



UNIVERSIDAD CATÓLICA ANDRÉS BELLO

FACULTAD DE INGENIERÍA

ESCUELA DE INGENIERÍA INDUSTRIAL

**“FORMULACIÓN DE UN MODELO DE NEGOCIO QUE PERMITA A UNA
EMPRESA DE PROYECTOS DE INGENIERÍA, PROCURA Y CONSTRUCCIÓN (IPC)
OFERTAR INSTALACIONES MODULARIZADAS PARA EL MANEJO DE LA
PRODUCCIÓN TEMPRANA DE CRUDO EXTRA PESADO EN LA FAJA
PETROLÍFERA DEL ORINOCO.”**

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

presentado ante la

UNIVERSIDAD CATÓLICA ANDRÉS BELLO

como parte de los requisitos para optar por el título de

INGENIERO INDUSTRIAL

REALIZADO POR

Brewer Cappellin, Allan

De Orue Monteverde, Ignacio

TUTOR:

Bocco Cordero, Miguel

FECHA:

Caracas, marzo de 2012



UNIVERSIDAD CATÓLICA ANDRÉS BELLO

FACULTAD DE INGENIERÍA

ESCUELA DE INGENIERÍA INDUSTRIAL

**“FORMULACIÓN DE UN MODELO DE NEGOCIO QUE PERMITA A UNA
EMPRESA DE PROYECTOS DE INGENIERÍA, PROCURA Y CONSTRUCCIÓN (IPC)
OFERTAR INSTALACIONES MODULARIZADAS PARA EL MANEJO DE LA
PRODUCCIÓN TEMPRANA DE CRUDO EXTRA PESADO EN LA FAJA
PETROLÍFERA DEL ORINOCO.”**

**Este jurado; una vez realizado el examen del presente Trabajo Especial de Grado ha
evaluado su contenido con el resultado de: _____**

JURADO EXAMINADOR

Firma: _____ Firma: _____ Firma: _____
Nombre: _____ Nombre: _____ Nombre: _____

REALIZADO POR

Brewer Cappellin, Allan

De Orue Monteverde, Ignacio

TUTOR:

Bocco Cordero, Miguel

FECHA:

Caracas, marzo de 2012

UNIVERSIDAD CATÓLICA ANDRÉS BELLO
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA INDUSTRIAL

“FORMULACIÓN DE UN MODELO DE NEGOCIO QUE PERMITA A UNA EMPRESA DE PROYECTOS DE INGENIERÍA, PROCURA Y CONSTRUCCIÓN (IPC) OFERTAR INSTALACIONES MODULARIZADAS PARA EL MANEJO DE LA PRODUCCIÓN TEMPRANA DE CRUDO EXTRA PESADO EN LA FAJA PETROLÍFERA DEL ORINOCO.”

Autores: Allan R. Brewer C.

Ignacio de Orue M.

Tutor: Miguel Bocco C.

Fecha: Febrero 2012

RESUMEN

El presente Trabajo Especial de Grado tuvo como objetivo la formulación de un nuevo modelo de negocio para una empresa de proyectos IPC. El modelo permite ofertar instalaciones modularizadas de producción temprana para la Faja Petrolífera del Orinoco; la producción temprana genera ingresos para los dueños del campo y el procesamiento de esa producción genera ingresos para la empresa que invierte en las instalaciones. Dos grandes atractivos se presentan para el cliente: i) el muy corto tiempo de entrega de las instalaciones y ii) la oportunidad de dejar que un tercero realice las inversiones de capital para mejorar los flujos de caja del desarrollo del campo. Durante la ejecución del trabajo se diseñaron las instalaciones en un nivel conceptual y se preparó un estimado de costos clase IV. Es un proyecto factible en el cual se desarrollaron las herramientas necesarias para determinar la viabilidad de la inversión siguiendo la metodología propuesta por el libro “El proyecto de la investigación” de Jacqueline Hurtado de Barrera (2010). Para cumplir con el objetivo general del trabajo, se definieron unas bases de diseño; se determinó el proceso a utilizar y se desarrollaron: el diagrama de flujo, el balance de masa y energía de las corrientes, el dimensionamiento de los equipos mayores, el plano de implantación, los módulos, el estimado de costos clase IV y el cronograma de ejecución del proyecto. Con estos entregables, se desarrolló un modelo económico para estudiar la factibilidad económica-financiera. El costo estimado de la inversión son \$17.785.611, 50% del monto será financiado con una tasa de interés del 8% y el otro 50% será la inversión de la empresa. El costo de operación y mantenimiento se estimó en \$1.569.880 al año. Se llevó a cabo un análisis de sensibilidades variando el precio por barril y los años del contrato de O&M. Con los resultados obtenidos se determinó que las instalaciones son económicamente viables bajo las condiciones y premisas establecidas en el modelo económico. Se presentan varias opciones atractivas tanto para la empresa petrolera como para la contratista de IPC y O&M. Cada opción incluye un período de contrato de O&M y el precio establecido por barril procesado. La opción que se considera óptima para ambas partes es la de 3 años de O&M y un precio por barril de \$7,5. Es atractiva para la empresa contratista ya que 3 años representa un período corto para el retorno de la inversión con una TIR de 26,13% y un VAN de \$4.834.330. Y por el otro lado un precio de \$7,5 por barril procesado debe ser atractivo para las compañías petroleras.

Palabras Claves: Modelo de Negocio, Petróleo, Faja Petrolífera del Orinoco, Crudo Extra Pesado.

Índice del contenido

Introducción	1
Capítulo 1 Marco Introdutorio	3
1.1 Descripción de la Empresa	3
1.2 Planteamiento del Problema	4
1.3 Justificación	5
1.4 Objetivos	6
1.5 Alcance	7
1.6 Limitaciones	8
Capítulo 2 Marco Referencial	9
2.1 Antecedentes	9
2.2 Bases Teóricas	10
2.2.1 El Petróleo y sus Características	10
2.2.2 Manejo de Crudo Extra Pesado	12
2.2.3 Instalaciones de Producción de Petróleo	14
2.2.4 Principales Equipos y Procesos de Instalaciones de Producción Superficial	15
2.2.5 Fases de Producción Temprana y Permanente	21
2.2.6 Estimación de Costos	21
2.2.7 Herramientas Utilizadas en el Trabajo Especial de Grado	26
Capítulo 3 Marco Metodológico	27
3.1 Tipo de Investigación	27
3.2 Diseño de la Investigación	28
3.3 Unidad de Análisis	29
3.4 Recolección de Datos	29
3.4.1 Entrevistas	29

3.5	Estructura Desagregada del Trabajo.....	30
Capítulo 4 Diseño de la Planta y Modelo de Negocio..... 31		
4.1	Bases de Diseño	31
4.1.1	Condiciones Ambientales del Proceso	32
4.1.2	Corrientes de Entrada	33
4.1.2.1	Crudo Diluido Fuera de Especificaciones	33
4.1.3	Corrientes de Salida.....	35
4.1.3.1	Agua	35
4.1.3.2	Sólidos.....	35
4.1.3.3	Crudo Diluido en Especificaciones.....	35
4.1.3.4	Gas.....	36
4.2	Criterios de Diseño	36
4.2.1	Vida Útil del Diseño.....	36
4.2.2	Filosofía de Respaldo	37
4.2.3	Premisas para la Configuración de las Instalaciones	37
4.2.4	Limites de Batería	38
4.3	Diagrama de Flujo de Proceso.....	38
4.4	Balance de masa y Energía	40
4.4.1	Premisas del Balance.....	40
4.5	Dimensionamiento de Equipos	42
4.5.1	Consideraciones para el Diseño de Separadores	42
4.5.1.1	Separador de Prueba	42
4.5.1.2	Separador de Condensados	44
4.5.1.3	Separador Líquido – Gas.	45
4.5.1.4	Deshidratador Electrostático.....	47
4.5.2	Unidad de Remoción de Arena.....	49
4.5.3	Bombas.....	49
4.5.4	Horno Directo.....	51
4.5.5	Unidad de Gas Inducido.....	51
4.5.6	Filtro de Cáscara de Nuez	51
4.5.7	Sistemas de Compresión de Aire.....	52
4.5.8	Tanques	52

4.6	Lista y Descripción de Equipos por Módulos.....	53
4.7	Modularización de las Instalaciones	55
4.7.1	Criterios de Diseño de los Módulos	55
4.7.2	Ventajas de los Módulos sobre Instalaciones Convencionales.....	56
4.8	Plano de Implantación.....	56
4.9	Filosofía de Operación y Mantenimiento.....	58
4.9.1	Principios básicos de las Operaciones de Producción	58
4.9.1.1	Tratamiento de Crudo Diluido	58
4.9.1.2	Tratamiento de Agua	59
4.9.2	Servicios y Requerimientos	60
4.9.2.1	Personal de Operación y Mantenimiento.....	60
4.9.2.2	Agua Potable y de Servicios	60
4.9.2.3	Aire de Instrumentación	61
4.9.2.4	Requerimiento de Gas y Combustible	61
4.9.2.5	Consumo de Energía Eléctrica.....	62
4.9.2.6	Químicos para Tratamiento de Agua y Crudo	63
4.9.3	Mantenimiento	63
4.10	Cronograma de Ejecución y Puesta en Marcha.....	64
4.11	Estimación de Costos de Operación.....	67
4.12	Estimación de Costos de la Instalación.....	68
4.13	Análisis Económico/Financiero	70
4.14	Formulación del Modelo de Negocio.....	73
Capítulo 5 Conclusiones y Recomendaciones.....		75
5.1	Conclusiones.....	75
5.2	Recomendaciones.....	76
Capítulo 6 Referencias		77
Anexos		78

Índice de figuras

Figura 1. Separador gas – líquido	16
Figura 2. Deshidratador electrostático horizontal	17
Figura 3. Esquema de un tanque vertical de desnatado	19
Figura 4. Unidad de flotación de gas inducido	19
Figura 5. Fases del proceso de ejecución de proyectos.	22
Figura 6. Herramientas utilizadas en el presente Trabajo Especial de Grado.	26
Figura 7. Estructura desagregada de trabajo del Trabajo Especial de Grado.	30
Figura 8. Diagrama de Flujo de Proceso de las instalaciones de producción	39
Figura 9. Diagrama de Flujo de Proceso de la simulación	41
Figura 10. Plano de implantación de las instalaciones modularizadas en campo.....	57
Figura 11. Estructura desagregada de la ingeniería, procura y construcción de las instalaciones.....	65
Figura 12. . Diagrama Gantt de ejecución y puesta en marcha de las instalaciones.....	66
Figura 13. Gráfica de VAN vs precio por barril para distintos períodos de O&M.	71
Figura 14. Gráfica del TIR vs precio por barril para distintos períodos de O&M.....	72
Figura 15. Esquema de la estructura del modelo de negocio.....	74

Índice de tablas

Tabla 1. Lista de TEG utilizados como referencia a este trabajo.	9
Tabla 2. Condiciones Ambientales típicas de la faja del Orinoco	32
Tabla 3. Características del Crudo Diluido fuera de especificaciones.	33
Tabla 4. Características del crudo extra pesado en el yacimiento.	34
Tabla 5. Características del agua producida.	35
Tabla 6. Características del crudo diluido en especificaciones.	36
Tabla 7. Datos de diseño separador de prueba.....	43
Tabla 8. Datos de la corriente de entrada al separador de prueba.	43
Tabla 9. Resultados del dimensionamiento del separador de prueba.	44
Tabla 10. Datos de diseño separador de condensados.	44
Tabla 11. Datos de la corriente de entrada al separador de condensados.	45
Tabla 12. Resultados del dimensionamiento del separador de condensados.....	45
Tabla 13. Datos de diseño separador Líquido - Gas.	46
Tabla 14. Datos de la corriente de entrada al separador Líquido - Gas.	46
Tabla 15. Resultados del dimensionamiento del separador Líquido - Gas.....	47
Tabla 16. Datos de diseño del deshidratador electrostático.....	47
Tabla 17. Datos de la corriente de entrada al deshidratador electrostático.....	48
Tabla 18. Resultados del dimensionamiento del deshidratador electrostático.	48
Tabla 19. Datos y potencia resultante del cálculo de las bombas.....	50
Tabla 20. Consumo y dimensionamiento de unidad de aire comprimido.	52
Tabla 21. Dimensiones y capacidades de los tanques y recipientes.	53
Tabla 22. Lista de descripción, dimensiones y características de los equipos mayores de la planta.....	54
Tabla 23. Tabla resumen de requerimiento de agua de servicios.	61

Tabla 24. Resultado de aire de instrumentación y servicios requerido.	61
Tabla 25. Consumo de gas y diesel combustible para horno y generador.	62
Tabla 26. Consumo de energía eléctrica en las instalaciones.	62
Tabla 27. Consumo de químicos para tratamiento de agua y crudo.	63
Tabla 28. Desglose de estimado de costos de operación y mantenimiento.	67
Tabla 29. Estimación de costos de las instalaciones modularizadas de producción temprana.	69
Tabla 30. Valor presente neto de cada inversión variando los años de operación y precio por barril.	71
Tabla 31. TIR de cada inversión variando los años de O&M y precio por barril.	72

INTRODUCCIÓN

Venezuela es un país productor y exportador de petróleo y su economía es altamente dependiente del mismo por representar un porcentaje significativo de su producto interno bruto (PIB). Hace más de 20 años se descubrió en Venezuela la existencia de una gran cantidad de crudo pesado en la Faja Petrolífera del Orinoco, la cual fue probada y certificada recientemente, convirtiéndolo en el país con mayores reservas de crudo pesado en el mundo, con un total de 297 Millardos de barriles.

Venezuela para incrementar su producción de crudo y poder cumplir con su cuota anual como lo establece la OPEP, puede hacer uso de estas reservas y comenzar a reponer la producción perdida por las curvas naturales de declinación de los pozos petroleros que no han sido remplazados por nuevos.

Siendo la empresa VEPICA líder en proyectos de IPC, se presenta con la oportunidad de efectuar la evaluación técnica, económica y financiera de unas instalaciones modularizadas de producción superficial que permitan a la empresa ofertar a sus clientes dichas instalaciones para la extracción de crudo extra pesado en la faja del Orinoco.

De esta manera se ha diseñado un modelo de negocio para ser presentado a las empresas petroleras que operan en el país, permitiendo la extracción de crudo de forma acelerada mientras se diseñan y construyen las instalaciones permanentes en los distintos campos de la faja. Así, VEPICA puede motorizar su línea de negocios de inversión de capital y las empresas petroleras acelerar el inicio de la producción comercial de crudo.

La propuesta se evaluó cumpliendo con los objetivos de diseño conceptual, estimación de costo y modelo económico de las instalaciones, la cual se ha estructurado en el presente documento, de la siguiente manera:

El Capítulo 1 – Marco Introdutorio, contiene una breve descripción de la empresa VEPICA, el problema en estudio y su justificación, el objetivo general y los específicos planteados, el alcance y las limitaciones del trabajo.

El Capítulo 2 – Marco Referencial, contiene los antecedentes de la investigación y las bases teóricas sobre petróleo y estimación de costos que sustentan el trabajo.

El Capítulo 3 – Marco Metodológico, presenta el tipo de investigación que se realizó y el “cómo” se realizó el estudio. Contempla el tipo de investigación y los métodos utilizados para la recolección de información.

El Capítulo 4 – Diseño de la planta y Modelo de Negocio, está constituido por tres partes. Primero, el diseño conceptual de las instalaciones modularizadas de producción temprana comprendido por los diagramas, planos y especificaciones de equipos. Segundo, la estimación de costos de las instalaciones, los costos de operación y mantenimiento y el cronograma de ejecución y puesta en marcha. Y tercero, el modelo económico con los ratios financieros y el planteamiento del modelo de negocio para la empresa con su respectivo análisis.

El Capítulo 5 – Conclusiones y Recomendaciones del Trabajo realizado.

Capítulo 1

MARCO INTRODUCTORIO.

En este capítulo se describe la empresa en la cual se realizó el Trabajo Especial de grado. Se introduce una descripción del problema en estudio, y los objetivos, justificación, alcance y limitaciones del proyecto.

1.1 DESCRIPCIÓN DE LA EMPRESA

Venezolana de Proyectos Integrados VEPICA C.A. es una empresa venezolana fundada hace más de 40 años para ejecutar proyectos de Ingeniería, Procura y Construcción para los sectores de Petróleo y Gas, Química y Petroquímica, Generación y Transmisión Eléctrica, Minería y Metales, Industria Pesada, Infraestructura y Transporte, Telecomunicaciones y Ambiente.

Entre los servicios que presta se incluyen: Visualizaciones, Estudios de Factibilidad, Ingenierías Conceptual, Básica y de Detalles, Procura, Construcción, Puesta en Marcha y Operación & Mantenimiento de las instalaciones arriba mencionadas.

VEPICA cuenta con más de 1.000 empleados y oficinas en Caracas, Maracaibo, Valencia, Puerto la Cruz, Houston, Trinidad y Bogotá; ha ejecutado más de 2.500 proyectos con 35 millones de horas hombre en 4 continentes.

También cuenta con planes de Seguridad Industrial y políticas de cero accidentes, Certificación ISO 9001:2010 y amplias prácticas de Responsabilidad Social.

1.2 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

Venezuela es un país productor y exportador de petróleo y su economía es altamente dependiente del mismo, por representar un porcentaje significativo de su Producto Interno Bruto (PIB). Hace más de 20 años se descubrió en Venezuela la existencia de una gran cantidad de crudo en la Faja Petrolífera del Orinoco, la cual fue probada y certificada recientemente, convirtiéndolo en el país con mayores reservas de crudo pesado en el mundo, con un total de 297 Millardos de barriles. A pesar de contar con esta inmensa reserva, la producción de petróleo en el país ha disminuido considerablemente en los últimos años, debido a las curvas naturales de declinación de los pozos que no han sido remplazados por nueva producción o planes concretos de recuperación secundaria para mantener la producción diaria.

En la Faja Petrolífera del Orinoco hay cuatro (4) grandes campos que son: Junín, Carabobo, Ayacucho y Boyacá. Dichos campos están divididos en bloques de los cuales ya cuatro (4) han sido desarrollados con una capacidad para producir y mejorar aproximadamente 600 mil barriles por día. Petróleos de Venezuela SA, ha creado nuevas empresas mixtas junto con compañías petroleras internacionales para desarrollar y explotar seis (6) bloques adicionales en Junín y Carabobo, y de esta manera incrementar la producción nacional. El desarrollo de dichos proyectos y sus instalaciones permanentes de producción para el procesamiento de crudo extra pesado (capaces de procesar 400.000 barriles por día cada bloque), requiere de miles de millones de dólares de inversión de capital y períodos de 5 a 10 años para su puesta en marcha.

Con el fin de acelerar el tiempo en el cual se puede empezar a comercializar la producción de estos crudos, una solución modularizada de instalaciones de producción temprana podría resultar atractiva para las empresas mixtas y los intereses del país. Dicha solución, permitiría mejorar el flujo de caja de los proyectos arriba mencionados, y sería económicamente más atractivo que cualquier otro esquema de financiamiento.

La empresa VEPICA, líder en el mercado de Ingeniería y Construcción en el sector energético, desea expandir su línea de negocios actual, como parte de su estrategia corporativa para los próximos años. La empresa ha estado involucrada en diversos proyectos de instalaciones de producción de petróleo para varios clientes. En estos momentos la empresa desea plantear un modelo de negocio viable e innovador que se pueda vender a las compañías petroleras de forma que incremente su portafolio de negocios como parte de su estrategia corporativa, basándose en instalaciones de producción temprana de crudo extra pesado para la separación, tratamiento y almacenamiento del petróleo extraído. Se busca poder ofrecer un esquema que agregue valor bajo el principio de ganar-ganar.

¿Puede VEPICA incrementar sus ingresos mediante un negocio innovador con las compañías petroleras nacionales e internacionales diseñando una propuesta de instalaciones modularizadas de producción temprana para la Faja Petrolífera del Orinoco?

1.3 JUSTIFICACIÓN

La creación de esta propuesta de negocios generaría para VEPICA la oportunidad de involucrarse en proyectos que le generen nuevos ingresos, ya que las instalaciones de producción temprana son una solución viable para que las empresas petroleras generen flujos de caja anticipados en sus proyectos de extracción de crudo.

1.4 OBJETIVOS

GENERAL:

- Formular una propuesta de negocio para una empresa de IPC con base en una instalación modularizada para el manejo de la producción temprana de crudo extra pesado de la Faja Petrolífera del Orinoco.

ESPECÍFICOS

- Definir las bases de diseño a partir de las cuales se dimensionarán las instalaciones modularizadas de producción.
- Definir los criterios de diseño de las instalaciones modularizadas de producción temprana.
- Describir el proceso específico de producción de las instalaciones modularizadas.
- Diseñar la instalación modularizada de producción temprana para la Faja Petrolífera del Orinoco con base en las características de las corrientes determinadas en las bases de diseño.
- Estimar los costos de la ejecución y puesta en marcha de las instalaciones de producción.
- Determinar el cronograma de ejecución y puesta en marcha de las instalaciones de producción.
- Determinar estrategia de operación y mantenimiento de las instalaciones.
- Estimar los costos de operación y mantenimiento.
- Desarrollar el modelo económico/financiero de la propuesta.
- Establecer la factibilidad económica/financiera de la propuesta.

1.5 ALCANCE

Se ha creado un modelo de negocio integrado que comprende un plan de ejecución con todos sus entregables respectivos. Para este trabajo, los productos a entregar serán:

- Bases teóricas del diseño: Características de las corrientes de entrada y salida a las instalaciones de producción: Flujo, temperatura, presión, composición química.
- Diagrama de flujo de proceso, PFD por sus siglas en inglés.
- Balance de masa y energía.
- Descripción del proceso
- Lista de equipos.
- Hojas de datos de los equipos.
- Filosofía de operación y mantenimiento.
- Plano de Implantación (Plot Plan): Vista en planta de las instalaciones en el terreno.
- Estimados de costos.
- Modelo económico/financiero.
- Análisis de factibilidad del modelo económico/financiero.

1.6 LIMITACIONES

- Por no tener el campo preciso para el cual se aplica la instalación, no se tuvo acceso a las especificaciones reales del crudo a ser manejado. El diseño se basa en valores promedio de los campos existentes cuya información está disponible.
- Las instalaciones de producción que se proponen comprenderán los equipos necesarios para la recepción, separación y tratamiento del crudo extra pesado, sin incluir extracción y transporte, ni tampoco almacenamiento final.
- El trabajo se limita a una propuesta de modelo de negocio; no se realizó el estudio de mercado de posibles clientes, ni la oferta a las empresas petroleras, como tampoco la implantación. Se pretende entregar como producto un modelo de negocio viable para la empresa, la cual luego se encargará de su posterior comercialización e implantación.
- La solución que se presenta en el Trabajo Especial de Grado, no es una tecnología que pretenda cambiar la existente, sino buscar acelerar la producción física de un crudo comercial que bajo los cronogramas convencionales de trabajo tomaría un mayor tiempo.
- Por requerimientos de confidencialidad, las características de las corrientes de entrada y salida, las especificaciones de los equipos, el modelo económico/financiero y el modelo de negocio presentado en el Trabajo Especial de Grado se ha modificado con respecto a los valores reales, de una manera no especificada para evitar su reproducción por terceros, pero de una manera que siga manteniendo coherencia. Igualmente, los nombres de las compañías asociadas a los proyectos de explotación de la Faja Petrolífera del Orinoco presentados en el trabajo, no son los reales.

Capítulo 2

MARCO REFERENCIAL

2.1 ANTECEDENTES.

En la Tabla 1, que se muestra a continuación, se mencionan aquellos Trabajos Especiales de Grado que han servido de referencia y han contribuido a la formación académica necesaria para poder realizar este Trabajo Especial de Grado.

Tabla 1. Lista de TEG utilizados como referencia a este trabajo.

Título	Área de estudio, autores y profesores guía	Institución y Fecha	Objetivo General	Aporte
Formulación y evaluación de un proyecto de inversión en una fábrica de hielo para consumo humano y la conservación de alimentos, ubicada en los Valles del Tuy.	Ingeniería Industrial. Alú Violo, Miguel Di Carlo, Luciano López, Emmanuel	UCAB, Julio 2009	Determinar la factibilidad técnica, económica y financiera para la instalación de una fábrica de hielo para el consumo humano y conservación de alimentos.	Desarrollo del Marco Metodológico y referencia para el desarrollo de la factibilidad económica financiera.

Fuente: Biblioteca digital UCAB.

2.2 BASES TEÓRICAS

A continuación se presentan todos los conceptos y bases teóricas necesarias para la comprensión del Trabajo Especial de Grado. Se introducen los conceptos más importantes de manejo de crudo y estimación de costos de proyectos.

2.2.1 El Petróleo y sus Características

El petróleo es una mezcla compleja en la que se pueden encontrar más de 200 compuestos orgánicos en su mayoría alquenos y una menor fracción aromáticos (Devold, 2009). Estos compuestos orgánicos son los llamados hidrocarburos formados por los elementos carbono (C) e hidrogeno (H) en distintas relaciones. Estos compuestos se pueden presentar en fases i) gaseosa, ii) líquida, iii) semisólida y iv) sólida (Barberii, 1998). Debido a las distintas relaciones de las mezclas, el petróleo (crudo) presentan distintas características entre sí (Devold, 2009).

Una de las grandes diferencias entre los distintos tipos de crudos se debe a las distintas relaciones entre hidrocarburos livianos y pesados encontrados en la mezcla; siendo los livianos los que se encuentran en estado gaseoso y líquido; y los pesados los que se encuentran en estado semisólido y solido. De acuerdo a esta relación entre hidrocarburos, el petróleo se puede clasificar en: i) liviano, ii) mediano, iii) pesado y iv) extra pesado (Barberii, 1998). Cada uno de estos tipos de crudo presentan distintas características físico químicas con respecto a su olor, color, sabor, densidad, viscosidad, capacidad calorífica, etc.

Entre las características del crudo que más importan en la industria para su procesamiento y comercialización están:

i) Densidad: Los crudos pueden tener una densidad relativa que varía desde 0,75 a 1,1, es decir, ser más o menos densos que el agua. Esta característica es dependiente de

la relación de hidrocarburos livianos y pesados comprendida en la mezcla. Mientras más hidrocarburos pesados se encuentren más denso será el crudo.

Actualmente, en la industria petrolera internacional se adopta como medida de la densidad los grados API¹. Con respecto a esta densidad, los crudos varían entre 57,2 y -3 grados API. Siendo esta medida derivada de una ecuación que compara la densidad de los fluidos con respecto al agua, en consecuencia, mientras menor sean los grados API más denso es el crudo en referencia al agua y se puede considerar como un crudo de menor calidad por requerir mayor refinación (Barberii, 1998).

Barberii (1998) indica,

La clasificación de crudos por rango de gravedad °API utilizada en la industria venezolana de los hidrocarburos, a 15,5 °C (60 °F) es como sigue:

<i>Extra pesados, menos de</i>	<i>9,9 °</i>
<i>Pesados</i>	<i>10 - 21,9 °</i>
<i>Medianos</i>	<i>22,0 - 29,9 °</i>
<i>Livianos</i>	<i>30 ° - y más. (p.43)</i>

En la comercialización del petróleo, el precio del barril está directamente relacionado con la escala de gravedad API, es decir, el precio del barril dependerá de la calidad del crudo.

ii) Poder Calorífico: Esta característica, que define la cantidad de energía contenida por unidad de masa, implica en los crudos que puede variar entre 8.500 y 11.350 calorías/gramo dependiendo de la composición del mismo.

iii) Viscosidad: Esta característica se puede considerar como la más importante de los hidrocarburos para los efectos de la producción. Indica la resistencia interna del

¹ API es la abreviatura del Instituto Americano de Petróleo, el cual rige los estándares y normas aplicados en los Estados Unidos en dicha industria.

fluido al movimiento. La unidad más utilizada en la industria es centipoise, y se define como la fuerza en dinas que se requiere para mover un plano de un centímetro cuadrado sobre otro de igual área separado por un centímetro entre sí, siendo el espacio entre los planos relleno con el fluido a investigar (Barberii, 1998).

La viscosidad de los crudos en el yacimiento y fuera de él, varía entre los 0,2 y más de 10.000 centipoise. La temperatura tiene un gran efecto sobre este valor, sobre todo en los crudos pesados y extra pesados. Mientras el crudo se encuentre a mayor temperatura, menor es su resistencia interna a fluir.

2.2.2 Manejo de Crudo Extra Pesado

Como se indico anteriormente, el crudo extra pesado tiene como característica principal una mayor cantidad de hidrocarburos pesados en su mezcla. Esto tiene como consecuencia una densidad mayor que la del agua y una viscosidad muy elevada, lo que dificulta su transporte y procesamiento.

Un ejemplo representativo de la alta viscosidad del crudo extra pesado de 9° API resulta de su comparación con el agua. La viscosidad del agua a una temperatura de 38 grados centígrados es 0,6531 centipoise (cP), mientras que el valor de la viscosidad del crudo extra pesado a esta misma temperatura es de 6.000 cP; y una temperatura de 60 grados centígrados el valor de la viscosidad del agua es de 0,4668 cP, mientras que el del crudo extra pesado es de 1.000 cP (Vepica, 2011).

Como se puede ver en el ejemplo anterior, la viscosidad del crudo extra pesado disminuye considerablemente con el aumento de temperatura. Esta propiedad se puede utilizar de manera ventajosa para el transporte y manejo del crudo, ya que si se trabaja a una temperatura ambiente (25°C) el crudo sería altamente viscoso, con fluidez casi nula. Por ello, se tiende a calentar el fluido para facilitar las operaciones de producción. Esta es una de las técnicas más utilizadas en la industria del petróleo (Rodríguez, 2004).

Otra técnica muy utilizada para el manejo de este tipo de crudos es la dilución (Rodríguez, 2004), la cual consiste simplemente en mezclar el crudo extra

pesado, por ejemplo, de 9 ° API con un crudo liviano de por ejemplo, 30° API. Al realizarse esta mezcla en una proporción adecuada, normalmente un 60 – 40 % de crudo extra pesado y crudo liviano respectivamente, el crudo resultante sería de 16 ° API y tendría una viscosidad de 658 cP a 60 °F (PDVSA, 2005). Siendo este valor de viscosidad uno manejable en bombas y equipos de procesamiento de crudo (Vepica, 2011).

Para determinar esta relación de mezcla se utiliza la siguiente fórmula:

$$R_{Dil/XHO} = \frac{\rho_M - \rho_{CP}}{\rho_{Dil} - \rho_M} (\text{CIED, 1997})$$

Donde:

$R_{Dil/XHO}$ = Relación barril de crudo liviano por barril de crudo pesado.

ρ_M = Densidad deseada de la mezcla en °API.

ρ_{CP} = Densidad del crudo pesado en °API.

ρ_{Dil} = Densidad del crudo liviano o diluyente en °API.

Otra fase importante al tratar crudo extra pesado es eliminar las impurezas y componentes que no aportan valor a la mezcla, con el objetivo de dejar un crudo puro, y de ser posible que solo contenga hidrocarburos para su posterior destilación.

Los principales componentes y su método de eliminación son los siguientes:

El agua emulsionada se elimina utilizando la inyección de químicos como un demulsificante, que permite la separación entre la emulsión crudo/agua y luego procesando la mezcla por un separador líquido/líquido.

El gas asociado al crudo extra pesado se elimina en su gran parte durante una separación primaria en un recipiente horizontal de baja presión, el resto del gas que no es eliminado en esta fase, se elimina en el separador utilizado para la remoción del agua.

Los sólidos asociados al crudo como la arena, se separan utilizando una unidad de remoción de sólidos durante la separación primaria de crudo/gas. Luego de calentar el crudo en un horno de fuego directo, se separa la corriente que contiene la arena y se procede a su remoción.

Por último, dentro de los componentes principales a eliminar, se encuentra el azufre. Este no se acostumbra a eliminar en las instalaciones superficiales de producción, sino que se transporta con el crudo y se remueve en la etapa de mejoramiento o destilación del crudo aguas abajo (Urdaneta, 2011).

Luego de que todos estos componentes se eliminan junto con los metales pesados y otros encontrados en bajas concentraciones, se puede proceder a su comercialización y separación en derivados.

