

**INSTITUTO SUPERIOR TECNOLÓGICO UNIVERSITARIO RUMIÑAHUI**

**ESCUELA DE POSGRADOS**

**MAESTRÍA TECNOLÓGICA EN EXTRACCION, LEVANTAMIENTO Y  
TRATAMIENTO DE CRUDOS PESADOS**

**Trabajo de titulación previo a la obtención del Título en Magister Tecnológico en Extracción,  
Levantamiento y tratamiento de crudos pesados.**

**Tema: Impacto ambiental y solución energética de crudos viscosos en las fases de  
Midstream en el Campo sacha y Downstream en la refinería de Esmeraldas.**

**Autor/s: Byron Geovanny Seis Guevara**

**Director: Msc. Christopher Jonathan Mayorga Zambrano**

**Fecha: 22-09-2024**

*Sangolquí - Ecuador*

Autor:



Byron Geovanny Seis Guevara

**Título a obtener:** Magister Tecnológico en Extracción,  
Levantamiento y tratamiento de crudos pesados.

**Matriz:** Sangolquí -Ecuador

**Correo electrónico:** byron.seis@ister.edu.ec

Dirigido por:



MSc. Christopher Mayorga Zambrano

**Título:** Magíster en Petróleos con mención en Recobro por  
Inyección de agua y gas.

**Matriz:** Sangolquí -Ecuador

**Correo electrónico:** christopher.mayorga@ister.edu.ec

## **Todos los derechos reservados**

Queda prohibida, salvo excepción prevista en la Ley, cualquier forma de reproducción, distribución, comunicación pública y transformación de esta obra para fines comerciales, sin contar con autorización de los titulares de propiedad intelectual. La infracción de los derechos mencionados puede ser constitutiva de delito contra la propiedad intelectual. Se permite la libre difusión de este texto con fines académicos investigativos por cualquier medio, con la debida notificación a los autores.

@2024 Tecnológico Universitario Rumiñahui

Sangolquí – Ecuador

Byron Geovanny Seis Guevara

## APROBACIÓN DEL DIRECTOR DEL TRABAJO TITULACIÓN

Sangolquí, 14 de Septiembre del 2024

**MSc. Elizabeth Aldás**  
**Directora de Posgrados**  
**Instituto Superior Tecnológico Universitario Rumiñahui**  
**Presente**

De mi consideración:

Me permito comunicar que, en calidad de director del presente Trabajo de Titulación denominado: **Impacto ambiental y solución energética de crudos viscosos en las fases de Midstream en el Campo sacha y Downstream en la refinería de Esmeraldas** realizado por **Byron Geovanny Seis Guevara** ha sido orientado y revisado durante su ejecución, así mismo ha sido verificado a través de la herramienta de similitud académica institucional, y cuenta con un porcentaje de coincidencia aceptable. En virtud de ello, y por considerar que el mismo cumple con todos los parámetros establecidos por la institución, doy mi aprobación a fin de continuar con el proceso académico correspondiente.

Particular que comunico para los fines pertinentes.

Atentamente,

**MSc. Christopher Mayorga Zambrano**  
Director del Trabajo de Titulación  
C.I.: 1311871717  
Correo electrónico: christopher.mayorga@ister.edu.ec

## CARTA DE CESIÓN DE DERECHOS DEL TRABAJO DE TITULACIÓN

Sangolquí, 14 de Septiembre del 2024

**MSc. Elizabeth Aldás**  
**Directora de Posgrados**  
**Instituto Superior Tecnológico Universitario Rumiñahui**  
**Presente**

Por medio de la presente, yo, **Byron Geovanny Seis Guevara**, declaro y acepto en forma expresa lo siguiente: ser autor del trabajo de titulación denominado **Impacto ambiental y solución energética de crudos viscosos en las fases de Midstream en el Campo sacha y Downstream en la refinería de Esmeraldas** de la Maestría Tecnológica en **Extracción Levantamiento y Tratamiento de Crudos Pesados**; manifiesto mi voluntad de ceder al Instituto Superior Tecnológico Universitario Rumiñahui los derechos de reproducción, distribución y publicación de dicho trabajo de titulación, en cualquier formato y medio, con fines académicos y de investigación.

Esta cesión se otorga de manera no exclusiva y por un periodo indeterminado. Sin embargo, conservo los derechos morales sobre mi obra.

En fe de lo cual, firmo la presente.

Atentamente,

Byron Geovanny Seis Guevara  
CI: 1719775544

**FORMULARIO PARA ENTREGA DEL TRABAJO DE  
TITULACIÓN EN BIBLIOTECA DEL INSTITUTO SUPERIOR  
TECNOLÓGICO UNIVERSITARIO RUMIÑAHUI**

**MAESTRÍA TECNOLÓGICA: EXTRACCION, LEVANTAMIENTO Y  
TRATAMIENTO DE CRUDOS PESADOS**

**AUTOR /ES:**

Byron Geovanny Seis Guevara

**TUTOR:**

Msc. Christopher Jonathan Mayorga Zambrano

**CONTACTO ESTUDIANTE:**

0983423018

**CORREO ELECTRÓNICO:**

byron.seis@ister.edu.ec

**TEMA:**

Impacto ambiental y solución energética de crudos viscosos en las fases de Midstream en el Campo Sacha y Downstream en la refinería de Esmeraldas.

**RESUMEN EN ESPAÑOL:**

El manejo del crudo pesado del Campo Sacha presenta retos significativos debido a su alta viscosidad de 990 centipoises (cP), lo que complica su bombeo y refinación, aumentando los costos operativos y energéticos. La necesidad de pretratar el crudo con diluyentes incrementa los gastos y la complejidad del proceso, además de elevar el riesgo ambiental por posibles derrames y mayor consumo de energía. Para abordar estos desafíos, se implementó una solución energética en la fase Midstream que mezcla 2000 barriles de crudo con 4667 barriles de Naphta ligera XPS. Esta mezcla reduce la viscosidad del crudo de 990 cP a 320 cP y mejora el grado API de 14.5 a 22.3 a 60°C. Este proceso reduce las emisiones de CO<sub>2</sub> de 4918 kg a 3619 kg y de CO de 313.8 kg a 2305 kg durante el transporte de 500 km del oleoducto a la refinería. En la fase Downstream, se utiliza un intercambiador de calor constituido con 193

tubos, que incrementa la temperatura de 60°C a 110°C. Esto reduce la viscosidad a 18.9 cP y eleva el grado API a 26. La combustión del crudo tratado reduce aún más las emisiones de CO<sub>2</sub> a 256.9 kg y de CO a 27.2 kg. La instalación de un captador de gases con eficiencia del 75% disminuye las emisiones a 64.22 kg de CO<sub>2</sub> y 6.8 kg de CO, mitigando el impacto ambiental. Económicamente, el proyecto incluye costos de solvente y transporte, además de inversiones en un intercambiador de calor (\$500,000) y un captador de gases (\$300,000). El análisis muestra una sólida rentabilidad con un VAN positivo, una TIR del 33%, y un B/C de 2.25, destacando la eficiencia económica y ambiental del proyecto.

**PALABRAS CLAVE:**

Midstream, dowsreat, viscosidad, gases, mitigación ambiental

**ABSTRACT:**

The handling of heavy crude oil from the Sacha Field presents significant challenges due to its high viscosity of 990 centipoise (cP), which complicates its pumping and refining, increasing operating and energy costs. The need to pretreat crude oil with diluents increases the costs and complexity of the process, in addition to increasing the environmental risk due to possible spills and greater energy consumption. To address these challenges, an energy solution was implemented in the Midstream phase that blends 2,000 barrels of crude oil with 4,667 barrels of XPS light Naphtha. This mixture reduces the crude oil viscosity from 990 cP to 320 cP and improves the API grade from 14.5 to 22.3 at 60°C. This process reduces carbon dioxide (CO<sub>2</sub>) emissions from 4,918 kg to 3,619 kg and carbon monoxide (CO) emissions from 313.8 kg to 2,305 kg during the 500 km transportation from the pipeline to the refinery. In the Downstream phase, a heat exchanger made up of 193 tubes and a core is used, which increases the temperature from 60°C to 110°C. This reduces the viscosity to 18.9 cP and raises the API grade to 26. Combustion of the treated crude oil further reduces CO<sub>2</sub> emissions to 256.9 kg and CO emissions to 27.2 kg. The installation of a gas collector with 75% efficiency reduces emissions to 64.22 kg of CO<sub>2</sub> and 6.8 kg of CO, mitigating the environmental impact. Economically, the project includes solvent and transportation costs, as well as investments in a heat exchanger (\$500,000) and a gas collector (\$300,000). The analysis shows solid profitability with a positive (NPV), (TIR) of 33%, and a Benefit-Cost Ratio (B/C) of 2.25, highlighting economic and environmental efficiency of the project. .

**PALABRAS CLAVE:**

Midstream, dowsreat, viscosity, gases, environmental mitigation

---

## SOLICITUD DE PUBLICACIÓN DEL TRABAJO DE TITULACIÓN

Sangolquí, 14 de Septiembre del 2024

**MSc. Elizabeth Aldás**  
**Directora de Posgrados**  
**Instituto Superior Tecnológico Universitario Rumiñahui**  
**Presente**

A través del presente me permito aceptar la publicación del trabajo de titulación denominado: **Impacto ambiental y solución energética de crudos viscosos en las fases de Midstream en el Campo sachá y Downstream en la refinería de Esmeraldas** de la Unidad de Integración Curricular en el repositorio digital “DsPace” del estudiante: **Byron Geovanny Seis Guevara**, con documento de identificación No 1719775544, estudiante de la Maestría Tecnológica en **Extracción, Levantamiento y tratamiento de crudos pesados**.

El trabajo ha sido revisado las similitudes en el software “TURNITING” y cuenta con un porcentaje máximo de 15%; motivo por el cual, el Trabajo de titulación es publicable.

Atentamente,

Byron Geovanny Seis Guevara  
CI: 1719775544



### **Dedicatoria:**

A mi esposa, mi roca firme en cada tempestad. Gracias por tu paciencia, amor y comprensión en cada paso de este camino. A mis hijos, mis pequeños motores, quienes con sus abrazos y risas me han llenado de energía para alcanzar esta meta.

### **Agradecimiento:**

A mis profesores, quienes despertaron en mí la pasión por la investigación y me guiaron en este camino. Gracias por sus conocimientos y consejos.

Al Msc Christopher Mayorga Zambrano, por su invaluable guía, paciencia y conocimientos. Sus consejos fueron fundamentales para la culminación de este trabajo.

## **Resumen:**

El manejo del crudo pesado del Campo Sacha presenta retos significativos debido a su alta viscosidad de 990 centipoises (cP), lo que complica su bombeo y refinación, aumentando los costos operativos y energéticos. La necesidad de pretratar el crudo con diluyentes incrementa los gastos y la complejidad del proceso, además de elevar el riesgo ambiental por posibles derrames y mayor consumo de energía. Para abordar estos desafíos, se implementó una solución energética en la fase Midstream que mezcla 2000 barriles de crudo con 4667 barriles de Naphta ligera XPS. Esta mezcla reduce la viscosidad del crudo de 990 cP a 320 cP y mejora el grado API de 14.5 a 22.3 a 60°C. Este proceso reduce las emisiones de CO<sub>2</sub> de 4918 kg a 3619 kg y de CO de 313.8 kg a 2305 kg durante el transporte de 500 km del oleoducto a la refinería. En la fase Downstream, se utiliza un intercambiador de calor constituido con 193 tubos, que incrementa la temperatura de 60°C a 110°C. Esto reduce la viscosidad a 18.9 cP y eleva el grado API a 26. La combustión del crudo tratado reduce aún más las emisiones de CO<sub>2</sub> a 256.9 kg y de CO a 27.2 kg. La instalación de un captador de gases con eficiencia del 75% disminuye las emisiones a 64.22 kg de CO<sub>2</sub> y 6.8 kg de CO, mitigando el impacto ambiental. Económicamente, el proyecto incluye costos de solvente y transporte, además de inversiones en un intercambiador de calor (\$500,000) y un captador de gases (\$300,000). El análisis muestra una sólida rentabilidad con un VAN positivo, una TIR del 33%, y un B/C de 2.25, destacando la eficiencia económica y ambiental del proyecto.

**Palabras claves:** Midstream, dowsreat, viscosidad, gases, mitigación ambiental

### **Abstract:**

The handling of heavy crude oil from the Sacha Field presents significant challenges due to its high viscosity of 990 centipoise (cP), which complicates its pumping and refining, increasing operating and energy costs. The need to pretreat crude oil with diluents increases the costs and complexity of the process, in addition to increasing the environmental risk due to possible spills and greater energy consumption. To address these challenges, an energy solution was implemented in the Midstream phase that blends 2,000 barrels of crude oil with 4,667 barrels of XPS light Naphtha. This mixture reduces the crude oil viscosity from 990 cP to 320 cP and improves the API grade from 14.5 to 22.3 at 60°C. This process reduces carbon dioxide (CO<sub>2</sub>) emissions from 4,918 kg to 3,619 kg and carbon monoxide (CO) emissions from 313.8 kg to 2,305 kg during the 500 km transportation from the pipeline to the refinery. In the Downstream phase, a heat exchanger made up of 193 tubes and a core is used, which increases the temperature from 60°C to 110°C. This reduces the viscosity to 18.9 cP and raises the API grade to 26. Combustion of the treated crude oil further reduces CO<sub>2</sub> emissions to 256.9 kg and CO emissions to 27.2 kg. The installation of a gas collector with 75% efficiency reduces emissions to 64.22 kg of CO<sub>2</sub> and 6.8 kg of CO, mitigating the environmental impact. Economically, the project includes solvent and transportation costs, as well as investments in a heat exchanger (\$500,000) and a gas collector (\$300,000). The analysis shows solid profitability with a positive (NPV), (TIR) of 33%, and a Benefit-Cost Ratio (B/C) of 2.25, highlighting economic and environmental efficiency of the project. .

