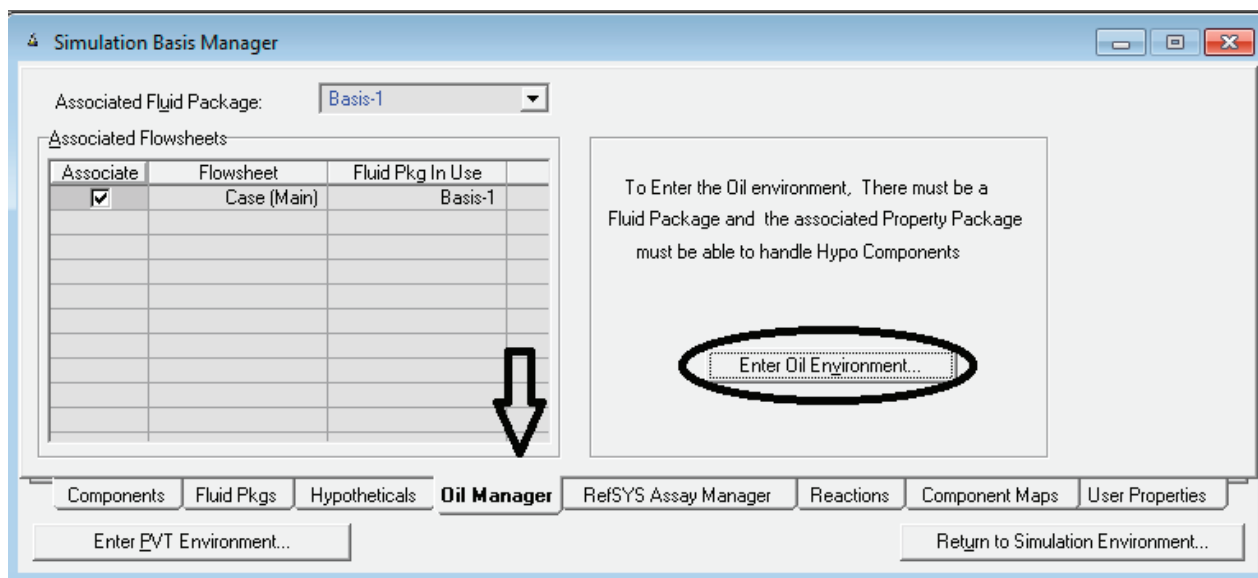


Figura. Entorno Básico de Simulación de Aspen HYSYS

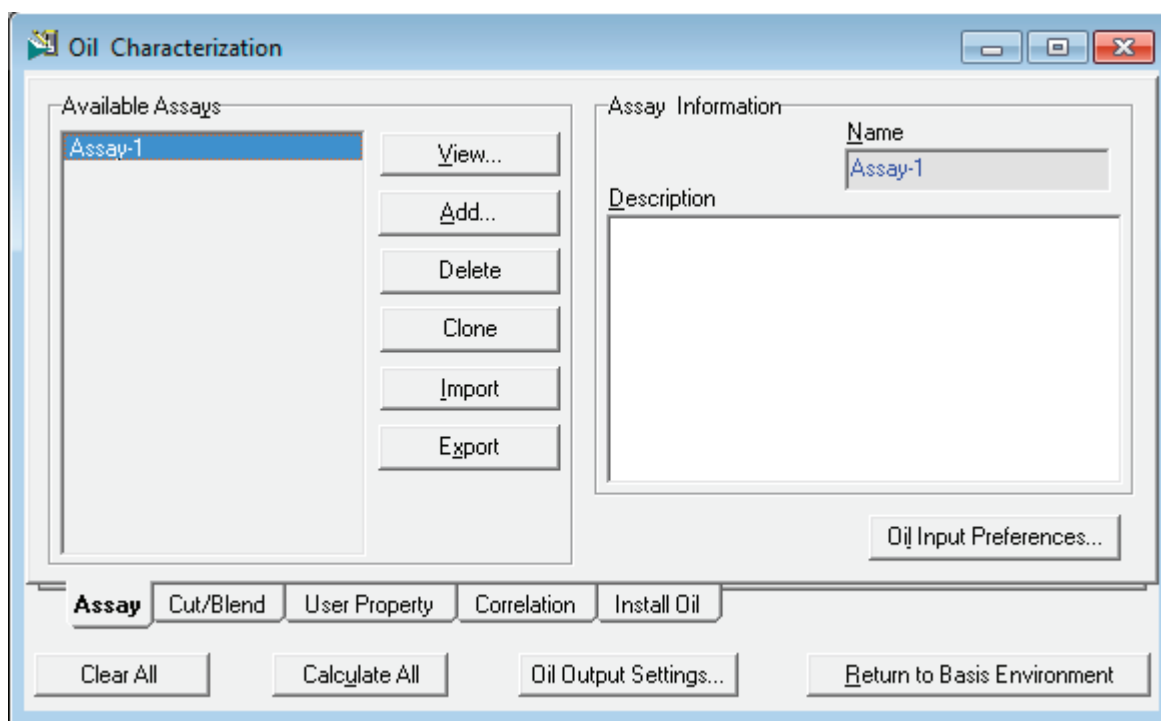


Figura "Oil Manager" de Aspen HYSYS

Hysys efectúa el cálculo de las propiedades del crudo en base a la los datos que se ingresan, por eso es recomendable ingresar la