2.2.3 Instalaciones de Producción de Petróleo.

Las instalaciones de producción de petróleo incluyen todas las actividades necesarias para el recibo, medición, separación, tratamiento, almacenamiento y despacho del petróleo (Barberii, 1998).

La primera etapa de tratamiento que se lleva a cabo en las instalaciones superficiales es la separación líquido/gas. Normalmente esta se realiza en recipientes horizontales donde se deposita el crudo por un tiempo aproximado de 5 minutos, y se deja reposar para que emane el gas y se pueda retirar en la parte superior del recipiente. Esta separación se puede realizar en varias etapas, en separadores de alta, mediana y baja presión, de manera de controlar la separación de los componentes volátiles y no permitir una evaporización instantánea que causaría inestabilidad en el proceso y podría ser un riesgo a la seguridad (Devold, 2009). En esta primera etapa de separación también se puede realizar un calentamiento previo del crudo y colocar una unidad de remoción de sólidos para eliminar la arena asociada al crudo a la salida del separador gas/líquido (Vepica, 2011).

En la segunda etapa de separación, el flujo de salida del separador primario se envía a un separador líquido/líquido/gas donde se separa el agua del crudo y se elimina el gas que no se retiró en el primer separador. El objetivo de este separador es reducir el contenido de agua y sedimentos (BS&W, por sus siglas en inglés) en la mezcla a menos de 1% v/v (Vepica, 2011) que es la especificación de calidad aceptada para el crudo comercial (Urdaneta, 2011).

Al finalizar estos procesos el crudo se encuentra en especificaciones y se puede almacenar en tanques o recipientes. El crudo almacenado debe ser transportado a su destino final fuera del centro de procesamiento de fluidos para su posterior mejoramiento y destilación. Existen tres métodos principales de transporte dependiendo de la localidad de las instalaciones y la cantidad de flujo a manejar. Estas son: i) bombeo por oleoductos, ii) transporte en camiones cisterna o iii) buques petroleros.

Otro proceso que se acostumbra mucho en este tipo de instalaciones es el tratamiento del agua para su posterior desecho o inyección. Muchos crudos tienen un gran contenido asociado y se pueden dar situaciones en las que el volumen de agua producido diariamente sea muy alto (Barberii, 1998). Esta agua se debe tratar con filtros y paquetes de inyección de químicos antes de ser dispuestas para asegurar que la eliminación de todo los contaminantes que puedan perjudicar al ambiente (Vepica, 2011). Las especificaciones de calidad de agua de disposición están indicadas en el Decreto No. 883 de 11 de octubre de 1995 sobre “Normas para la clasificación y el control de la calidad de los cuerpos de agua y vertidos o efluentes líquidos” (*Gaceta Oficial* N° 5.021 Extraordinario del 18 de diciembre de 1995).

La combinación de estos procesos representan las actividades desarrolladas en las instalaciones superficiales de producción.

2.2.4 Principales Equipos y Procesos de Instalaciones de Producción Superficial.

Los procesos que ocurren en las instalaciones superficiales de producción requieren de ciertos equipos especializados. A continuación se presentan los procesos

más importantes junto con los equipos utilizados en cada uno de estos procesos de producción de crudo extra pesado.

Medición del flujo: Se utiliza un medidor multifásico para determinar el volumen de petróleo, gas y agua asociada que se está extrayendo de los pozos y procesando en las instalaciones de superficie.

Separación de prueba: Consiste en un recipiente horizontal o vertical en el cual se separa la producción de un pozo para identificar la composición del fluido extraído en términos de cantidad de gas y agua asociados al crudo. Este proceso es obligatorio por el Ministerio de Energía y Minas.

Separación Primaria: Es una unidad de separación comprendida i) por un horno de fuego directo utilizado para calentar el crudo y así disminuir su viscosidad; ii) por un separador líquido/gas, como se muestra en la Figura 1, compuesto por un recipiente horizontal donde se deja reposar el crudo por un tiempo aproximado de 5 minutos para permitir el burbujeo del gas y su extracción (Devold, 2009); y por último, iii) por una unidad de remoción de sólidos utilizada para eliminar la arena asociada al crudo.

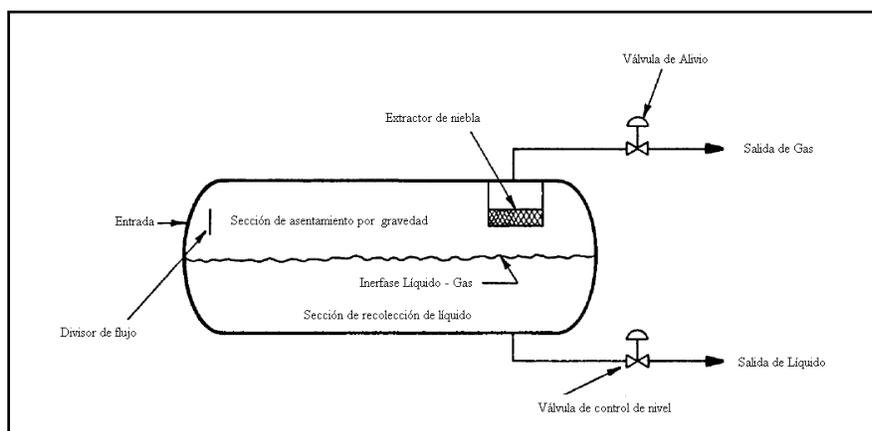


Figura 1. Separador gas – líquido

Fuente:(Arnold & Stewart, 1999)

Deshidratación: Este proceso se realiza para separar principalmente el agua del crudo. También se puede retirar el gas que no se eliminó en la separación primaria.

El equipo más utilizado para este proceso en crudos extra pesados es el deshidratador electrostático (Vepica, 2011). Este equipo utiliza electrodos para crear un campo electrostático que facilita la fusión de las partículas de agua, agilizando así, el procesos de separación y asentamiento del agua en el separador. El crudo que sale de este proceso se encuentra en especificaciones de calidad con un porcentaje menor al 1% v/v de agua y sedimentos (Arnold & Stewart, 1999). En la Figura 2 se pueden apreciar un deshidratador electrostático.

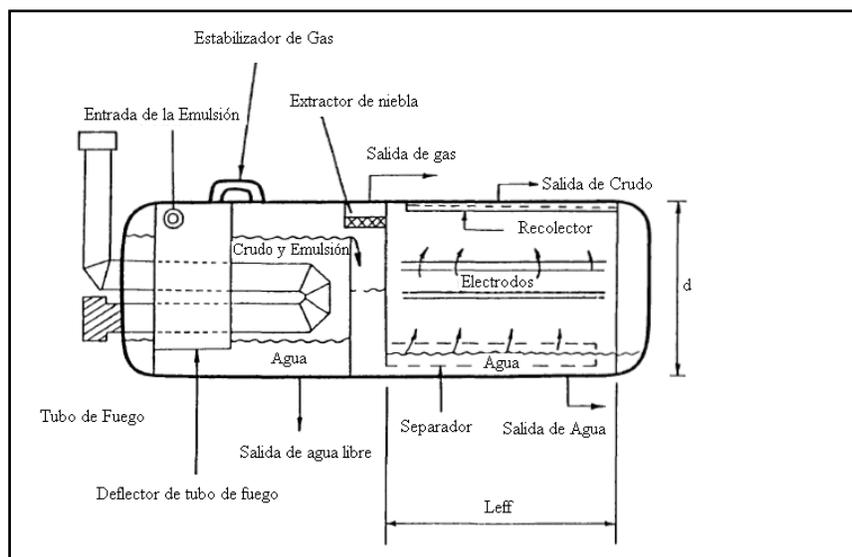


Figura 2. Deshidratador electrostático horizontal

Fuente:(Arnold & Stewart, 1999)

Almacenamiento: Proceso en el cual se deposita crudo limpio o sucio, diluyente y crudo de prueba de pozos en tanques de almacenaje (Rodríguez, 2004) con capacidades diseñadas según los requerimientos de operación (Vepica, 2011). Para el almacenamiento se pueden utilizar recipientes horizontales y verticales como también tanques de gran volumen, de construcción permanente, los cuales deben instalarse dentro de diques como medida de seguridad en caso de derrames o incendios.

Tratamiento de aguas: La función de los equipos de tratamiento de agua consiste en separar las gotas de crudo que permanecen mezcladas en el agua retirada en el proceso de deshidratación. También conlleva la inyección de químicos para eliminar

contaminantes que permitan su posterior inyección en pozos o disposición en ríos o lagunas. Existen tres procesos principales para separar el crudo del agua.

Separación por gravedad: Es el proceso más utilizado en lo que refiere a tratamiento de agua ya que se basa principalmente en la fuerza de gravedad para separar las gotas de crudo del agua. Las gotas de crudo, por lo general, al ser más ligeras que el agua suben a la superficie generándose luego de un tiempo una capa de crudo que se puede retirar (Arnold & Stewart, 1999).

Separación por fusión: En este proceso se utilizan equipos que fusionan las gotas de crudo y así luego poderlas separar más fácilmente del agua. Este proceso tiene como aspecto negativo que si la energía de cohesión entre las gotas de crudo es débil, luego de un tiempo se pueden separar y formar una nueva mezcla crudo-agua o emulsión, lo que dificultaría más su separación.(Arnold & Stewart, 1999).

Separación por flotación: Se basa en la fuerza de gravedad de la misma manera que la separación por gravedad, a diferencia que en este proceso se le inyectan burbujas de gas a la mezcla para que estas se adhieran a las gotas de crudo disminuyendo rápidamente su densidad y creando una mayor diferencia de densidad entre los dos fluidos. Las gotas de crudo, al ser más ligeras que el agua, suben a la superficie permitiendo su separación (Arnold & Stewart, 1999).

La separación por flotación tiene como ventaja que al utilizar gas para disminuir la densidad de las gotas de aceite, la separación de los fluidos se realiza con mayor rapidez permitiendo así utilizar tanques de menor tamaño (Arnold & Stewart, 1999).

Equipos para tratamiento de agua: El equipo más sencillo y utilizado dentro de las instalaciones de producción para tratamiento de aguas, es el tanque de desnatado, mostrado en la Figura 3, el cual se utiliza para eliminar los aceites (petróleo) del agua. Este equipo utiliza los principios de separación por gravedad y coalescencia para cumplir su función. Se pueden utilizar tanto recipientes horizontales como verticales. Estos equipos requieren de un mínimo de 30 minutos de permanencia del fluido para asegurar que ocurra la fusión entre las gotas de crudo (Arnold & Stewart, 1999).

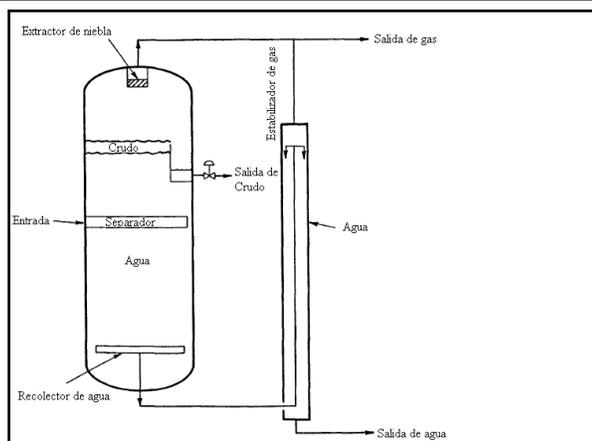


Figura 3. Esquema de un tanque vertical de desnatado

Fuente:(Arnold & Stewart, 1999).

Otro equipo muy utilizado en el tratamiento de agua, son las unidades de flotación por gas inducido, cuyo esquema se puede apreciar en la Figura 4. Este es el único equipo de uso común que no depende netamente en la separación por gravedad para tratar el agua. Consiste principalmente en un recipiente horizontal donde se coloca el agua y se inyecta gas por la parte inferior. Como lo dice el principio de flotación, este gas se adhiere al crudo y facilita su elevación a la superficie para facilitar la separación del petróleo con el agua (Arnold & Stewart, 1999).

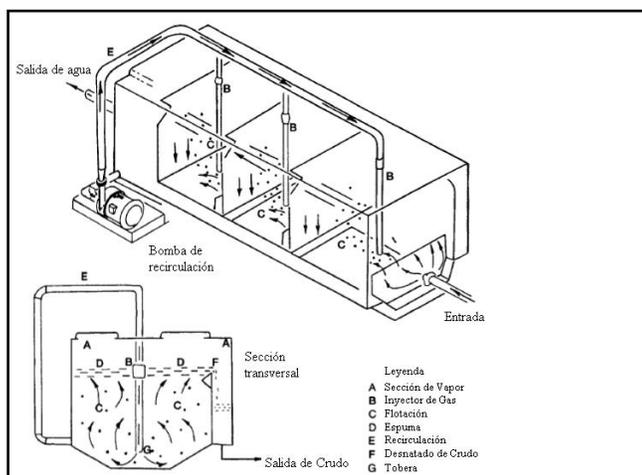


Figura 4. Unidad de flotación de gas inducido

Fuente:(Arnold & Stewart, 1999)

Bombeo: Durante los distintos procesos de producción en las instalaciones superficiales se requiere de varias etapas de bombeo para mover los fluidos entre los distintos equipos. Los dos tipos de bombas más utilizadas en instalaciones de este tipo son bombas dinámicas y bombas de desplazamiento positivo. La bomba centrífuga es la más utilizada en la industria dentro de las bombas dinámicas, su principio de funcionamiento se basa en mover el fluido dentro de la bomba, de manera que a través de su forma de voluta (caracol) se transforme esa energía cinética en un aumento de presión. Entre las bombas de desplazamiento positivo las más utilizadas son la reciprocante y las rotativas. Estas bombas en cambio basan su funcionamiento en comprimir el fluido hasta alcanzar un aumento de presión y desplazarlo a través de un sistema de tornillos, engranajes, pistones, etc. (Arnold & Stewart, 1999).

Servicios: Además de los equipos de procesamiento de crudo y agua las instalaciones superficiales tienen una serie de equipos que proporcionan los servicios necesarios para el funcionamiento de las mismas. Los servicios principales son aire comprimido, agua potable y electricidad. La compresión de aire normalmente se logra con recipientes de almacenamiento, compresor, filtros y secado de aire. El agua potable se almacena para consumo de los trabajadores y limpieza de las instalaciones. Por último la generación eléctrica, cuando se realiza en sitio, comprende un generador eléctrico movido por un motor o turbina que utilizan como combustible, gas, combustible líquido o ambos. En caso de combustible líquidos se requiere de tanques de almacenamiento (Vepica, 2011).

Por último dentro de las instalaciones de producción superficial se deben colocar equipos para emergencias en la línea de producción. Para esto se utiliza un sistema de alivio y venteo con el siguiente funcionamiento:

Alivio y venteo: Consiste en tres equipos colocados a la salida del cabezal de producción del pozo hacia donde se desviaría el flujo de crudo en caso de algún problema en la línea de producción o de una emergencia. Se utiliza para separar el gas del crudo por medio de un separador horizontal para luego quemarlo en un mechorrio o

flare. El crudo desgasificado se bombea a un tanque de crudo fuera de especificaciones para su posterior procesamiento.

2.2.5 Fases de Producción Temprana y Permanente.

Las instalaciones superficiales de producción de crudos extra pesados permanentes, requieren servicios, almacenamiento, oficinas, seguridad y volúmenes acordes a la definición del bloque que se está desarrollando. En el caso de los bloques asignados a empresas mixtas en la faja del Orinoco, los volúmenes a procesar oscilan entre los 200.000 y los 400.000 bpd. El diseño y construcción de instalaciones de esta magnitud puede tomar entre 5 y 10 años. Con el fin de acercar la fecha de inicio de la producción, incorporar progresivamente los pozos completados y mejorar las economías y flujo de caja de los proyectos, existe la posibilidad de poner en funcionamiento instalaciones de producción tempranas (Early Production Facilities). Dichas instalaciones permiten de manera temporal comenzar a producir volúmenes parciales a los que se esperan una vez que se logre el desarrollo completo del bloque.

Por encontrarse los bloques en localidades remotas, de poco acceso, servicios y mano de obra, se hace atractivo iniciar la producción con instalaciones modulares, fabricadas mayoritariamente en taller y de fácil instalación que permitan arrancar el negocio comercial del bloque antes de ser totalmente desarrollado. Este Trabajo Especial de Grado, se concentra en diseñar y definir como cotizar, instalaciones modulares de características temporales, de volúmenes pequeños (comparados con los permanentes) y de muy rápido tiempo de entrega en comparación con las instalaciones permanentes.

2.2.6 Estimación de Costos:

En los proyectos para poder realizar una estimación de los costos se debe determinar la fase en que se encuentra, y a partir de esta, se determina la clase de estimado a realizar. En la Figura 5 se puede apreciar las distintas fases de un proyecto.

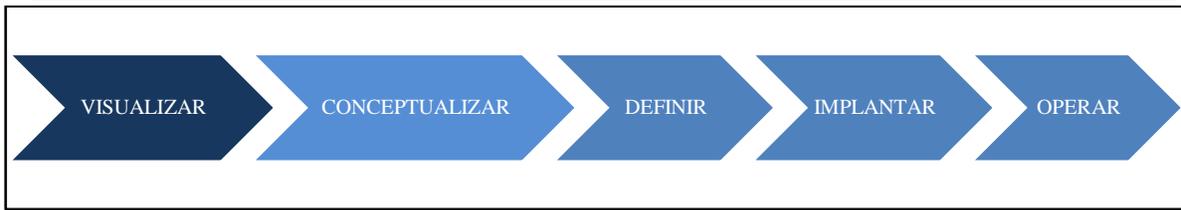


Figura 5. Fases del proceso de ejecución de proyectos.

Fuente:(PDVSA, 1999)

Fase #1: Visualización

En esta fase se identifica el proyecto, se realiza un análisis global de las alternativas propuestas, el cual puede incluir, entre otros elementos, el análisis de la oportunidad de mercado, las tecnologías disponibles a utilizar, la estimación global de las inversiones y los costos involucrados, entre otros (PDVSA, 1999).

Fase #2: Conceptualización

En esta fase se analiza con mayor profundidad, sin entrar en detalles, las diferentes opciones que tiene el proyecto así como la viabilidad técnico económico del mismo. En esta fase se debe seleccionar la mejor opción de proyecto (PDVSA, 1999).

Fase #3: Definición

Esta fase consiste en una evaluación completa del proyecto. En ella se definen completamente los alcances de la opción seleccionada en la fase anterior, y se desarrolla un plan de ejecución detallado el cual permitirá conocer el origen de los fondos y la estrategia a utilizar en caso de financiamiento.

Fase #4: Implantación

En esta fase se realizan las contrataciones de personal y se materializa el plan de ejecución del proyecto.

Fase #5: Operación

Puesta en marcha del proyecto para posteriormente analizar el cumplimiento de las expectativas (Vepica, 2008).

Ahora bien, dependiendo del tipo de proyecto y los objetivos del mismo, en cada fase se deben realizar las evaluaciones que correspondan. Los tipos de evaluaciones que usualmente se realizan son las siguientes:

- Evaluación técnica

Tiene por objetivo analizar la factibilidad que desde el punto de vista técnico tiene el proyecto e incluye, la revisión tanto de sus datos básicos de tamaño, y localización de tecnología, como de las estimaciones de inversión y costos.

- Evaluación económica

En esta evaluación se deben comparar los beneficios económicos derivados del proyecto con los costos y las inversiones requeridas para la ejecución del proyecto a fin de determinar si el proyecto es atractivo para los inversionistas.

- Evaluación financiera

Tiene por objeto determinar si existirán los fondos necesarios para realizar el proyecto y si el mismo será capaz de generar los ingresos suficientes para cubrir los costos y recuperar.

En cada una de las fases, el nivel de profundidad del análisis de las evaluaciones antes mencionadas se va haciendo más preciso. En este sentido, en el caso particulares, por ejemplo de las estimaciones de costos, estas pueden variar desde estimaciones clase V, las cuales son de orden muy global hasta llegar a las estimaciones clase I, que son las más completas y precisas a las que se puede llegar.

En particular y como ejemplo en el uso de esta metodología se va a explicar el nivel de detalle que en el reglón específico de costos se aplicaría:

Estimado de costos Clase V: Es el estimado con menor precisión de todos, pues la información disponible para el estimado es limitada y todavía no se ha iniciado la ingeniería del proyecto. Normalmente se aplica en la etapa de la visualización del proyecto. La precisión de la estimación de clase V es de un-/+ 30% (Vepica, 2008).

Estimados de costos Clase IV: Este estimado se desarrolla junto con las bases de diseño del proyecto. Se base en información de las unidades y equipos principales. Una vez terminada la ingeniería conceptual es que se puede proceder a realizar el estimado. La probabilidad de que los costos finales resulten dentro de un más o menos 10% del estimado es de un 30%. La finalidad de este estimado será elaborar el presupuesto de inversiones y los costos asociados (Vepica, 2008).

Estimado de Costo Clase III: Los estimados clase III se realizan con base en proyectos con bases de diseño ya finalizadas y donde la planta de procesamiento y sus equipos están totalmente especificados. La ingeniería básica se ha completado en un 60%. La probabilidad de que los costos finales resulten, dentro de más o menos 10% del estimado, es del 60%. Su finalidad es una propuesta tentativa para el análisis de la inversión. (Vepica, 2008)

Estimados de costos clase II: Se basa en especificaciones de diseño básicas completas, y se utiliza para definir el proyecto en su ingeniería de diseño en detalle. Los principales componentes; ya han sido especificados en su totalidad. La probabilidad de que el costo final esté dentro de un 10% más o menos es el 80% de los casos (Vepica, 2008).

Estimado de costos clase I: Es el estimado de mayor nivel de precisión. Este tipo de estimado se prepara utilizando técnicas de estimado detallado e incluye, hasta donde sea posible, licitaciones, cotizaciones firmes de equipos mayores, costos de materiales a granel, ingeniería, labor y otros, basándose en los cómputos de la ingeniería de detalle. La precisión de este tipo de estimado es tal que la probabilidad de que el costo final resulte en un 10% más o menos del mismo, ocurre aproximadamente en un 90% de los casos (Vepica, 2008)

Para estimar costos existen diferentes metodologías. En este trabajo se utilizaron los dos métodos que se describen a continuación.

Método de los 6 Décimos

La metodología de cálculo del estimado está basada en la aplicación de índices de curvas, en función del costo de producción versus las unidades de producción.

Este método se utiliza cuando existe datos históricos disponibles de experiencias en proyectos nacionales o foráneos similares al que se va a construir, donde la principal diferencia entre ellos es el tamaño o capacidad. . El método consiste en lo siguiente: si se conoce el costo (P_a) de una unidad o planta de capacidad (" C_a "), y se desea conocer el costo (P_b) de una similar de capacidad (" C_b "), el costo conocido se multiplica por (C_b/C_a) exponencial: " f " para obtener el costo deseado siendo " f " el factor de capacidad, el cual varía dependiendo del tipo de equipo y generalmente su valor es 0.6.

La fórmula a aplicar es la siguiente:

$$P_b = P_a \times (C_b/C_a)^f$$

Los materiales, tales como tuberías, accesorios de tuberías, materiales eléctricos, materiales de instrumentación, materiales de telecomunicaciones, son calculados por medio de índices sobre el costo total de los equipos mayores. (Vepica, 2008)

Para cada área de servicios industriales, estos índices variarán según el tipo de servicio o unidad.

Factor de Lang

Para la determinación del costo de una planta construida, se utiliza el factor de Lang, el cual consiste el multiplicar el costo de los equipos mayores de la planta por un factor, que depende del tipo de proceso.

Fórmula:

$$\text{Inversión} = \text{Costo de los equipos} \times \text{Factor de Lang}$$

Proceso	Factor de Lang
Sólido	3,10
Sólido – Fluido	3,63
Fluido	4,74 (Garrett, 1989)

2.2.7 Herramientas Utilizadas en el Trabajo Especial de Grado

Debido a que el presente Trabajo Especial de Grado se fundamenta en el diseño de instalaciones modularizadas, es necesario el uso de herramientas que faciliten tanto el diseño como el posible funcionamiento de los equipos y sistemas. En la Figura 6 se presentan las distintas herramientas utilizadas en el Trabajo Especial de Grado.



Figura 6. Herramientas utilizadas en el presente Trabajo Especial de Grado.

Fuente: Elaboración propia.

Capítulo 3

MARCO METODOLÓGICO

A continuación se presenta la metodología de ejecución del presente Trabajo Especial de Grado. Específicamente se desarrolla el tipo de investigación, el enfoque y el diseño; la recolección y análisis de los datos, y la estructura desagregada del mismo.

3.1 TIPO DE INVESTIGACIÓN

El objetivo general de esta investigación es la formulación de un modelo de negocio que permita a una empresa de proyectos de ingeniería ofertar instalaciones modularizadas para el manejo de la producción temprana de crudo extra pesado y comparándolo con la definición de investigación proyectiva, la cual, según el libro “El proyecto de investigación” (Barrera, 2010), es aquella que: “propone soluciones a una situación determinada a partir de un proceso de indagación. Implica explorar, describir, explicar y proponer alternativas de cambio, mas no necesariamente ejecutar la propuesta”.

Por lo antes mencionado se puede inferir que la investigación realizada es de tipo proyectiva ya que a través de ella se permite seleccionar el modelo de negocio que sea más rentable para la compañía de IPC y más atractivo para los clientes. Esta selección del modelo de negocio se logra luego de haber buscado información para la selección de equipos, el diseño de los módulos y la descripción de los procesos operativos.

Por su parte, el Manual de la UPEL (Barrios, 2008) conceptualiza la investigación documental como: El estudio de problemas con el propósito de ampliar y profundizar el conocimiento de su naturaleza, con apoyo, principalmente en trabajos previos, información y datos divulgados por medios impresos, audiovisuales o

electrónicos. La originalidad del estudio se refleja en el enfoque, criterios, conceptualizaciones, reflexiones, conclusiones y en general, en el pensamiento del autor (p. 15).

El tipo de investigación se ubica, entonces, como proyectiva, y según su propósito, como una investigación de tipo documental ya que se recurrieron a documentos con el propósito de ampliar y profundizar la información referente al diseño tanto de las instalaciones modularizadas como del plan de negocio.

3.2 DISEÑO DE LA INVESTIGACIÓN

Se define el diseño de la investigación del presente Trabajo Especial de Grado como Mixto ya que la investigación recopila información a través de documentos y entrevistas no estructuradas. Además, se define como transeccional, ya que la investigación sucedió en un único momento de tiempo y contemporánea debido a que ocurrió en el presente.

Lo antes mencionado se fundamenta en el libro “El proyecto de investigación” Jacqueline Hurtado de Barrera (2010) el cual explica que el diseño de la investigación: “Se refiere a donde y cuando se recopila la información, así como la amplitud de la información a recopilar, de modo que se pueda dar respuesta a la pregunta de investigación de la forma más idónea posible. El “donde” del diseño alude a las fuentes: si son vivas, y la información se recoge en su ambiente natural, el diseño se denomina de campo (...) si las fuentes no son vivas sino documentos o restos, el diseño es documental. (...) . El “cuando” del diseño, alude a la perspectiva temporal. (...) si el propósito es obtener información de un evento actual, el diseño es contemporáneo.” (p.148)

3.3 UNIDAD DE ANÁLISIS

La unidad de análisis se refiere a las personas, departamentos, organizaciones, comunidades, eventos, etc., que estuvieron a la disposición y fueron consultadas para la obtención de información. Con el objetivo de diseñar conceptualmente las instalaciones de producción superficial y desarrollar el plan de negocio se definen como unidad de análisis los Departamentos de Procesos, Equipos, Civil, Tuberías, Estimación de costos, Gerencia de proyectos y Procura de VEPICA.

3.4 RECOLECCIÓN DE DATOS

Las técnicas utilizadas para la recolección de datos, posteriormente utilizados en el desarrollo del Trabajo Especial de Grado fueron: la entrevista y la solicitud de información ya sea proveniente de bibliografías, hojas de cálculos o programas especializados.

3.4.1 Entrevistas

La entrevista se define como una conversación sostenida por una persona que toma el rol de entrevistador y otra persona que toma el rol de entrevistado, en la cual se pretende obtener información para el entendimiento de procedimientos, procesos, situaciones, organizaciones, equipos, contextos etc.

Esta técnica se aplicó en los siguientes departamentos: procesos, equipos, tuberías, estimación de costos, procura y gerencia de proyectos, donde se obtuvo la información acerca del procesamiento del crudo en instalaciones de producción temprana, del diseño de las instalaciones modularizadas y la estimación de costos referentes al plan de negocio.

3.5 ESTRUCTURA DESAGREGADA DEL TRABAJO

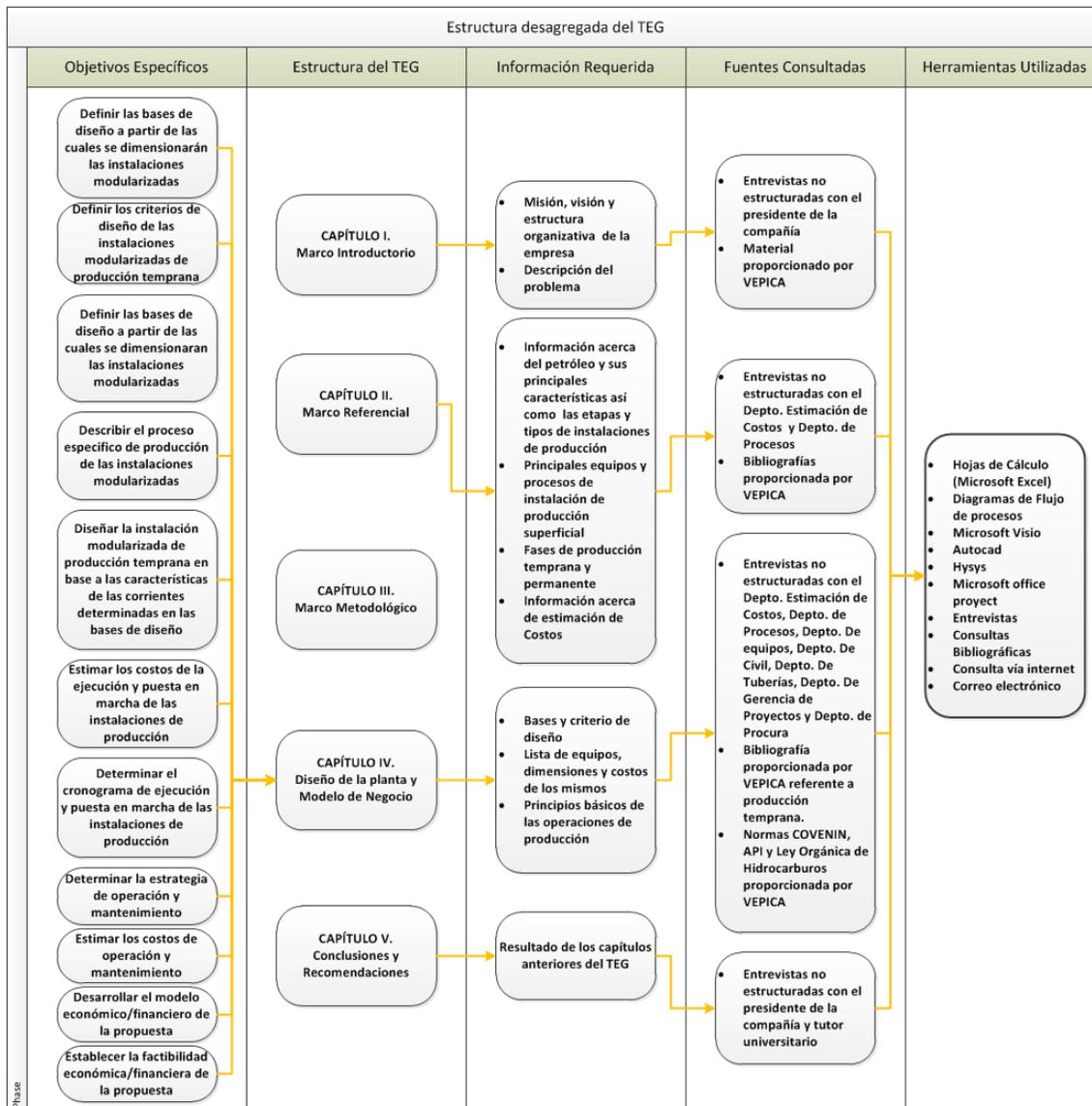


Figura 7. Estructura desagregada de trabajo del Trabajo Especial de Grado.