**Keywords:** Midstream, dowsreat, viscosity, gases, environmental mitigation

## Índice de contenido

CAPITULO I .....	1
INTRODUCCIÓN.....	1
Tema .....	1
Planteamiento del Problema .....	1
Problema científico.....	1
Preguntas científicas o directrices .....	1
Objetivo general .....	2
Objetivos específicos.....	2
Justificación .....	2
CAPÍTULO II.....	4
MARCO TEÓRICO .....	4
Ubicación del Campo & Refinería .....	4
Problemas asociados a la viscosidad .....	5
Transporte de crudos pesados.....	5
Disolución del crudo.....	6
Naftas Ligeras.....	6
Pruebas de compatibilidad.....	7
Incremento del grado API.....	7

Viscosímetro de Brookfield.....	7
Emisión de (CO <sub>2</sub> ) & (CO).....	8
Caídas de presión en un oleoducto .....	9
Intercambiador de calor .....	9
Ley de Arrhenius .....	10
Captador de CO <sub>2</sub> y CO.....	11
Análisis Económico.....	12
Indicadores VAN& TIR .....	12
CAPÍTULO III .....	14
MARCO METODOLÓGICO .....	14
Tipo de Investigación .....	14
Diseño de investigación.....	14
Selección de muestra .....	14
Recolección de datos .....	15
Métodos .....	15
Análisis de Datos .....	15
Caracterización del pad A del Campo Sacha.....	16
Diagrama de tratamiento fase Midstream y downstream .....	16
Fase midstream de transporte de crudo para disminuir la viscosidad .....	17
Caracterización de solventes .....	17

Prueba de mezcla en el laboratorio.....	17
Evaluación de Compatibilidad.....	18
Evaluación incremento del grado API.....	19
Evaluación disminución de la viscosidad.....	20
Tipo de flujo .....	22
Precipitación de los asfáltenos.....	23
Sistema de mezcla .....	25
Impacto ambiental del transporte .....	25
Emisiones de Co2 del crudo .....	25
Emisiones de Co2 del crudo & solvente.....	27
Resultados del impacto ambiental .....	29
Consumo de Energía:.....	30
Emisiones de CO <sub>2</sub> .....	30
Caída de presión en el oleoducto de crudos pesados.....	30
Fase Downstream implementación de un intercambiador de calor para la reducción de viscosidad .....	32
Características del crudo & solvente .....	32
Diseño del intercambiador de calor .....	32
Disminución de la viscosidad del crudo & solvente.....	34
Modelo matemático de la disminución de la viscosidad .....	36

Dimensiones del Intercambiador .....	38
Resultados del diseño y operación.....	39
Mitigación del Impacto ambiental.....	40
Emisión de dióxido y monóxido de carbono .....	41
Captadores de Dióxido y monóxido de carbono .....	43
CAPÍTULO IV .....	46
RESULTADOS DEL DESARROLLO DEL PROYECTO TÉCNICO.....	46
Análisis Energético ambiental .....	46
Análisis económico.....	47
CAPITULO V.....	50
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....	50
Conclusiones.....	50
Recomendaciones .....	51
Referencias Bibliográficas.....	52

## Índice de figuras

Figura 1 Ubicación Sacha & Esmeraldas .....	4
Figura 2 Viscosidad alta del crudo .....	5
Figura 3 Disolución muestra del crudo.....	6
Figura 4 Viscosímetro Brookfield .....	8
Figura 5 Caidas de presión en el OCP.....	9
Figura 6 Intercambiador de calor.....	10
Figura 7 Proceso de captación de CO <sub>2</sub> y CO .....	12
Figura 8 Diagrama de flujo fases Midstream y Downstream .....	17
Figura 9 Incremento del grado API vs % VV .....	20
Figura 10 Viscosidad cinemática & % VV .....	21
Figura 11 Viscosidad dinámica & % VV .....	22
Figura 12 Masa de asfáltenos en función del % VV .....	24
Figura 13 Porcentaje de asfáltenos en función del % VV .....	24
Figura 14 Caidas de presión OCP.....	31
Figura 15 Variación de la viscosidad intercambiador de calor .....	37
Figura 16 Diagrama del intercambiador de calor .....	40



## Índice de tablas

Tabla 1 Condiciones actuales del fluido.....	16
Tabla 2 Características de Naphta ligera xps.....	17
Tabla 3 Condiciones iniciales de compatibilidad .....	18
Tabla 4 Compatibilidad de los fluidos.....	18
Tabla 5 Pruebas de compatibilidad a %VV de 30 y 50 .....	19
Tabla 6 Prueba de laboratorio %VV, API, viscosidad .....	21
Tabla 7 Precipitados asfáltenos .....	23
Tabla 8 Impacto ambiental emisiones de CO2 .....	29
Tabla 9 Características del crudo & solvente .....	32
Tabla 10 Variación de la viscosidad en función de la temperatura .....	37
Tabla 11 Parámetros de diseño.....	38
Tabla 12 Características del intercambiador de calor.....	39
Tabla 13 Resultado dowsream de la emisión de CO2 y CO .....	42
Tabla 14 Componentes del captador de gases .....	43
Tabla 15 Mitigación del impacto ambiental fases midtream & dowstream .....	45
Tabla 16 Resutados fases Midstream y dowstreat.....	46
Tabla 17 Flujo de caja .....	48

# CAPITULO I

## INTRODUCCIÓN

### **Tema**

Impacto ambiental y solución energética de crudos viscosos en las fases de Midstream en el Campo Sacha y Downstream en la refinería de Esmeraldas.

### **Planteamiento del Problema**

Los 2000 barriles de crudo pesado del campo Sacha con una viscosidad de 990 centipoises (cP) presenta importantes desafíos en el transporte, refinación y aspectos ambientales. Su alta viscosidad dificulta el bombeo, requiriendo energía adicional y equipos especializados para su manejo, lo que incrementa los costos operativos. En la refinería, es necesario pretratar el crudo, a menudo con diluyentes, para hacerlo manejable, lo que también eleva los costos y la complejidad del procesamiento. Ambientalmente, el manejo de crudo pesado aumenta el riesgo de derrames y complica su recuperación, además de generar mayores emisiones y consumo de energía debido a los equipos especializados. En conjunto, estos factores reflejan cómo la viscosidad del crudo pesado impacta negativamente desde el transporte hasta la refinación y la gestión ambiental.

### **Problema científico**

¿Cómo se pueden mitigar los impactos ambientales y energéticos negativos asociados con la producción de crudos viscosos durante las fases de transporte y refinación?

### **Preguntas científicas o directrices**

¿Cuáles son las soluciones energéticas que disminuyan la viscosidad y mitiguen las emisiones de CO<sub>2</sub> y CO en el transporte y refinación de crudos viscosos?

¿Qué riesgos de derrames se presentan durante el transporte de crudos viscosos y cómo afectan los ecosistemas locales?

¿Qué contaminantes se liberan durante la refinación de crudos viscosos y cómo afectan el monóxido y dióxido de carbono ?

¿Qué tecnologías y prácticas pueden ser implementadas para reducir el impacto ambiental y energético del transporte y refinación de crudos viscosos?

### **Objetivo general**

Analizar el impacto ambiental y solución energética de crudos viscosos en las fases de Midstream en el Campo Sacha y Downstream en la refinería de Esmeraldas en el año de 2024.

### **Objetivos específicos**

Desarrollar un modelo matemático de disminución de viscosidad y simulación para predecir la precipitación de asfaltenos en el oleoducto durante el transporte de crudo pesado diluido, optimizando las condiciones de operación del oleoducto para minimizar la pérdida de eficiencia y evitar la obstrucción del flujo.

Implementar un intercambiador de calor en la refinería de Esmeraldas para reducir la viscosidad del crudo, optimizando su eficiencia operativa y mejorando la calidad del producto final mediante el ajuste preciso de la temperatura del crudo durante la entrada al sistema de refinación

Estudiar el riesgo de emisión de CO<sub>2</sub> y CO sus consecuencias ecológicas en el ambiente, para desarrollar estrategias de mitigación y mejorar la seguridad en el transporte y tratamiento.

### **Justificación**

La gestión del crudo pesado del campo Sacha, presenta significativos retos operativos, económicos y ambientales. Su alta viscosidad complica el bombeo, requiriendo equipos especializados y energía adicional, lo que incrementa los costos operativos. En la refinería, el crudo debe ser calentado con un fluido para hacerlo manejable, lo que añade complejidad y costos al proceso. Ambientalmente, el crudo pesado aumenta el riesgo de derrames, dificulta su

recuperación y eleva las emisiones y el consumo energético debido a los equipos necesarios. Para abordar estos problemas, se propone elaborar un modelo logarítmico para predecir la disminución de la viscosidad, optimizando las condiciones de operación para minimizar la pérdida de eficiencia. Además, se implementará un intercambiador de calor en la refinería de Esmeraldas para reducir la viscosidad del crudo, mejorando la eficiencia operativa y la calidad del producto final. También se estudiará el riesgo emisión de gases y sus consecuencias ecológicas para desarrollar estrategias de mitigación y mejorar la seguridad en el transporte, abordando de manera integral los desafíos asociados con el manejo de crudo pesado

## **Variables**

### **Variables Independientes:**

Tipo y características del crudo viscoso.

Tecnologías y métodos de transporte y refinación.

Cantidad de energía utilizada en transporte y refinación.

Estrategias de gestión de residuos.

### **Variables Dependientes:**

Emisiones de dióxido y monóxido de carbono

Niveles de contaminantes

### **Idea a defender y/o Hipótesis**

La adopción de tecnologías avanzadas y la optimización de prácticas en el transporte y refinación de crudos viscosos disminuirá el consumo energético, las emisiones de gases contaminantes, y los riesgos ambientales relacionados con derrames, contribuyendo a una industria más sostenible y menos perjudicial para el medio ambiente.

## CAPÍTULO II

### MARCO TEÓRICO

#### Ubicación del Campo & Refinería

El Campo Sacha está situado en Sucumbios, en el oriente de Ecuador, aproximadamente en las coordenadas  $0.140^{\circ}$  S y  $76.220^{\circ}$  W.

La Refinería de Esmeraldas se encuentra en la costa noroeste de Ecuador, con coordenadas aproximadas de  $0.951^{\circ}$  N y  $79.655^{\circ}$  W. Es la principal instalación de refinación del país, encargada de transformar el crudo en productos refinados como gasolina y diésel. La siguiente imagen 1 indica la ubicación de ambos lugares son esenciales para la industria petrolera ecuatoriana, con el Campo Sacha suministrando el crudo y la Refinería de Esmeraldas procesando dicho crudo. (Smith J. A., 2022)



Figura 1 Ubicación Sacha & Esmeraldas

### **Problemas asociados a la viscosidad**

Los problemas de viscosidad en el transporte y refinación de crudo pueden ser significativos. En el transporte, la alta viscosidad aumenta la presión necesaria para bombear el crudo a través de las tuberías, lo que puede causar obstrucciones y requerir más energía. En la refinación, los crudos viscosos pueden dificultar el procesamiento eficiente, afectando el rendimiento de las unidades de destilación y aumentando los costos operativos. Para mejorar la fluidez, a menudo se necesitan diluyentes, lo que agrega costos adicionales y complejidades logísticas en la figura 2 se manifiesta el grado de viscosidad. Además, el mayor esfuerzo y presión en los sistemas pueden acelerar el desgaste de equipos, incrementando los costos de mantenimiento. (Sanchez, 2022)



Figura 2 Viscosidad alta del crudo

### **Transporte de crudos pesados**

El Oleoducto de Crudos Pesados (OCP) en Ecuador está diseñado para transportar crudos pesados desde la región amazónica hasta la costa para su exportación. Este oleoducto, con una capacidad de 450,000 barriles por día, enfrenta desafíos específicos debido a la alta viscosidad y densidad de los crudos pesados. La alta viscosidad requiere el uso de bombeo a alta presión y a veces la inyección de diluyentes para mejorar el flujo. La infraestructura incluye estaciones de

bombeo a lo largo del trayecto para mantener el flujo continuo y evitar bloqueos representan desafíos adicionales, como la gestión de terrenos irregulares y condiciones meteorológicas adversas. (Petroamazonas, 2022)

### ***Disolución del crudo***

Consiste en mezclar dos fluidos orgánicos que permitan incrementar el grado API con una disminución de la viscosidad, para ello se determina una mezcla en una proporción volumétrica que tenga una mayor cantidad del solvente que del rudo en cuestión En la figura 3 se muestra como existe un equilibrio entre las fases . (Publishing, 2023)



Figura 3 Disolución de una muestra del crudo

### ***Naftas Ligeras***

La nafta ligera es una fracción del petróleo crudo obtenida durante el proceso de destilación atmosférica o en la reformación catalítica. Se caracteriza por su bajo punto de ebullición, que generalmente oscila entre 30 y 90 grados Celsius, y su alta volatilidad.. La nafta ligera también juega un papel importante en la industria química, donde sirve como solvente y base para la producción de plásticos y fibras sintéticas. Su composición química puede variar según la fuente del petróleo y el proceso de refinación utilizado. El manejo y uso de nafta ligera

deben realizarse con cuidado debido a su alta inflamabilidad y potencial impacto ambiental.