mayor cantidad de datos disponible para tener una mejor aproximación a la realidad.

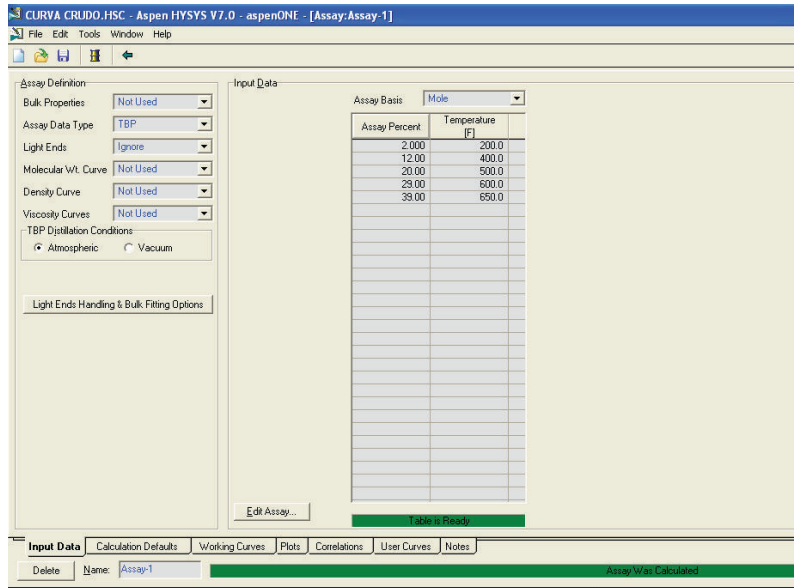


Figura Ingreso de datos para caracterizar un crudo en Aspen HYSYS

Así, los resultados obtenidos son los siguientes:

CURVA CRUDO.HSC - Aspen HYSYS V7.0 - aspenONE - [Assay:Assay-2]