Fuente: Elaboración propia.

Capítulo 4

DISEÑO DE LA PLANTA Y MODELO DE NEGOCIO.

En este capítulo se presenta el modelo de negocio, compuesto de un modelo económico y el diseño conceptual de las instalaciones de producción superficial. Para llegar al modelo económico primero se diseñaron las instalaciones, se estimó el costo total de las mismas, el costo de su operación y mantenimiento y se preparó el cronograma de ejecución.

A continuación se presentan los documentos y cálculos realizados para la determinación de los equipos requeridos y los costos asociados al diseño, fabricación, construcción y operación de las instalaciones. A partir de estos entregables se diseñó el modelo económico para determinar su factibilidad.

Como primer paso para poder diseñar las instalaciones modularizadas de producción, se determinaron unas bases de diseño típicas de la Faja Petrolífera del Orinoco.

4.1 BASES DE DISEÑO

A continuación se presentan unas bases de diseño típicas de la Faja del Orinoco, las cuales comprenden condiciones climáticas y características del crudo a extraer. Estas características de crudo junto con su agua y gas asociado, se consideran típicas para esta zona. Se utilizaron estos valores para asegurar que las instalaciones a diseñar se pueden utilizar con la gran mayoría de los crudos de la faja.

4.1.1 Condiciones Ambientales del Proceso

Las condiciones climatológicas y ambientales que se utilizaron como base para el diseño de las instalaciones, se pueden apreciar en la Tabla 2.

Tabla 2. Condiciones Ambientales típicas de la faja del Orinoco

TEMPERATURA	
Máxima Temperatura Absoluta del Aire	40°C (104 °F)
Temp. Prom. Mín./Máx. del Aire	22°C / 33°C (71°F / 91°F)
HUMEDAD RELATIVA	
Promedio Mensual Registrada	75 %
PLUVIOSIDAD	
Promedio Anual registrada	1.026,0 mm (40,4 plg)
EVAPORACIÓN	
Promedio Anual Registrada	2.214 mm (87,2 plg)
VIENTO	
Velocidad Media Anual (Max)	13 – 22 km/h (71 Km/h)
Dirección Predominante:	Noroeste (NO)
CLIMA	
	Tipo: Tropical lluvioso de sabana y con régimen unimodal (un solo período seco y uno solo lluvioso).
Tormentas eléctricas frecuencia	Frecuentes en estación lluviosa.
Condiciones de Inundación	Alta propensión a las inundaciones que origina la presencia de grietas por el efecto erosivo del agua de las lluvias.

Fuente: Elaboración propia. (Vepica, 2011)

4.1.2 Corrientes de Entrada

Para diseñar las instalaciones se determinaron las características de los fluidos de las distintas corrientes que entran a la planta.

4.1.2.1 Crudo Diluido Fuera de Especificaciones

Como única corriente de entrada a las instalaciones de producción se consideró el crudo diluido que fluye de los pozos. No se consideró la entrada de diluyente al sistema, ya que la inyección de diluyente será por parte de otros.

El crudo diluido (DCO, por sus siglas en inglés) de entrada a las instalaciones se encontrará fuera de especificaciones de venta y deberá ser procesado para cumplir con estas mismas.

El caudal de la corriente de entrada de crudo fuera de especificaciones, más agua que se tomará como base para el diseño de las instalaciones, es de 5.000 bpd DCO + Aguas; siendo una relación típica de 3.000 bpd de crudo extra pesado y 1.750 bpd de diluyente y 250 bpd de agua.

Sus características principales se presentan en la Tabla 3.

Tabla 3. Características del Crudo Diluido fuera de especificaciones.

Característica	Valor
Calidad	15 a 17 °API
Agua y Sedimento	5 % de agua en base a DCO + Agua
Contenido de Arena	50 g/Barril
Relación Gas - Crudo	GOR: 50 – 150 PCS/Barril
Presión en el cabezal de producción	220 psig
Relación Crudo/Diluyente	50% – 60%

Fuente: Elaboración propia.

Las principales características del crudo extra pesado de la zona son las presentadas en la Tabla 4, las cuales pueden variar en algunas características dependiendo de la localización de la macolla.

Tabla 4. Características del crudo extra pesado en el yacimiento.

Viscosidad Dinámica de Crudo Extra Pesado [cP] [Obtenida del ensayo realizado al pozo de la faja]	6,000	at 38°C (100 °F)
	1,700	at 49°C (120 °F)
	1,000	at 60°C (140 °F)
Densidad °API	Para la caracterización del fluido 8,9 API	
Relación de Gas Asociado a Crudo Extra pesado (GOR) [SCF/ SBBL]	50 SCF /SBBL	
Corte de Agua [Vol. de Agua/Vol. de (Agua +DCO)] * 100	5%	
Punto de Fluidez del Crudo Extra pesado °C [°F]	18 (64)	
Punto de Inflamación del Crudo Extra pesado °C [°F]	135 (275)	
Peso Molecular del Crudo Extra pesado (g/mol)	423	
Corte de Agua en la cual la emulsión es invertida	65%	

Fuente: Elaboración propia. (Vepica, 2011)

La empresa petrolera debe entregar al contratista de las instalaciones de producción, un crudo diluido que cumpla con las características de la Tabla 3 y Tabla 4.

4.1.3 Corrientes de Salida

4.1.3.1 Agua

Como se indicó anteriormente, el corte de agua presente en el DCO es de 5 %, la cual deberá ser tratada para su correcta disposición. Las características del agua retirada se presentan en la Tabla 5.

Tabla 5. Características del agua producida.

Sólidos en Suspensión	100	mg/l
PH	8,5	
Salinidad como Cl	4	g/l
Gravedad Específica a 20°C (68°F)	1,004	
Contenido de Oxígeno	< 20	ppb

Fuente: Elaboración propia. (Vepica, 2011)

4.1.3.2 Sólidos

Se retirará del proceso 50 g de arena por cada barril de crudo extra pesado que se produzca. Estos sólidos deberán de disponerse adecuadamente.

4.1.3.3 Crudo Diluido en Especificaciones

El crudo diluido que será exportado de la macolla estará compuesto generalmente por una mezcla de crudo extra pesado entre 8 y 9 ° API y un diluyente entre 30 y 50 ° API. Estos valores dependerán de cada caso en específico.

La relación entre el Crudo Extra Pesado y el diluyente utilizada en el estudio ha sido 52 %, valor éste que se toma como base para la simulación de masa y energía como para el cálculo de los equipos.

Las principales características y especificaciones del crudo diluido que se produce en las instalaciones deben ser las que se indican en la Tabla 6.

Tabla 6. Características del crudo diluido en especificaciones.

Calidad	16 °API
Agua y Sedimento	Max 1%
Contenido de Sal en Crudo	Max. 21,8 PTB
Presión de Vapor Reid (RVP)	11 psia (0,76 bar)
Presión a la salida del deshidratador	58 – 72 psig (4 – 5 barg)

Fuente: Elaboración propia (Vepica, 2011).

4.1.3.4 Gas

El gas asociado al proceso de extracción de la faja del Orinoco tiene una relación de 50 pies cúbicos estándar por cada barril de crudo extra pesado. Este gas se utilizará para alimentar el horno de fuego directo para el calentamiento del crudo antes de entrar a la unidad de separación de sólidos. El gas no utilizado en este proceso se utilizará para la generación eléctrica en equipos de combustible dual. Si hubiera gas que no se utilice en el proceso se quemará en el mechorrio.

4.2 CRITERIOS DE DISEÑO

Para el diseño de los módulos y sus equipos se determinaron una serie de criterios con el fin de asegurar la correcta construcción de los mismos y procurar un correcto funcionamiento de las instalaciones.

4.2.1 Vida Útil del Diseño

Las instalaciones de superficie de producción temprana están diseñadas para soportar las condiciones de proceso de flujo de crudo extra pesado esperada durante esta fase. La vida útil considerada para las mismas es de 20 años.

4.2.2 Filosofía de Respaldo

Se ha definido la filosofía de respaldo como una combinación de redundancia mínima para las operaciones seguras y confiables de las instalaciones, partiendo del supuesto de que el mantenimiento se realice de forma continua.

A continuación se presenta la filosofía para los distintos tipos de equipos:

Equipos estáticos: se consideran de alta confiabilidad y no requieren de respaldo.

Bombas y compresores: se respaldarán al 100% de su capacidad.

Se respaldará el 50% de la energía eléctrica requerida.

4.2.3 Premisas para la Configuración de las Instalaciones

Instalaciones de procesamiento

Separación Gas/Líquido: Se utilizará un separador primario de gas líquido a una presión aproximada de 80 psig.

Separación Crudo/Agua: Debido a la tendencia de los crudos de la faja a formar fuertes emulsiones, se utilizará un deshidratador electrostático para la separación de crudo y agua, siendo esta la más común y económica en la faja. Se asume una temperatura para la etapa de deshidratación en el rango de 160–170 °F.

Sistema de tratamiento de agua: Se diseñarán las instalaciones de tratamiento de agua para permitir su inyección en pozos a determinar por la empresa cliente. Este proceso debe tratar el agua para que cumpla con el antes mencionado Decreto N° 833, donde se establecen las normas de calidad para el agua y vertidos o efluentes líquidos.

Manejo y disposición de sólidos: Se considera un estimado de 50 g por barril de crudo extra pesado de arena. Por ello, los separadores serán recipientes horizontales equipados con tubos ciclón diseñados para disminuir la abrasión por el contenido de arena en las corrientes. Se colocará una unidad de remoción de sólidos que se almacenarán para ser dispuestos por terceras partes.

Servicios: Se considerarán los servicios necesarios para la operación de las instalaciones. Serán incluidos aire de instrumentos y servicios, gas combustible, inyección de químicos y generación eléctrica.

Sistema de alivio y venteo: Se instalará un sistema de venteo compuesto por válvulas de blowdown, o válvulas de purga, un separador de condensados y un mechurrio o flare par la quema del gas.

Generación de Energía Eléctrica: Se utilizarán generadores duales para la energía eléctrica.

4.2.4 Limites de Batería

A continuación se indicarán los límites de custodia y responsabilidad para cada uno de los fluidos a tratar en las instalaciones.

Crudo diluido fuera de especificaciones: Desde la brida de la válvula en el cabezal de los pozos hasta el cabezal de entrada a las instalaciones de procesamiento y separación.

Agua producida para inyección: desde su separación en el deshidratador electrostático hasta la brida de salida del filtro de cáscara de nuez.

Crudo diluido en especificaciones: El límite de batería del crudo diluido (Diluted Crude Oil, DCO) está en la brida de salida de la válvula de control antes de su almacenamiento.

Sólidos: El límite de batería para los sólidos será en la salida de la unidad de remoción antes de su almacenamiento y disposición.

4.3 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO

En la Figura 8 se introduce el diagrama de flujo del proceso, donde se representan los equipos mayores de la planta y las corrientes de la misma.

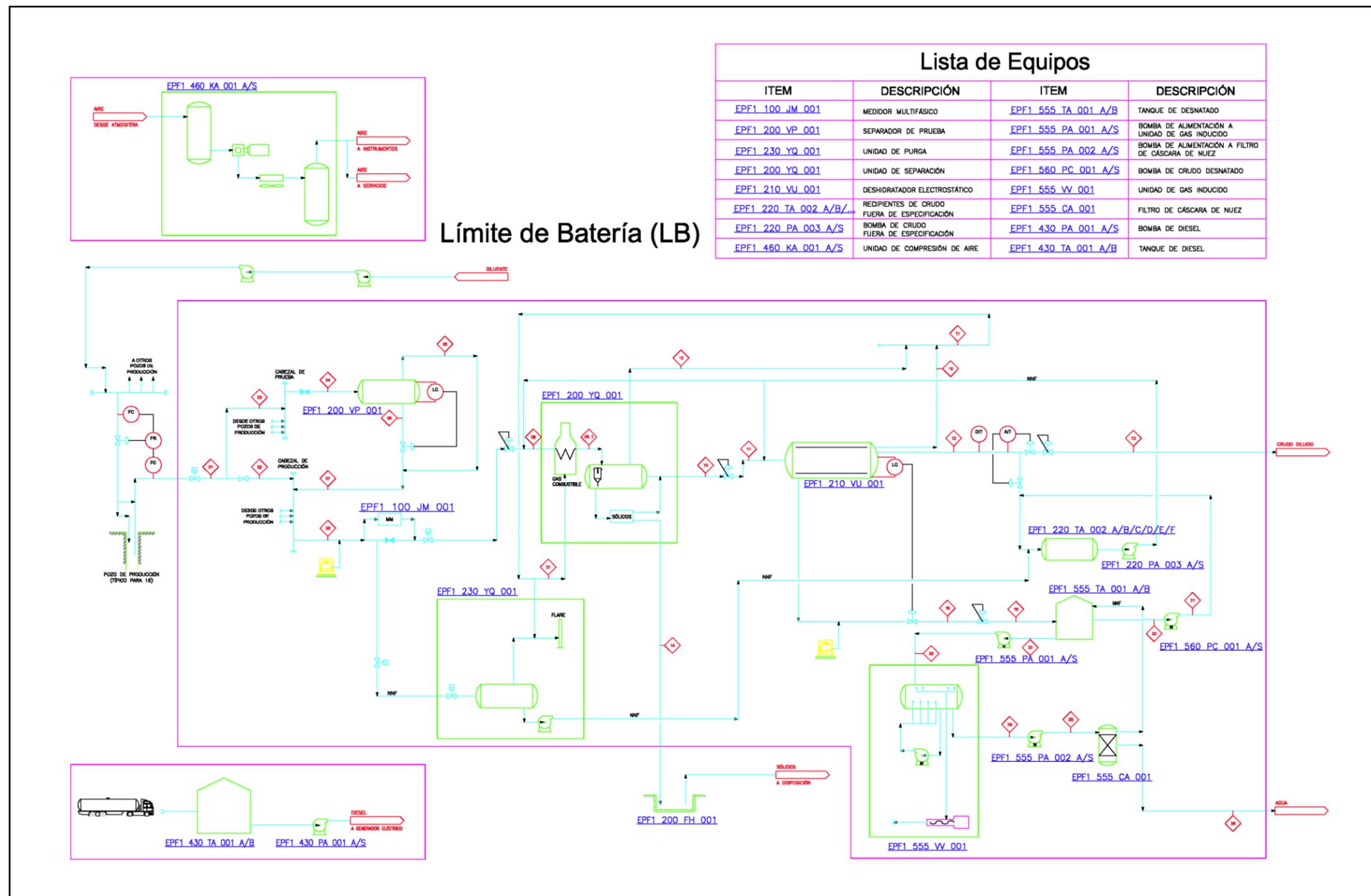


Figura 8. Diagrama de Flujo de Proceso de las instalaciones de producción

Fuente: Elaboración propia. (Vepica, 2011).

4.4 BALANCE DE MASA Y ENERGÍA

Luego de que el proceso está definido se realiza un balance de masa y energía utilizando un software especializado para determinar las características de las distintas corrientes. A través de este balance se pretende establecer la temperatura composición y presión de todas las corrientes entre otras características importantes.

4.4.1 Premisas del Balance

- La simulación de proceso realizada, está basada en una producción de 3.000 bpd de Crudo extra pesado.
- Se consideran en la simulación las siguientes etapas de proceso: Dilución de crudo extra pesado con crudo liviano de 29,69° API, recolección y prueba de producción de los pozos, pre-calentamiento, separación gas-líquido, deshidratación y demás recipientes necesarios para el procesamiento.
- La gravedad API del crudo extra pesado es 8,886°API.
- La gravedad API del diluyente es 29,69°API.
- La relación diluyente/crudo extra pesado utilizada es 51,96%
- La relación gas/crudo usada para el caso diseño es de 50 PCE/BBL de Crudo extra pesado.
- El corte de agua de 5% v/v, referido al flujo de crudo diluido + agua.
- El crudo debe ser entregado con un contenido de agua menor o igual a 1% v/v.
- La presión de operación del separador gas-crudo es de 72,52 psig (5 barg).
- Se asume que la caída de presión en el pre-calentador de crudo diluido es de 12 psi (0,83 bar).
- La temperatura de operación del deshidratador electrostático es de 170 ° F.

- El gas proveniente del separador bifásico será empleado para consumo interno, como combustible en el horno de pre-calentamiento del crudo diluido.
- Las características de los fluidos del pozo se pudieron ver en las bases de diseño según la muestra tomada de un campo representativo de la Faja Petrolífera del Orinoco.
- La composición del crudo liviano utilizado en el balance de masa y energía esta reportada en el Anexo 1.

Archivo de Simulación del programa HYSYS.

Se simuló el proceso de tratamiento de 3.000 bpd de Crudo Extra pesado representado en la Figura 9. El proceso contempla los siguientes procesos: Dilución con Crudo liviano, Recolección y Prueba, separación gas-líquido en caliente (76,7°C) y una presión de 72,52 psig del crudo diluido y deshidratación.

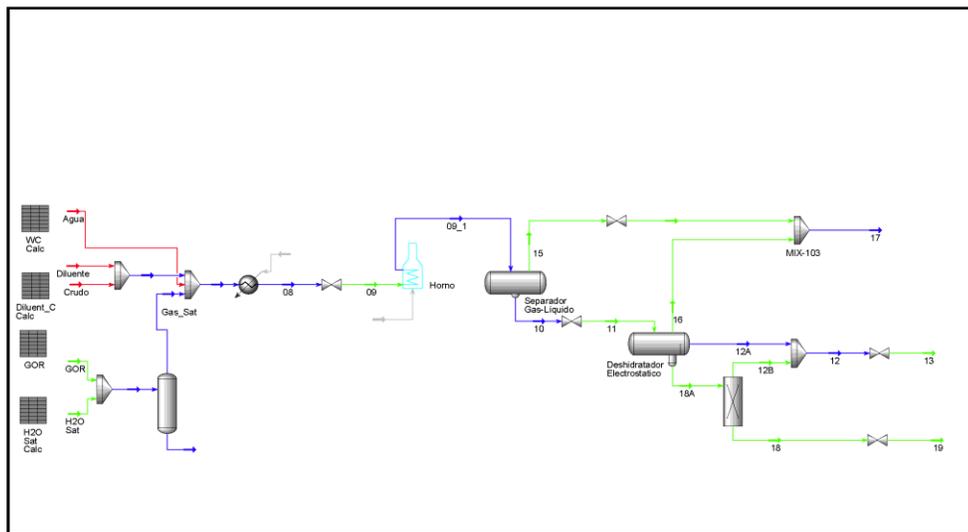


Figura 9. Diagrama de Flujo de Proceso de la simulación

Fuente: Elaboración propia. (HYSYS, 2006)

A partir de esta simulación se determinaron las características y composición de las corrientes del sistema (ver Anexo 2) utilizadas para realizar el dimensionamiento de los equipos mayores.

4.5 DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS

Para el dimensionamiento de los equipos se tomaron como base las corrientes obtenidos en la simulación del balance de masa y energía (ver Anexo 2). Se utilizaron hojas de cálculo específicas para cada tipo de equipo, con ellas se determinaron los diámetros de los separadores, las potencias de las bombas, etc. (ver del Anexo 3 al Anexo 8)

4.5.1 Consideraciones para el Diseño de Separadores

Para el diseño de los separadores se utilizaron las siguientes premisas:

- Relación Diluyente/Crudo Extra Pesado: 51,96 %
- Corte de agua: 5% en base al flujo de Crudo extra pesado + Diluyente + Agua
- Relación Gas crudo: 50 Pies Cúbicos Estándar de gas por barril de crudo extra pesado
- Factor de Sobre diseño: 15%
- Relación longitud – diámetro del separador: 2 a 3
- Presión de diseño = presión de operación * 1,1 ó presión de operación + 15 psi.

Además de las premisas antes mencionadas se utilizan los datos presentados de la Tabla 7 a la Tabla 17 para dimensionar cada separador.

4.5.1.1 Separador de Prueba

Flujo de entrada por pozo de producción: 600 bpd de crudo extra pesado.

Tiempo de retención del líquido: 7 min

Tabla 7. Datos de diseño separador de prueba.

Presión de operación	15 barg (218 psig)
Presión de Diseño	240 psig
Temperatura de operación	50°C (122 °F)
Tiempo destinado al hold up	4 min.
Tiempo destinado al surge	3 min.
Relación asumida entre la longitud del separador y su diámetro	3

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 8. Datos de la corriente de entrada al separador de prueba.

Fase Vapor	
Flujo Volumétrico a Condiciones estándar	0,0345MMSCFD
Peso Molecular	17 lb/lb-mol
Factor de compresibilidad (z)	0,977
Fase Líquida	
Flujo volumétrico	1.103,77 bpd
Densidad	59,95 lb/pie ³

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 9. Resultados del dimensionamiento del separador de prueba.

Diámetro del Separador	4 pies
Longitud Mínima T–T que abarque los volúmenes de hold up y surge	10 pies
Relación L/D calculado	2,5
Peso Estimado del recipiente	1.550 kg

Fuente: Elaboración propia.

4.5.1.2 Separador de Condensados

Flujo de entrada por pozo de producción: 3.000 bpd de crudo extra pesado.

Tiempo de retención del líquido: 20 min

Tabla 10. Datos de diseño separador de condensados.

Presión de operación	Atmosférico
Presión de diseño	50 psig
Temperatura de operación	50 °C (122°F)
Tiempo destinado al hold up	12 min.
Tiempo destinado al surge	8 min.
Relación asumida entre la longitud del separador y su diámetro	3

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 11. Datos de la corriente de entrada al separador de condensados.

Fase Vapor	
Flujo Volumétrico a Condiciones estándar	0,1725 MMSCFD
Peso Molecular	18 lb/lb-mol
Factor de compresibilidad (z)	0,9953
Fase Líquida	
Flujo volumétrico	5.561,40 bpd
Densidad	59,78 lb/pie ³

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 12. Resultados del dimensionamiento del separador de condensados.

Diámetro del separador	7 pies
Longitud mínima T-T que incluye los volúmenes de hold up y surge	15 pies
Relación L/D calculado	2,1
Peso estimado del recipiente	2.398 kg

Fuente: Elaboración propia.

4.5.1.3 Separador Líquido – Gas.

Flujo de entrada por pozo de producción: 3.000 bpd de crudo extra pesado.

Tiempo de retención del líquido: 7 min

Tabla 13. Datos de diseño separador Líquido - Gas.

Presión de operación	5 barg (72,52 psig)
Presión de diseño	87,52 psig
Temperatura de operación	76,7 °C (170 °F)
Tiempo destinado al hold up	4 min.
Tiempo destinado al surge	3 min.
Relación asumida entre la longitud del separador y su diámetro	3

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 14. Datos de la corriente de entrada al separador Líquido - Gas.

Fase Vapor	
Flujo Volumétrico a Condiciones estándar	0,1725MMSCFD
Peso Molecular	18,15 lb/lb-mol
Factor de compresibilidad (z)	0,9928
Fase Líquida	
Flujo volumétrico	5.548,65 bpd
Densidad	59,95 lb/pie ³

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 15. Resultados del dimensionamiento del separador Líquido - Gas.

Diámetro del Separador	5,5 pies
Longitud Mínima T-T que incluye los volúmenes de hold up y surge	13,5 pies
Relación L/D calculado	2,5
Peso Estimado del recipiente	2.054 kg

Fuente: Elaboración propia.

4.5.1.4 Deshidratador Electrostático

Flujo de entrada por pozo de producción: 3.000 bpd de crudo extra pesado.

Tabla 16. Datos de diseño del deshidratador electrostático.

Presión de operación	4,19 barg (60,8 psig)
Presión de diseño	75,8psig
Temperatura de operación	76,72 °C (170 °F)
Relación asumida entre la longitud del separador y su diámetro	3

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 17. Datos de la corriente de entrada al deshidratador electrostático.

Fase Liviana	
Flujo volumétrico a condiciones estándar	5.268,6 bpd
Densidad	57,08 lb/pie ³
Fase Pesada	
Flujo volumétrico	276 bpd
Densidad	60,78 lb/pie ³

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 18. Resultados del dimensionamiento del deshidratador electrostático.

Diámetro del Separador	6 pies
Longitud T-T	15 pies
Relación L/D calculado	2,5
Peso Estimado del recipiente (No incluye peso de rejillas, transformadores, rectificadores u otros equipos eléctricos)	2.477 kg
Área Preliminar de Rejillas (a ser confirmado por el Fabricante)	6,6 m ²
Potencia Preliminar del Transformador (a ser confirmado por el Fabricante)	10 kVA

Fuente: Elaboración propia.

4.5.2 Unidad de Remoción de Arena

Datos

Tasa de flujo de producción 3.000 bpd de crudo extra pesado

Concentración de arena de 50 g/Barril referidos al crudo extra pesado.

Factor de sobre diseño de 15%.

Resultado

Capacidad de la Unidad de Remoción de Arena: 0,1725 ton/día

Especificaciones según fabricante.

4.5.3 Bombas

Premisas generales:

Las presiones de succión de las bombas se basaron en alturas mínimas de líquido de los tanques y recipientes que las alimentan.

Las presiones de descarga se basan en las presiones requeridas por los equipos a alimentar, se consideran perdidas en tuberías y accesorios.

- Factor de sobre diseño de 15%
- Eficiencia de proceso de 70%
- Eficiencia eléctrica de 80%

Los resultados datos utilizado para los cálculos y sus resultados se muestran en la Tabla 19.

Tabla 19. Datos y potencia resultante del cálculo de las bombas

Bombas	Flujo (bpd)	Presión de succión (psia)	Presión de descarga (psia)	Potencia Calculada (hp)
Condensados	5.545,65	16,02	36,35	2,74
Refuerzo de diluyente	1.792,85	15,93	99,70	3,65
Transferencia de diluyente	1.792,85	94,70	1.676,10	68,79
Crudo fuera de especificación	5.545,65	16,02	113,70	13,17
Alimentación a unidad de gas inducido	221,65	16,10	59,70	0,24
Alimentación a filtro de cáscara de nuez	221,63	16,10	89,70	0,40
Crudo desnatado	544	16,04	36,46	0,26
Diesel	4.320	20,61	41,45	2,51

Fuente: Elaboración propia.

4.5.4 Horno Directo

- Se consideró una caída de presión de 12 psi en los tubos del horno con una temperatura del crudo diluido a la entrada de 122 °F y a la salida de 170°F.
- Capacidad volumétrica de 5.545,65 bpd y capacidad calorífica de 1,70 MMBTU/H, determinadas mediante los resultados de la simulación de los procesos.
- En los quemadores, el poder calorífico inferior del gas de combustión es 997 BTU/pcs con una eficiencia de combustión de 60%

4.5.5 Unidad de Gas Inducido

Este equipo se encuentra especificado según estándares de vendedores o suplidores. Sus dimensiones preliminares son 7,5 pies de largo, 3,5 pies de ancho y 3 pies de alto, a fin de proveer gran capacidad y alto rendimiento en el tratamiento de la corriente proveniente del tanque de desnatado maximizando el contacto líquido-gas. Se instalará una unidad con una capacidad de 500 bpd para poder manejar un mayor caudal en caso que sea requerido.

4.5.6 Filtro de Cáscara de Nuez

Este equipo se encuentra especificado según estándares de vendedores o suplidores. Su diámetro preliminar es de 2 pies. Se instalara una capacidad de 300 bpd de tal manera que se pueda tratar un mayor flujo de agua en caso de una emergencia, o que se requiera desalojar con mayor rapidez la unidad de gas inducido.

4.5.7 Sistemas de Compresión de Aire

El flujo de aire requerido es obtenido a partir de referencias del consumo de aire de instrumentos y servicios de proyectos similares, tomando en cuenta: 15 válvulas de control, 6 válvulas shutdown y 17 válvulas automáticas on-off, para un requerimiento de aire de instrumento total de 57 SCF por min. Adicionalmente, se contemplan los siguientes factores sobre diseño: 10% como consumo de aire de servicio, 10% como contingencias y 10% como pérdidas debido a fugas. La potencia del compresor y el recipiente pulmón se determinó con base en proyectos anteriores similares de VEPICA. En la Tabla 20 se introduce el cálculo de consumo de aire y el resultado del dimensionamiento de la unidad de compresión.

Tabla 20. Consumo y dimensionamiento de unidad de aire comprimido.

Consumo de aire de instrumento y servicios MMSCFD	Potencia del Compresor HP (kw)	Dimensiones del Recipiente Pulmón	
		Diámetro pie (m)	Largo pie (m)
0,1092	50,0 (37,3)	4,5 (1,4)	13,5 (4,1)

Fuente: Elaboración propia.

4.5.8 Tanques

- Para el tratamiento de agua producida se consideró instalar un tanque de desnatado con un tiempo de retención de 60 min.
- Para el almacenamiento de crudo fuera de especificación se consideró instalar siete (7) recipientes con seis (6) horas de autonomía cada uno.
- Para el diesel se instalarán dos (2) tanques con un tiempo de 72 horas de autonomía para cada uno.

- El tiempo de autonomía para el tanque de agua potable será de 24 horas.

En la Tabla se presenta el resultado del cálculo de dimensiones de los recipientes y tanques junto con sus capacidades de trabajo.

Tabla 21. Dimensiones y capacidades de los tanques y recipientes.

Tanque	Capacidad de trabajo (BBL)	Capacidad nominal (BBL)	Diámetro (pie)	Longitud T-T (pie)
Crudo fuera de especificación (7 Recipientes)	236,25	283,5	7,5	36
Desnatado	14	16,8	4	7,5
Agua potable	22,62	27,14	5,5	7
Diesel	250	283,5	7,5	36

Fuente: Elaboración propia.

4.6 LISTA Y DESCRIPCIÓN DE EQUIPOS POR MÓDULOS

En la Tabla 22 se presenta la lista de todos los equipos mayores requeridos en la planta con sus características más importantes y dimensionamiento.

Tabla 22. Lista de descripción, dimensiones y características de los equipos mayores de la planta.