(Journal, 2023)

### ***Pruebas de compatibilidad***

Este tipo de pruebas permite (Journal of Petroleum Science and Engineering, 2024)

### ***Incremento del grado API***

Para calcular el grado API de la mezcla, usamos la fórmula de media ponderada en función de los volúmenes de crudo y solvente. En la figura se indica la variación del grado API al incrementar el porcentaje de volumen.

$$API \text{ Mezcla} = \frac{(V_{\text{crudo}} \times API_{\text{crudo}}) + (V_{\text{solvente}} \times API_{\text{solvente}})}{V_{\text{crudo}} + V_{\text{solvente}}}$$

### ***Viscosímetro de Brookfield***

El viscosímetro de Brookfield es un mecanismo crucial para medir la viscosidad de líquidos y pastas en diversas aplicaciones industriales. Funciona mediante la rotación de un cilindro o espiral sumergido en el líquido, evaluando la resistencia que ofrece el líquido al movimiento. La viscosidad se calcula a partir del torque requerido para mantener una velocidad de rotación constante ya que proporciona datos precisos sobre la viscosidad bajo diferentes condiciones de temperatura y velocidad. Su versatilidad lo convierte en una herramienta esencial. En la figura 5 se indica el funcionamiento del mismo. (Jones, A., & Smith, B, 2022)





Figura 4 Viscosímetro Brookfield

### ***Emisión de (CO<sub>2</sub>) & (CO)***

Las emisiones de CO y CO<sub>2</sub> se pueden calcular mediante diferentes fórmulas:

#### **Emisiones de CO<sub>2</sub> a partir de la combustión de crudo:**

La fórmula básica para calcular las emisiones de CO<sub>2</sub> es:

Cantidad de Crudo (kg) × Factor CO<sub>2</sub> (kg CO<sub>2</sub>/kg crudo)

Cantidad de Crudo (kg) × Factor de Emisión de CO<sub>2</sub> (kg CO<sub>2</sub>/kg crudo)

**Cantidad de Crudo:** Masa de crudo combustionado.

**Factor de CO<sub>2</sub>:** Cantidad de CO<sub>2</sub> emitida por cada kilogramo de crudo. Este factor puede variar según la composición del crudo, pero un valor promedio para el crudo es aproximadamente 3.15 kg CO<sub>2</sub> por kg de crudo (considerando la combustión completa y que el crudo tiene un contenido de carbono de alrededor del 85-87%).

#### **Cálculo del CO<sub>2</sub> a partir del contenido de carbono:**

Para obtener el factor de emisión de CO<sub>2</sub>, se puede usar la siguiente fórmula basada en el contenido de carbono del crudo:

$$\text{Emisiones de CO}_2 \text{ (kg)} = \text{Cantidad de Crudo (kg)} \times \left( \frac{\text{Contenido de Carbono (kg de C)}}{\text{Masa Molecular del Carbono (g/mol)}} \times \text{Masa Molecular del CO}_2 \text{ (g/mol)} \right)$$

## Caídas de presión en un oleoducto

La caída de presión en un oleoducto es un aspecto clave que impacta la eficiencia en el transporte de petróleo. Este fenómeno ocurre debido a la resistencia al flujo del fluido, que puede resultar de la fricción con las paredes del oleoducto, variaciones en la geometría del conducto y la viscosidad del crudo. Factores adicionales, como la rugosidad interna del tubo y la presencia de depósitos, también afectan esta pérdida. Para mantener la eficiencia y reducir los costos operativos, es esencial gestionar adecuadamente la caída de presión. El monitoreo continuo y la optimización del sistema pueden prevenir problemas operacionales y asegurar un flujo eficiente del crudo. (Jones, R., & Lee, T., 2022). En la figura 5 se aprecia las presiones que debe tener el fluido a lo largo de la trayectoria del oleoducto.



Figura 5 Caídas de presión en el OCP

## Intercambiador de calor

Se utilizan para reducir la viscosidad del crudo mediante el calentamiento del fluido antes de su transporte o refinación. Estos equipos transfieren calor de una fuente caliente al crudo, elevando su temperatura y, por ende, reduciendo su viscosidad. El proceso mejora el flujo del crudo en las tuberías y facilita su procesamiento en las refinerías. Existen varios tipos como se indica en la figura 6, como los de casco y tubos o los de placas, cada uno con aplicaciones

específicas según las necesidades del sistema. La elección del intercambiador depende de la temperatura de operación, la capacidad de intercambio de calor y la naturaleza del crudo. (Miller, 2023)

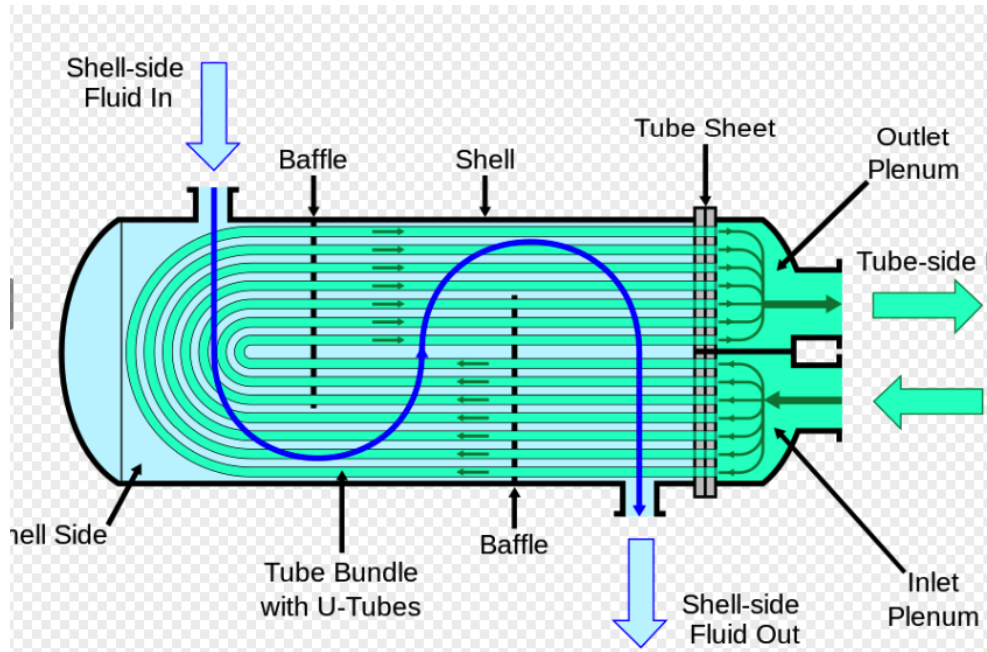


Figura 6 Intercambiador de calor

### Ley de Arrhenius

La Ley de Arrhenius puede aplicarse para modelar la dependencia de la viscosidad del crudo en función de la temperatura. La viscosidad disminuye exponencialmente con el incremento de la temperatura, lo que facilita el flujo del petróleo. La fórmula adaptada de la Ley de Arrhenius para la viscosidad es:

$$\eta = \eta_0 \cdot e^{-\frac{E_a}{RT}}$$

$\eta$  es la viscosidad del crudo a una temperatura dada,

$\eta_0$  es la viscosidad pre-exponencial, o viscosidad a una referencia de temperatura,

$E_a$  energía de activación

R constante de los gases

T el valor de la temperatura

Esta fórmula indica que, a medida que la temperatura aumenta, el término  $eE_a/RT$  aumenta, resultando en una disminución de la viscosidad del crudo. Esta relación es crucial para la optimización del transporte y procesamiento del petróleo, ya que la reducción de viscosidad a temperaturas más altas facilita el bombeo y la manipulación del crudo. (Sandler, 2021)

### **Captador de CO<sub>2</sub> y CO**

Los captadores de CO<sub>2</sub> y CO son tecnologías cruciales para la reducción de emisiones contaminantes en procesos industriales. Estos sistemas utilizan métodos químicos o físicos para separar y capturar los gases nocivos de los flujos de aire o gas. En el caso del CO<sub>2</sub>, se emplean técnicas como la absorción en soluciones de amina o la adsorción en materiales sólidos como el carbón activado. Para el CO, se utilizan generalmente procesos de oxidación catalítica para convertirlo en CO<sub>2</sub>, que luego se puede capturar de manera similar. La implementación de captadores contribuye a mitigar el impacto ambiental, cumpliendo con las regulaciones ambientales y reduciendo la huella de carbono de las industrias (Smith J. , 2023). La imagen 7 indica el proceso de la captacion de CO<sub>2</sub> y CO.



Figura 7 Proceso de captación de CO<sub>2</sub> y CO

### **Análisis Económico**

Implementar un sistema de disolución de crudo para reducir la viscosidad tiene implicaciones económicas significativas. El intercambiador de calor, al elevar la temperatura del crudo, mejora su fluidez, lo que reduce los costos de bombeo y transporte. Sin embargo, su instalación y operación pueden costar entre \$500.000 y \$1,500,000, dependiendo del tamaño y la tecnología utilizada. Por otro lado, el proceso de disolución implica la adición de solventes, lo que puede aumentar los costos operativos en \$22 por barril de crudo tratado, además del costo de los solventes. El análisis económico debe considerar estos costos iniciales y operativos frente a los beneficios de mejorar la eficiencia y reducir el desgaste de los equipos. (Smith J. D., 2023)

### **Indicadores VAN & TIR**

El VAN y la TIR son herramientas fundamentales en la evaluación de inversiones. El indicador económico VAN calcula el valor presente neto de una inversión descontando los valores futuros esperados al valor actual utilizando una tasa de descuento específica. La fórmula para el VAN es:

$$VAN = \sum \frac{F_t}{(1+r)^t} - I_0$$

donde  $F_t$  son los valores de caja futuros,  $r$  es la tasa de descuento,  $t$  es el período de tiempo, e  $I_0$  es la inversión inicial. La TIR es la tasa de descuento que hace que el VAN sea igual a cero, representando la rentabilidad esperada de la inversión. Se calcula resolviendo la ecuación:

$$VAN = \sum \frac{F_t}{(1+TIR)^t} - I_0 = 0$$

Ambas métricas permiten comparar la rentabilidad de diferentes proyectos, con el VAN indicando el valor agregado en términos monetarios y la TIR proporcionando una tasa de retorno esperada. La elección entre proyectos se basa en el TIR superior al 15% y un VAN positivo.

## **CAPÍTULO III**

### **MARCO METODOLÓGICO**

#### **Tipo de Investigación**

El proyecto propuesto sobre el manejo del crudo pesado del campo Sacha es una investigación aplicada que busca resolver problemas específicos asociados con su alta viscosidad y los retos operativos que conlleva. Mediante el desarrollo de un modelo logarítmico para la disminución de la viscosidad y precipitación de asfáltenos en el oleoducto, así como la implementación de un intercambiador de calor en la refinería, se pretende optimizar el transporte y procesamiento del crudo. Además, se incorporan elementos de experimental investigación al probar nuevas técnicas y equipos

#### ***Diseño de investigación***

Para el manejo del crudo pesado del campo Sacha se estructura en varias fases. Primero, se realiza una revisión bibliográfica para definir problemas y objetivos. Luego, se desarrolla un modelo logarítmico para la disminución de la viscosidad durante el transporte del crudo. En la siguiente fase, se implementa un intercambiador de calor en la refinería para reducir la viscosidad del crudo y se realizan pruebas para optimizar su rendimiento. Simultáneamente, se evalúa el riesgo ambiental de posibles derrames y se desarrollan estrategias de mitigación. Finalmente, se mide la eficacia de las soluciones implementadas y se elaboran recomendaciones basadas en los resultados obtenidos.

#### ***Selección de muestra***

El campo Sacha será el universo del presente estudio, mientras que la producción del Pad A es la muestra seleccionada para la implementación de la mezcla con solvente y el intercambiador de calor para disminuir la viscosidad.

### ***Recolección de datos***

La recolección de datos para el estudio del crudo pesado del campo Sacha incluye la obtención de información crítica sobre las propiedades del crudo, como viscosidad, gravedad API, contenido de asfáltenos, y porcentaje de agua y sedimentos. Se deben tomar muestras representativas en el pozo, oleoducto y refinería para analizar estas características. Además, se recopilan datos operativos del sistema de bombeo, como presión, temperatura y caudal, así como la eficiencia del proceso de refinación y costos asociados. Finalmente, se evalúa el impacto ambiental mediante estudios sobre la contaminación de CO<sub>2</sub> Y CO y sus consecuencias ecológicas. Estos datos permiten desarrollar y optimizar soluciones para el manejo y procesamiento del crudo.

### ***Métodos***

El muestreo directo implica la extracción de muestras del crudo en el pozo, oleoducto y refinería, utilizando equipos especializados. La instrumentación y sensores se instalan para monitorear presión, temperatura y caudal en tiempo real. Los análisis de laboratorio determinan propiedades clave como viscosidad y composición química del crudo. Además, se realiza un estudio de impacto ambiental para evaluar riesgos y desarrollar estrategias de mitigación. Finalmente, la revisión de datos históricos ayuda a identificar patrones y problemas operativos recurrentes. Estos métodos aseguran una comprensión integral del crudo y optimizan su manejo.

### ***Análisis de Datos***

Se aplican técnicas de análisis estadístico para identificar patrones y relaciones, seguido por el modelado matemático para simular comportamientos como la caída de presión y la precipitación de asfáltenos. Se evalúa la eficiencia operativa de los sistemas de bombeo y refinación, y se realiza un análisis de impacto ambiental para prever riesgos y diseñar estrategias



de mitigación. Finalmente, se integran los hallazgos para formular recomendaciones y un plan de acción para optimizar el manejo del crudo y mejorar la seguridad operativa.