Environment: Oil Characterization
Mode: Steady State

Assay Working Curves

Point #	Moles	Cum. Moles	NBP [F]	Mole Wt	Mass Density [lb/ft ³]	Viscosity 1 [cP]	Viscosity 2 [cP]
0	0.0000	0.0000	52.36	62.18	37.71	0.193	0.106
1	0.0100	0.0100	90.11	70.65	38.81	0.248	0.135
2	0.0100	0.0200	169.0	88.56	43.79	0.315	0.195
3	0.0100	0.0300	213.1	100.4	45.39	0.394	0.234
4	0.0100	0.0400	230.0	105.3	45.93	0.430	0.252
5	0.0100	0.0500	250.0	111.3	46.53	0.478	0.274
6	0.0100	0.0600	270.0	117.3	47.09	0.532	0.302
7	0.0100	0.0700	290.0	123.6	47.61	0.590	0.328
8	0.0100	0.0800	310.0	130.2	48.09	0.655	0.357
9	0.0100	0.0900	330.0	137.0	48.54	0.727	0.389
10	0.0100	0.1000	350.0	144.2	48.97	0.810	0.423
11	0.0250	0.1250	384.6	157.5	49.65	1.005	0.494
12	0.0250	0.1500	425.4	174.5	50.38	1.310	0.596
13	0.0250	0.1750	456.9	188.8	50.90	1.620	0.691
14	0.0250	0.2000	485.9	202.8	51.36	1.982	0.794
15	0.0250	0.2250	515.3	217.9	51.81	2.448	0.917
16	0.0250	0.2500	545.3	234.3	52.26	3.063	1.067
17	0.0250	0.2750	573.2	250.3	52.67	3.801	1.232
18	0.0250	0.3000	597.0	264.5	53.01	4.605	1.396
19	0.0250	0.3250	614.2	274.9	53.26	5.315	1.532
20	0.0250	0.3500	626.8	282.7	53.46	5.917	1.641
21	0.0250	0.3750	637.8	289.6	53.61	6.514	1.745
22	0.0250	0.4000	643.6	297.0	53.79	7.238	1.865
23	0.0250	0.4250	665.5	306.9	54.01	8.363	2.042
24	0.0250	0.4500	684.1	318.4	54.28	9.972	2.277
25	0.0250	0.4750	703.2	330.1	54.55	12.024	2.553
26	0.0250	0.5000	722.6	341.6	54.83	14.656	2.878
27	0.0250	0.5250	740.7	351.9	55.09	17.766	3.227
28	0.0250	0.5500	757.4	365.6	55.33	21.368	3.598
29	0.0250	0.5750	774.1	379.2	55.57	25.874	4.022
30	0.0250	0.6000	790.9	392.7	55.81	31.571	4.510

Input Data | Calculation Defaults | Working Curves | Plots | Correlations | User Curves | Notes

Delete Name: Assay-2 Assay Was Calculated Calculate

Figura. Propiedades de los componentes hipotéticos del crudo simulado.