IDENTIFICACIÓN DE EQUIPO	CANTIDAD	DESCRIPCIÓN	DUTY	POTENCIA		Diseño		DIMENSIONES Milímetros				Casquete (mm)	Peso (kg)	MATERIAL	OBSERVACIÓN
				Horsepower	Kilovatios	P (psig)	T (°C)	Diámetro	Longitud	Ancho	Alto				
MÓDULO #1 : Bombas Tratamiento de Agua															
EPF1 555 PA 001 A/S	2	Bomba de alimentación a unidad de gas inducido	221,65 BPD 43,61 ΔP (psid)	3.0	2.24	-	70.00	-	1540.0	760.0	648.0	-	-	Acero al carbono	Bomba Centrífuga API 610. Capacidad de acuerdo al flujo de simulación mas un 15% de sobre diseño. Será instalada una unidad con su respaldo.
EPF1 555 PA 002 A/S	2	Bomba de alimentación a filtro de cascara de nuez	221,65 BPD 73,61 ΔP (psid)	3.0	2.24	-	70.00	-	1540.0	760.0	648.0	-	-	Acero al carbono	Bomba Centrífuga API 610. Capacidad de acuerdo al flujo de simulación mas un 15% de sobre diseño. Será instalada una unidad con su respaldo.
EPF1 560 PA 001 A/S	2	Bomba de crudo desnatado	544 BPD 20,40 ΔP (psid)	3.0	2.24	-	70.00	-	1540.0	760.0	648.0	-	-	Acero al carbono	Bomba Centrífuga API 610. Capacidad de acuerdo al flujo de simulación mas un 15% de sobre diseño. Será instalada una unidad con su respaldo.
MÓDULO #2 : Equipos Tratamiento de Agua															
EPF1 555 TA 001	1	Tanque de desnatado	2,67 m ³ (16,8) (BBL)	-	-	50.00	70.00	1219.2	-	-	2286.0	304.8	533.0	Acero al carbono	Capacidad de trabajo para un tiempo de retención de 60 min. Capacidad de trabajo: 9.24 BBL.
EPF1 555 VV 001	1	Unidad de Flotación por Gas Inducido	500.00 BPD	-	-	30.00	70.00	-	2286.0	1066.8	914.4	-	-	Acero al carbono	Capacidad de acuerdo al flujo de simulación 193 BPD mas un 15% de sobre diseño. La capacidad es en base a la unidad comercial mas pequeña encontrada.
EPF1 555 CA 001	1	Filtro de cascara de nuez	300.00 BPD	-	-	60.00	70.00	609.6	-	-	1500.0	-	-	Acero al carbono	Capacidad de acuerdo al flujo de simulación 193 BPD mas un 15% de sobre diseño. La capacidad es en base a la unidad comercial mas pequeña encontrada.
MÓDULO #3 : Deshidratador Electrostático															
EPF1 210 VU 001	1	Deshidratador electrostático	F. liviana: 5,268,15 BPD F. pesada: 276 BPD	N/A	10 KVA	76.00	77.00	1828.8	4572.0	-	2064.4	457.2	2477.0	Acero al carbono	Capacidad de acuerdo al flujo de simulación mas un 15% de sobre diseño. Diseñado para separar gotas de 200 micrones en adelante.
MÓDULO #4: Separación Líquido-Gas y Remoción de Sólidos															
EPF1 200 YQ 001	1	Horno Fuego Directo	1.7057 MMBTU/H	-	-	100.00	50.00	3600.0	4500.0	4500.0	10000.0	-	-	Tubos: Duplex 2205	Capacidad de acuerdo al flujo de simulación mas un 15% de sobre diseño.
	1	Separador Líquido-Gas	LIQ: 5,548,65 BPD VAP: 0,1725 MMBpscd	-	-	87.50	76.70	1676.4	4114.8	-	1888.2	419.1	2054.0	Acero al Carbono	Capacidad de acuerdo al flujo de simulación mas un 15% de sobre diseño.
	1	Unidad de remoción de sólidos	0.1725 TON/día	-	-	-	-	1219.2	1828.8	1828.8	1932.4	-	-	Acero al carbono	Capacidad estimada en base a 50 gr de arena por cada barril de crudo extra pesado producido, mas un 15% de sobre diseño. Se utilizará un equipo hidrociclón.
EPF1 100 YQ 001	1	Medidor multifásico	Crudo+dil: 5,242,85 BPD Agua: 275,885 BPD Gas: 0,1725 d MMpscd	-	-	240.00	50.00	-	1200.0	-	1000.0	-	-	Dúplex 2205	Capacidad basada en el flujo de operación mas 15% de sobre diseño. Se considera una tubería de diámetro de 3 pulgadas para su dimensionamiento.
MÓDULO #5 : Separador de Prueba															
EPF1 200 VP 001	1	Separador de prueba	LIQ: 1,103,79 BPD VAP: 0,0345 MMBpscd	-	-	240.00	50.00	1219.2	3048.0	-	1409.6	304.8	1550.0	Acero al carbono	Capacidad de acuerdo a la producción de un pozo mas un 15% de sobre diseño. Producción de pozo: Crudo extra pesado: 600 BPD Diluyente: 311,76 BPD Agua (Corte del 5%): 48.0 BPD Gas (GOR 50): 0,0300MMSCFD
EPF1 120 YQ 001	1	Paquete de Inyección de Demulsificante	57,9600 gpd 1,3800 BPD	-	-	-	-	-	1500.0	1250.0	1200.0	-	-	Polietileno de Alta Densidad	Capacidad estimada para una dosificación de 400 ppm, en función del flujo de Crudo Extra Pesado mas un 15% de sobre diseño
EPF1 120 YQ 002	1	Paquete de Inyección de Antiespumante	9,9089 gpd 0,2359 BPD	-	-	-	-	-	1500.0	1250.0	1200.0	-	-	Polietileno de Alta Densidad	Capacidad estimada para una dosificación de 45 ppm, en función del flujo de Crudo Diluido mas un 15% de sobre diseño
MÓDULO #6: Alivio y Venteo															
EPF1 230 YQ 001	1	Separador de condensados	LIQ: 5,561,65 BPD VAP: 0,1725 MMBpscd	-	-	50.00	50.00	2133.6	4572.0	-	2316.8	533.4	2398.0	Acero al carbono	Capacidad de acuerdo al flujo de la simulación mas un 15% de sobre diseño
	2	Bomba de condensados	5545,4 BPD 20,32 ΔP (psid)	5.0	3.73	-	50.00	-	1540.0	760.0	716.0	-	-	Acero al carbono	Bomba Centrífuga API 610. Capacidad de acuerdo al flujo de simulación mas un 15% de sobre diseño. Será instalada una unidad con su respaldo.
	1	Flare	0,1725 MMBpscd 340 lb/hr	-	-	0.00	75.00	50.0	-	-	-	6096.0	-	-	Acero al carbono
MÓDULO #7 : Servicios															
EPF1 460 KA 001 A/S	2	Unidad de compresión de aire	0.10920 MMBpscd	50.0	37.3	-	-	-	1450.0	750.0	1844.0	-	-	Acero al carbono	Una unidad mas un respaldo serán instaladas. Paquete incluye filtro de succión, secado de aire x enfriamiento y separador de aceite a la descarga. Dimensiones no incluyen tanque receptor.
EPF1 530 TA 001	1	Tanque de agua potable	4,71 m ³ (29,645) (BBL)	-	-	50.00	25.00	1676.4	2133.6	-	1888.2	419.1	1038.0	Acero al carbono	Capacidad para un tiempo de autonomía de 24 horas. Capacidad de trabajo: 22.66 BBL.
EPF1 430 PA 001 A/S	2	Bomba de diesel	4320 BPD 20,83 ΔP (psid)	5	3.73	-	25.00	-	1540.0	760.0	686.0	-	-	Acero al carbono	Bomba centrífuga. Capacidad de acuerdo al flujo de Diesel requerido por el generador de electricidad, mas un 15% de sobre diseño. Será instalada una unidad con su respaldo.
EPF1 220 PA 003 A/S	2	Bomba de crudo diluido fuera de especificación	5,545,65 BPD 97,66 ΔP (psid)	15.0	11.19	-	50.00	-	1540.0	760.0	673.0	-	-	Acero al carbono	Bomba Centrífuga API 610. Capacidad de acuerdo al flujo de simulación mas un 15% de sobre diseño. Será instalada una unidad con su respaldo.
MÓDULO #8 : Paquete de Químicos para tratamiento de agua															
EPF1 555 YQ 001	1	Paquete de Inyección de Inhibidor de Corrosión	0,4636 gpd 0,01104 BPD	-	-	-	-	-	1500.0	1250.0	1200.0	-	-	Polietileno de Alta Densidad	Capacidad estimada para una dosificación de 50 ppm, en función del flujo de Agua producida mas un 15% de sobre diseño.
EPF1 555 YQ 002	1	Paquete de Inyección de Floculante	0,0524 gpd 0,001249 BPD	-	-	-	-	-	1500.0	1250.0	1200.0	-	-	Polietileno de Alta Densidad	Capacidad estimada para una dosificación de 0,0009 m3 de floculante por cada 1.000 barriles de Agua producida, mas un 15% de sobre diseño.
EPF1 555 YQ 003	1	Paquete de Inyección de Secuestrante de Oxígeno	0,0758 gpd 0,001805 BPD	-	-	-	-	-	1500.0	1250.0	1200.0	-	-	Polietileno de Alta Densidad	Capacidad estimada para una dosificación de 0,0013 m3 por cada 1.000 barriles de Agua producida, mas un 15% de sobre diseño.
EPF1 555 YQ 004	1	Paquete de Inyección de Bactericida	0,6584 gpd 0,01567 BPD	-	-	-	-	-	1500.0	1250.0	1200.0	-	-	Polietileno de Alta Densidad	Capacidad estimada para una dosificación de 71 ppm, en función del flujo de Agua producida mas un 15% de sobre diseño.
EPF1 555 YQ 005	1	Paquete de Inyección de Coagulante	0,0524 gpd 0,001249 BPD	-	-	-	-	-	1500.0	1250.0	1200.0	-	-	Polietileno de Alta Densidad	Capacidad estimada para una dosificación de 0,0009 m3 de coagulante por cada 1.000 barriles de Agua producida, mas un 15% de sobre diseño.
EPF1 555 YQ 006	1	Paquete de Inyección de Dispersante	1,8947 gpd 0,04416 BPD	-	-	-	-	-	1500.0	1250.0	1200.0	-	-	Polietileno de Alta Densidad	Capacidad estimada para una dosificación de 200 ml/m3, en función del flujo de Agua producida mas un 15% de sobre diseño.
EPF1 555 YQ 007	1	Paquete de Inyección de Biocida	1,8947 gpd 0,04416 BPD	-	-	-	-	-	1500.0	1250.0	1200.0	-	-	Polietileno de Alta Densidad	Capacidad estimada para una dosificación de 200 ppm, en función del flujo de Agua producida mas un 15% de sobre diseño.
Generadores Eléctricos															
EPF1 470 EG 001 A/B/S	3	Generador Dual Eléctrico	750 kW ISO	-	-	-	-	-	5172.0	1599.0	2762.0	-	-	-	Generador a Pistón, dual operado por Diesel y/o gas, 750 kW ISO, Operación Continua, 480 V, 3 fases, 60 HZ. Se colocaran dos unidades para cubrir con la demanda total de 1500 kW y una de respaldo.
Recipientes de Almacenamiento															
EPF1 220 VA 001 A/B/C/D/E/F/G	7	Tanques de crudo diluido fuera de especificaciones	45,07 m ³ (283,5) (BBL)	-	-	50.00	50.00	2286.0	10972.8	-	2493.0	571.5	5271.0	Acero al carbono	Capacidad para un tiempo de autonomía de 8 horas por cada equipo con una capacidad de trabajo total de 1390,35 BPD total.
EPF1 430 TA 001 A/B	2	Tanque de diesel	45,07 m ³ (283,5) (BBL)	-	-	50.00	25.00	2286.0	10972.8	-	2493.0	571.5	5271.0	Acero al carbono	Capacidad para un tiempo de autonomía de 72 horas por cada tanque. Capacidad de trabajo: 2298BBL.

Fuente: Elaboración propia

4.7 MODULARIZACIÓN DE LAS INSTALACIONES

Las instalaciones superficiales de producción se diseñarán en módulos o “skids” que permitan un fácil transporte e instalación en el sitio. Se fabricarán 8 módulos, distribuyendo los equipos por área de proceso, asegurando una buena distribución para disminuir los costos de conexión entre equipos y montaje en la macolla de producción.

Con estas instalaciones modularizadas se pretende disminuir los costos y tiempo de fabricación de las instalaciones en el campo, consideradas como una de las tareas con más tiempo y costo de ejecución.

4.7.1 Criterios de Diseño de los Módulos

- Se utilizará acero estructural para la fabricación de la estructura de los módulos.
- Los equipos internos de cada módulo deben respetar las distancias mínimas de seguridad y las requeridas para la operación y mantenimiento de los equipos.
- El tamaño de un módulo no debe de sobrepasar las siguientes medidas, 12,5 m de largo, 2,5 s de ancho y 2,6 m de alto, (medidas de un contenedor estándar de 40 pies). Con estas medidas se asegura su transporte en camiones estándar.
- En caso de que un equipo del módulo exceda las dimensiones, se deberá construir el módulo de tal manera que el equipo se pueda instalar y desinstalar fácilmente en el sitio. Este equipo se transportará aparte.
- El peso máximo por módulo no excederá las 10 toneladas con los equipos vacíos.
- Previa verificación del estudio de suelos, la instalación de los módulos en sitio se realizará sobre cuarterones de madera, realizando previamente una

preparación y compactación del terreno para asegurar la estabilidad de los módulos.

- Los módulos deberán contener las tuberías y conexiones entre los equipos internos.
- Se deberán de colocar las tuberías y bridas para las conexiones entre módulos.
- Se diseñará un lay out estándar de los módulos para a su vez construir los paquetes de tuberías que interconectaran los módulos de forma estándar.

4.7.2 Ventajas de los Módulos sobre Instalaciones Convencionales.

La construcción de las instalaciones en módulos tiene ciertas ventajas sobre las instalaciones de producción temprana convencionales. Entre las más importantes se pueden destacar:

- Menor tiempo de construcción y obras en el campo, lo que constituye una importante ventaja sobre todo en la Faja Petrolífera del Orinoco donde el terreno es inhóspito y difícil de acceder.
- Menor costo de instalación y construcción.
- Fácil desmontaje de las instalaciones, lo que permite quitarlas de un sitio e inmediatamente llevarlas al próximo sin requerir de cambios en el diseño ni la construcción.
- Facilidad de transporte por carretera.

4.8 PLANO DE IMPLANTACIÓN

En la Figura 10 se puede apreciar el plano de implantación de las instalaciones modularizadas y su configuración en campo. Del Anexo 9 al Anexo 20 se introducen los planos detallados de cada módulo con sus medidas en milímetros y sus equipos incorporados.

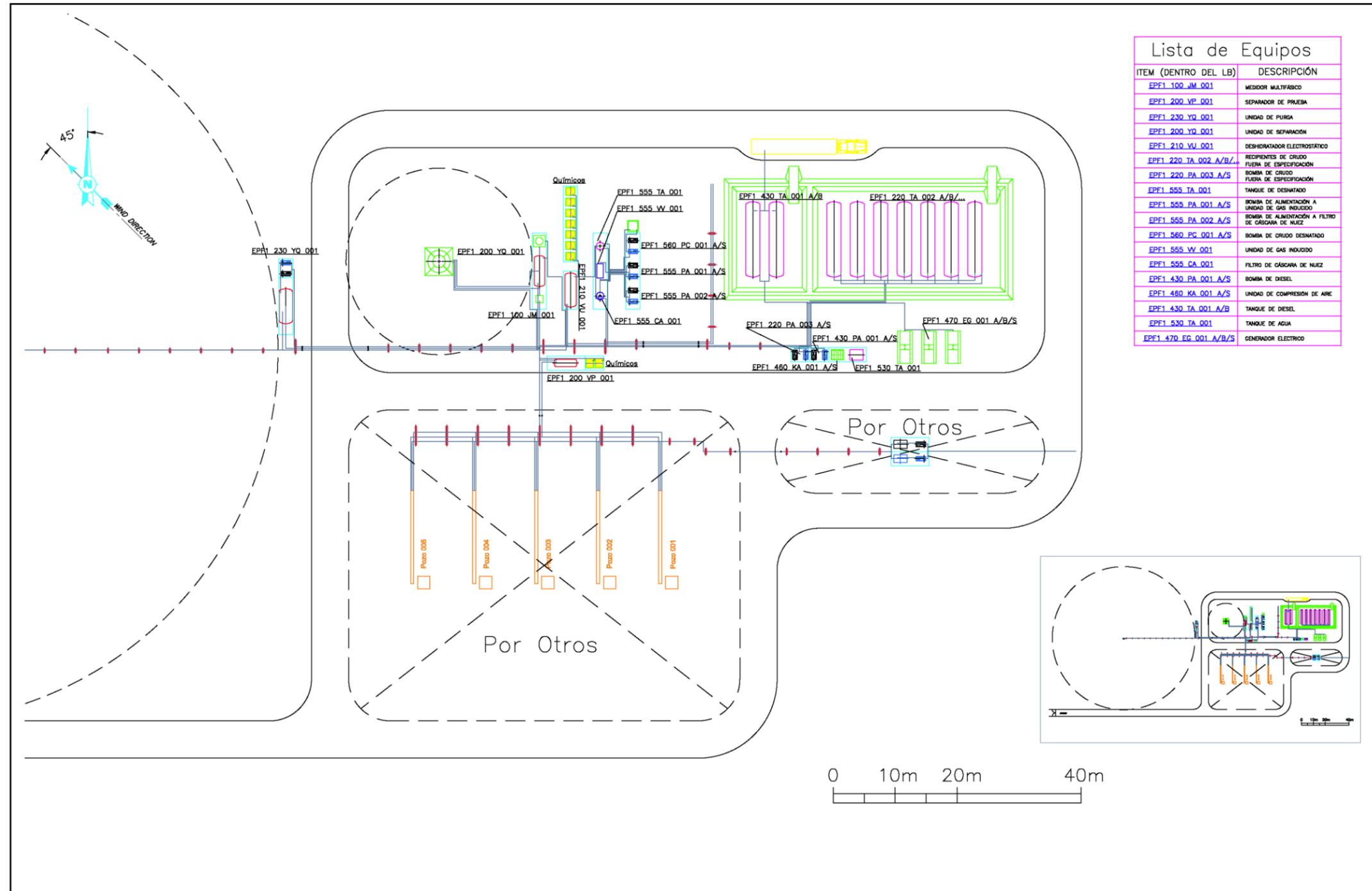


Figura 10. Plano de implantación de las instalaciones modularizadas en campo

Fuente: Elaboración propia.

4.9 FILOSOFÍA DE OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO

A continuación se presenta una breve descripción del funcionamiento de las instalaciones de producción junto con las consideraciones para mantenimiento de la misma. Además, se presentan los insumos y requerimientos para la operación del centro de procesamiento incluyendo personal, químicos, diesel, agua potable y aire de instrumentos.

4.9.1 Principios básicos de las Operaciones de Producción

4.9.1.1 Tratamiento de Crudo Diluido

El tratamiento de crudo diluido está compuesto por el paquete de inyección de químicos de producción, la unidad de separación primaria, el deshidratador electrostático, la unidad de alivio y venteo, y el separador de prueba.

El proceso se inicia con la entrada de la corriente de crudo diluido proveniente de la macolla de pozos. Esta corriente está formada por crudo fuera de especificaciones, diluyente, agua, gas y arena. El propósito de esta fase de la producción es eliminar el agua, gas y sólidos de la corriente para llevar el crudo diluido a especificaciones.

Inicia con la inyección de químicos para facilitar el procesamiento del crudo, luego se introduce a la unidad de separación donde se calienta el crudo hasta unos 170 °F con el propósito de disminuir la viscosidad del fluido y facilitar su separación. Después del calentamiento la mezcla pasa a un recipiente horizontal donde se realiza la separación del gas y de los sólidos utilizando un hidrociclón. Al salir del separador líquido gas, la corriente se encuentra a una presión de 70 psig y unos 170 °F, de aquí se dirige al deshidratador electrostático.

En la siguiente fase se utiliza un recipiente horizontal con una presión de operación de 60 psig, donde se hace pasar una corriente de alto voltaje por el fluido para

estimular la separación del agua y lograr que el crudo se encuentre con un contenido menor al 1% de contenido de agua y sedimentos.

Ambas fases de separación están controladas por indicadores de nivel, que determinan las válvulas de entrada y salida para asegurar el tiempo de retención adecuado en cada etapa. Además, a la salida del deshidratador un analizador de contenido de agua monitorea el contenido de la corriente de salida para asegurar un contenido menor al 1%. En caso de que se active la alarma de contenido mayor a 1%, se desvía la corriente a los recipientes de crudo fuera de especificaciones para ser recirculado.

Por último, hay dos equipos cuyo funcionamiento no es tratar el crudo directamente, pero son requeridos en las instalaciones por normas de seguridad y control. El primero es el separador de prueba que se utiliza para separar la corriente proveniente de un pozo una vez al mes para monitorear el contenido de gas y el caudal producido en cada pozo, conforme a la información requerida por el Ministerio para el Poder Popular para la Energía y Petróleo. El otro equipo requerido es el separador de condensados y el mechurrio donde se envían las corrientes de crudo y gas en caso de una emergencia en la planta o una parada no programada. Su función es separar las corrientes, quemar el gas no deseado y enviar el crudo a los tanques fuera de especificaciones para su posterior reprocesamiento.

4.9.1.2 Tratamiento de Agua

El agua retirada de la corriente de entrada al deshidratador electrostático se envía a unos equipos de tratamiento de agua donde se elimina el contenido de aceite y los sólidos en suspensión para poder disponer de la misma. En esta fase de tratamiento se utilizan 3 equipos principales: un tanque de desnatado, una unidad de gas inducido y un filtro de cáscara de nuez.

A la salida de estos procesos el agua debe de contener menos de 10 ppm de aceite y menos de 15 ppm de sólidos en suspensión para poder disponer de ella correctamente. Se utilizarán válvulas y sensores de nivel para asegurar los tiempos de

retención en cada uno de los equipos como analizadores de contenido en la corriente de salida.

4.9.2 Servicios y Requerimientos

Para la operación de las instalaciones y de sus equipos se requieren de ciertos insumos y personal en la planta. A continuación se presentan los requerimientos de la misma.

4.9.2.1 Personal de Operación y Mantenimiento.

Para la operación de las instalaciones se estimó un requerimiento de 6 empleados por turno, y un equipo de avance de 3 empleados en espera para casos de emergencia. El personal requerido en las instalaciones es el siguiente: Supervisor de Operaciones, Panelista de sala de control, Operador de Campo, Instrumentista, Electromecánico y Ayudante. Se emplearán tres turnos diarios de 8 horas cada uno los 7 días de la semana.

4.9.2.2 Agua Potable y de Servicios

Se consideran algunos índices para determinar la cantidad de agua potable y de servicio requerida.

Dotación diaria para consumo humano: 80 a 120 lts / trabajador por turno. (Vepica, 2011)

En este caso, según la tabla de personal requerido con 6 personas por turno en 3 turnos + 10 personas al día (sobre diseño), dotaríamos diariamente a 28 personas, por ende el requerimiento de agua potable es de: Consumo de Agua Potable = 28 personas x 120lts = 3360lts./día

En operaciones típicas de procesos de crudo, el consumo de agua de servicio es del orden 94 bpd - 158 bpd (0,625 m³/h hasta 1,047 m³/h). (Vepica, 2011).

Tabla 23. Tabla resumen de requerimiento de agua de servicios.

Agua de servicio	Agua Potable	Total
(bpd)	(bpd)	(bpd)
120	21	141

Fuente: Elaboración propia

4.9.2.3 Aire de Instrumentación

Dentro de la planta es necesaria la instalación de una unidad de compresión de aire, compuesta por: compresores, unidades de secado, recipientes y sus respectivas redes de distribución. El aire de instrumento se utiliza para accionar herramientas neumáticas, equipos de depuración y otras tareas.

De acuerdo con el consumo de aire en proyectos similares, el aire de instrumentos y el aire de utilidad requerido fueron escalados y se presenta en la Tabla 24.

Tabla 24. Resultado de aire de instrumentación y servicios requerido.

Aire de Servicios MMSCFD	Aire de Instrumentos MMSCFD	Total MMSCFD
0,0272	0,0820	0,1092

Fuente: Elaboración propia.

4.9.2.4 Requerimiento de Gas y Combustible

Dentro de la planta instalada son necesarios los sistemas de combustible para el horno de fuego directo y el generador eléctrico. Dependiendo del tipo de combustible, dos (02) sistemas se proponen:

- El sistema de distribución de gas combustible para el horno, el cual se requiere a 72,5 psig (5 barg). Este gas es el asociado a la producción de crudo y es separado en las instalaciones de producción y será utilizado sin tratamiento previo.

- El sistema de suministro de diesel, el cual será utilizado para alimentar a los generadores eléctricos. Se requieren de 66,5 bpd de diesel para el funcionamiento de los generadores solo con diesel. Bajo funcionamiento en modo dual se requiere de 16 bpd de diesel y 13,434 SCF/HR de gas. Por las cantidades de gas producido y los requerimientos del horno, no sobrará gas para los equipos de generación eléctrica. En caso que se fuera a utilizar gas para tal fin sería necesario añadir un sistema de endulzamiento (eliminación de azufre) del gas para evitar daños en el equipo.

El consumo preliminar de gas y diesel combustible se muestra en la Tabla 25

Tabla 25. Consumo de gas y diesel combustible para horno y generador.

Equipo	Potencia		Frecuencia Hz	Voltaje V	Consumo Diesel (Dual)			Consumo Gas	
	kW	BTU/hr			gal/hr	gpm	bpd	SCFH	SCFM
Generador Dual	750,00	2.560.822,50	60,00	480,00	(13,9) 58,2	(0,232) 0,97	(7,95) 33,25	6.717,00	111,95
Horno	499,56	1.705.700,00	-	-	-	-	-	2.851,39	47,52

Fuente: Catalogo generador y horno. Elaboración propia.

4.9.2.5 Consumo de Energía Eléctrica

La electricidad será generada en sitio y no se dependerá de la Red Nacional de Electricidad. El consumo se presenta en la Tabla 26 con un 15% de sobre diseño:

Tabla 26. Consumo de energía eléctrica en las instalaciones.

Potencia Eléctrica(kW)
1500 @ Cond. Actuales

Fuente: Elaboración propia.

La potencia eléctrica requerida para las instalaciones de producción se determinó con base en centros de procesamiento de crudo de tamaño y equipos similares con un consumo eléctrico conocido.

4.9.2.6 Químicos para Tratamiento de Agua y Crudo

Se requerirán de unos paquetes de inyección de químicos para facilitar el tratamiento del agua y los procesos de producción del crudo. Factor de sobre diseño de 15%.

A continuación, en la Tabla 27 se presentan los requerimientos de cada corriente, los flujos tratar y la cantidad de químico requerido en cada caso.

Tabla 27. Consumo de químicos para tratamiento de agua y crudo.

Químico	Dosis de Diseño	Flujo a Tratar (BPD)	Flujo Químico (BPD)
Tratamiento de Crudo			
Demulsificante	400 ppm	3450,00	1,3800
Antiespumante	45 ppm	5242,85	0,2359
Tratamiento de Agua			
Inhibidor de Corrosión	50 ppm	220,80	0,0110
Floculante	0,000009 m3/BLLW	220,80	0,0012
Secuestrador de Oxígeno	0,000013 m3/BLLW	220,80	0,0018
Bactericida	71 ppm	220,80	0,0157
Coagulante	0,000009 m3/BLLW	220,80	0,0012
Dispersante	200 ml/m3	220,80	0,0442
Biocida	200 ppm	220,80	0,0442

Fuente: Elaboración propia. (Vepica, 2011)

4.9.3 Mantenimiento

Para las instalaciones se prevén dos tipos de mantenimiento, planificado y no planificado. El planificado se realizará de manera preventiva y predictiva, es decir, son revisiones e inspecciones rutinarias para prevenir que los equipos e instrumentos fallen. El predictivo se basa en el constante monitoreo de las condiciones de operación de los equipos, de manera de determinar cuándo podría fallar uno y tomar acción con antelación, realizando las reparaciones necesarias o pasando el proceso a las unidades de respaldo.

El mantenimiento no planificado será de naturaleza correctiva para arreglar fallas no previstas y fuera de lo planificado. Además, se estima un mantenimiento general de todas las instalaciones luego de cinco(5) años de funcionamiento continuo.

4.10 CRONOGRAMA DE EJECUCIÓN Y PUESTA EN MARCHA

El siguiente plan de ejecución del proyecto tiene como objetivo establecer los lineamientos para los pasos siguientes de su ejecución. Se establecerá una estructura desagregada del trabajo, un cronograma de ejecución para cada una de las fases del proyecto y los costos de cada una de las mismas, de tal manera que se establezca la base de control para asegurar el seguimiento de cada una de ellas dentro de los costos, tiempo y calidad planteados.

Las fases definidas para las siguientes etapas del proyecto son la ingeniería que permita realizar un estimado de costo clase II; la procura de los equipos mayores y todos los materiales requeridos para la fase de construcción; y la construcción de las instalaciones modularizadas de producción.

A continuación se presenta la estructura desagregada de trabajo, la lista de actividades más relevantes de cada fase y el cronograma de ejecución con los tiempos estimados para estas actividades.

La estructura desagregada del trabajo se realizará con base a 4 etapas, ingeniería, procura, producción y puesta en marcha. Se estableció de esta manera con el objeto de presentar las duraciones requeridas para acometer cada una de estas etapas y establecer la base de los costos relativos y el costo total integrado de las instalaciones. Se presenta en la Figura 11 un diagrama de la estructura desagregada del trabajo.

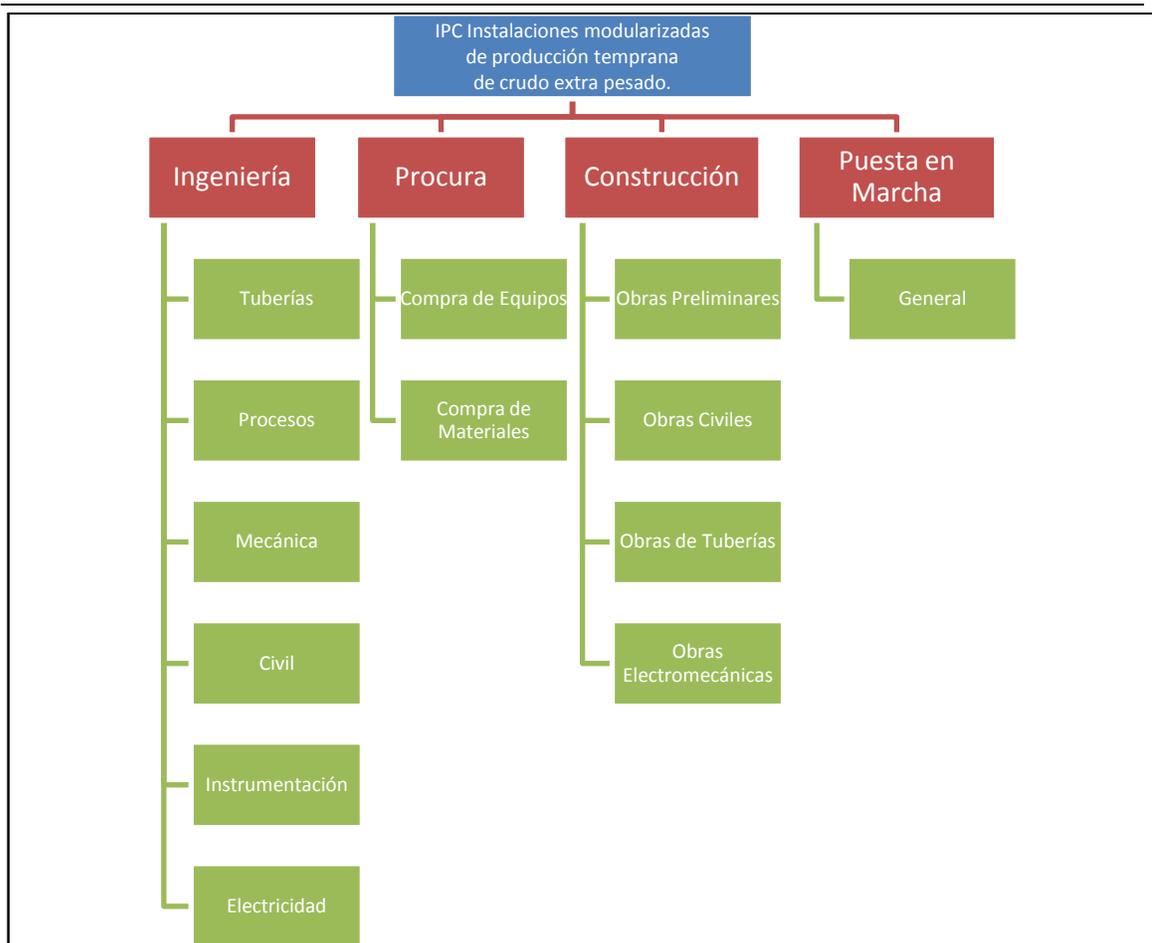


Figura 11. Estructura desagregada de la ingeniería, procura y construcción de las instalaciones.

Fuente: Elaboración propia.

En la Figura 12 a continuación se presenta un diagrama Gantt con todas las actividades de la ejecución del proyecto, desde el inicio de la ingeniería hasta la culminación de la construcción y puesta en marcha de las instalaciones. Los tiempos de procura y fabricación se basan en la tabla del Anexo 21.

El cronograma de ejecución del proyecto se desarrolló bajo el concepto de la vía rápida o en inglés “fast-track”, lo que consiste en desarrollar actividades en paralelo que normalmente se desarrollarían una después de la otra, para poder acortar los tiempos totales de ejecución. De esta manera se acercan los beneficios de la producción temprana a la fecha en que los pozos y macollas se encuentren operativos.