### **Caracterización del pad A del Campo Sacha**

La tabla 1 que se presenta a continuación indica las características del fluido transportado por el oleoducto de crudos pesados.

Tabla 1 Condiciones actuales del fluido

<b>Característica</b>	<b>CRUDO</b>
<b>Viscosidad del Crudo/Solvente</b>	990 cP
<b>API del Crudo/Solvente</b>	14.5
<b>Volumen Total</b>	6667 barriles
<b>Temp Inicial</b>	20°C
<b>Temp. Final</b>	60°C
<b>Densidad Promedio</b>	0.95 kg/L
<b>Capacidad Calorífica Específica</b>	2.1 kJ/kg·°K
<b>Masa Total</b>	1,008,266 kg
<b>Cambio de Temperatura</b>	40 C
<b>Energía Requerida (Q)</b>	84,694,704 kJ
<b>Energía Total Suministrada</b>	99,596,709 kJ

### ***Diagrama de tratamiento fase Midstream y downstream***

La figura 8 que transporta el crudo de api 14,5 desde el terminal amazonas que cruza por las estaciones de bombeo Cayagama a 50km, Sardinias a 150 km, Paramo190 km, Quito 220 km, Chiquilpe 260, Puerto Quito300, hasta el terminal marítimo a 480m tiende a receptor su producción en una línea de flujo hacia el sur este a una distancia de 15 kilómetros se encuentra la refinería de Esmeraldas donde el crudo prosigue a tratarse en un intercambiador de calor.

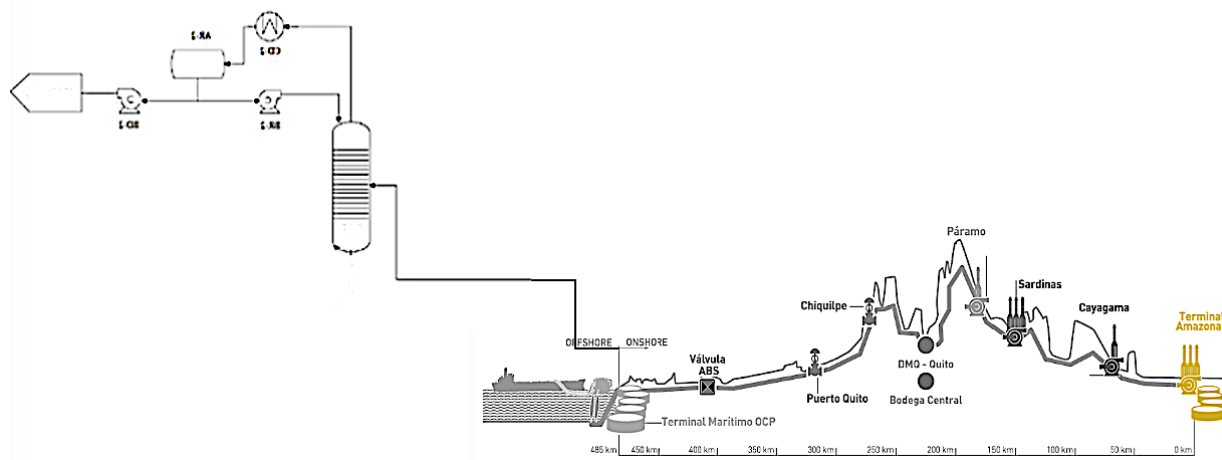


Figura 8 Diagrama de flujo fases Midstream y Downstream

## Fase midstream de transporte de crudo para disminuir la viscosidad

### *Caracterización de solventes*

Con la finalidad de disminuir la viscosidad del crudo se selecciona un solvente de tipo Naphta Ligera las propiedades se ven en la tabla 2.

Tabla 2 Características de Naphta ligera xps

<b>Características del solvente</b>		
Nombre	Naphta ligera xps	
GRADO API		25,7
Densidad	g/cm <sup>3</sup>	0,90
Viscosidad	Cp	2
Punto de ebullición	C	80
Composición	cadenas de carbono	C2-C4
Costo	\$	21
Compatibilidad	ALTA	
Seguridad	API RP 13D	API SPEC 6 <sup>a</sup>

### *Prueba de mezcla en el laboratorio*

Con la finalidad de determinar la compatibilidad de los fluidos y las pruebas

## Evaluación de Compatibilidad

Realizar una prueba de compatibilidad entre crudo y diluyente es crucial para asegurar que ambos líquidos se mezclen adecuadamente sin causar problemas como la separación de fases o formación de emulsiones indeseables. El objetivo es determinar si el crudo y el solvente son compatibles y si se mezclan de manera estable sin problemas significativos de separación o emulsificación.

1. Se Prepara diferentes proporciones de crudo y solvente 30 cm<sup>3</sup> de crudo con 70 cm<sup>3</sup> de solvente y otras proporciones.
2. Se mezcla cada proporción y se agita durante 5 minutos obteniendo lo siguientes valores en la tabla 3

Tabla 3 Condiciones iniciales de compatibilidad

Proporción Crudo (cm <sup>3</sup> )	Proporción Solvente (cm <sup>3</sup> )	Aspecto Inicial	Notas Iniciales
30	70	Homogéneo	Mezcla clara sin separación
50	50	Turbidez	Posible formación de emulsión
70	30	Separación	Dos fases distintas visibles

Al dejar reposar durante 48 horas las mezclas en intervalos de 1 hora, 24 horas y 48 horas se obtienen los siguientes resultados de la tabla Si no hay separación de fases ni formación de emulsiones y la viscosidad se reduce adecuadamente, el crudo y el solvente son compatibles en la tabla 4.

Tabla 4 Compatibilidad de los fluidos

Proporción Crudo (cm <sup>3</sup> )	Proporción Solvente (cm <sup>3</sup> )	Tiempo de Reposo	Separación de Fases	Formación de Emulsión
30	70	1 hora	No	No
30	70	24 horas	No	No
30	70	48 horas	No	No
50	50	1 hora	Sí	Sí
50	50	24 horas	Sí	Sí

50	50	48 horas	Sí	Sí
----	----	----------	----	----

La tabla 5 muestra la estabilidad de la mezcla a lo largo del tiempo para diferentes proporciones excepto en la proporción de volumen 50/50 crudo diluyente

Tabla 5 Pruebas de compatibilidad a %VV de 30 y 50

Volumen	API	VISCOSIDAD CINEMATICA	VISCOSIDAD DINAMICA
% VV	60F	VISC. CST 60F	VIS CP 60F
50	19,3	1234,7	490
<b>30</b>	<b>22,3</b>	<b>721</b>	<b>320</b>

### Evaluación incremento del grado API

Reducir la viscosidad e incrementar el grado API del crudo mediante la mezcla con la Naphta ligera xps.

Viscosidad del crudo inicial: 990 cP (centipoise).

Grado API del crudo: 22.3.

Volumen de crudo: 30 cm<sup>3</sup>.

Volumen de solvente: 70 cm<sup>3</sup>.

Grado API del solvente: 25,7

#### 1) Preparación de la Mezcla:

Mezclar 30 cm<sup>3</sup> de crudo con 70 cm<sup>3</sup> de solvente. La mezcla se agita o mezcla para asegurar homogeneidad.

#### 2) Cálculo del Grado API de la Mezcla

Para calcular el grado API de la mezcla, usamos la fórmula de media ponderada en función de los volúmenes de crudo y solvente. En la figura 9 se indica la variación del grado API al incrementar el porcentaje de volumen.

$$API \text{ Mezcla} = \frac{(V_{\text{crudo}} \times API_{\text{crudo}}) + (V_{\text{solvente}} \times API_{\text{solvente}})}{V_{\text{crudo}} + V_{\text{solvente}}}$$

$$API \text{ Mezcla} = \frac{(30 \text{ cm}^3 \times 14,5) + (70 \text{ cm}^3 \times 25,7)}{30 \text{ cm}^3 + 70 \text{ cm}^3}$$

$$API \text{ Mezcla} = 22,3$$

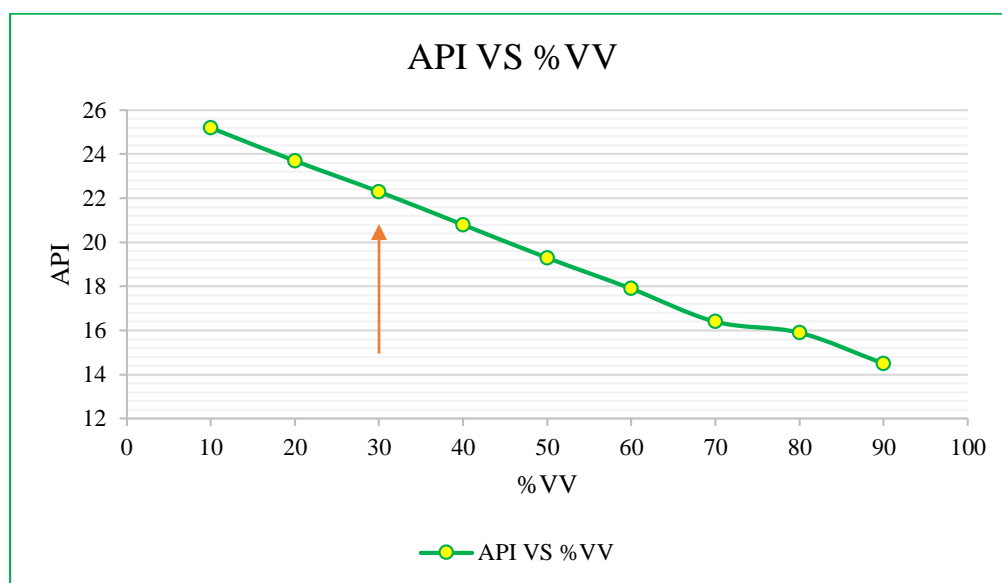


Figura 9 Incremento del grado API vs % VV

### Evaluación disminución de la viscosidad

Después de la mezcla, se deben medir las propiedades del fluido resultante. El cálculo de la viscosidad se determina en la tabla 6 adjunta donde por medio de un viscosímetro de Brookfield se obtiene los siguientes valores de viscosidad.

Las mezclas se prepararán en proporción volumen para un (1) litro, desde el 30% de crudo Sacha con el 70% en volumen del diluyente obteniendo una reducción de 990 cp a 320 cp y un incremento de grado API de 14,5 a 22,3.

Tabla 6 Prueba de laboratorio % VV, API, viscosidad

Volumen	API	VISCOSIDAD CINEMATICA	VISCOSIDAD DINAMICA
% VV	60F	VISC. CST 60F	VIS CP 60F
90	14,5	42441,8	990
80	15,9	14194,6	870
70	16,4	4826,2	740
60	17,9	1614,9	620
50	19,3	1234,7	490
40	20,8	943	410
<b>30</b>	<b>22,3</b>	<b>721</b>	<b>320</b>
20	23,7	551,2	310
10	25,2	421,4	285

De Igual manera se presentan la disminución de la viscosidad al variar el porcentaje volumen de diluyente y crudo a una temperatura específica de 60 grados Fahrenheit tanto en viscosidad cinemática en la figura 10 como en la viscosidad dinámica en la figura 11.