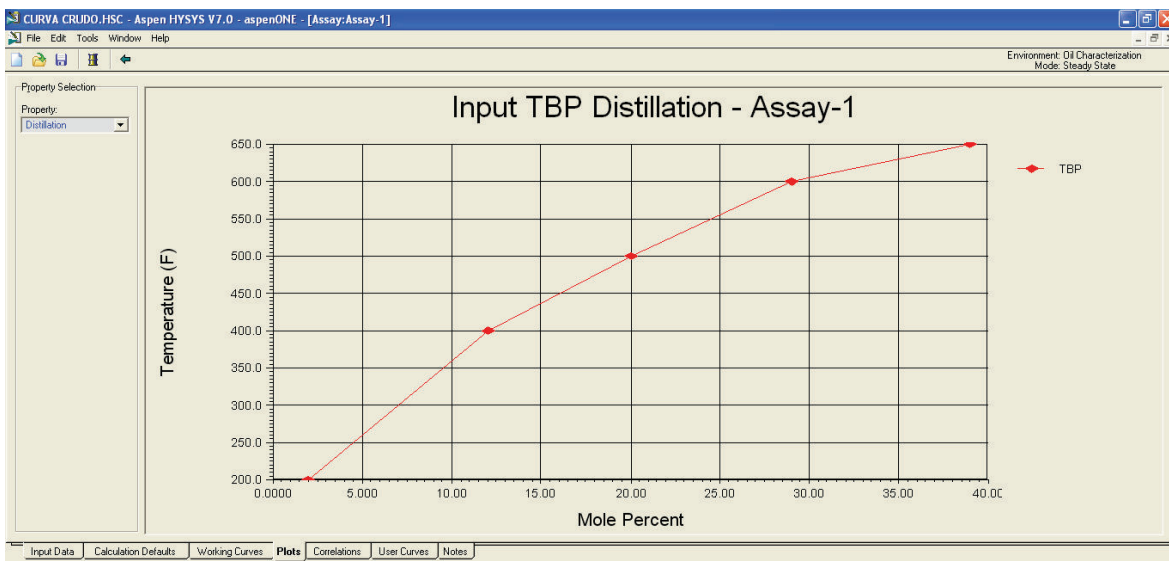


Grafico. Curva de destilación TBP del crudo calculada por Aspen HYSYS 7.2

Curva de saturación del crudo

Performance

Plots

Table

Tabular Data

Table Type: Bubble Pt

Pressure [psig]	Temperature [F]	Volume [ft ³ /lbmole]	Enthalpy [Btu/lbmole]	Entropy [Btu/lbmole-F]
12.32	493.4			
16.97	518.6			
22.48	545.4			
29.02	573.9			
36.79	604.2			
46.02	636.5			
56.98	670.8			
69.98	707.5			
85.33	746.4			
103.3	787.7			
124.2	831.2			
148.0	877.0			
174.3	924.5			
201.9	973.2			
220.6	1007			
237.6	1041			
251.1	1074			
256.9	1095			
259.1	1115			
259.1	1116			
256.7	1134			
252.1	1145			

Design Performance Dynamics

Grafico. Datos de Presión y Temperatura para generación de la Curva HYSYS 7.2

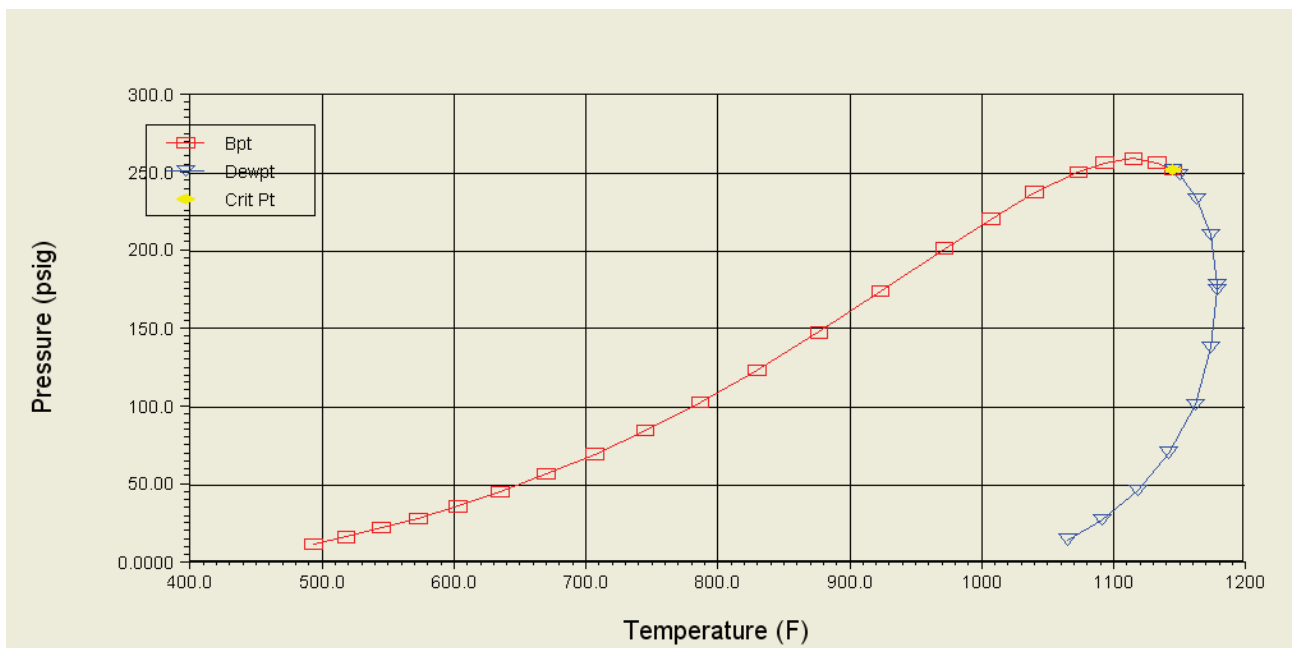


Grafico. Curva de saturación del crudo HYSYS 7.2