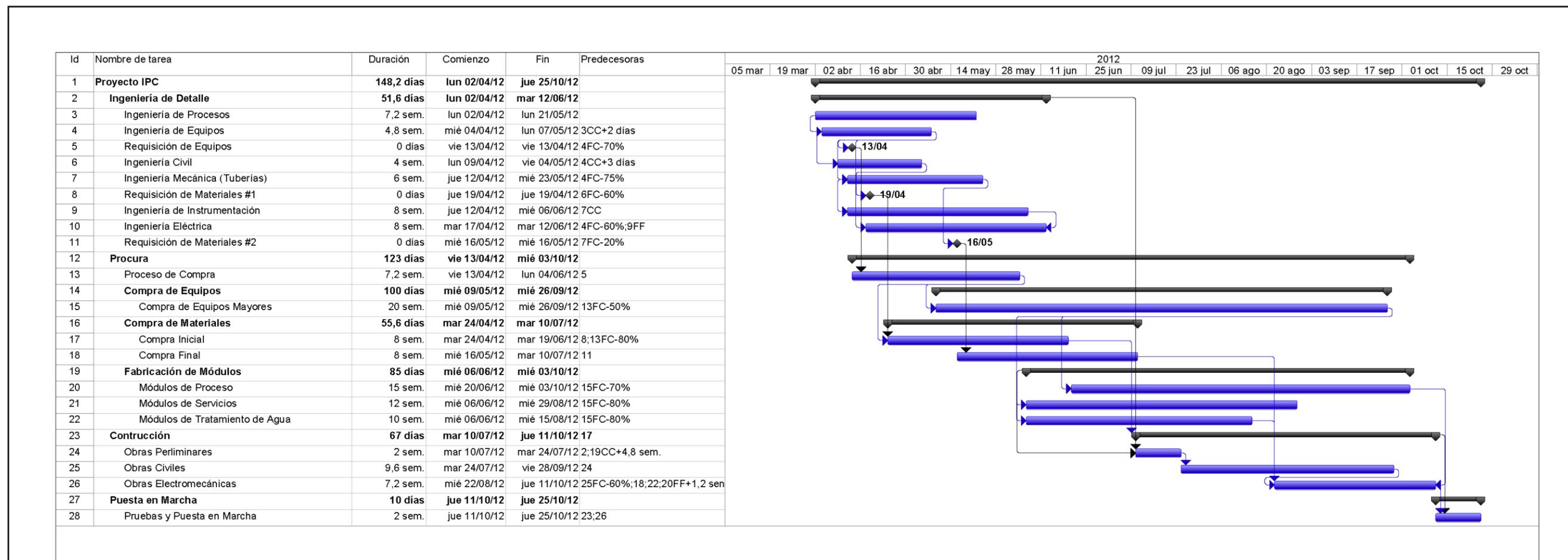


Figura 12. . Diagrama Gantt de ejecución y puesta en marcha de las instalaciones.

Fuente: Entrevista no estructurada gerente de proyectos. Elaboración propia.

4.11 ESTIMACIÓN DE COSTOS DE OPERACIÓN

En la Tabla 28 se encuentran desglosados los costos involucrados con la operación y mantenimiento (O&M) de las instalaciones. Las cantidades utilizadas se basan en las premisas de la filosofía de O&M y los costos unitarios con base en los tabuladores de sueldos del Colegio de Ingenieros de Venezuela y cotizaciones de precios de productos químicos por compañía especializadas.

Se utilizó el cambio oficial: 4,3 BsF/ US \$

Tabla 28. Desglose de estimado de costos de operación y mantenimiento.

Requisito	Cantidad	Costo Unitario		Costo Mensual (Total)		Costo Total Anual	
		Personas	Salario Base BsF/Mes	BsF	\$	BsF	\$
Supervisor de Operaciones (P9)	3		Bs 16,190.00	Bs.F80,950.00	\$18,825.58	Bs.F971,400.00	\$225,906.98
Panelista de Sala de Control (T5)	3		Bs 7,331.25	Bs.F36,656.25	\$8,524.71	Bs.F439,875.00	\$102,296.51
Operador de Campo (P5)	3		Bs 11,247.00	Bs.F56,235.00	\$13,077.91	Bs.F674,820.00	\$156,934.88
Instrumentista (P3)	3		Bs 9,031.00	Bs.F45,155.00	\$10,501.16	Bs.F541,860.00	\$126,013.95
Electromecánico (P3)	3		Bs 9,031.00	Bs.F45,155.00	\$10,501.16	Bs.F541,860.00	\$126,013.95
Ayudante (T2)	3		Bs 4,743.75	Bs.F23,718.75	\$5,515.99	Bs.F284,625.00	\$66,191.86
Equipo de Avance (P2)	3		Bs 7,966.00	Bs.F39,830.00	\$9,262.79	Bs.F477,960.00	\$111,153.49
			Sub-Total	Bs.F327,700.00	\$76,209.30	Bs.F3,932,400.00	\$914,511.63
Químicos	Barriles por Mes	\$/Gal	\$/Barril	BsF	\$	BsF	\$
Demulsificante	41.40	\$10.20	\$428.40	Bs.F76,263.77	\$17,735.76	Bs.F915,165.22	\$212,829.12
Antiespumante	7.08	\$6.54	\$274.68	Bs.F8,359.82	\$1,944.14	Bs.F100,317.79	\$23,329.72
Inhibidor de Corrosión	0.33	\$10.90	\$457.80	Bs.F651.98	\$151.62	Bs.F7,823.77	\$1,819.48
Floculante	0.04	\$26.60	\$1,117.20	Bs.F180.14	\$41.89	Bs.F2,161.63	\$502.70
Secuestrador de Oxígeno	0.05	\$6.67	\$280.14	Bs.F65.24	\$15.17	Bs.F782.94	\$182.08
Bactericida	0.47	\$10.00	\$420.00	Bs.F849.37	\$197.53	Bs.F10,192.43	\$2,370.33
Coagulante	0.04	\$21.00	\$882.00	Bs.F142.21	\$33.07	Bs.F1,706.55	\$396.87
Dispersante	1.32	\$21.00	\$882.00	Bs.F5,024.44	\$1,168.47	Bs.F60,293.24	\$14,021.68
Biocida	1.32	\$12.72	\$534.24	Bs.F3,043.37	\$707.76	Bs.F36,520.48	\$8,493.13
			Sub-Total	Bs.F94,580.34	\$21,995.43	Bs.F1,134,964.02	\$263,945.12
Combustible	Barriles por Mes		Bs/Barril	BsF	\$	BsF	\$
Diesel	1995		Bs 16.00	Bs.F31,920.00	\$7,423.26	Bs.F383,040.00	\$89,079.07
Otros	Costo Equipos	% sobre Equipos	Subcontratación	BsF	\$	BsF	\$
Mantenimiento	\$4,651,447.32	5%	30%	Bs.F108,339.96	\$25,195.34	Bs.F1,300,079.53	\$302,344.08
				Total		Bs.F6,750,483.55	\$1,569,879.90

Fuente: Elaboración propia. Entrevista no estructurada con el departamento de costos.

El resultado obtenido de esta estimación se utiliza como dato de entrada en el modelo económico para determinar la factibilidad de vender los servicios de tratamiento de crudos pesados en las instalaciones de producción modularizadas estudiadas en este trabajo. Estos costos se consideran fijos en el tiempo ya que la producción de crudo será fija en 5.000 bpd y los demás costos al ser en dólares y calculados en base a precios en el extranjero la inflación se considera despreciable.

4.12 ESTIMACIÓN DE COSTOS DE LA INSTALACIÓN

La Tabla 29 presenta un resumen del costo de los equipos de la planta, construcción de los módulos e instalación en el campo. La estimación de los equipos se realizó con base en el método de los 6 décimos utilizando como base costos de equipos similares, de distinta capacidad estimados en proyectos anteriores (ver Anexo 22). A partir del costo de los equipos se utilizan índices para calcular el costo de los materiales, la ingeniería, la fabricación y la construcción de los módulos. Con estos índices se consideran los costos de transporte, seguros y los márgenes de las empresas involucradas.

El estimado realizado es de Clase IV con una precisión de - 20% a + 40%. El nivel de incertidumbre alto se debe al detalle de la información utilizada para la realización del mismo. Debido a que la ingeniería es de nivel conceptual no se poseen cantidades precisas de todos los materiales y equipos necesarios, ni su especificación detallada. Una vez terminada la ingeniería de detalles del proyecto, se pueden hacer cálculos precisos y se pueden buscar cotizaciones que mejoran la precisión del estimado.

El cálculo se separó en tres partes: la primera, fue determinar el costo de los equipos mayores de la instalación con base en equipos anteriormente calculados por la empresa; la segunda fue determinar el costo de la fabricación de los módulos incluyendo todos los materiales, la ingeniería, la contratación y los equipos que lo componen; y por último, la tercera, fue estimar el costo total de la planta ya instalada en campo, donde se consideró el costo de las obras en sitio.

Con base en esta estimación se utilizaron los resultados como dato de entrada en el modelo económico financiero presentado en la próxima sección.

Tabla 29. Estimación de costos de las instalaciones modularizadas de producción temprana.

EQUIPO	CANTIDAD	PRECIO UNITARIO FOB US\$	PRECIO TOTAL FOB US\$	Componentes									Total Costo Equipo Modularizado	Ingeniería 0,05 - 0,15	Construcción 0,05 - 0,50	Costo Modulo Instalado
				Tuberías 0.15 - 0.70	Electrónicos 0.10 - 0.15	Instrumentos 0.10 - 0.35	Aislamiento 0.02 - 0.08	Seguridad 0.02 - 0.10	Ambiente 0.05 - 0.10	Estructura 0.15 - 0.30	Ingeniería 0.25 - 0.70	Construcción y Flete 0.30 - 0.50				
MÓDULO #1 : Bombas Tratamiento de Agua													\$483.685,30	0,15	0,22	\$662.648,86
Bomba de alimentación a unidad de gas inducido	2	\$29.499	\$58.998	0,3	0,1	0,1		0,02	0,05	0,2	0,65	0,43	\$168.144,45			
Bomba de alimentación a filtro de cascara de nuez	2	\$25.859	\$51.718	0,3	0,1	0,1		0,02	0,05	0,2	0,65	0,43	\$147.396,39			
Bomba de crudo desnatado	2	\$29.499	\$58.998	0,3	0,1	0,1		0,02	0,05	0,2	0,65	0,43	\$168.144,45			
MÓDULO #2 : Equipos Tratamiento de Agua													\$293.674,14	0,15	0,22	\$402.333,58
Tanque de desnatado	1	\$17.666	\$17.666	0,3	0,1	0,1		0,02	0,05	0,2	0,65	0,43	\$50.348,18			
Unidad de Flotación por Gas Inducido	1	\$45.874	\$45.874	0,3	0,1	0,1		0,02	0,05	0,2	0,65	0,43	\$130.740,29			
Filtro de cascara de nuez	1	\$39.504	\$39.504	0,3	0,1	0,1		0,02	0,05	0,2	0,65	0,43	\$112.585,68			
MÓDULO #3 : Deshidratador Electrostático													\$140.500,71	0,15	0,22	\$192.485,97
Deshidratador electrostático	1	\$48.955	\$48.955	0,3	0,1	0,1	0,02	0,02	0,05	0,2	0,65	0,43	\$140.500,71			
MÓDULO #4 : Separación Líquido-Gas y Remoción de Sólidos													\$1.682.924,32	0,15	0,22	\$2.305.606,31
Horno Fuego Directo	1	\$302.767	\$302.767	0,3	0,1	0,1	0,02	0,02	0,05	0,2	0,65	0,43	\$868.942,44			
Separador Líquido-Gas	1	\$47.809	\$47.809	0,3	0,1	0,1	0,02	0,02	0,05	0,2	0,65	0,43	\$137.210,78			
Unidad de remoción de sólidos	1	\$80.283	\$80.283	0,3	0,1	0,1		0,02	0,05	0,2	0,65	0,43	\$228.807,48			
Medidor multifásico	1	\$157.180	\$157.180	0,3	0,1	0,1		0,02	0,05	0,2	0,65	0,43	\$447.963,62			
MÓDULO #5 : Separador de Prueba													\$628.813,72	0,15	0,22	\$861.474,80
Separador de prueba	1	\$34.326	\$34.326	0,3	0,1	0,1	0,02	0,02	0,05	0,2	0,65	0,43	\$98.515,23			
Paquete de Inyección de Demulsificante	1	\$138.253	\$138.253	0,3	0,1	0,1		0,02	0,05	0,2	0,65	0,43	\$394.021,48			
Paquete de Inyección de Antiespumante	1	\$47.816	\$47.816	0,3	0,1	0,1		0,02	0,05	0,2	0,65	0,43	\$136.277,01			
MÓDULO #6 : Alivio y Venteo													\$242.969,82	0,15	0,22	\$332.868,65
Separador de condensados	1	\$51.694	\$51.694	0,3	0,1	0,1	0,02	0,02	0,05	0,2	0,65	0,43	\$148.361,17			
Bomba de condensados	2	\$13.689	\$27.378	0,3	0,1	0,1		0,02	0,05	0,2	0,65	0,43	\$78.027,47			
Flare	1	\$5.818	\$5.818	0,3	0,1	0,1		0,02	0,05	0,2	0,65	0,43	\$16.581,18			
MÓDULO #7 : Servicios													\$3.294.696,65	0,15	0,22	\$4.513.734,42
Unidad de compresión de aire	2	\$494.040	\$988.081	0,3	0,1	0,1		0,02	0,05	0,2	0,65	0,43	\$2.816.029,76			
Tanque de agua potable	1	\$27.748	\$27.748	0,3	0,1	0,1		0,02	0,05	0,2	0,65	0,43	\$79.080,51			
Bomba de diesel	2	\$44.164	\$88.328	0,3	0,1	0,1		0,02	0,05	0,2	0,65	0,43	\$251.734,68			
Bomba de crudo diluido fuera de especificación	2	\$25.939	\$51.878	0,3	0,1	0,1		0,02	0,05	0,2	0,65	0,43	\$147.851,70			
MÓDULO #8 : Paquete de Químicos para tratamiento de agua													\$884.033,59	0,15	0,22	\$1.211.126,02
Paquete de Inyección de Inhibidor de Corrosión	1	\$55.181	\$55.181	0,3	0,1	0,1		0,02	0,05	0,2	0,65	0,43	\$157.264,98			
Paquete de Inyección de Floculante	1	\$32.960	\$32.960	0,3	0,1	0,1		0,02	0,05	0,2	0,65	0,43	\$93.936,53			
Paquete de Inyección de Secuestrante de Oxígeno	1	\$34.726	\$34.726	0,3	0,1	0,1		0,02	0,05	0,2	0,65	0,43	\$98.969,88			
Paquete de Inyección de Bactericida	1	\$10.040	\$10.040	0,3	0,1	0,1		0,02	0,05	0,2	0,65	0,43	\$28.613,06			
Paquete de Inyección de Coagulante	1	\$36.533	\$36.533	0,3	0,1	0,1		0,02	0,05	0,2	0,65	0,43	\$104.120,47			
Paquete de Inyección de Dispersante	1	\$113.445	\$113.445	0,3	0,1	0,1		0,02	0,05	0,2	0,65	0,43	\$323.319,50			
Paquete de Inyección de Biocida	1	\$27.301	\$27.301	0,3	0,1	0,1		0,02	0,05	0,2	0,65	0,43	\$77.809,18			
Generadores Eléctricos													\$3.764.828,68	0,15	0,22	\$5.157.815,29
Generador Dual de Electricidad	3	\$473.563	\$1.420.690	0,3	0,1	0,1		0,02	0,05	0,2	0,65	0,43	\$3.764.828,68			
Recipientes de Almacenamiento													\$1.566.070,94	0,15	0,22	\$2.145.517,19
Tanques de crudo diluido fuera de especificaciones	7	\$61.055	\$427.388	0,3	0,1	0,1		0,02	0,05	0,2	0,65	0,43	\$1.218.055,18			
Tanque de diesel	2	\$61.055	\$122.111	0,3	0,1	0,1		0,02	0,05	0,2	0,65	0,43	\$348.015,76			
Precisión del estimado		-20%/40%														
		TOTAL \$4.651.447											TOTAL \$12.982.197,87			TOTAL \$17.785.611,08
													Lang factor modulo 2,79			Lang Factor 3,82

Fuente: Elaboración propia. (Garrett, 1989)y (Vepica, 2008)

4.13 ANÁLISIS ECONÓMICO/FINANCIERO

Se desarrolló un modelo económico que utiliza como datos de entrada, para realizar los cálculos, la información proveniente del desarrollo del trabajo, las bases de diseño y los estimados de costos. Tasa de cambio: 4,3 BsF/ US \$

Los datos de entrada fijados para el modelo económico están considerados en dólares americanos y son los siguientes.

Inversión inicial; gastos legales y permisos: \$50.000

Tasa de Impuesto Sobre la Renta: 34%

Costo total del IPC: \$17.785.611

Duración: 7 meses

- Ingeniería: \$4.9879.971

Duración: 3 meses

- Procura: \$9.782.086

Duración: 6 meses

- Construcción: \$3.023.554

Duración: 4 meses

Financiamiento: 50%²

Tasa de Interés: 8%

Las premisas correspondientes al costo del IPC y sus componentes provienen del estimado de costos y el cronograma de ejecución. El monto a financiar y la tasa de interés, fueron utilizados considerando que existe un clima de inversión adecuado, que se realiza en moneda extranjera (dólares americanos) y que existen las garantías necesarias para proteger la inversión. El tiempo de repago de dicho crédito está fijo en 24 meses. El porcentaje de Impuesto sobre la Renta está basado en la tasa aplicable a Venezuela. El costo anual de Operación y Mantenimiento (\$1.569.879,90) está calculado en la estimación de Costos de Operación con base en 5.000 barriles de crudo diluido procesado diariamente.

²Se considera 50% ya que es una cantidad conservadora con respecto a lo que se acostumbra en la industria (normalmente 70% de financiamiento) (Vepica, 2011)

Con dichos factores fijos como premisa base, se realizaron diferentes corridas del modelo para analizar las sensibilidades que se presentan al variar el precio establecido por barril procesado y el tiempo del contrato. A tal fin se presentan a continuación gráficas, en las Figura 13 y Figura 14, que reflejan el Valor Actual Neto y Tasa Interna de Retorno a la inversión de cada opción, junto con sus tablas de datos presentadas en la Tabla 30 y Tabla 31. Estos resultados fueron obtenidos de las corridas del modelo económico presentadas del anexos 23 al 37. Para el cálculo del VAN se considera una tasa de descuento del 2% como la mínima atractiva para realizar la inversión.

Tabla 30. Valor presente neto de cada inversión variando los años de operación y precio por barril.

Precio por Barril	Valor Presente Neto (Miles de \$)				
	2 años de O&M	3 años de O&M	4 años de O&M	5 años de O&M	6 años de O&M
\$5,00	\$8.487,03	\$3.810,43	\$788,88	\$5.282,26	\$9.686,74
\$7,50	\$2.666,47	\$4.834,33	\$12.209,58	\$19.416,51	\$26.480,85
\$10,00	\$3.154,09	\$13.479,09	\$23.630,27	\$33.550,75	\$43.274,96

Fuente: Elaboración propia

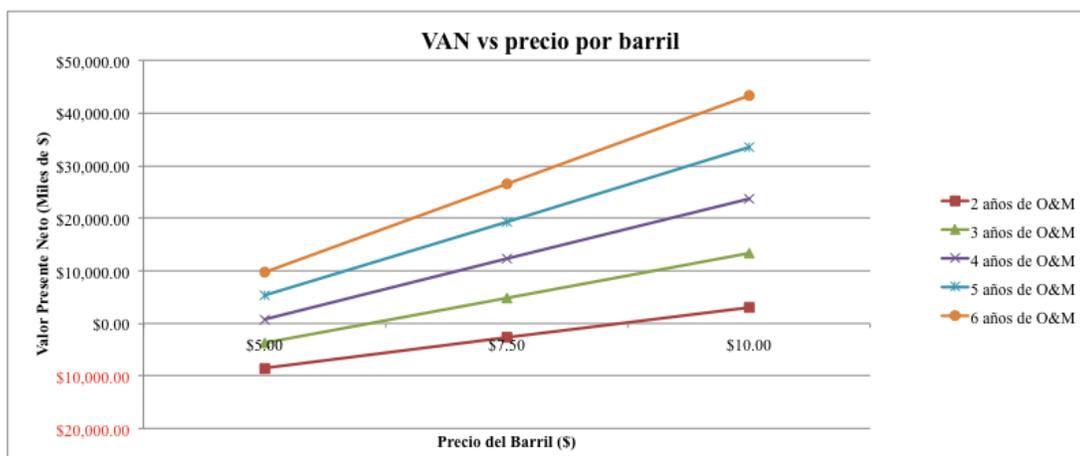


Figura 13. Gráfica de VAN vs precio por barril para distintos períodos de O&M.

Fuente: Elaboración propia.

A partir de la tabla y gráfica antes presentada se puede decir que para dos (2) años de contrato de O&M la única opción aceptable sería un precio por barril procesado de \$10 y que para un precio de \$5 sería una opción viable a partir de cinco (5) años de

contrato. La mejor opción en términos de valor actual neto de la inversión es \$10 por barril y seis (6) años de O&M, siendo esta una opción poco atractiva para las empresas petroleras por ser la más costosa.

Tabla 31. TIR de cada inversión variando los años de O&M y precio por barril.

Precio por Barril	TIR (%)				
	2 años de O&M	3 años de O&M	4 años de O&M	5 años de O&M	6 años de O&M
\$5,00	0,00%	0,00%	4,75%	15,84%	22,18%
\$7,50	0,00%	26,13%	44,03%	52,32%	56,57%
\$10,00	29,64%	70,42%	84,89%	90,90%	93,61%

Fuente: Elaboración propia.

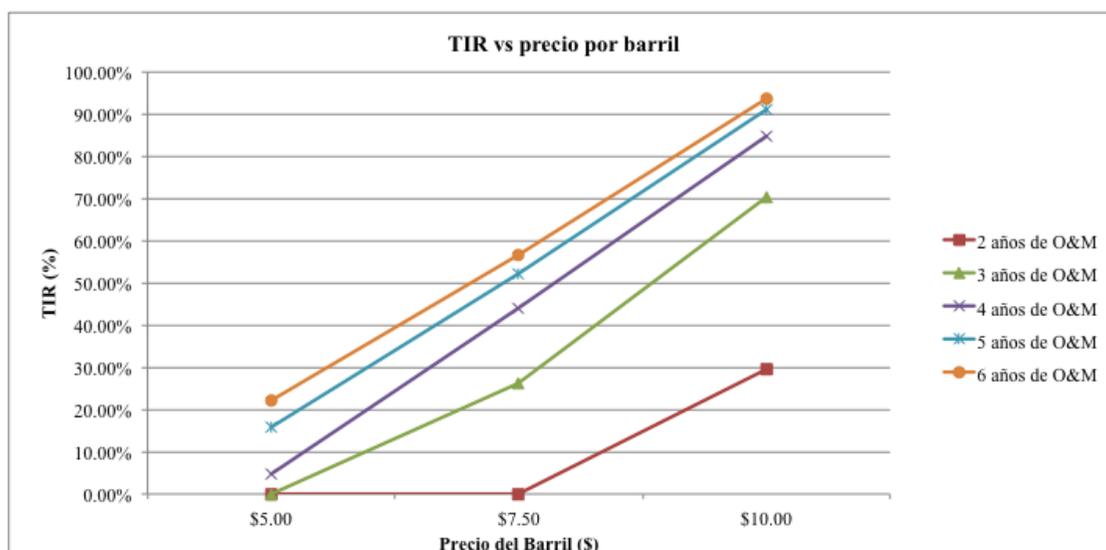


Figura 14. Gráfica del TIR vs precio por barril para distintos períodos de O&M.

Fuente: Elaboración propia.

En la tabla y gráfica que se muestran arriba se puede ver que la tasa interna de retorno se comporta de manera similar al VAN. Mientras más bajo es el precio por barril, más largo tiene que ser el tiempo para tener una tasa positiva de retorno a la inversión.

A partir de estos resultados se puede decir que este es un modelo de negocio sujeto a las situaciones específicas de cada negociación con las compañías petroleras. Por ello, no se puede determinar cuáles serán los períodos de O&M y el precio que se

cobrará por barril procesado, pero se tiene la herramienta que permite calcular el precio ante las variaciones que se presenten.

De este análisis se consideran tres opciones como las posibles, una favorable para la empresa promotora de las instalaciones, otra favorable para la empresa petrolera, y una última opción óptima que representa el mejor resultado para ambos. Se presentan a continuación los tres ejercicios arriba mencionados:

La primera combinación sería cinco (5) años de operación y mantenimiento y un precio de \$5 por barril procesado. Siendo esta la más favorable para la empresa petrolera por el largo período de O&M y el bajo precio establecido por barril procesado, donde la empresa de IPC sería desfavorecida por una tasa interna de retorno de la inversión de 15,84%.

La segunda combinación sería un precio por barril de \$10 y un tiempo de O&M de dos (2) años, donde la empresa de IPC sería la más favorecida por el corto tiempo de recuperación de la inversión y una TIR de 29,64% y donde la empresa petrolera no sería favorecida por el alto costo por barril procesado.

La tercera combinación sería \$7,5 por barril procesado y tres (3) años de O&M, siendo esta una opción que se considera óptima y favorable para ambas partes, donde la empresa petrolera paga un precio que debería considerarse moderado por el procesamiento y la empresa de IPC recupera la inversión en un tiempo razonable con una TIR de 26.13%. Esta última opción representa la mejor combinación de ganar-ganar para clientes y contratistas.

4.14 FORMULACIÓN DEL MODELO DE NEGOCIO

Para poner en práctica lo antes analizado y el proyecto desarrollado en este Trabajo Especial de Grado, a continuación en la Figura 15 se presenta de manera gráfica la estructura del modelo de negocio. En él se representan las empresas y entidades involucradas en el negocio, los contratos a firmar y los flujos de los fondos. Para este

caso en específico el contrato entre la empresa promotora de la producción temprana y la empresa de IPC no existiría ya que ambas empresas son la misma.

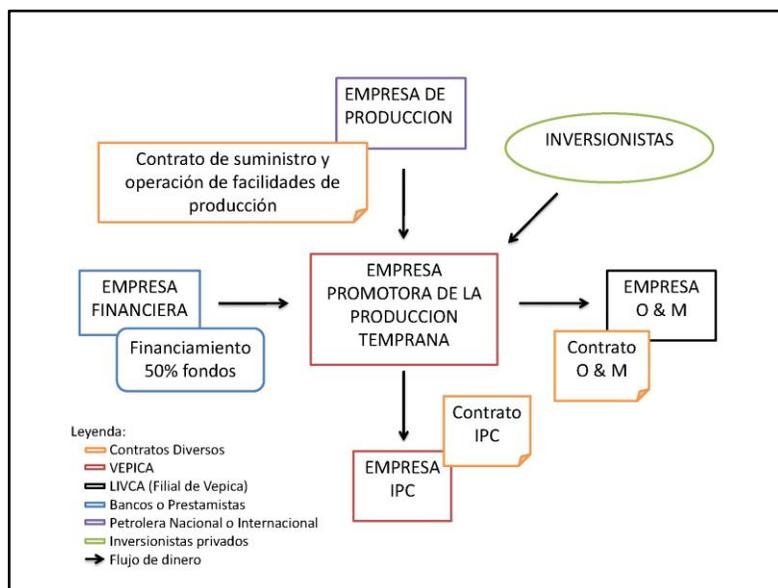


Figura 15. Esquema de la estructura del modelo de negocio.

Fuente: Elaboración propia

En este modelo podemos observar que el cliente firmaría un único contrato con el promotor del negocio. Dicho contrato establece: la capacidad de procesamiento de las instalaciones de producción (5.000 bpd de DCO), el precio por barril procesado y el tiempo durante el cual se utilizarán las instalaciones aquí diseñadas.

El promotor del negocio a su vez tendría que firmar varios contratos para cubrir la totalidad del alcance, a saber:

Financiamiento: Con una entidad financiera capaz de manejar los montos aquí indicados en moneda Americana.

Ingeniería Procura y Construcción: Con la empresa que diseña y construye las instalaciones de producción (VEPICA).

O&M: Con la empresa que opera y mantiene (en este caso una filial de VEPICA).

Inversión: Con inversionistas que estén interesados en participar en el negocio.

Capítulo 5

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

5.1 CONCLUSIONES

El proyecto de formulación de un modelo de negocio de instalaciones modularizadas para la producción temprana de crudo extra pesado en la Faja Petrolífera del Orinoco es técnica y económicamente factible. Para determinar la factibilidad se diseñaron conceptualmente las instalaciones, se estimaron sus costos y se realizó un análisis económico financiero de los resultados.

Se logró la formulación del modelo de negocio planteado para la empresa de IPC cumpliendo con los objetivos.

Específicamente:

1. Se definieron unas bases de diseño típicas para la Faja Petrolífera del Orinoco en base a las cuales se desarrollaron las instalaciones. Se determinaron las condiciones ambientales y las características de las corrientes de entrada y salida del sistema.

2. Se definieron los límites de batería de las instalaciones, la vida útil, la filosofía de respaldo y las premisas de configuración de los equipos como criterios para el diseño a ser desarrollado.

3. Se diseñaron las instalaciones basándose en las características de las corrientes del sistema. Se realizó: i) un diagrama de flujo del proceso, ii) una simulación del balance de masa y energía, iii) un dimensionamiento y caracterización de los equipos mayores y iv) un plano de implantación de las instalaciones en el campo.

4. Se estableció la filosofía de operación y mantenimiento de las instalaciones y el proceso específico de producción de las mismas.

5. Se hizo el cronograma del proyecto y puesta en marcha para determinar el tiempo de ejecución y puesta en marcha. Las actividades principales que se consideraron fueron: i) ingeniería de detalle de las instalaciones modularizadas, ii) procura de los equipos y materiales, iii) fabricación de los módulos en taller y iv) construcción y puesta en marcha de las instalaciones en campo.

6. Se realizó el estimado de costos de las instalaciones aplicando índices a los equipos mayores para determinar el costo total de la planta.

7. Se realizó el estimado de costos de operación y mantenimiento de las instalaciones de acuerdo a la filosofía de O&M.

8. Se desarrolló el modelo económico con los datos de las estimaciones de costos y el cronograma de ejecución. Se realizó un análisis de sensibilidad del modelo y se determinó la factibilidad económica/financiera.

Una vez formulado el modelo de negocio y analizando las distintas alternativas en base a un precio por barril procesado y un número de años de operación y mantenimiento se concluyó que la mejor combinación y la más favorable para ambas partes sería la de \$7,5 por barril procesado y un tiempo de operación y mantenimiento de tres (3) años. Se considera esta como la mejor opción ya que el plazo del retorno de la inversión es corto y la TIR de 26,13% y para la empresa petrolera el precio por barril debe ser atractivo.

5.2 RECOMENDACIONES

- Se recomienda a la empresa revisar las cifras aplicables al modelo de negocio al momento de poner en práctica esta propuesta. En el momento de la puesta en práctica las, i) cantidades, ii) precios, iii) tiempos y iv) condiciones serán diferentes a las utilizadas en este trabajo.
- Se recomienda acordar previamente con el cliente el destino del crudo diluido en especificaciones producido en la planta ya que las instalaciones no tienen la capacidad para el almacenamiento final del petróleo.

Capítulo 6 REFERENCIAS

- Arnold, K., & Stewart, M. (1999). *Surface Production Operations; Design of Oil Handling System and Facilities*. Houston: Butterworth-Heinemann.
- Barberii, E. E. (1998). *El Pozo Ilustrado*. Caracas: FONCIED.
- Barrera, J. H. (2010). *El proyecto de investigación*. Bogotá-Caracas: Quirón.
- Barrios, M. (2008). *Manual de trabajos de Grado de Especialización y Maestría y Tesis Doctorales*. Caracas: FEDUPEL.
- CIED. (1997). *Ingeniería de Producción Nivel V*. Caracas.
- Devold, H. (2009). *Oil and gas production handbook. An introduction to oil and gas production*. Oslo: ABB AS.
- Garrett, D. (1989). *Chemical Engineering Economics*. Van Nostrand Reinhold.
- PDVSA. (2005). *Crudo Merey 16*. Caracas.
- PDVSA. (1999). *Guía de gerencia de proyectos de inversión de capital*. Caracas.
- Rodríguez, P. (2004). *Facilidades de Producción*. Caracas.
- Urdaneta, F. (12 de Octubre de 2011). Instalaciones de Producción Superficial. (A. Brewer, Entrevistador)
- Vepica. (2011). *Bases de diseño de estudio de pre factibilidad anticipación a la producción temprana Faja del Orinoco*. Caracas.
- Vepica. (2008). *Bases Estimación de Costos Clase V*. Caracas.
- Vepica. (2008). *Clases de Estimados*. Caracas.
- Vepica. (2008). *Estimación de Costos*. Caracas.
- Vepica. (2011). *Memoria Descriptiva del proceso de estudio de pre factibilidad anticipación a la producción temprana Faja del Orinoco*. Caracas.