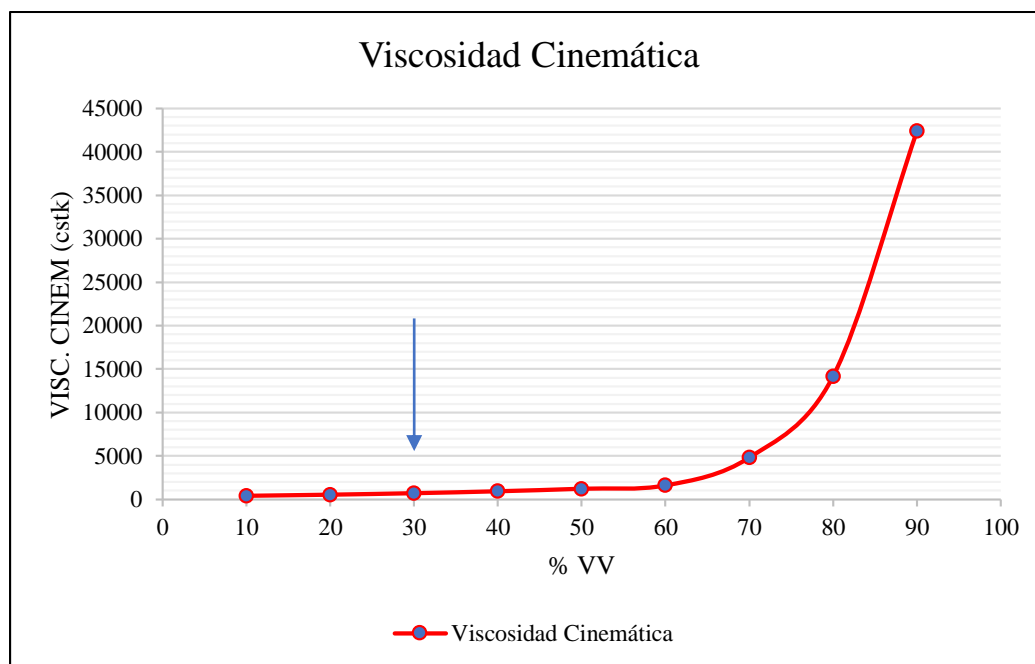


Figura 10 Viscosidad cinemática &amp; % VV

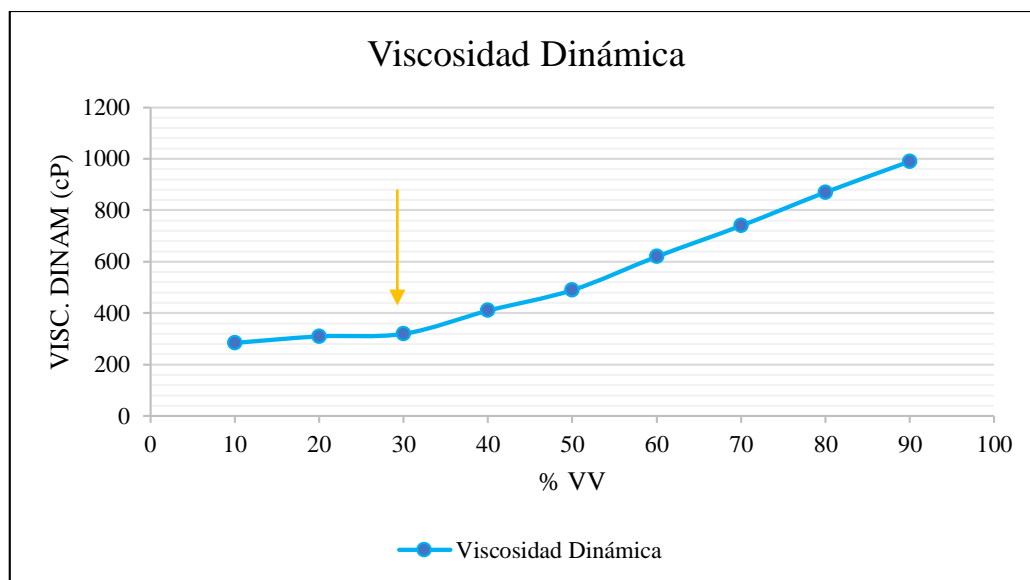


Figura 11 Viscosidad dinámica & % VV

### Tipo de flujo

Con una densidad API de 22.3 igual a 58,4 lb/ft<sup>3</sup>, un diámetro de 24 pulgadas un caudal de 0,042 ft<sup>3</sup>/s y un área de 3,14 ft<sup>2</sup>; con una viscosidad de 320 (cP) centipoise el número de Reynolds calculado es aproximadamente 15,94. Esto sigue indicando que el flujo es laminar, dado que el número de Reynolds debe ser mayor a 4000 para que el flujo sea considerado turbulento.

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{u}$$

$$Re = \frac{58,4 \frac{lb}{ft^3} \times \frac{0,042 ft}{s} \times 2 ft}{\frac{0,32 lb}{ft \cdot s}}$$

$$Re = 15,94$$

### *Precipitación de los asfáltenos*

El procedimiento que se efectuó para realizar la prueba de precipitación de asfáltenos se indica a continuación:

1. Se mezcla los volúmenes de crudo y solvente indicados para cada prueba
2. Después de agitar las mezclas se filtra para separar los asfáltenos precipitados, se seca y pesa los sólidos para cada combinación de crudo y solvente como se presenta en la tabla 7, para el cálculo eficaz se utilizó la siguiente expresión:

$$\% \text{Asfáltenos precipitados} = \frac{\text{masa de asfáltenos}}{\text{masa total de crudo}} \times 100$$

Tabla 7 Precipitados asfáltenos

Volumen de Crudo (cm <sup>3</sup> )	Volumen de Solvente (cm <sup>3</sup> )	Masa de Asfáltenos (g)	Masa Total de Crudo (g)	% Asfáltenos Precipitados
90	10	0.8	90	0.89%
80	20	1.1	80	1.38%
70	30	1.5	70	2.14%
60	40	1.8	60	3.00%
50	50	2.0	50	4.00%
40	60	2.5	40	6.25%
<b>30</b>	<b>70</b>	<b>3.0</b>	<b>30</b>	<b>10.00%</b>
20	80	3.2	20	16.00%
10	90	3.5	10	35.00%

En la figura 12 se indica una acumulación de 3 gramos de asfáltenos al realizar el secado del precipitado. Este enfoque permite analizar cómo la precipitación de asfáltenos varía con diferentes proporciones de crudo y solvente.



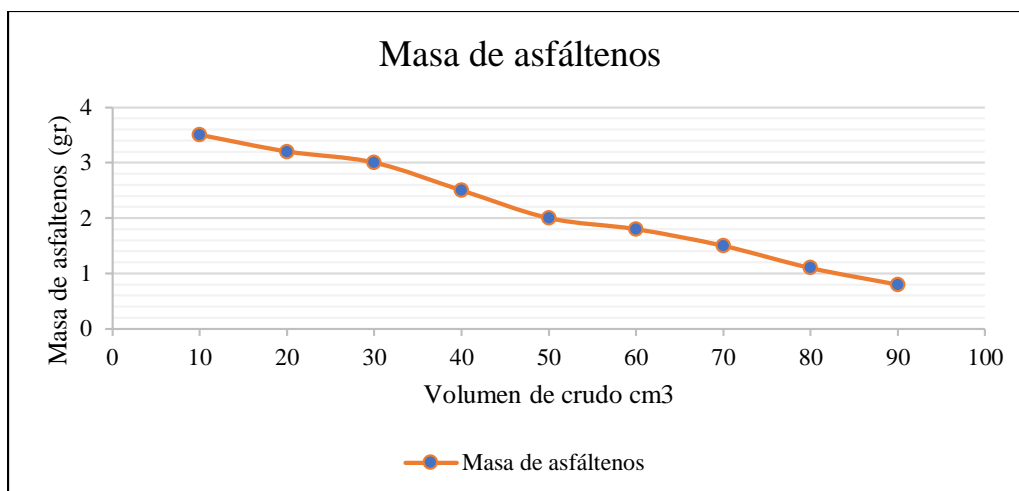


Figura 12 Masa de asfáltenos en función del %VV

Mientras que porcentualmente en la figura 13 se aprecia un 10 % de asfáltenos al realizar la mezcla de 30 cm<sup>3</sup> de volumen de crudo y 70 cm<sup>3</sup> de solvente. El gráfico de % asfáltenos precipitados muestra que a medida que se incrementa el volumen de solvente y se disminuya el volumen de crudo, el porcentaje de asfáltenos precipitados aumenta. Esto indica que más asfáltenos se están precipitando con menos crudo. A mayor proporción de solvente en relación con el crudo, más asfáltenos se precipitan. Esto puede ser útil para ajustar las condiciones de proceso para maximizar la eliminación de asfáltenos

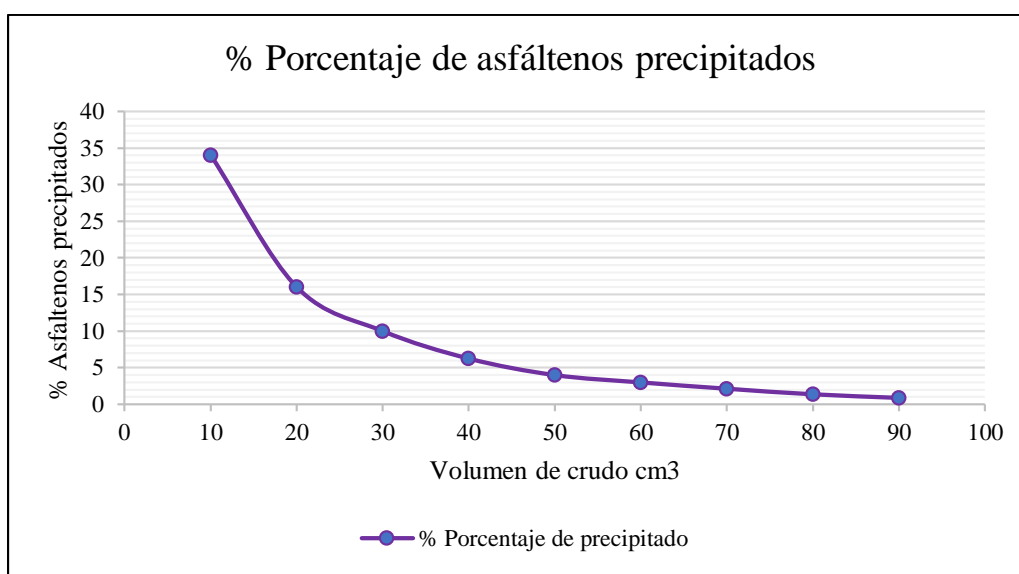


Figura 13 Porcentaje de asfáltenos en función del %VV

### ***Sistema de mezcla***

En esta mezcla, para que el petróleo crudo represente el 30% del volumen total que proviene del Campo Sacha se debe usar 4666.67 barriles de solvente. Esto asegura que el petróleo constituya exactamente el 30% del volumen final de la mezcla, como se indica a continuación.

Dado que el petróleo representa el 30% del volumen total se aplica la siguiente expresión:

$$Volumen\ total = \frac{volumen\ de\ petr\acute{o}leo}{porcentaje\ de\ petr\acute{o}leo}$$

$$Volumen\ total = \frac{2000\ barriles}{0,30}$$

$$Volumen\ total = 6667\ barriles\ de\ crudo\ y\ solvente$$

Con el valor total determinado se prosigue a calcular el volumen de solvente para la mezcla final, equivalente a:

$$Volumen\ solvente = volumen\ total - volumen\ de\ petr\acute{o}leo$$

$$Volumen\ solvente = 6666,67\ barriles - 2000\ barriles$$

$$Volumen\ solvente = 4666,67\ barriles$$

### ***Impacto ambiental del transporte***

Para modelar y comparar el impacto ambiental de calentar 6667 barriles de crudo y 6667 barriles de mezcla de crudo con solvente se determina las variables comparativas en función de las emisiones CO<sub>2</sub>, CO y la cantidad de metano necesario (CH<sub>4</sub>).

### **Emisiones de Co<sub>2</sub> del crudo**

Para determinar la emisión de CO<sub>2</sub> al calentar en cada estación de bombeo el crudo sin tratarlo nos basamos en los siguientes cálculos:

Viscosidad: 990 Cp

API: 14,5

Densidad promedio de 0,96 kg/l

Capacidad calorífica específica de 2,1 KJ/kg-K

### 1. Cálculo del volumen en litros

$$V = 6667 \text{ barriles} \times 159 \text{ l/barril}$$

$$V = 1.061.333 \text{ litros}$$

### 2. Cálculo de la masa en kg

$$\text{masa} = 1.061.333 \text{ litros} \times 0,95 \text{ kg/l}$$

$$\text{masa} = 1.008.266 \text{ kg}$$

### 3. Cálculo de la Energía requerida en un intervalo de 20 C a 60 C

$$Q = m \cdot C \cdot T$$

$$Q = (1.008.266 \text{ kg}) \left( 2,1 \frac{\text{kJ}}{\text{Kg} - \text{C}} \right) (40 \text{ C})$$

$$Q = 84,7 \text{ GJ}$$

### 4. Cálculo de emisiones de dióxido de carbono (CO2)

Energía total suministrada con una eficiencia de calentamiento del 85% del calentador

$$Q_{Total} = \frac{Q}{E_f}$$

$$Q_{Total} = \frac{84,7 \text{ GJ}}{0,85}$$

$$Q_{Total} = 99 \text{ GJ}$$

### 5. Cantidad de metano necesario

La energía por mol de metano (CH<sub>4</sub>) es de 890 kJ

$$\text{Mol de CH}_4 = \frac{Q \text{ Total}}{\text{Energia CH}_4}$$

$$\text{Mol de CH}_4 = \frac{99.000.000 \text{ kJ}}{890 \text{ kJ}}$$

$$\text{Mol de CH}_4 = 111,813 \text{ mol}$$

#### 6. Masa de Metano (CH<sub>4</sub>)

$$\text{masa de CH}_4 = \text{mol CH}_4 \times Pm \text{ CH}_4$$

$$\text{masa de CH}_4 = 111,813 \text{ mol CH}_4 \times 16 \frac{\text{gr}}{\text{mol}} \text{CH}_4$$

$$\text{masa de CH}_4 = 1789 \text{ Kg}$$

#### 7. Emisiones de dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>)

$$\text{masa de CO}_2 = \text{mol CO}_2 \times Pm \text{ CO}_2$$

$$\text{masa de CO}_2 = 111,813 \text{ mol CO}_2 \times 44 \frac{\text{gr}}{\text{mol}} \text{CO}_2$$

$$\text{masa de CO}_2 = 4918,0 \text{ kg CO}_2$$

$$\text{masa de CO} = 3131,8 \text{ Kg CO}$$

#### Emisiones de Co<sub>2</sub> del crudo & solvente

Para determinar la emisión de CO<sub>2</sub> al calentar en cada estación de bombeo el crudo sin tratarlo nos basamos en los siguientes cálculos:

Viscosidad: 320 Cp

API: 22,3

Densidad promedio de 0,7 kg/l

Capacidad calorífica específica de 2,1 KJ/kg-K

### 1. Cálculo del volumen en litros

$$\text{Volumen crudo \& solvente} = 6667 \text{ barriles} \times 159 \text{ l/barril}$$

$$\mathbf{V_{\text{crudo \& solvente}} = 1.061.333 \text{ litros}}$$

### 2. Cálculo de la masa crudo & solvente en kg

$$\text{masa} = 1.061.333 \text{ litros} \times 0,7 \text{ kg/l}$$

$$\mathbf{masa = 742933 \text{ kg}}$$

### 3. Cálculo de la Energía requerida en un intervalo de 20 C a 60 C

$$Q = m.C.T$$

$$Q = (742933 \text{ kg}) \left( 2,1 \frac{\text{kJ}}{\text{Kg} - \text{C}} \right) (40 \text{ C})$$

$$\mathbf{Q = 62368728 \text{ kJ}}$$

### 4. Cálculo de emisiones de dióxido de carbono (CO2)

Energía total suministrada con una eficiencia de calentamiento del 85% del calentador

$$Q_{\text{Total}} = \frac{Q}{E_f}$$

$$Q_{\text{Total}} = \frac{62368728 \text{ kJ}}{0,85}$$

$$\mathbf{Q_{\text{Total}} = 73338515 \text{ KJ}}$$

### 5. Cantidad de metano necesario

La energía por mol de metano (CH4) es de 890 kJ

$$\text{Mol de CH}_4 = \frac{Q_{\text{Total}}}{\text{Energía CH}_4}$$

$$\text{Mol de CH}_4 = \frac{73338515 \text{ kJ}}{890 \text{ kJ}}$$

$$\mathbf{Mol\ de\ CH_4 = 82,323\ mol}$$

#### 6. Masa de Metano (CH<sub>4</sub>)

$$masa\ de\ CH_4 = mol\ CH_4 \times Pm\ CH_4$$

$$masa\ de\ CH_4 = 82,323\ mol\ CH_4 \times 16\ \frac{gr}{mol}\ CH_4$$

$$\mathbf{masa\ de\ CH_4 = 1317\ Kg}$$

#### 7. Emisiones de dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>)

$$masa\ de\ CO_2 = mol\ CO_2 \times Pm\ CO_2$$

$$masa\ de\ CO_2 = 82,323\ mol\ CO_2 \times 44\ \frac{gr}{mol}\ CO_2$$

$$\mathbf{masa\ de\ CO_2 = 3619,21\ kg\ CO_2}$$

$$\mathbf{masa\ de\ CO = 2305\ KG\ CO_2}$$

### Resultados del impacto ambiental

Calentar 6667 barriles de solvente tiene un menor impacto ambiental en emisiones de CO<sub>2</sub> en comparación con calentar 6667 barriles de crudo puro. Además, el solvente requiere menos energía para calentar, lo que también contribuye a una menor carga ambiental en términos de consumo energético. La tabla 8 indica estas características.

Tabla 8 Impacto ambiental emisiones de CO<sub>2</sub>

Característica	CRUDO	CRUDO & SOLVENTE
Viscosidad del Crudo/Solvente	990 cP	320 cP
API del Crudo/Solvente	14.5	22.3
Volumen Total	6667 barriles	6667 barriles
Temperatura Inicial	20°C (293.15 °K)	20°C (293.15° K)
Temperatura Final	60°C (333.15 °K)	60°C (333.15 °K)
Densidad Promedio	0.95 kg/L	0.7 kg/L
Capacidad Calorífica Específica	2.1 kJ/kg·°K	2.1 kJ/kg·°K
Masa Total	1,008,266 kg	742,933 kg

<b>Cambio de Temperatura</b>	40 K	40 K
<b>Energía Requerida (Q)</b>	84,694,704 kJ	62,368,728 kJ
<b>Energía Total Suministrada</b>	99,596,709 kJ	73,338,515 kJ
<b>Emisiones de CO<sub>2</sub></b>	4,918 kg	3,619 kg
<b>Emisiones de CO</b>	3131,8 kg	2305 kg
<b>Masa de CH<sub>4</sub> Necesaria</b>	1,789 kg	1,317 kg

### **Consumo de Energía:**

Solvente (6667 barriles) requiere menos energía (73,338,515 kJ) en comparación con 6667 barriles de crudo puro (99,596,709 kJ). Esto se debe a la menor masa del solvente en comparación con el crudo.

### **Emisiones de CO<sub>2</sub>**

Solvente (6667 barriles) produce menos CO<sub>2</sub> (3,619 kg) en comparación con 6667 barriles de crudo puro (4,918 kg). Esto es debido a que la cantidad de metano necesaria para suministrar la energía es menor para el solvente.

### ***Caída de presión en el oleoducto de crudos pesados***

Posteriormente a la determinación del volumen de la mezcla se prosigue a determinar la caída de presión en cada trayecto del OCP en cada estación de bombeo por medio de figura a las condiciones dadas. Cuyo modelo matemático estima la variación de presión a una distancia dada como se aprecia en la figura 14.

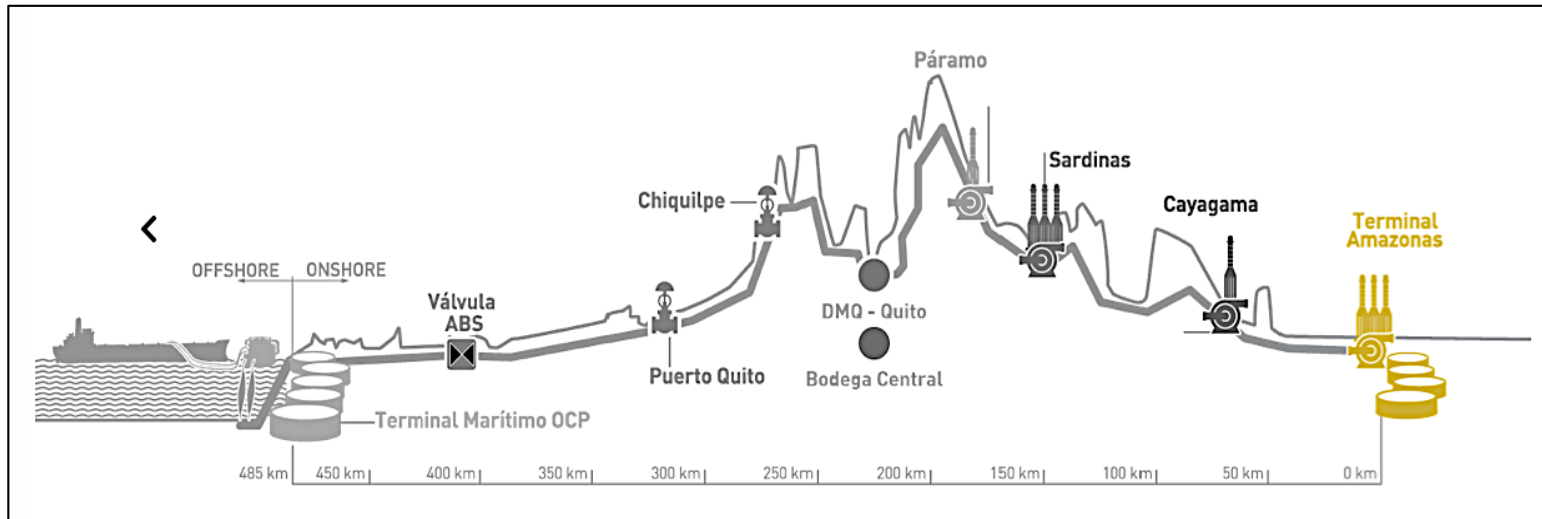
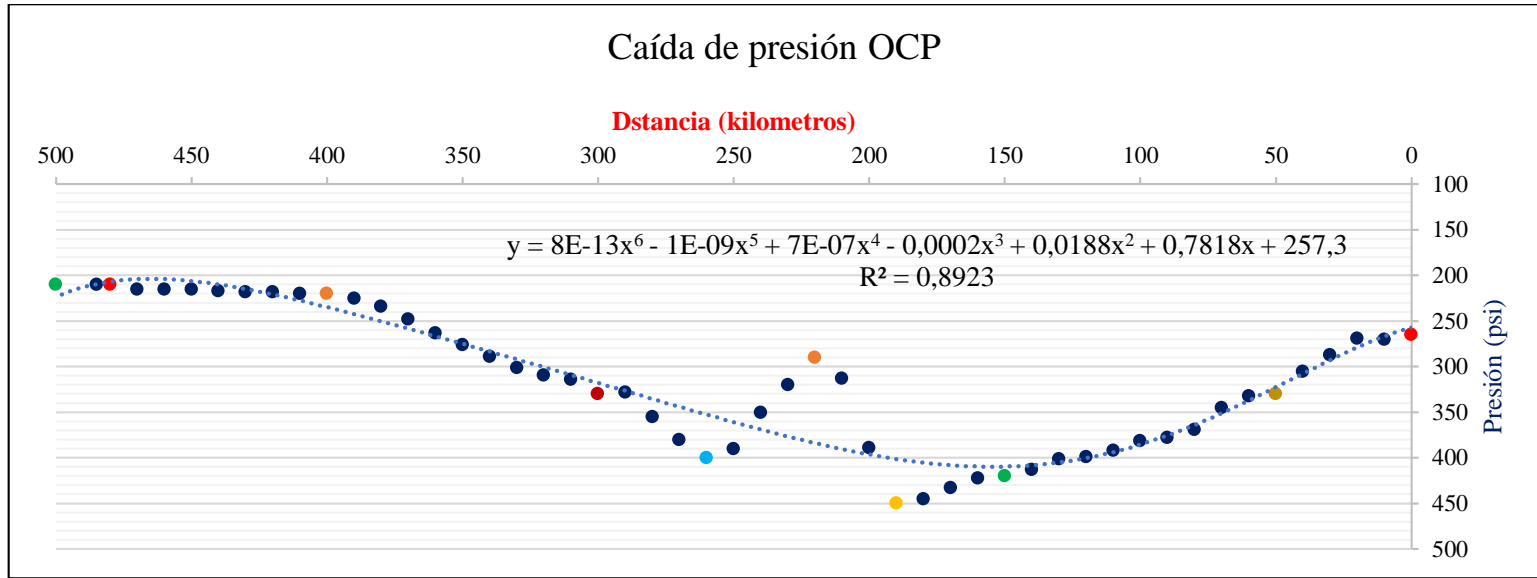


Figura 14 Caídas de presión OCP



## Fase Downstream implementación de un intercambiador de calor para la reducción de viscosidad

### *Características del crudo & solvente*

Para el diseño se debe partir de las características del fluido frío y caliente que se detalla en la tabla 9.

Tabla 9 Características del crudo & solvente

Características	Crudo & Solvente (Fluido Caliente)	Agua (Fluido Frío)
Temperatura inicial	60 °C	30°C
Temperatura en salida	110 °C	50°C
Caud. Volumétrico	11.45 L/s	13.7 kg/s
Viscosidad a 60°C	320 cP	1.0 cP
Densidad	0.8 kg/L	1.0 kg/L
Capacidad Calorífica Específica	2.50 kJ/kg°C	4.180 kJ/kg°C
Temperatura Máxima de Operación	Hasta 150°C	Hasta 150°C

### *Diseño del intercambiador de calor*

#### 1. Cálculo del caudal de barriles a litros

$$Qv = \frac{6667 \frac{b}{d} \times 158,987 \text{ l/b}}{86400 \text{ s/d}}$$

$$Qv = 11,45 \text{ l/s}$$

Energía de activación  $E_a = 165500 \text{ J/mol}$

#### 2. Cálculo de la carga térmica caudal masico del crudo & solvente

$ms = \text{Caudal volumetrico} \times \text{densidad}$

$$ms = 11,45 \frac{L}{s} \times 0,7 \text{ kg/l}$$

$$ms = 8,015 \text{ kg/s}$$

Con una capacidad térmica del solvente de 2,5 KJ/kg-°C.

### 3. Cálculo de la carga térmica necesaria

$$Q = ms \times cp \times (T_{\text{salida}} - T_{\text{entrada}})$$

$$Q = \left(8,015 \frac{\text{kg}}{\text{s}}\right) \left(2,5 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} - \text{C}}\right) (110 - 60)^\circ\text{C}$$

$$Q = 1202,25 \text{ kw}$$

Capacidad calorífica del agua 4,180 KJ/Kg-C

### 4. Cálculo caudal masico del agua

$$Q = ms \times cp \times (T_{\text{salida}} - T_{\text{entrada}})$$

$$\frac{Q}{cp \times (T_{\text{salida}} - T_{\text{entrada}})} = ms$$

$$\frac{1202,25 \text{ kw}}{4,18 \frac{\text{KJ}}{\text{kg} - \text{C}} \times (50 - 30)^\circ\text{C}} = ms$$

$$ms = 14,38 \text{ kg/s}$$

### 5. Cálculo del área del intercambiador de calor

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{caliente\ entrada} - T_{fria\ salida}) - (T_{caliente\ de\ salida} - T_{fria\ de\ entrada})}{\ln \left[ \frac{T_{caliente\ de\ entrada} - T_{fria\ de\ salida}}{T_{caliente\ de\ salida} - T_{fria\ de\ entrada}} \right]}$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{(110 - 50) - (60 - 30)}{\ln \left[ \frac{110 - 50}{60 - 30} \right]}$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{60 - 30}{\ln \left[ \frac{60}{30} \right]}$$

$$\Delta T_{ml} = 43,3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

**Coefficiente de transferencia de calor U= 200W/M2**

$$A = \frac{Q}{U \times \Delta T_{ml}}$$

$$A = \frac{1202,25 \times 1000 \text{ w}}{200 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} \times 43,3 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

$$\mathbf{A = 138,8 \text{ m}^2}$$

### ***Disminución de la viscosidad del crudo & solvente***

Para determinar la reducción de la viscosidad del crudo & solvente se calcula por medio de la ley de Arrhenius dado los datos de ingreso del fluido al intercambiador de calor de 60 grados centígrados 333,15 °K con una viscosidad de 320 cP y una temperatura estimada de 110 °C a 383,15 °K.

$$n(T) = n_0 e^{\left[\frac{Ea}{R}\right]\left[\frac{1}{T_0} - \frac{1}{T}\right]}$$