ANEXOS

Anexo 1. Tabla de características del diluyente

CRUDE OIL CHARACTERISTICS			LIGHT HYDROCARBONS				GENERAL INFORMATION									
API GRAVITY 60 ° F	dea	30.0	G.L.C. ANALYSIS % vol				THE ANALYTICAL DATA OF THIS SHEET REPRESENTS THE RESULTS OF A DETAILED EVALUATION COMPLETED IN MARCH 99 AT INTEVEP LABORATORIES.									
SPECIFIC GRAVITY 15.4 ° C		0.8762	FRAC(TIC)IP-20°C 20-100 100-150													
KINEMATIC VISCOSITY AT 100 ° F	cSt	11.21	YIELD 1.34 6.83 8.58													
KINEMATIC VISCOSITY AT 122 ° F	cSt	7.72	C1+C2 0.002													
SULPHUR	% wt	1.01	C3 0.177 0.000 0.000													
WAX CONTENT	% wt	5.55	ISO C4 0.266 0.009 0.001													
POUR POINT	° C	-21	N-C4 0.418 0.081 0.005													
UOP K Characteristic Factor		11.8	ISO-C5 0.333 0.510 0.006													
H2S EXISTENT	ppm wt	<1	N-C5 0.155 0.687 0.006													
Reid Vapor Pressure	psi	1.10	C6+ 0.003													
SALT CONTENT	lb/MBls	9	TYPICAL QUALITIES ISSUED: JANUARY 2001													
INORGANIC CHLORIDES	ppm	1.6	INT-4922.1998													
CRUDE OIL			DISTILLATION													
			20-100	100-150	150-200	200-250	250-300	300-343	343-402	402-461	461-565	343+	402+	461+	565+	
			68-212	212-302	302-392	392-482	482-572	572-650	650-756	756-862	862-1050	650+	756+	862+	1050+	
YIELD ON CRUDE OIL	% vol		6.83	8.58	7.89	8.92	9.16	9.05	7.73	10.50	12.82	48.23	40.50	30.00	17.18	
YIELD ON CRUDE OIL	% wt		5.46	7.45	7.13	8.39	8.93	9.03	7.92	10.92	13.71	52.71	44.79	33.87	20.16	
MEAN BOILING POINT	° C		73	123	169	218	267	314	398	438	508					
SPECIFIC GRAVITY 60/60 ° F		0.8762	0.7005	0.7612	0.7918	0.8251	0.8540	0.8751	0.8996	0.9135	0.9383	0.9574	0.9685	0.9923	1.0306	
API GRAVITY AT 60 F		30.0	70.5	54.4	47.2	40.0	34.2	30.2	25.8	23.4	19.3	16.3	14.6	11.1	5.8	
ASTM DISTILLATION 160P	° C		46	104	151	200	257	308	338	353	405	348	375	438		
* 5% VOL RECOVERED	° C		57	112	157	207	261	310	378	394	451	398	400	469		
* 10% VOL RECOVERED	° C		60	113	159	208	262	309	391	407	464	399	418	485		
* 30% VOL RECOVERED	° C		67	118	164	213	265	311	395	426	489	437	472	534		
* 50% VOL RECOVERED	° C		74	123	169	218	268	314	398	438	508	500	536	561(40%)		
* 70% VOL RECOVERED	° C		82	129	175	224	272	318	404	450	526					
* 90% VOL RECOVERED	° C		93	140	187	233	280	325	426	479	554					
* 95% VOL RECOVERED	° C		98													
FBP	° C			155	207	242	289	335	443	488	567					
KINEMATIC VISCOSITY AT 100 ° F	cSt	11.21				1.56	2.84	6.65								
KINEMATIC VISCOSITY AT 140 ° F	cSt					1.15	1.93	3.79								
KINEMATIC VISCOSITY AT 180 ° F	cSt					0.89										
KINEMATIC VISCOSITY AT 210 ° F	cSt						1.15	1.87								
KINEMATIC VISCOSITY AT 260 ° F	cSt								9.69	19.30	87.4					
KINEMATIC VISCOSITY AT 275 ° F	cSt								5.36	9.38	31.8	65.40	126.8	544.6	24249	
ABSOLUTE VISCOSITY AT 60°C	Poise								3.80	6.15	17.7	11.91	18.51	46.90	435.4	
MERCAPTANS (AS %)	ppm wt	12	<1	<1	5.1	5.5	6.8	14.8							4725	
SULPHUR	% wt	1.01	<0.001	0.0018	0.0276	0.16	0.61	0.94								
COPPER CORROSION			1A	1B	1A	1A										
POUR POINT	° C	-21							21	33	45	9	24	30	66	
CLOUD POINT	° C	<0														
FLASH POINT	° C	<0				-46/51	-21/6	-6/21	185.5	197.5	267.0	231.0	253	303.0	369.0	
Reid Vapor Pressure	psi	1.1	7.65	1.75	0											
TOTAL ACID NUMBER	naKOH/g	0.15										0.230	0.150	0.270	0.340	
ASPHALTENES	% wt	2.4				0.028	0.041	0.055	0.042	0.044	0.051	4.9	4.9	6.5	11.9	
RESEARCH ON (RON) - CLEAR	on		68.0	56.4	44.7											
MOTOR ON (MON) - CLEAR	on		65.7	54.0	43.5											
RON + 3cc TEL	on		94.0	86.7	77.6											
MON + 3cc TEL	on		93.7	83.4	72.6											
AROMATICS (HPLC)	% wt					23.3	26.2	29.6	34.6	46.1	51.5					
AROMATICS - FIA	% vol					19.4	25.2									
SATURATES - FIA	% vol					78.5	71.1									
DLEFINES - FIA	% vol					2.1	3.7									
PARAFFINS - PNA	% vol		31.34	20.15	17.46											
ISO PARAFFINS - PNA	% vol		36.98	32.57	24.95											
NAFTENOS - PNA	% vol		24.87	32.39	22.17											
AROMÁTICOS - PNA	% vol		6.82	14.81	29.89											
N + A	% vol		31.69	47.21	52.06											
LUMINOMETER CALCULATED	Adm					47.9	37.4									
SMOKE POINT	mm					21.5	17.5									
FREEZING POINT	° C					-48	-23									
NAPHTALENES	% wt					3.9	9.5									
REFRACTIVE INDEX AT 20C(67°C)	Adim		6.1	6.2	6.3	1.4580	1.4745	1.4855	(1.4830)	(1.4905)	(1.5050)					
C:H RATIO						6.6	7.2	7.4	6.8	7.1	7.3					
TOTAL NITROGEN	ppm wt	1793	<1	<1	<1	11	86	348	1213	1627	2430	3435	3748	4536	5631	
BROMINE NUMBER	Adim															
BASIC NITROGEN	ppm wt							179	406	518	768					
COLOR SAYBOLT	Adim		+30	+30	+30	+30	+17									
COLOR ASTM	Adim							<1.0	2.0	3.0	6.0					
COLOR STABILITY (before/after 48 h)	100 ° C					+30/+27	+17/+16									
ANILINE POINT	° C					59	64	71	78	83	88.0					
CETANE NUMBER	CN					40.0	43.8	47.8								
CETANE INDEX	Adim					43.0	48.0	53.8								
CARBON RESIDUE (MICRO)	% wt	4.4						<0.1	<0.1	<0.1	0.6	8.8	10.3	13.7	23.3	
ASH	% wt	0.093									0.0053	0.0216	0.0195	0.0353	0.052	
VANADIUM	ppm wt	60							<0.1	<0.1	0.5	88	105	140	241	
NICKEL	ppm wt	9							<0.1	<0.1	0.2	20	22	32	52	
SODIUM	ppm wt	5									11					
ALUMINIUM	ppm wt	<5														
PENETRATION AT 25 ° C	1/10 mm										ND	>500	>500	>500	35	
SULFENING POINT	° C										ND	<50K12	<50K12	<50K12	55/131	

Fuente: PDVSA-INTEVEP.

Anexo 2. Tablas de características y composición de las corrientes del sistema.

Nombre de Corriente		Crudo	Diluyente	Oil+Dil	Agua	GOR	Gas Sat
Descripción de Corriente		Crudo Extra Pesado @ condiciones de pozo	Diluyente @ condiciones de pozo	Mezcla Crudo + Diluyente @ condiciones de pozo	Agua asociada al crudo	Gas asociado al crudo (base seca)	Gas asociado al crudo (base húmeda)
Notas							
Fracción Vapor		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9997	1,0000
Flujo Molar	KG/MOL/HR	45,73	34,91	80,64	88,12	7,49	7,53
Flujo Másico Total	KG/HR	19990,79	9050,00	29040,79	1587,44	135,71	135,38
Temperatura	°C	50,00	50,00	50,32	50,00	50,00	43,83
Presión	PSIG	218,00	218,00	218,00	218,00	218,00	218,00
Peso Molecular Total		437,19	259,21	360,13	18,02	18,12	17,98
Entalpía Específica Total	KJ/KG	-2,05E+03	-2,10E+03	-2,06E+03	-1,57E+04	-5,15E+03	-5,23E+03
Factor de Watson K		10,99	11,55	11,13	n/a	17,74	17,80
Gravedad API	°API	8,89	29,69	16,00	9,91	n/a	n/a
Flujo Vol. De Componente Agua	BBL/DAY	0,0000	0,0000	0,0000	240,1166	0,0000	0,1156
VAPOR							
Flujo Molar de Vapor	KG/MOL/HR	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Flujo Másico de Vapor	KG/HR	n/a	n/a	n/a	n/a	134,62	135,38
Flujo Vol. Act. Vapor	BBL/DAY	n/a	n/a	n/a	n/a	1847,07	1818,99
Flujo Vol. Std. Vapor	MMSCFD	n/a	n/a	n/a	n/a	0,1500	0,1509
Peso Molecular Vapor		n/a	n/a	n/a	n/a	17,98	17,98
Vapor Z		n/a	n/a	n/a	n/a	0,9759	0,9742
Entalpía Específica Vapor	KJ/KG	n/a	n/a	n/a	n/a	-9,30E+04	-9,41E+04
CP/CV Vapor		n/a	n/a	n/a	n/a	1,32	1,33
Densidad de Masa de Vapor	KG/M3	n/a	n/a	n/a	n/a	11,00	11,23
Gravedad Específica de Vapor		n/a	n/a	n/a	n/a	0,6208	0,6208
Conductividad Térmica de Vapor	W/M-K	n/a	n/a	n/a	n/a	0,0369	0,0360
Viscosidad de vapor	CP	n/a	n/a	n/a	n/a	0,0126	0,0124
LIQUID							
Flujo Molar de Líquido	KG/MOL/HR	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,0003	0,0000
Flujo Másico de Líquido	KG/HR	45,73	34,91	80,64	88,12	2,35E-03	0,00
Flujo Másico de Líquido	KG/HR	19990,79	9050,00	29040,79	1587,44	1,09	0,00
Flujo Vol. Act. Líquido	BBL/DAY	3079,72	1599,31	4687,75	242,60	0,17	0,00
Flujo Vol. Std. Líquido	BBL/DAY	3000,00	1559,35	4578,88	239,97	0,17	0,00
Peso Molecular Líquido		437,19	259,21	360,13	18,02	464,11	237,28
Entalpía Específica Líquido	KJ/KG	-8,95E+05	-5,43E+05	-7,43E+05	-2,83E+05	-9,77E+05	-6,25E+05
Densidad de Masa de Líquido	KG/M3	979,87	854,21	935,17	987,78	963,57	966,49
Gravedad Específica de Líquido		0,9827	0,8542	0,9352	0,9878	0,9636	0,9665
Tensión Superficial de Líquido	DYNE/CM	n/a	25,87	28,62	67,74	29,77	n/a
Conductividad Térmica de Líquido	W/M-K	0,1698	0,1439	0,1575	0,6432	0,1629	0,1704
Viscosidad de Líquido	CP	174,8187	6,2396	26,0319	0,5442	372,4093	576,5944

Fuente: Elaboración propia, datos de la simulación en HYSYS.

Nombre de Corriente		01	08	09	09_1	10
Descripción de Corriente		Crudo diluido producción de un pozo	Crudo Diluido en cabezal de producción	Crudo diluido a horno de fuego directo	Crudo diluido a separador bifásico	Crudo diluido de separador bifásico
Notas						
Fración Vapor		0,0007	0,0007	0,0254	0,0322	0,0000
Flujo Molar	KGMOL/HR	35,25740759	176,29	176,29	176,29	170,62
Flujo Másico Total	KG/HR	6152,722545	30763,61	30763,61	30763,61	30660,81
Temperatura	°C	50,00	50,00	50,91	76,67	76,67
Presión	PSIG	218,00	218,00	84,51	72,51	72,51
Peso Molecular Total		174,51	174,51	174,51	174,51	179,70
Entalpía Especifica Total	KJ/KG	-2,78E+03	-2,78E+03	-2,78E+03	-2,73E+03	-2,72E+03
Factor de Watson K		11,07	11,07	11,07	11,07	11,11
Gravedad API	°API	15,56	15,56	15,56	15,56	15,63
Flujo Vol. De Componente Agua	BBL/DAY	48,04643057	240,2322	240,2322	240,2322	239,1695
VAPOR						
Flujo Molar de Vapor	KGMOL/HR	0,023933159	0,1	4,5	5,7	0,0
Flujo Másico de Vapor	KG/HR	0,406958756	2,0	78,2	102,8	0,0
Flujo Vol. Act. Vapor	BBL/DAY	5,915332952	29,6	2631,8	4110,1	0,0
Flujo Vol. Std. Vapor	MMSCFD	0,000479617	0,0024	0,0896	0,1136	0,0000
Peso Molecular Vapor		17,0	17,0	17,5	18,1	18,1
Vapor Z		0,9777	0,9777	0,9901	0,9928	0,9928
Entalpía Especifica Vapor	KJ/KG	-8,38E+04	-8,38E+04	-9,02E+04	-9,94E+04	-9,94E+04
CP/CV Vapor		1,3236	1,3236	1,3015	1,2842	1,2842
Densidad de Masa de Vapor	KG/M3	10,3853	10,3853	4,4855	3,7759	3,7759
Gravedad Especifica de Vapor		0,5871	0,5871	0,6040	0,6261	0,6261
Conductividad Térmica de Vapor	W/M-K	0,0377	0,0377	0,0365	0,0390	0,0390
Viscosidad de vapor	CP	0,0125	0,0125	0,0123	0,0130	0,0130
LIQUID						
Flujo Molar de Líquido	KGMOL/HR	35,23347443	176,17	171,82	170,62	170,62
Flujo Másico de Líquido	KG/HR	6152,315587	30761,58	30685,41	30660,81	30660,81
Flujo Vol. Act. Líquido	BBL/DAY	992,5382073	4962,69	4952,53	5046,10	5046,10
Flujo Vol. Std. Líquido	BBL/DAY	967,1497983	4835,75	4825,39	4822,31	4822,31
Peso Molecular Líquido		174,62	174,62	178,59	179,70	179,70
Entalpía Especifica Líquido	KJ/KG	-4,85E+05	-4,85E+05	-4,95E+05	-4,89E+05	-4,89E+05
Densidad de Masa de Líquido	KG/M3	935,71	935,71	935,30	917,23	917,23
Gravedad Especifica de Líquido		0,9359	0,9359	0,9355	0,9174	0,9174
Tensión Superficial de Líquido	DYNE/CM	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Conductividad Térmica de Líquido	W/M-K	0,1585	0,1585	0,1636	0,1610	0,1610
Viscosidad de Líquido	CP	26,3548	26,3548	28,2276	14,9281	14,9281

Fuente: Elaboración propia, datos de la simulación en HYSYS.

Nombre de Corriente		11	12A	12B	12	13
Descripción de Corriente		Crudo diluido a deshidratador electrostático	Crudo deshidratado desde separador	Corte de 1% de agua del crudo	Crudo diluido con 1% de BS&W	Crudo diluido para almacenar
Notas						
Fración Vapor		0,0020	0,0000	0,0000	0,0000	0,0082
Flujo Molar	KG/MOL/HR	170,62	82,96	16,47	99,43	99,43
Flujo Másico Total	KG/HR	30660,81	29081,50	296,66	29378,16	29378,16
Temperatura	°C	76,73	76,73	76,73	76,73	76,84
Presión	PSIG	60,80	60,80	60,80	60,80	35,00
Peso Molecular Total		179,70	350,56	18,02	295,48	295,48
Entalpía Específica Total	KJ/KG	-2,72E+03	-2,02E+03	-1,56E+04	-2,16E+03	-2,16E+03
Factor de Watson K		11,11	11,11	17,69	11,11	11,11
Gravedad API	°API	15,63	15,95	9,91	15,89	15,89
Flujo Vol. De Componente Agua	BBL/DAY	239,1695	1,1768	44,8732	46,0500	46,0500
VAPOR						
Fración Vapor		0,0020	0,0000	0,0000	0,0000	0,0082
Flujo Molar de Vapor	KG/MOL/HR	0,35	0,0	n/a	n/a	0,8
Flujo Másico de Vapor	KG/HR	6,41	0,0	n/a	n/a	15,4
Flujo Vol. Act. Vapor	BBL/DAY	293,16	0,0	n/a	n/a	1036,2
Flujo Vol. Std. Vapor	MMSCFD	0,0070	0,0000	n/a	n/a	0,0163
Peso Molecular Vapor		18,32	18,3	n/a	n/a	19,0
Vapor Z		0,9936	0,9936	n/a	n/a	0,9951
Entalpía Específica Vapor	KJ/KG	-1,02E+05	-1,02E+05	n/a	n/a	-1,12E+05
CP/CV Vapor		1,2821	1,2821	n/a	n/a	1,2761
Densidad de Masa de Vapor	KG/M3	3,2996	3,2996	n/a	n/a	2,2429
Gravedad Específica de Vapor		0,6326	0,6326	n/a	n/a	0,6544
Conductividad Térmica de Vapor	W/M-K	0,0386	0,0386	n/a	n/a	0,0373
Viscosidad de vapor	CP	0,0130	0,0130	n/a	n/a	0,0128
LIQUID						
Fración Líquido		0,9980	1,0000	1,0000	1,0000	0,9918
Flujo Molar de Líquido	KG/MOL/HR	170,27	82,96	16,47	99,43	98,61
Flujo Másico de Líquido	KG/HR	30654,40	29081,50	296,66	29378,16	29362,76
Flujo Vol. Act. Líquido	BBL/DAY	5045,13	4801,24	46,00	4847,24	4844,81
Flujo Vol. Std. Líquido	BBL/DAY	4821,53	4583,76	44,85	4628,61	4626,76
Peso Molecular Líquido		180,04	350,56	18,02	295,48	297,76
Entalpía Específica Líquido	KJ/KG	-4,89E+05	-7,09E+05	-2,81E+05	-6,38E+05	-6,42E+05
Densidad de Masa de Líquido	KG/M3	917,21	914,35	973,54	914,91	914,89
Gravedad Específica de Líquido		0,9174	0,9144	0,9736	0,9150	0,9150
Tensión Superficial de Líquido	DYNE/CM	n/a	26,2	62,9	n/a	n/a
Conductividad Térmica de Líquido	W/M-K	0,1614	0,1514	0,6675	0,1532	0,1541
Viscosidad de Líquido	CP	14,9873	12,5934	0,3659	13,0310	13,1511

Fuente: Elaboración propia, datos de la simulación en HYSYS.

Nombre de Corriente		15	16	17	18A	18
Descripción de Corriente		Gas eliminado en el separador bifásico	Gas eliminado en el deshidratador electrostático	Gas a horno de fuego directo y mechorrio	Corte de 5% de agua del crudo diluido	Agua eliminada en deshidratador electrostático
Notas						
Fración Vapor		1,0000	1,0000	1,0000	0,0000	0,0000
Flujo Molar	KG/MOL/HR	5,67	0,35	6,02	87,31	70,84
Flujo Másico Total	KG/HR	102,81	6,41	109,22	1572,90	1276,24
Temperatura	°C	76,67	76,73	76,34	76,73	76,73
Presión	PSIG	72,51	60,80	57,80	60,80	60,80
Peso Molecular Total		18,13	18,32	18,14	18,02	18,02
Entalpía Específica Total	KJ/KG	-5,48E+03	-5,58E+03	-5,49E+03	-1,56E+04	-1,56E+04
Factor de Watson K		17,81	17,69	17,81	17,69	n/a
Gravedad API	°API	n/a	n/a	n/a	9,91	9,91
Flujo Vol. De Componente Agua	BBL/DAY	1,0626	0,0759	1,1386	237,9168	193,0436
VAPOR						
Flujo Molar de Vapor	KG/MOL/HR	5,7	0,3	6,0	0,0	n/a
Flujo Másico de Vapor	KG/HR	102,8	6,4	109,2	0,0	n/a
Flujo Vol. Act. Vapor	BBL/DAY	4110,1	293,2	5250,4	0,0	n/a
Flujo Vol. Std. Vapor	MMSCFD	0,1136	0,0070	0,1206	0,0000	n/a
Peso Molecular Vapor		18,1	18,3	18,1	18,3	n/a
Vapor Z		0,9928	0,9936	0,9940	0,9936	n/a
Entalpía Específica Vapor	KJ/KG	-9,94E+04	-1,02E+05	-9,95E+04	-1,02E+05	n/a
CP/CV Vapor		1,3	1,3	1,3	1,3	n/a
Densidad de Masa de Vapor	KG/M3	3,8	3,3	3,1	3,3	n/a
Gravedad Específica de Vapor		0,6261	0,6326	0,6265	0,6326	n/a
Conductividad Térmica de Vapor	W/M-K	0,0390	0,0386	0,0388	0,0386	n/a
Viscosidad de vapor	CP	0,0130	0,0130	0,0130	0,0130	n/a
LIQUID						
Flujo Molar de Líquido	KG/MOL/HR	n/a	n/a	n/a	87,31	7,08E+01
Flujo Másico de Líquido	KG/HR	n/a	n/a	n/a	1572,90	1276,24
Flujo Vol. Act. Líquido	BBL/DAY	n/a	n/a	n/a	243,89	197,89
Flujo Vol. Std. Líquido	BBL/DAY	n/a	n/a	n/a	237,77	192,92
Peso Molecular Líquido		n/a	n/a	n/a	18,02	18,02
Entalpía Específica Líquido	KJ/KG	n/a	n/a	n/a	-2,81E+05	-2,81E+05
Densidad de Masa de Líquido	KG/M3	n/a	n/a	n/a	973,54	973,54
Gravedad Específica de Líquido		n/a	n/a	n/a	0,9736	0,9736
Tensión Superficial de Líquido	DYNE/CM	n/a	n/a	n/a	62,94	62,94
Conductividad Térmica de Líquido	W/M-K	n/a	n/a	n/a	0,6675	0,6675
Viscosidad de Líquido	CP	n/a	n/a	n/a	0,3659	0,3659

Fuente: Elaboración propia, datos de la simulación en HYSYS.

Nombre de Corriente		19	20	21	22	23	24	25	26
Descripción de Corriente		Agua a instalaciones de tratamiento	Crudo desnatado desde tanque	Crudo desnatado a recipiente fuera de especificaciones	Agua desde tanque de desnatado	Agua a unidad de gas Inducido	Agua desde unidad de gas inducido	Agua hacia filtro de cascara de nuez	Agua a almacenamiento e inyección
Notas									
Fase de Corriente		Agua	Aceite	Aceite	Agua	Agua	Agua	Agua	Agua
Temperatura	°C	76,78	67,00	67,00	67,00	67,00	67,00	67,00	67,00
Presión	PSIG	25,00	1,30	30,00	1,40	30,00	1,40	60,00	46,00
Flujo Másico	KG/HR	1276,24	0,92	0,92	1275,32	1275,32	1274,99	1274,99	1274,94
Flujo Vol. Actual	BBL/DAY	197,8961	0,15	0,15	196,60	196,60	196,55	196,55	196,54
Flujo Vol. Estándar	BBL/DAY	192,9223	0,14	0,14	192,78	192,78	192,73	192,73	192,73
Densidad a Condiciones Actuales	KG/M3	973,54	921,30	921,30	979,20	979,20	979,20	979,20	979,20
Densidad a Condiciones Estándar	KG/M3	998,58	959,30	959,30	998,58	998,58	998,58	998,58	998,58
Gravedad Específica		0,9986	0,9593	0,9593	0,9986	0,9986	0,9986	0,9986	0,9986
Viscosidad	cP	0,3657	12,84	12,84	0,3657	0,3657	0,3657	0,3657	0,3657
Contenido de Aceite	mg/L	1000			300	300	50	50	10
Sólidos en suspensión	mg/L	100	10	10	90	90	30	30	5

Fuente: Elaboración propia, datos de la simulación en HYSYS.

Anexo 3. Hoja de cálculo ejemplo para potencia de bombas de procesos.

ESTIMACION DE POTENCIA PARA LA BOMBA: BOMBA DE CONDENSADOS - PARTE DEL PAQUETE DE PURGA			
Flujo	(BPD)	4822,31	
Flujo	(GPM)	140,7	
Flujo (15% Adicional)	(GPM)	161,7	
Densidad del Fluido	(KG/M3)	935,71	
Columna de Líquido en la succión	(M)	1	
Presión de columna de líquido	(PSIG)	1,33089246	
Presión del sistema a la succión	(PSIG)	0	
Presión Succión de la Bomba	(PSIA)	16,0268413	
Columna de líquido en la descarga	(M)	5	
Presión de columna de líquido	(PSIG)	6,6544623	
Presión del equipo agua abajo	(PSIG)	0	
Perdidas por fricción	(PSIG)	15	
Presión de Descarga en la bomba	(PSIA)	36,3504111	
Delta de Presión	(PSI)	20,3235698	
Eficiencia		0,7	

Factor de sobre diseño según bases de diseño	
Datos a introducir	
Cálculos	
Resultados	
Potencia	

Para liquido, se asume entre 70% y 75%. Para multifásica, se asume 50%

$$BHP (hp) = \frac{Flow(gpm) \cdot \Delta P(psi)}{1714 \cdot \eta}$$

Potencia de Procesos		Potencia con factor de servicio
BHP =	2,74 HP	3,42 HP
BHP=	2,04 kW	2,55 kW

Fuente: Elaboración propia.

Anexo 4. Hoja de cálculo típica para dimensiones de separadores de procesos.

 HOJA DE CÁLCULO PARA EL DISEÑO DE UN SEPARADOR BIFÁSICO LÍQUIDO-LÍQUIDO HORIZONTAL															
Diseño de un Separador Bifásico Horizontal															
Datos de Entrada															
Presión de Operación (P)	<input type="text" value="60,08"/> psig <input type="text" value="74,78"/> psia														
Temperatura de Operación (T)	<input type="text" value="170"/> °F <input type="text" value="630"/> °R														
Constante Empírica de la Ecuación de Souders y Brown (K_S):															
<input checked="" type="radio"/> Por Diámetro de Partícula															
Diámetro de Partícula (D_p)	<input type="text" value="200"/> Micrones														
Constante (K_S)	<input type="text" value="0,825"/> (in/min)*(cP)/(lb/ft ³)														
<input type="radio"/> Por Valores Tabulados según Ambas Fases															
Tipo de Separación Requerida	Fase Liviana: Nonil Alcohol / Fase Pesada: Agua														
Relación L/D Asumida (L/D) _A	<input type="text" value="3"/>														
Dimencionamiento del Separador															
<table border="0"> <tr> <th style="text-align: left;">Fase Liviana</th> <th style="text-align: left;">Fase Pesada</th> </tr> <tr> <td>Flujo Volumétrico (Q_{Ll})</td> <td>Flujo Volumétrico (Q_{Lh})</td> </tr> <tr> <td><input type="text" value="5268,15"/> BPD <input type="text" value="0,342"/> ft³/s</td> <td><input type="text" value="276"/> BPD <input type="text" value="0,018"/> ft³/s</td> </tr> <tr> <td>Viscosidad (μ_{Ll})</td> <td>Viscosidad (μ_{Lh})</td> </tr> <tr> <td><input type="text" value="12,59"/> cP</td> <td><input type="text" value="0,366"/> cP</td> </tr> <tr> <td>Densidad (ρ_L)</td> <td>Densidad (ρ_L)</td> </tr> <tr> <td><input type="text" value="57,08"/> lb/ft³</td> <td><input type="text" value="60,78"/> lb/ft³</td> </tr> </table>		Fase Liviana	Fase Pesada	Flujo Volumétrico (Q_{Ll})	Flujo Volumétrico (Q_{Lh})	<input type="text" value="5268,15"/> BPD <input type="text" value="0,342"/> ft ³ /s	<input type="text" value="276"/> BPD <input type="text" value="0,018"/> ft ³ /s	Viscosidad (μ_{Ll})	Viscosidad (μ_{Lh})	<input type="text" value="12,59"/> cP	<input type="text" value="0,366"/> cP	Densidad (ρ_L)	Densidad (ρ_L)	<input type="text" value="57,08"/> lb/ft ³	<input type="text" value="60,78"/> lb/ft ³
Fase Liviana	Fase Pesada														
Flujo Volumétrico (Q_{Ll})	Flujo Volumétrico (Q_{Lh})														
<input type="text" value="5268,15"/> BPD <input type="text" value="0,342"/> ft ³ /s	<input type="text" value="276"/> BPD <input type="text" value="0,018"/> ft ³ /s														
Viscosidad (μ_{Ll})	Viscosidad (μ_{Lh})														
<input type="text" value="12,59"/> cP	<input type="text" value="0,366"/> cP														
Densidad (ρ_L)	Densidad (ρ_L)														
<input type="text" value="57,08"/> lb/ft ³	<input type="text" value="60,78"/> lb/ft ³														
Densidad de la Fase Liviana (ρ_{Ll})	<input type="text" value="57,080"/> lb/ft ³														
Densidad de la Fase Pesada (ρ_{Lh})	<input type="text" value="60,780"/> lb/ft ³														
Flujo Másico de la Fase Liviana (W_{Ll})	<input type="text" value="70347,16"/> lb/h														
Flujo Másico de la Fase Pesada (W_{Lh})	<input type="text" value="3924,41"/> lb/h														
Constante (K_S)	<input type="text" value="0,825"/> (in/min)*(cP)/(lb/ft ³)														
Velocidad de Separación de la Fase Liviana (U_{ALl})	<input type="text" value="8,336"/> in/min														
Velocidad de Separación de la Fase Pesada (U_{ALh})	<input type="text" value="0,242"/> in/min														
Diámetro del Separador (D)	<input type="text" value="43,4"/> in ≈ <input type="text" value="48"/> in = <input type="text" value="4,0"/> ft														
Relación L/D del Separador (L/D)	<input type="text" value="5,5"/> ← Valor Optimo de L/D														
Longitud del Separador (L)	<input type="text" value="22,0"/> ft ≈ <input type="text" value="22,0"/> ft														
Altura de Líquido de la Fase Pesada (H_{Lh})	<input type="text" value="1,0"/> ft														
Altura de Líquido de la Fase Liviana (H_{Ll})	<input type="text" value="3,0"/> ft														
Tiempo de Asentamiento de la Fase Liviana (t_{Ll})	<input type="text" value="4,3"/> min														
Tiempo de Asentamiento de la Fase Pesada (t_{Lh})	<input type="text" value="49,5"/> min														
Área Total (A_T)	<input type="text" value="12,6"/> ft ²														
Área de Líquido Ocupada por la Fase Pesada (A_{Lh})	<input type="text" value="2,5"/> ft ²														
Área de Líquido Ocupada por la Fase Liviana (A_{Ll})	<input type="text" value="10,1"/> ft ²														
Tiempo de Residencia de la Fase Liviana (θ_{Ll})	<input type="text" value="10,8"/> min														
Tiempo de Residencia de la Fase Pesada (θ_{Lh})	<input type="text" value="50,3"/> min														

Fuente: Vepica, 2011

Anexo 5. Hojas de cálculo para dimensiones de tanques de almacenamiento.

Tanque de desnatado

Flujo	192.92 BPD
Tiempo de retención	0.04166667 días
Capacidad de trabajo	9.24 BPD
Capacidad nominal	11.09 BPD
Diámetro	4 ft
Altura	7.5 ft
Capacidad (calculada)	16.8 BBL
L/D	1.9
Número de tanques	2

60 Min

1219.2 mm

2286 mm

Tanque de agua

Flujo	19.7 BPD
Tiempo de autonomía	1 días
Capacidad de trabajo	22.66 BPD
Capacidad nominal	27.19 BPD
Diámetro	5.5 ft
Altura	7 ft
Capacidad (calculada)	29.645 BBL
L/D	1.3
Número de tanques	1

24 Horas

1676.4 mm

2133.6 mm

Tanque de crudo fuera de especificación

Flujo	4836 BPD
Tiempo de autonomía	0.25 días
Capacidad de trabajo	1390.35 BLLS
Capacidad nominal	1668.42 BLLS
Diámetro	7.5 ft
Longitud	36 ft
Capacidad (calculada)	283.5 BLLS
L/D	4.8
Número de tanques	1

6 Horas

2286 mm

10972.8 mm

N de Recipien 7.06209524

Tanque de diesel

Flujo	66.5 BPD
Tiempo de autonomía	3 días
Capacidad de trabajo	229.43 BLLS
Capacidad nominal	275.31 BLLS
Diámetro	7.5 ft
Longitud	36 ft
Capacidad (calculada)	283.5 BLLS
L/D	4.8
Número de tanques	2

72 Horas

2286 mm

10972.8 mm

Fuente: Elaboración Propia.

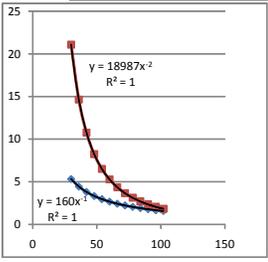
Anexo 6. Hoja de cálculo para dimensionamiento de recipientes de procesos.

Recipiente Cilíndrico Horizontal

Qw	221,858	BPD
μ	0,4176	cP
dm	100	Micrón
Densidad W	979,2	Kg/m ³
Densidad O	921,3	Kg/m ³
S.G.	0,057906	
(Tr)w	60	Min
F (Nota)	1	

$d * Leff = 1000 * Qw * \mu / \Delta SG * dm^2$		$d^{\wedge}2 * Leff = 1,4 * (Tr)w * Qw$	
	159,9976442		18987,09573
d (inches)	Leff (feet)	d (inches)	Leff (feet)
30	5,333254808	30	21,09677303
36	4,444379006	36	14,65053683
42	3,80946772	42	10,76365971
48	3,333284255	48	8,240926965
54	2,962919338	54	6,511349701
60	2,666627404	60	5,274193258
66	2,424206731	66	4,358837403
72	2,222189503	72	3,662634207
78	2,051251849	78	3,120824413
84	1,90473386	84	2,690914927
90	1,777751603	90	2,344085892
96	1,666642127	96	2,060231741
102	1,568604355	102	1,824980366

Recipiente Cilíndrico Vertical



$d^{\wedge}2 = 6,691 * F * Qw * \mu / ((\Delta SG) * dm^2)$		$H = 0,7 * (tr)w * Qw / d^{\wedge}2$	
d (inches) =	32,71917232 48	H (feet) =	8,880584924 4,126327698

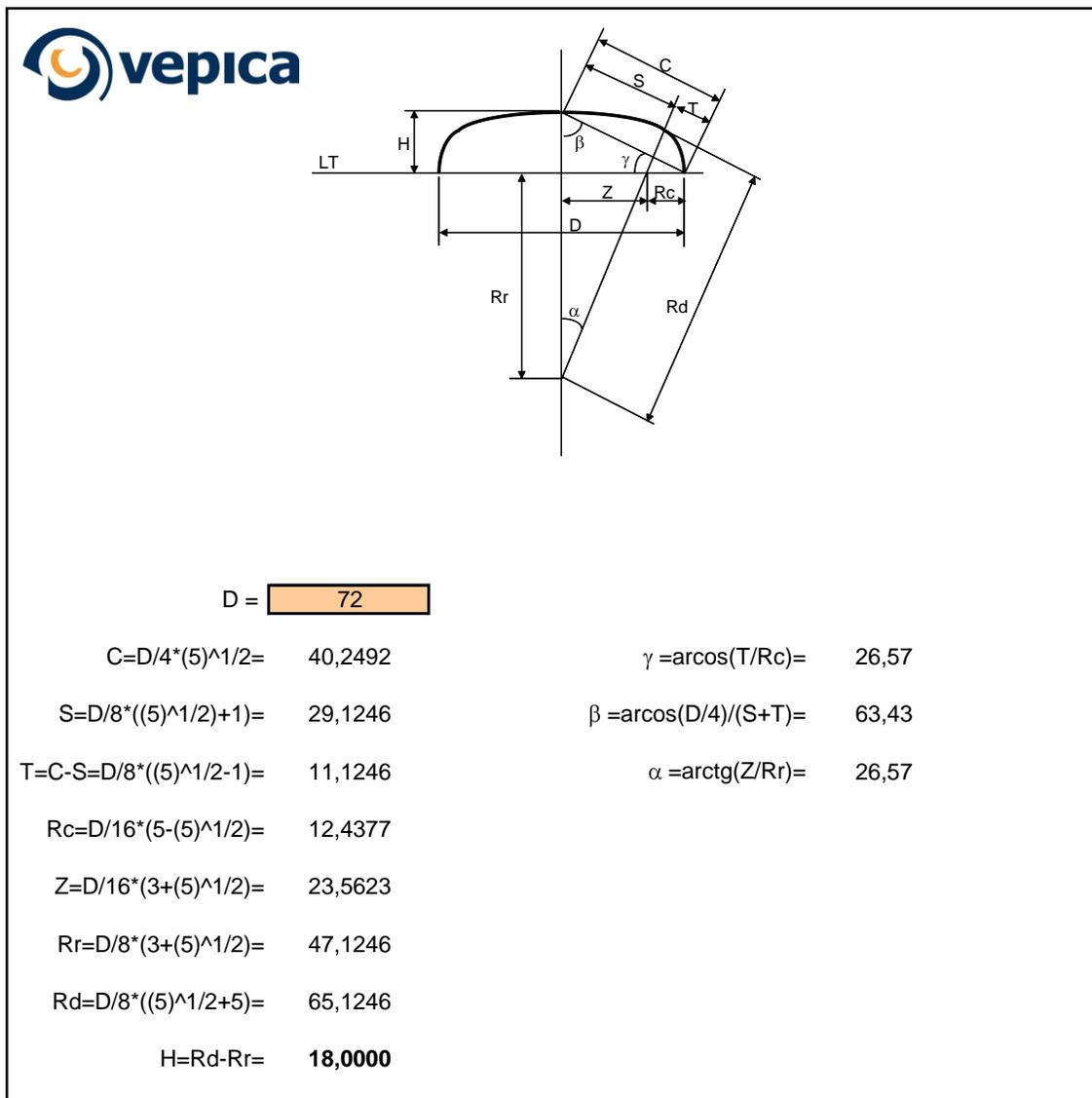
Fuente: Elaboración propia.

Anexo 7. Hoja de cálculo típica para estimar peso de separadores y recipientes.

INTERNAL PRESSURE		
Head Material : SA-516-70 Allow. stress : 20.000 psi (N&C) Allow. stress : 20.000 psi (Des.) Joint eff. : 100 % Head type : Elliptical	Press. & Temp. Des. press. : 76,0 psi Des. temp. : 170,0 °F C.A. : 0,1250 in Liquid level : 62,00 in * Spec. grav. : 0,93 (* above btm tan line) Insu. thk. : 0,00 in Insu. density: 18,00 pcf	Legs length : 0,00 ft. # of legs : 0 wt. per ft : 0,00 #/ft Lugs # of lugs : 0 wt. / lug : 0 lb
Shell Material : SA-516-70 Allow. stress : 20.000 psi (N&C) Allow. stress : 20.000 psi (Des.) Joint eff. : 100 % Ins. dia. : 72,0000 in T/T : 180,00 in	Skirt length : 0,00 ft. Skirt thk. : 0,0000 in	Miscellaneous Weights wt. of internals : 0 lb wt. of externals : 0 lb min thk. sh / hds: 0,0000 in
SHELL		
req'd thk. (t) = $PR/(SE-.6P) =$ 0,1414 in C. A. 0,1250 in ----- 0,2664 USE t = 0,3125 in	Design pressure = 78 psi Rad. = 36,1250 in MAWP shell = 101 psi @ top of vessel MAP shell = 173 psi	
ELLIPTICAL HEADS		
req'd thk. (t) = $PD/(2SE-.2P) =$ 0,1422 in C. A. 0,1250 in ----- 0,2672 USE t = 0,3125 in	Design pressure = 79 psi Dia. = 72,2500 in MAWP heads = 101 psi @ top of vessel MAP heads = 173 psi	
WEIGHT		
shell = 3.624 lb heads = 1.105 lb internals = 0 lb skirt = 0 lb 5% for nozzle: 236 lb legs = 0 lb lugs = 0 lb 10% misc. 497 lb ===== Fabricated Wt. = 5.462 lb externals = 0 lb insulation = 0 lb ===== Empty Wt. 5.462 lb	top head oper. liquid = 0 lb shell oper. liquid = 8.478 lb btm head oper. liquid = 1.641 lb piping oper. liquid = 546 lb ===== Operating Wt. = 16.127 lb full H2O = 29.993 lb ===== Test Wt. = 35.455 lb	

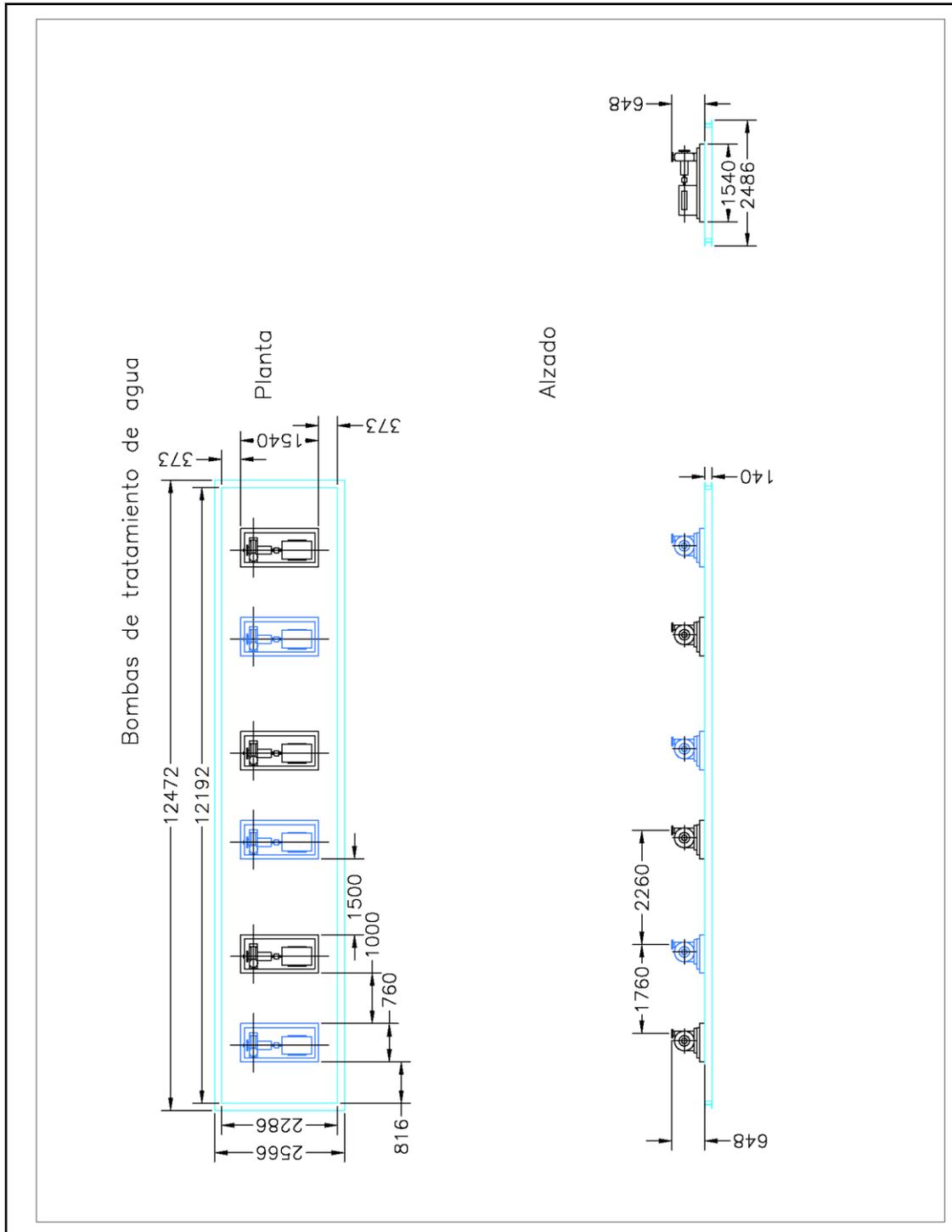
Fuente: Vepica, 2011

Anexo 8. Hoja de cálculo típica de dimensiones de cabezal de separadores y recipientes.



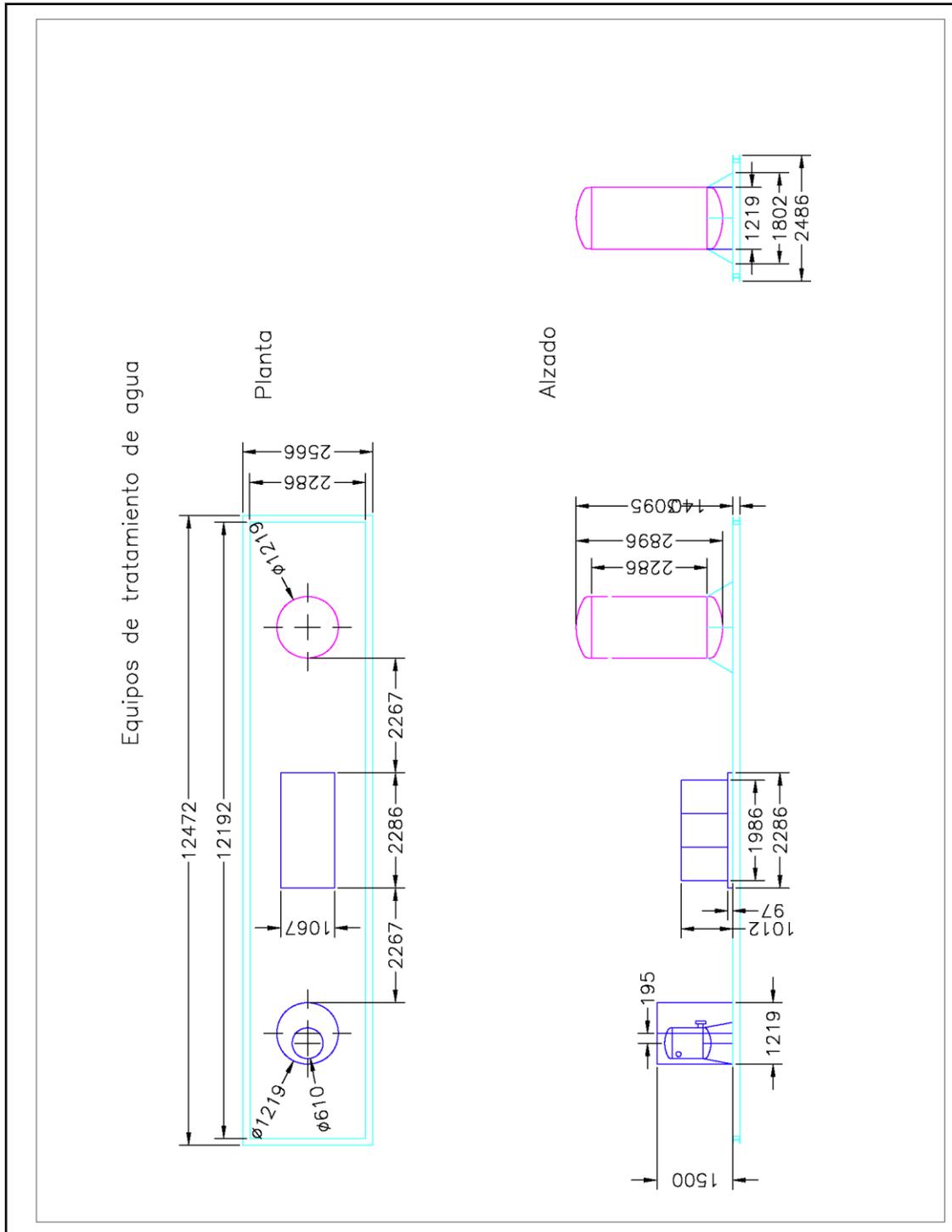
Fuente: Vepica, 2011

Anexo 9. Plano de módulo # 1: bombas de tratamiento de agua.



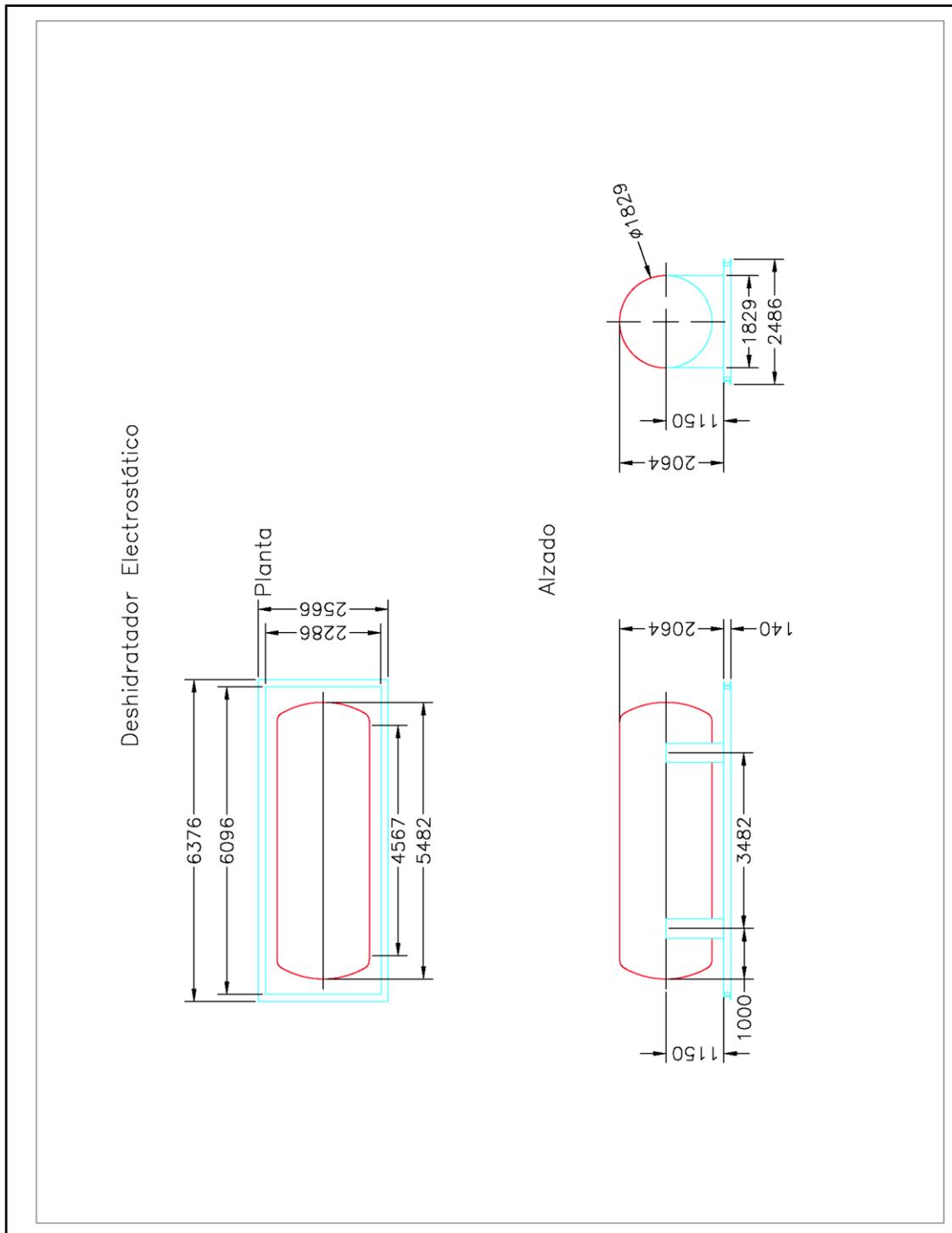
Fuente: Elaboración propia.

Anexo 10. Plano de módulo # 2: equipos de tratamiento de agua.



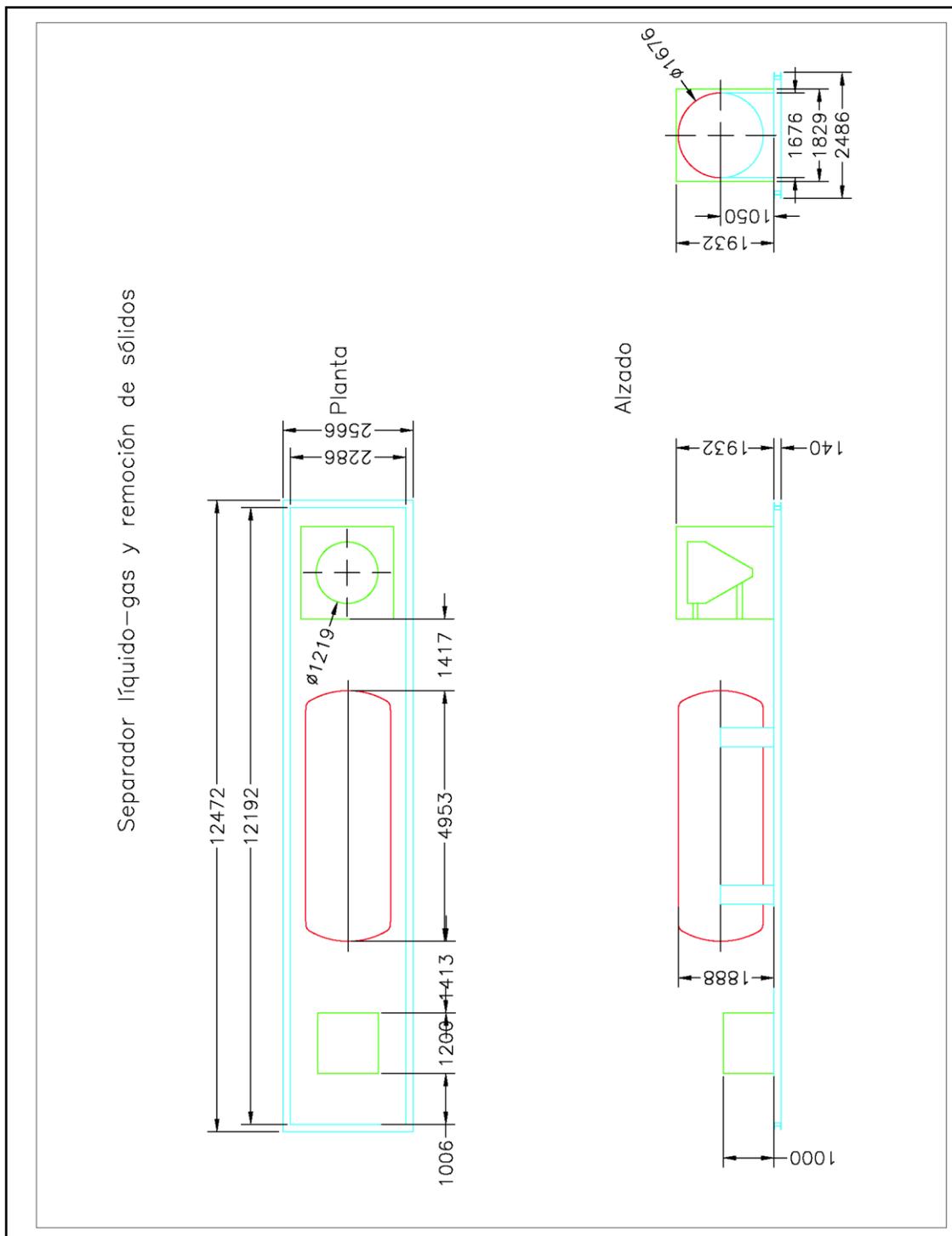
Fuente: Elaboración propia.

Anexo 11. Plano de módulo # 3: deshidratador electrostático.



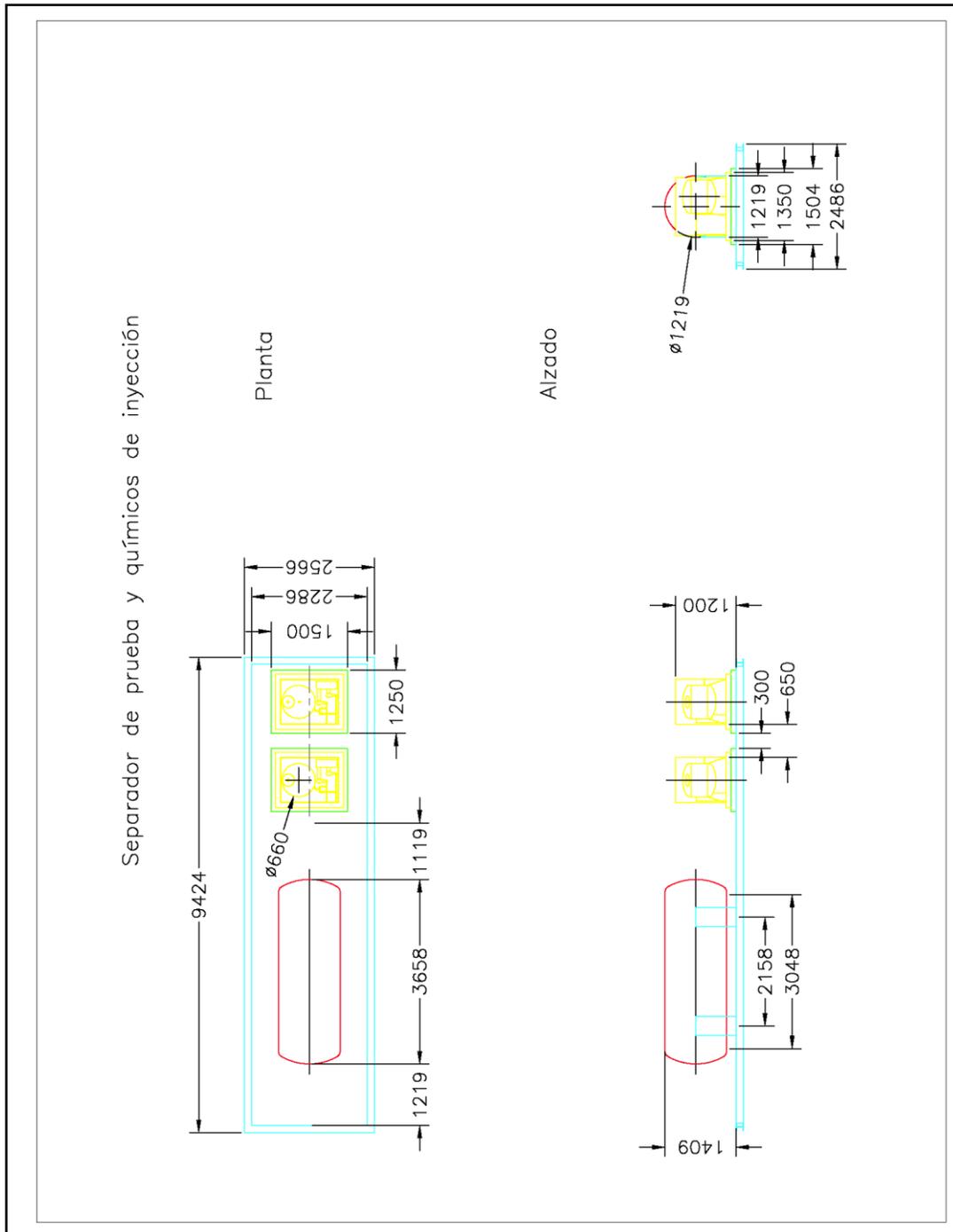
Fuente: Elaboración propia

Anexo 12. Plano de módulo # 4: separación líquido gas y remoción de sólidos.



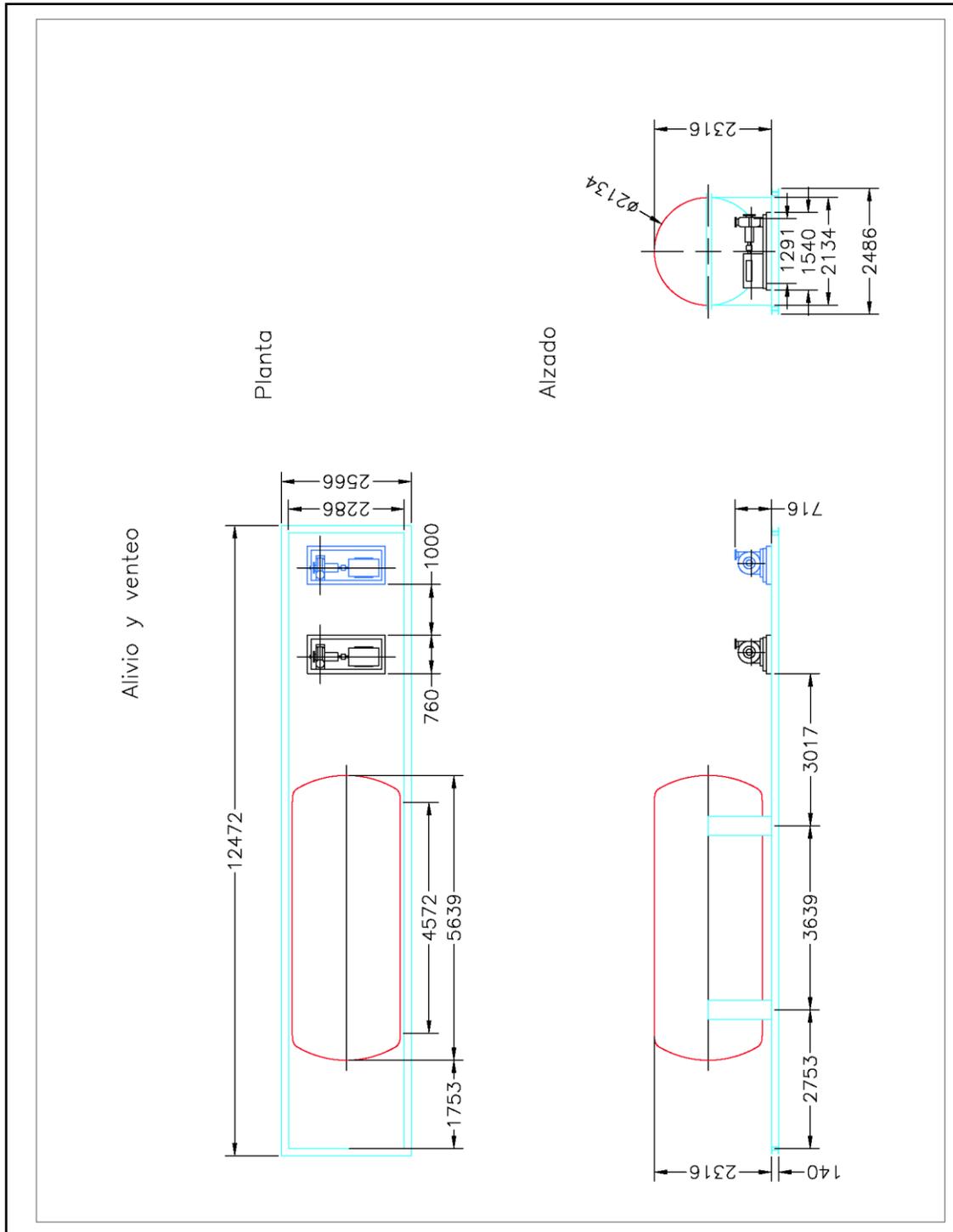
Fuente: Elaboración propia.