### 1. Cálculo del exponente

$$T_1 = 333,15 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$T_2 = 383,15 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$\Delta\left[\frac{1}{T}\right] = \left[\frac{1}{T_1}\right] - \left[\frac{1}{T_2}\right]$$

$$\left[\frac{1}{T_1}\right] = \left[\frac{1}{333,15}\right] = 0,00303 \text{ } ^\circ\text{K}^{-1}$$

$$\left[\frac{1}{T_2}\right] = \left[\frac{1}{383,15}\right] = 0,00261 \text{ } ^\circ\text{K}^{-1}$$

$$\Delta\left[\frac{1}{T}\right] = 0,00303 - 0,00261 \text{ } ^\circ\text{K}^{-1}$$

$$\Delta\left[\frac{1}{T}\right] = 0,000393 \text{ } ^\circ\text{K}^{-1}$$

$$\left[\frac{Ea}{R}\right] = \left[\frac{60000 \text{ J/mol}}{8,314 \frac{\text{J}}{\text{mol kg}^\circ\text{K}}}\right] =$$

$$\left[\frac{Ea}{R}\right] = 7,217$$

$$\text{Exponente} = \left[\frac{Ea}{R}\right] \times \Delta\left[\frac{1}{T}\right]$$

$$\text{Exponente} = 7,217 \times 0,000393$$

$$\left[\frac{Ea}{R}\right] \left[\frac{1}{T_0} - \frac{1}{T}\right] = 2,83$$

2. Cálculo de la viscosidad a 110 grados centígrados donde  $n_0$  representa la viscosidad inicial de 320 cP

$$e^{\left[\frac{Ea}{R}\right] \left[\frac{1}{T_0} - \frac{1}{T}\right]}$$

$$n(T) = n_0 e^{-2,83}$$

$$n(T) = 320 e^{-2,83}$$

$$n(T) = 18,9 \text{ Cp}$$

La energía estimada de activación de 60,000 J/mol, la viscosidad del solvente a 110°C, calculada por la ley de Arrhenius, es aproximadamente 18.9 cP

***Modelo matemático de la disminución de la viscosidad***

Con la disminución de la viscosidad desde 320 cP a 18,9 Cp se estima un modelo matemático de tipo logarítmico igual a  $y = -496,9 \ln(x) + 2354,3$  que estima la reducción de la viscosidad en función del incremento de temperatura en el intercambiador de calor, como se muestra en la tabla 10 y la figura 15 en un rango de 3 grados centígrados.

Tabla 10 Viscosidad vs Temperatura

Temperatura °C	Viscosidad cP
60	320,0
63	295,6
66	272,5
69	250,4
72	229,3
75	209,0
78	189,5
81	170,7
84	152,7
87	135,2
90	118,4
93	102,1
96	86,3
99	71,0
102	56,2
105	41,8
108	27,8
110	18,7

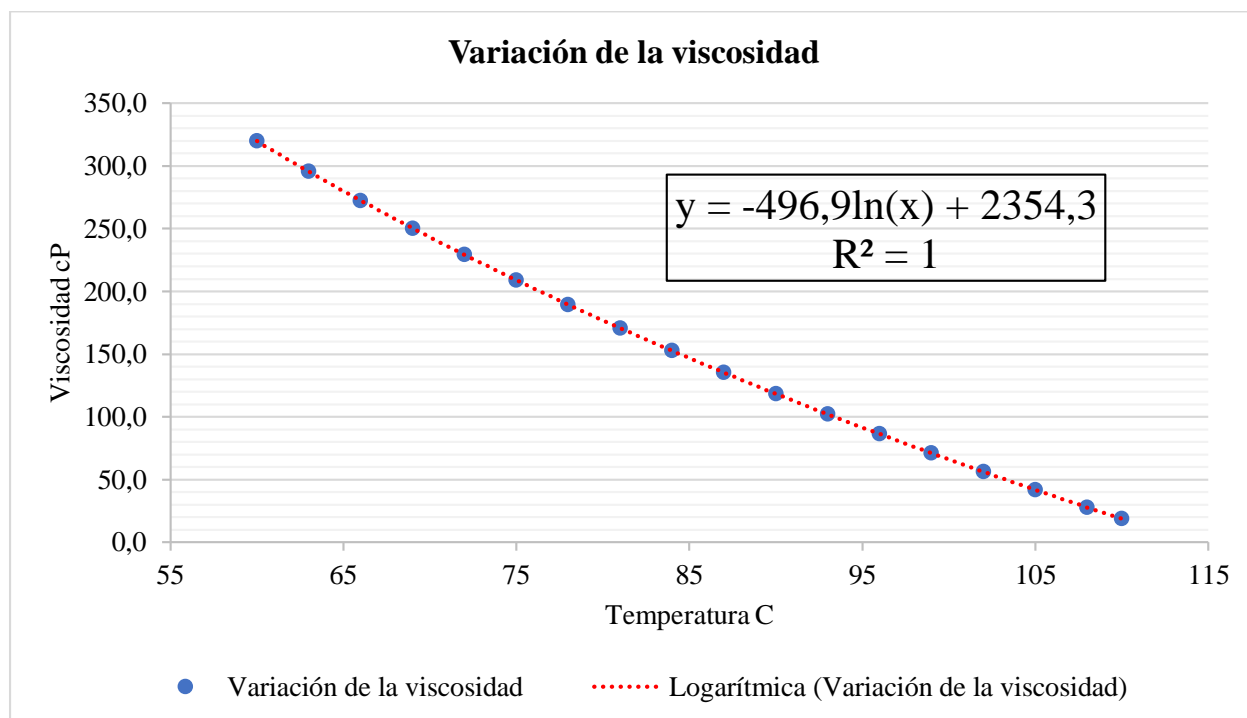


Figura 15 Variación de la viscosidad intercambiador de calor

### ***Dimensiones del Intercambiador***

Diseñar un intercambiador específico con dimensiones exactas requiere una serie de cálculos detallados que se muestran a continuación en la tabla 11 los parámetros para el diseño:

Tabla 11 Parámetros de diseño

<b>Variable</b>	<b>Unidad</b>	<b>Cantidad</b>
Volumen del solvente	bl/d	6667
Viscosidad del solvente a 60°C	cP	320
Temperatura del solvente	°C	60
Temperatura solvente salida	°C	110
Temperatura agua	°C	30
Temperatura agua salida	°C	5
Carga térmica estimada	KW	1202,25
Transferencia de calor área	m <sup>2</sup>	138,8

#### **1. Numero de tubos**

Para determinar el número de tubos, primero necesitamos definir el diámetro de los tubos. Un diámetro común para tubos en intercambiadores de calor se utiliza de 1.6 pulgadas.

#### **2. Área de transferencia de calor por tubo**

$$A_{tubo} = 3,1416 \times D_{tubo} \times L_{tubo}$$

$$A_{tubo} = 3,1416 \times 0,0381m \times 6 m$$

$$\mathbf{A_{tubo} = 0,72 m^2}$$

#### **3. Numero de tubos necesarios**

Los tubos son de Acero inoxidable o aleaciones resistentes a la corrosión.

$$N \text{ tubos} = \left[ \frac{A_{total}}{A_{tubo}} \right]$$

$$N \text{ tubos} = \left[ \frac{138,8 \text{ m}^2}{0,72 \text{ m}^2} \right]$$

$$N \text{ tubos} = 193 \text{ tubos}$$

#### 4. Diámetro de la coraza

Un diámetro de coraza típico podría ser de 1.5 a 2 veces el diámetro de los tubos.

Supongamos un diámetro de coraza de 1.5 m (1500 mm).

#### 5. Longitud de del intercambiador de calor

La longitud total del intercambiador será la longitud de los tubos en el intercambiador. Si cada tubo tiene una longitud efectiva de 6 m y tenemos 3 pasos:

$$L_{intercambiador} = 6m \times 3 \text{ pasos}$$

$$L_{intercambiador} = 18 \text{ m}$$

#### *Resultados del diseño y operación*

La tabla 12 que se indica a continuación muestra todas las características esenciales para el diseño basado en los datos proporcionados y los cálculos realizados se observa en la figura 16.

Tabla 12 Características del intercambiador de calor

<b>Característica</b>	<b>Unidad</b>	<b>Valor</b>
<b>Volumen del solvente</b>	barriles/día	6667
<b>Caudal volumétrico del solvente</b>	L/s	11.45
<b>Viscosidad del solvente a 60°C</b>	cP	320
<b>Temperatura solvente entr</b>	°C	60
<b>Temperatura solvente sali</b>	°C	110
<b>Temperatura de agua</b>	°C	30



<b>Temperatura de agua salida</b>	°C	50
<b>Carga térmica estimada</b>	kW	1145
<b>Área</b>	m <sup>2</sup>	132.5
<b>Diámetro de los tubos</b>	In	1.5
<b>Número de tubos</b>		184
<b>Diámetro de la coraza</b>	M	1.5
<b>Longitud efectiva de los tubos</b>	M	6
<b>Longitud total del intercambiador</b>	M	18
<b>Número de pasos en la coraza</b>		3
<b>Presión máxima de operación</b>	Psi	232
<b>Temperatura máxima de operación</b>	°C	Hasta 150
<b>Materiales recomendados para los tubos</b>	-	Acero inoxidable
<b>Materiales recomendados para la coraza</b>	-	Acero al carbono o acero inoxidable

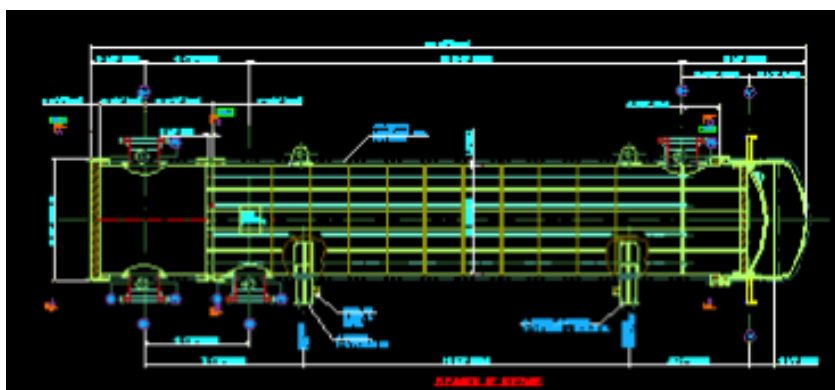


Figura 16 Diagrama del intercambiador de calor

### *Mitigación del Impacto ambiental*

Para calcular las emisiones de CO<sub>2</sub> y CO asociadas con el calentamiento del solvente y la reducción de su viscosidad, necesitamos considerar las reacciones químicas que ocurren durante el proceso de calentamiento. En muchos casos, el calentamiento de un solvente puede implicar reacciones químicas que liberan dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) y monóxido de carbono (CO).

### Emisión de dióxido y monóxido de carbono

La mezcla entre el crudo y el solvente al desarrollarse la combustión se puede descomponer en dióxido y monóxido de carbono obteniendo una reacción completa e incompleta en el intercambiador de calor como se presenta a continuación.

#### 1. Energía requerida para el calentamiento

$$Q = ms \times cp \times (T_{salida} - T_{entrada})$$

$$Q = \left(8,015 \frac{kg}{s}\right) \left(2,5 \frac{kJ}{kg - C}\right) (110 - 60)^{\circ}C$$

$$Q = 1202,25 \text{ kw}$$

#### 2. Emisiones de dióxido y monóxido de carbono

$$Q \text{ suministrada} = 1202,25 \text{ kw} \times 3600s/h$$

$$Q \text{ suministrada} = 4335300 \text{ kJ}$$

$$\text{Moles de crudo \& solvente} = \frac{Q \text{ suministrado}}{\text{Calor de combustión}}$$

$$\text{Moles de crudo \& solvente} = \frac{97,6 \text{ kg}}{44600 \text{ kJ/kg}}$$

$$\text{Moles de crudo \& solvente} = 97,6 \text{ kg}$$

$$\text{Moles de crudo \& solvente} = \frac{97600 \text{ gr}}{1002 \text{ gr/mol}}$$

$$\text{Moles de crudo \& solvente} = 973$$

#### 3. Combustión Completa

Para la combustión completa, cada mol de heptano produce 7 moles de CO<sub>2</sub>.

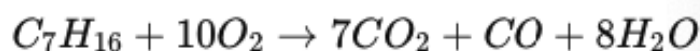
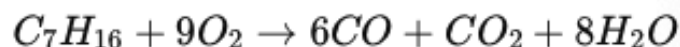


Emisión de dióxido de carbono CO<sub>2</sub>

$$\text{Emisión de CO}_2 = (973 \text{ mol de crudo \& solvente}) \left( \frac{7 \text{ mol CO}_2}{44 \frac{\text{gr}}{\text{mol}} \text{CO}_2} \right)$$

$$\text{Emisión de CO}_2 = 299,2 \text{ kg}$$

#### 4. Combustión Incompleta



Emisión de dióxido de carbono CO<sub>2</sub>

$$\text{Emisión de CO}_2 = (973 \text{ mol de crudo \& solvente}) \left( \frac{6 \text{ mol CO}_2}{44 \frac{\text{gr}}{\text{mol}} \text{CO}_2} \right)$$

$$\text{Emisión de CO}_2 = 256,87 \text{ kg}$$

Emisión de dióxido de carbono CO

$$\text{Emisión de CO}_2 = (973 \text{ mol de crudo \& solvente}) \left( \frac{1 \text{ mol CO}_2}{28 \frac{\text{gr}}{\text{mol}} \text{CO}_2} \right)$$

$$\text{Emisión de CO}_2 = 27,2 \text{ kg}$$

La tabla 13 indica la emisión de CO<sub>2</sub> y CO al tratarlo en el intercambiador de calor

Tabla 13 Resultado downstream de la emisión de CO<sub>2</sub> y CO

Tipo de Combustión	Emisión de CO <sub>2</sub>	Emisión de CO
Combustión Completa	299.2 kg	No CO
Combustión Incompleta	256.9 kg	27.2 kg

## Captadores de Dióxido y monóxido de carbono

Para mitigar la contaminación ambiental por CO<sub>2</sub> y CO se plantea instalar un captador de gases el cual se detalla en la siguiente tabla los componentes del sistema. El diseño del sistema de captura se basa en los datos de emisión calculados y se ajusta a las especificaciones de cada tecnología de captura. La absorción química, la oxidación catalítica y la adsorción son tecnologías clave para manejar las emisiones de CO<sub>2</sub> y CO, y se deben ajustar en función de las condiciones específicas del proceso en la tabla 14.

Tabla 14 Componentes del captador de gases

<b>Componente</b>	<b>Descripción</b>
<b>Reactor de Absorción</b>	Columna de absorción con MEA, diámetro 1.5 m, altura 10 m.
<b>Reactor de Oxidación</b>	Reactor catalítico, diámetro 1 m, longitud ajustada.
<b>Columnas de Adsorción</b>	Dos columnas, diámetro 1 m, altura 5 m, con carbón activado.
<b>Sistema de Control</b>	Monitorización y ajuste de parámetros operativos.
<b>Sistema de Regeneración</b>	Para regenerar absorbentes o adsorbentes.

### 1. Captura de gas CO<sub>2</sub>

Emisiones iniciales de CO<sub>2</sub> igual a 256,9 kg con una eficiencia del 75% se obtiene lo siguiente

$$CO_2 \text{ Capturado} = \text{Emisiones iniciales de } CO_2 * \text{Eficiencia de captura}$$

$$CO_2 \text{ Capturado} = 256kg * 0,75$$

$$CO_2 \text{ Capturado} = 192,68 \text{ kg}$$

$$CO_2 \text{ liberado} = \text{Emisiones iniciales de } CO_2 - CO_2 \text{ capturado}$$

$$CO_2 \text{ liberado} = 256 \text{ kg} - 192,68 \text{ kg}$$

$$\mathbf{CO_2 \text{ liberado} = 20,40 \text{ kg}}$$

## 2. Captura del gas CO

Emisiones iniciales de CO igual a 27,2 kg con una eficiencia del 75% se obtiene lo siguiente

$$CO \text{ Capturado} = \text{Emisiones iniciales de CO} * \text{Eficiencia de captura}$$

$$CO \text{ Capturado} = 27,2 \text{ kg} * 0,75$$

$$\mathbf{CO \text{ Capturado} = 20,42 \text{ kg}}$$

$$CO \text{ liberado} = \text{Emisiones iniciales de CO} - CO \text{ capturado}$$

$$CO \text{ liberado} = 27,2 \text{ kg} - 20,42 \text{ kg}$$

$$\mathbf{CO \text{ liberado} = 6,80 \text{ kg}}$$

## 3. Reducción de la contaminación

Con una eficiencia de captura del 75%:

Dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>): Se capturan 192.68 kg, y se liberan 64.22 kg. Esto representa una reducción significativa en las emisiones de CO<sub>2</sub>.

Monóxido de carbono (CO): Se capturan 20.40 kg, y se liberan 6.80 kg. La reducción en las emisiones de CO también es considerable.

Esta eficiencia de captura ayuda a mitigar significativamente la contaminación ambiental al reducir las emisiones de CO<sub>2</sub> y CO se indica en la tabla 15.

Tabla 15 Mitigación del impacto ambiental fases midstream &amp; downstream

<b>Gas</b>	<b>Emisiones Iniciales (kg)</b>	<b>Eficiencia de Captura (%)</b>	<b>Monóxido de carbono (CO) Capturado (kg)</b>	<b>Monóxido de carbono Capturado (CO) Liberado (kg)</b>
<b>CO<sub>2</sub></b>	256.9	75%	192.68	64.22
<b>CO</b>	27.2	75%	20.40	6.80

## CAPÍTULO IV

### RESULTADOS DEL DESARROLLO DEL PROYECTO TÉCNICO

#### Análisis Energético ambiental

La solución energética en la fase del midstream por medio de la mezcla de 2000 barriles de crudo con 4667 barriles de Naphta ligera XPS permite reducir la viscosidad de 990 cP a 320 cP e incrementar el grado API de 14,5 a 22,3 a una temperatura de 60 grados centígrados con un suministro de energía de 73,3 GJ mitigando las emisiones CO<sub>2</sub> de 4918 kg a 3619 kg y en monóxido de carbono de 313,8 kg a 2305 kg en una distancia de 500 km del oleoducto de crudos pesados desde el Campo Sacha hasta la refinería de Esmeraldas.

Mientras que en la fase Downstream al tratar el crudo en un intercambiador de calor en la refinería de Esmeraldas configurado de 193 tubos y coraza cuyo fluido caliente es agua, se obtiene un incremento de temperatura de 60 a 110 grados centígrados reduciendo la viscosidad de 320 cP a 18,9 cP, e incrementando la densidad API a 26 grados.

Al estar constituido por cadenas de carbono ligeras en el proceso de combustión tiende a disminuir la emisión CO<sub>2</sub> de 3619 kg a 256,9 kg CO de 2305 kg a 27,2 kg. Cabe recalcar que la instalación de un captador de dióxido y monóxido de carbono con una eficiencia del 75% permite reducir la emisión CO<sub>2</sub> de 256,9 kg a 64,22 kg y de CO de 27,2 kg a 6,8 kg; logrando una mitigación en el impacto ambiental al transportar y refinar el crudo pesado durante las fases mencionadas anteriormente. La variación de los parámetros evaluativos se aprecia en la tabla número 16.

---

**RESULTADOS DE LAS FASES MIDSTREAM Y DOWSTREAM**


---

Característica	Unidades	CRUDO	CRUDO & SOLVENTE	INTERCAMBIADOR DE CALOR	CAPTADOR DE CO <sub>2</sub> & CO
<b>Viscosidad</b>	<b>cP</b>	990	320	18,9	18,9
<b>API</b>		14,5	22,3	26	26
<b>Temperatura Final</b>	<b>°C</b>	60	60	110	110
<b>Energía Total Suministrada</b>	<b>GJ</b>	99,7	73,3	4,3	4,3
<b>Emisiones de CO<sub>2</sub></b>	<b>Kg</b>	4918	3,619	256,9	64,22
<b>Emisiones de CO</b>	<b>Kg</b>	3131,8	2305	27,2	6,8

### **Análisis económico**

La rentabilidad del proyecto se analiza el desarrollo de un flujo de caja que permita calcular el VAN, la TIR y el B/C del siguiente proyecto de disminución de viscosidad en las fases de midstream y Dowstream desde el Campo Sacha hasta la refinería de Esmeraldas.

Los 4667 barriles de solvente poseen un costo de 21\$ por cada barril. El transporte por el oleoducto de crudos pesados con un total de 6667 barriles de grado API de 22,3 y una viscosidad de 320 centipoise cP tiene un costo de \$2,14 dólares por cada barril así mismo los costos que implica la ley 10, ley 40 y costos por comercialización.

Al llegar a la refinería se establece la implementación de un intercambiador de calor que tiene un valor de \$ 500.00 dólares y un captador de gas en un valor de \$300.000 dólares. Cabe recalcar que el precio del crudo Napo tiene un valor de 63\$ con el castigo en referencia al crudo WTI. El flujo de caja y los indicadores económicos se indica en la tabla 16





<b>VAN</b>	\$ 2.342.750,11
<b>TIR</b>	33%
<b>B/C</b>	2,25

El análisis técnico económico del proyecto revela una rentabilidad robusta basada en tres indicadores clave

El VAN, y la TIR y el Índice B/C. Con un VAN de \$2,342,750 USD, el proyecto demuestra que los ingresos a futuro esperados superan significativamente los costos iniciales y operativos, indicando una creación de valor neto positiva.

La TIR del 33% supera ampliamente la tasa de descuento del 15%, señalando que el proyecto ofrece retornos atractivos en comparación con el costo de capital. Adicionalmente, el Índice Beneficio-Costo de 2.25 sugiere que por cada dólar invertido se obtienen 2.25 dólares en beneficios, lo que refleja una alta eficiencia en la generación de valor en relación con los costos. Estos resultados indican que tanto la fase de transporte Midstream como la fase de procesamiento Downstream están manejadas eficientemente, y la inversión en equipos costosos, como el intercambiador de calor y el captador de gases, contribuye significativamente a la rentabilidad.

En conjunto, estos indicadores confirman que el proyecto es financieramente sólido y viable, proporcionando un retorno positivo sobre la inversión y demostrando un buen manejo de costos frente a los beneficios obtenidos.

## CAPITULO V

### CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

#### *Conclusiones*

La implementación del proyecto ha logrado una optimización significativa en la viscosidad y el grado API del crudo durante las fases Midstream y Downstream. En la fase Midstream, la mezcla de crudo con Naphta ligera ha reducido la viscosidad de 990 cP a 320 cP y ha incrementado el grado API de 14.5 a 22.3. En la fase Downstream, el intercambiador de calor ha permitido reducir aún más la viscosidad a 18.9 cP y elevar el grado API a 26. Estos avances técnicos facilitan el transporte y refinación del crudo, contribuyendo a una mayor eficiencia en el procesamiento.

El análisis económico del proyecto revela una sólida rentabilidad, respaldada por un VAN de \$2,342,750 USD, y un TIR del 33% y un Índice B/C de 2.25. Estos resultados indican que el proyecto es financieramente rentable, con un retorno atractivo sobre la inversión y una alta eficiencia en la generación de valor. La inversión en tecnologías como el intercambiador de calor y el captador de gases se justifica por los beneficios económicos obtenidos, demostrando una gestión eficaz de los recursos y costos asociados.

El proyecto ha demostrado un impacto ambiental positivo, con una notable reducción en las emisiones de gases contaminantes durante el transporte y procesamiento del crudo. En la fase Midstream, las emisiones de CO<sub>2</sub> se reducen de 4918 kg a 3619 kg y las de CO de 313.8 kg a 2305 kg. En la fase Downstream, las emisiones de CO<sub>2</sub> disminuyen a 256.9 kg y las de CO a 27.2 kg. La instalación de un captador de gases con una eficiencia del 75% reduce estas emisiones aún más, con CO<sub>2</sub> reducido a 64.22 kg y CO a 6.8 kg. Estos resultados reflejan un compromiso con la sostenibilidad y la reducción del impacto ambiental del proyecto.

### ***Recomendaciones***

Implementar mejoras adicionales en la tecnología utilizada, como el intercambiador de calor y los sistemas de captación de gases, podría llevar a una mayor eficiencia operativa y a una reducción aún más significativa en los costos de energía y emisiones. Mantener un programa de monitoreo y mantenimiento regular garantizará que estos sistemas sigan funcionando a su máxima capacidad.

pesar de las reducciones significativas en las emisiones de CO<sub>2</sub> y CO, se recomienda considerar la instalación de tecnologías adicionales o mejoras en el captador de gases para alcanzar mayores niveles de eficiencia en la captura de emisiones. Además, se puede explorar la implementación de estrategias de compensación de carbono y certificaciones ambientales que puedan fortalecer la posición del proyecto en términos de sostenibilidad y cumplir con posibles futuras regulaciones ambientales más estrictas.

Dado el entorno político y las posibles regulaciones que podrían afectar el proyecto, se recomienda realizar una evaluación continua del impacto político y regulatorio en el Ecuador. Mantener una comunicación proactiva con las autoridades y partes interesadas locales ayudará a anticipar y adaptarse a cambios en políticas y regulaciones. Además, podría ser beneficioso involucrar a la comunidad local y otros actores relevantes en el proceso para asegurar que el proyecto cumpla con las expectativas y normativas locales, y así evitar posibles conflictos y retrasos.

### Referencias Bibliográficas

- Smith, J. A. (2022). Petroleum and refining in Ecuador: Field operations and facilities. *Oil Publishing*, 12.
- Sanchez, M. (2022). Issues of viscosity in crude oil transportation and refining. *ournal of Petroleum Technology*, 9.
- Petroamazonas. (2022). Transporte de crudos pesados por el OCP. *Informe técnico. Petroamazonas*, 14.
- Jones, A. B. (2021). Crude oil dissolution methods: Solvent application for viscosity reduction. *Energy Review*, 4.
- Miller, R. S. (2023). Heat exchangers for viscosity reduction in crude oil processing. *Journal of Thermal Engineering*, , 2.
- Smith, J. D. (2023). Economic analysis of heat exchangers and crude oil dissolution processes. *Energy Economics Review*, 3.
- Publishing, E. (2023). *Techniques in crude oil processing and recovery*. Texas.
- Journal, C. E. (2023). Properties and applications of light naphtha. 13.
- Journal of Petroleum Science and Engineering. (2024). Evaluation of solvent efficiency in crude oil processing. *SPE*, 9.
- Jones, A., & Smith, B. (2022). Applications of Brookfield viscometers in quality control. *ournal of Industrial Measurement*, 2.
- Jones, R., & Lee, T. (2022). Pressure loss calculations in pipeline systems. *Journal of Petroleum Engineering*, 11.
- Sandler, S. I. (2021). Chemical and engineering thermodynamics. *Wiley*, 12.

Smith, J. (2023). Carbon capture technologies: Principles and applications. *Environmental Science & Technology Publications.*, 12.