Anexo 13. Plano de módulo # 5: separación de prueba y químicos de tratamiento de crudo.



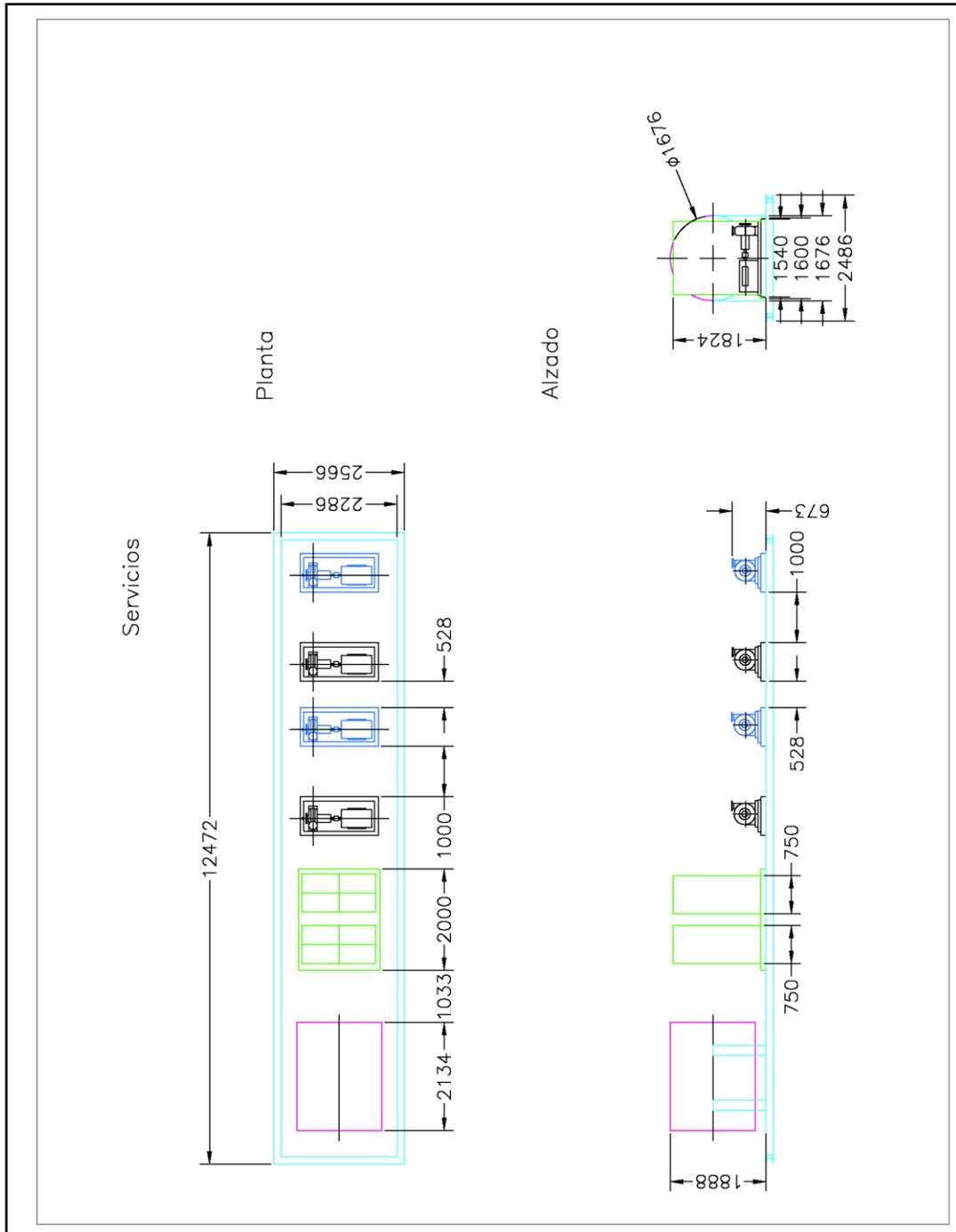
Fuente: Elaboración propia.

Anexo 14. Plano de módulo # 6: alivio y venteo.



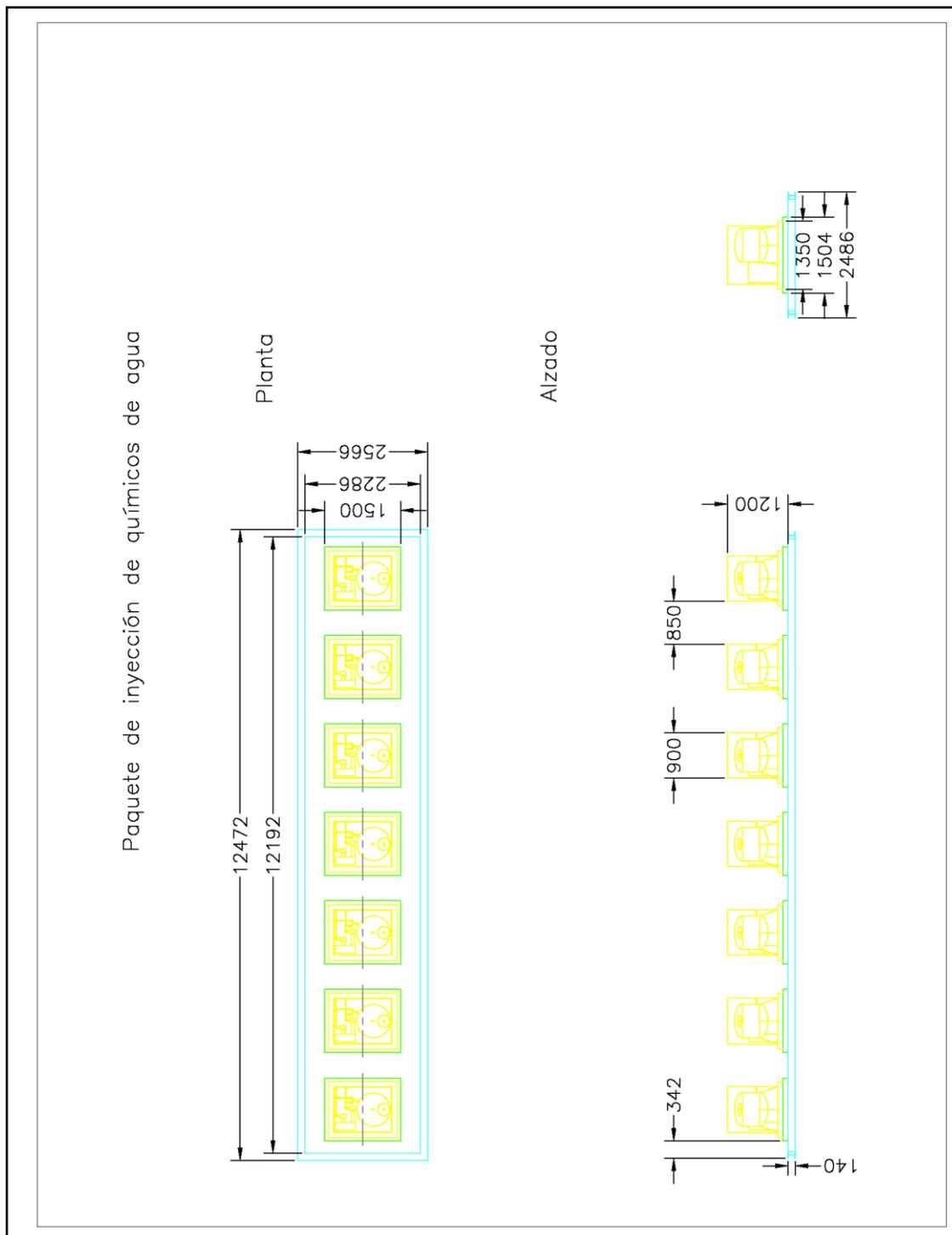
Fuente: Elaboración propia

Anexo 15. Plano de módulo # 7: Servicios y bombas de crudo fuera de especificaciones.



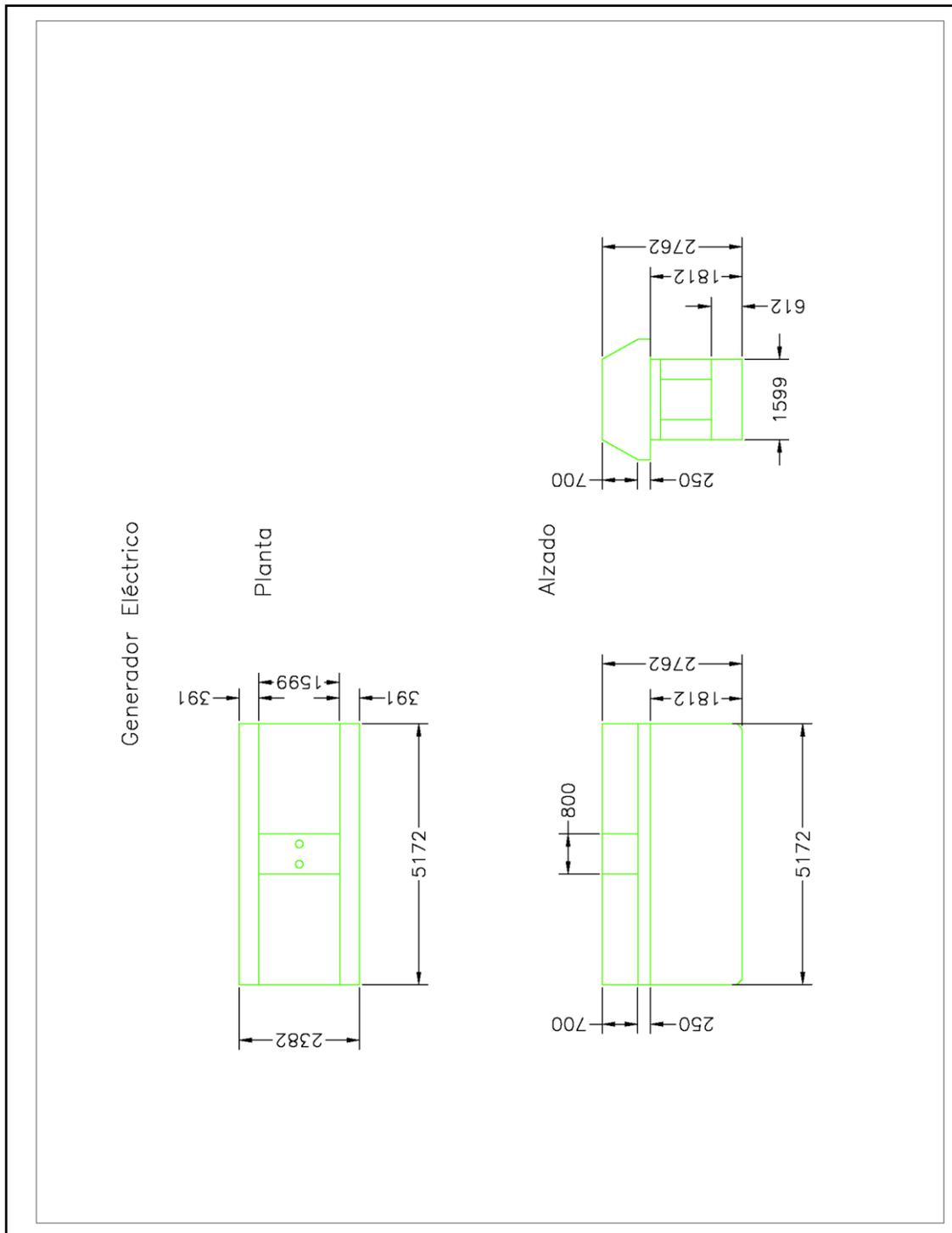
Fuente: Elaboración propia

Anexo 16. Plano de módulo # 8: Químicos para tratamiento de agua.



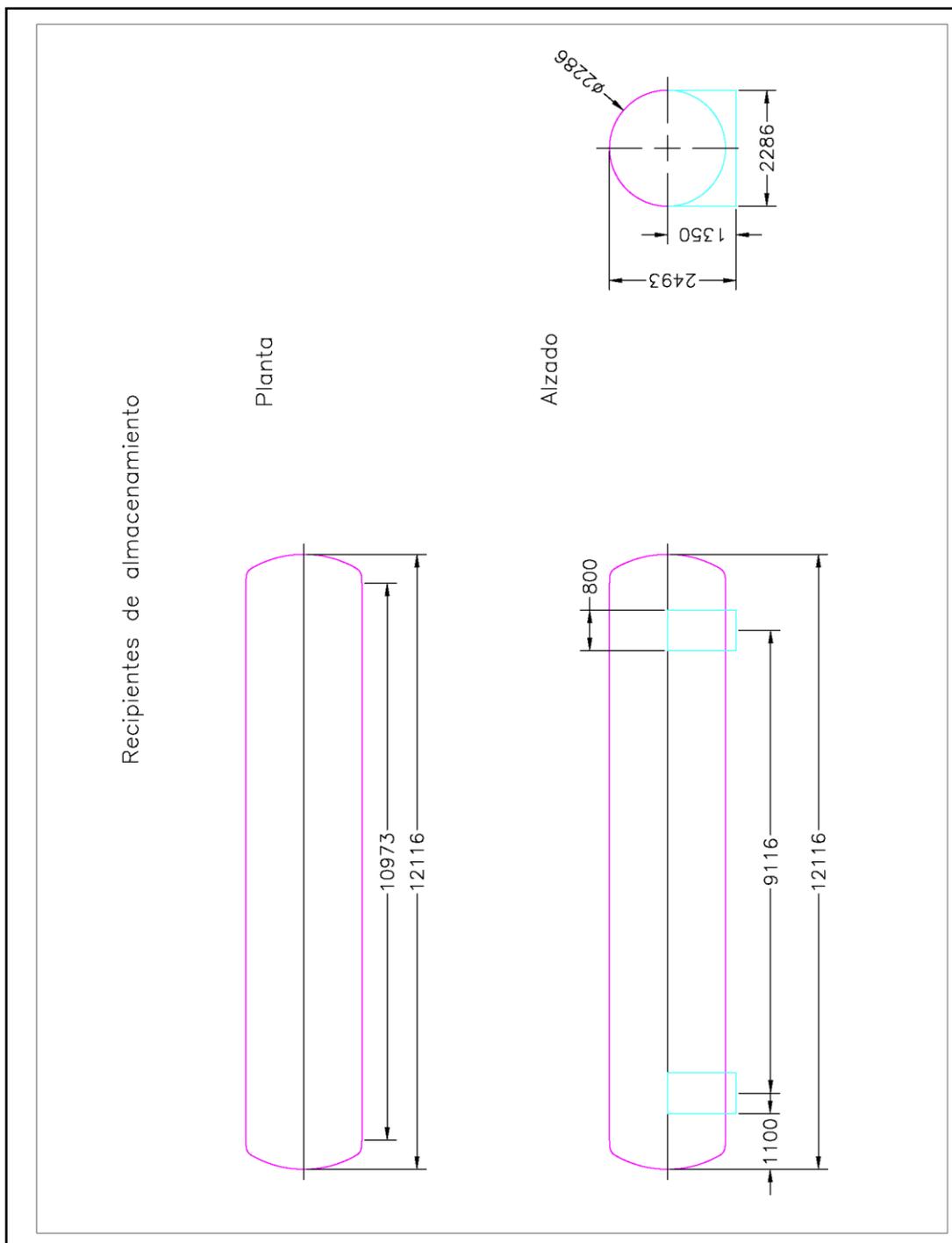
Fuente: Elaboración propia

Anexo 17. Plano de generadores eléctricos duales.



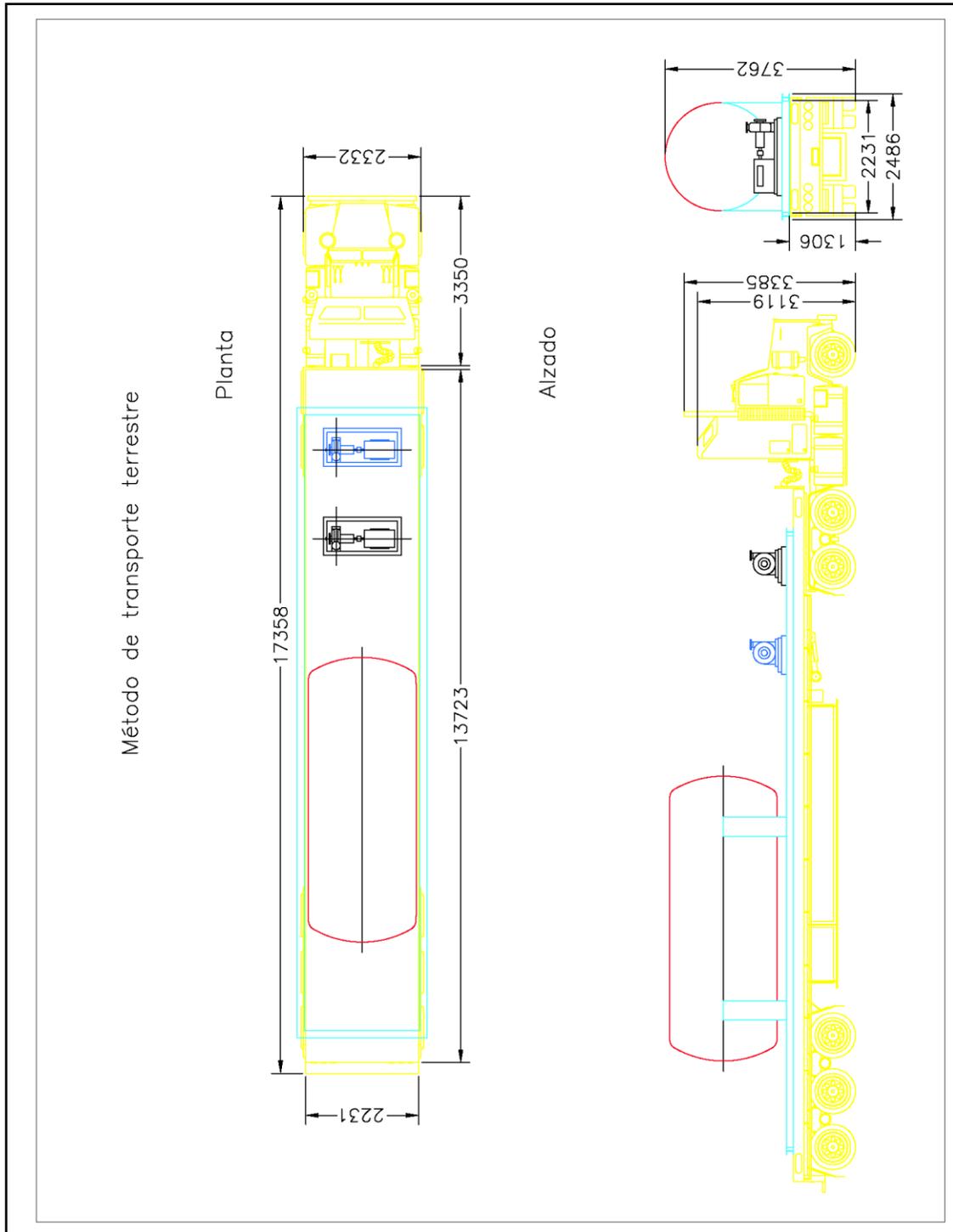
Fuente: Elaboración propia

Anexo 18. Plano de tanques de almacenamiento horizontales para crudo fuera de especificaciones.



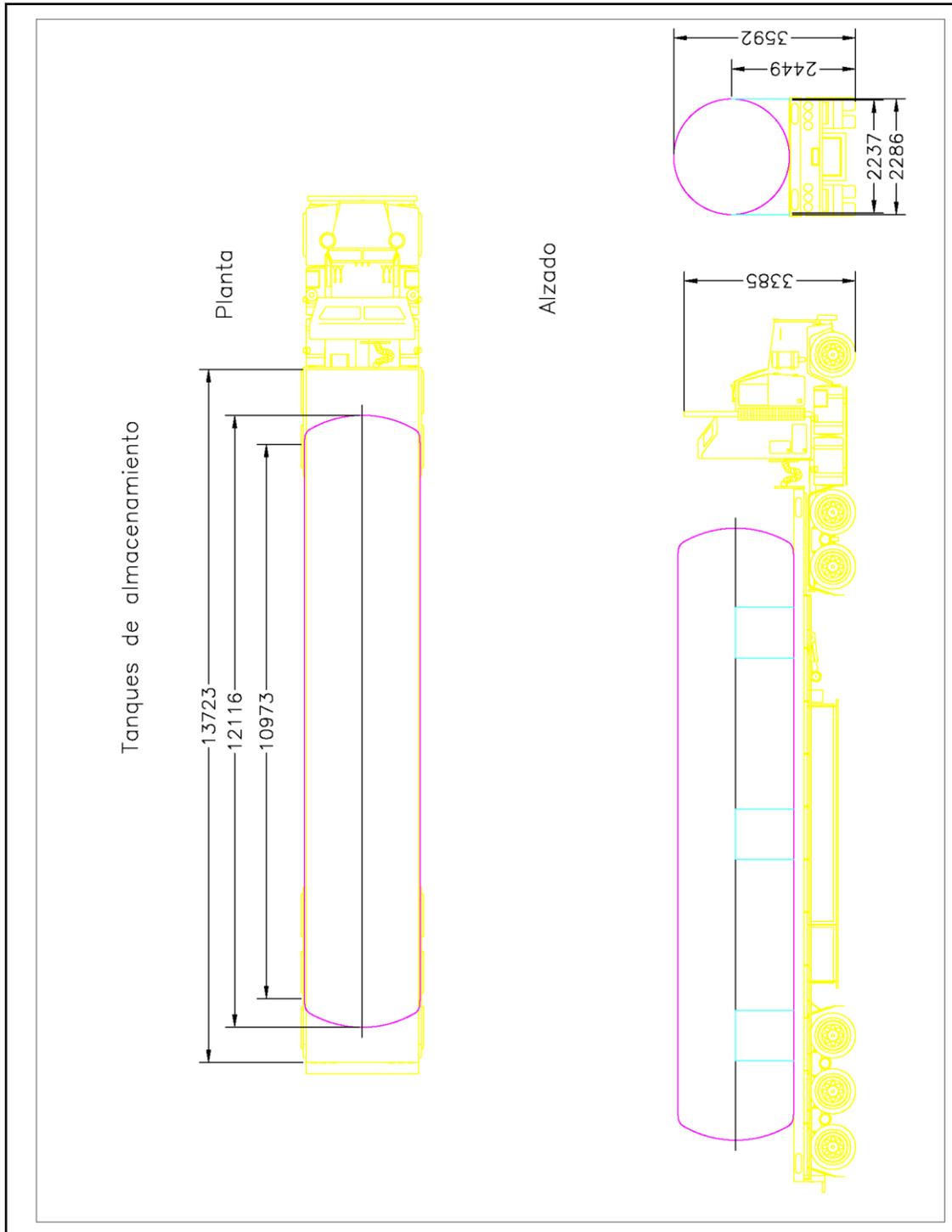
Fuente: Elaboración propia

Anexo 19. Plano de camión con un módulo para transporte terrestre.



Fuente: Elaboración propia

Anexo 20. Plano de camiones cisterna con tanques para almacenamiento temporal.



Fuente: Elaboración propia

Anexo 21. Tabla de tiempos de procura y fabricación de módulos y equipos.

EQUIPOS	CANTIDAD	Tiempo de Procura de Equipos desde Orden hasta entrega Semanas	Tiempo de Fabricación y Entrega de Módulos Semanas
MÓDULO #1 : Bombas Tratamiento de Agua			06 - 08
Bomba de alimentación a unidad de gas inducido	2	12-14	
Bomba de alimentación a filtro de cascara de nuez	2	12-14	
Bomba de crudo desnatado	2	12-14	
MÓDULO #2 : Equipos Tratamiento de Agua			08 - 10
Tanque de desnatado	1	10-12	
Unidad de Flotación por Gas Inducido	1	14-16	
Filtro de cascara de nuez	1	12-16	
MODULO #3 : Deshidratador Electrostático			08 - 10
Deshidratador electrostático	1	18-20	
MÓDULO #4: Separación Líquido-Gas y Remoción de Sólidos			13 - 15
Horno Fuego Directo	1	18-20	
Separador Líquido-Gas	1	18-20	
Unidad de remoción de sólidos	1	18-20	
Medidor multifásico	1	18-20	
MÓDULO #5 : Separador de Prueba			08 - 10
Separador de prueba	1	18-20	
Paquete de Inyección de Demulsificante	1	12-14	
Paquete de Inyección de Antiespumante	1	12-14	
MÓDULO #6: Alivio y Venteo			06 - 08
Separador de condensados	1	18-20	
Bomba de condensados	2	12-14	
Flare	1	16-20	
MÓDULO #7 : Servicios			10 - 12
Unidad de compresión de aire	2	16-20	
Tanque de agua potable	1	10-12	
Bomba de diesel	2	12-14	
Bomba de crudo diluido fuera de especificación	2	12-14	
MÓDULO #8 : Paquete de Químicos para tratamiento de agua			06 - 08
Paquete de Inyección de Inhibidor de Corrosión	1	12-14	
Paquete de Inyección de Floculante	1	12-14	
Paquete de Inyección de Secuestrante de Oxígeno	1	12-14	
Paquete de Inyección de Bactericida	1	12-14	
Paquete de Inyección de Coagulante	1	12-14	
Paquete de Inyección de Dispersante	1	12-14	
Paquete de Inyección de Biocida	1	12-14	
Generadores Eléctricos			06 - 08
Generador Dual de Electricidad	3	12-14	
Recipientes de Almacenamiento			06 - 08
Tanques de crudo diluido fuera de especificaciones	7	18-20	
Tanque de diesel	2	18-20	

Fuente: Elaboración propia. Entrevista no estructurada, 2011.

Anexo 22. Tabla de estimación de costos de los equipos mayores de la planta por el método de los seis décimos.

IDENTIFICACIÓN DE EQUIPO	CANTIDAD	DESCRIPCIÓN	DUTY	REFERENCIAL		PRECIO	DECIMOS	INDICE	INDEXACION			PRECIO UNITARIO FOB US\$	PRECIO TOTAL FOB US\$
				CAPACIADA					FECHA	MESES	FACTOR		
MODULO #1 : Bombas Tratamiento de Agua													
EPF1 555 PA 001 A/S	2	Bomba de alimentación a unidad de gas inducido	3.00	1	HP	12.217,95	0,79	0,03	20/07/2011	5,50	1,01364	29.499	58.998
EPF1 555 PA 002 A/S	2	Bomba de alimentación a filtro de cascara de nuez	3.00	2	HP	18.518,94	0,79	0,03	20/07/2011	5,50	1,01364	25.859	51.718
EPF1 560 PA 001 A/S	2	Bomba de crudo desnatado	3.00	1	HP	12.217,95	0,79	0,03	20/07/2011	5,50	1,01364	29.499	58.998
MODULO #2 : Equipos Tratamiento de Agua													
EPF1 555 TA 001	1	Tanque de desnatado	16,80	1088	BBL	146.227,20	0,51	0,03	20/07/2011	5,50	1,01364	17.666	17.666
EPF1 555 VV 001	1	Unidad de Flotación por Gas Inducido	500,00	949,67	BPD	66.503,19	0,6	0,03	20/07/2011	5,50	1,01364	45.874	45.874
EPF1 555 CA 001	1	Filtro de cascara de nuez	300,00	949,67	BPD	77.808,21	0,6	0,03	20/07/2011	5,50	1,01364	39.504	39.504
MODULO #3 : Deshidratador Electrostatico													
EPF1 210 VU 001	1	Deshidratador electrostático	2.477,00	7490	KG	114.484,43	0,78	0,03	20/07/2011	5,50	1,01364	48.955	48.955
MODULO #4: Separacion Líquido-Gas y Remoción de Sólidos													
	1	Horno Fuego Directo	1,71	5,154	MMBTU/H	647.736,22	0,7	0,03	20/07/2011	5,50	1,01364	302.767	302.767
	1	Separador Líquido-Gas	2.054,00	6362	KG	97.242,98	0,64	0,03	20/07/2011	5,50	1,01364	47.809	47.809
EPF1 200 YQ 001	1	Unidad de remoción de sólidos	0,17	0,575	TON/día	163.105,60	0,6	0,03	20/07/2011	5,50	1,01364	80.283	80.283
EPF1 100 YQ 001	1	Medidor multifásico	5.242,85	9.103,98	BPD	215.929,75	0,6	0,03	20/07/2011	5,50	1,01364	157.180	157.180
MODULO #5 : Separador de Prueba													
EPF1 200 VP 001	1	Separador de prueba	1.550,00	4181	KG	63.906,46	0,64	0,03	20/07/2011	5,50	1,01364	34.326	34.326
EPF1 120 YQ 001	1	Paquete de Inyección de Demulsificante	1,38	4,73	BPD	258.810,55	0,52	0,03	20/07/2011	5,50	1,01364	138.253	138.253
EPF1 120 YQ 002	1	Paquete de Inyección de Antiespumante	0,24	0,79	BPD	88.438,54	0,52	0,03	20/07/2011	5,50	1,01364	47.816	47.816
MODULO #6: Alivio y Venteo													
	1	Separador de condensados	2.398,00	6002	KG	91.740,39	0,64	0,03	20/07/2011	5,50	1,01364	51.694	51.694
	2	Bomba de condensados	5,00	15	HP	32.167,31	0,79	0,03	20/07/2011	5,50	1,01364	13.689	27.378
EPF1 230 YQ 001	1	Flare	0,17	38,1	MMpscd	138.652,30	0,59	0,03	20/07/2011	5,50	1,01364	5.818	5.818
MODULO #7 : Servicios													
EPF1 460 KA 001 A/S	2	Unidad de compresión de aire	0,11	0,102	MMpscd	476.219,33	0,34	0,03	20/07/2011	5,50	1,01364	494.040	988.081
EPF1 530 TA 001	1	Tanque de agua potable	1.038,00	550	KG	19.800,00	0,51	0,03	20/07/2011	5,50	1,01364	27.748	27.748
EPF1 430 PA 001 A/S	2	Bomba de diesel	5,00	1	HP	12.217,95	0,79	0,03	20/07/2011	5,50	1,01364	44.164	88.328
EPF1 220 PA 003 A/S	2	Bomba de crudo diluido fuera de especificación	15,00	50	HP	66.243,30	0,79	0,03	20/07/2011	5,50	1,01364	25.939	51.878
MODULO #8 : Paquete de Químicos para tratamiento de agua													
EPF1 555 YQ 001	1	Paquete de Inyección de Inhibidor de Corrosión	0,01	0,04	BPD	106.323,85	0,52	0,03	20/07/2011	5,50	1,01364	55.181	55.181
EPF1 555 YQ 002	1	Paquete de Inyección de Flotulante	0,00125	0,01	BPD	95.916,53	0,52	0,03	20/07/2011	5,50	1,01364	32.960	32.960
EPF1 555 YQ 003	1	Paquete de Inyección de Secuestrante de Oxígeno	0,00	0,01	BPD	83.446,15	0,52	0,03	20/07/2011	5,50	1,01364	34.726	34.726
EPF1 555 YQ 004	1	Paquete de Inyección de Bactericida	0,02	0,12	BPD	28.547,89	0,52	0,03	20/07/2011	5,50	1,01364	10.040	10.040
EPF1 555 YQ 005	1	Paquete de Inyección de Coagulante	0,00	0,01	BPD	106.323,85	0,52	0,03	21/07/2011	5,47	1,01356	36.533	36.533
EPF1 555 YQ 006	1	Paquete de Inyección de Dispersante	0,04	0,04	BPD	106.323,85	0,52	0,03	22/07/2011	5,43	1,01347	113.445	113.445
EPF1 555 YQ 007	1	Paquete de Inyección de Biocida	0,11	0,1	BPD	25.589,71	0,52	0,03	23/07/2011	5,40	1,01339	27.301	27.301
Generadores Electricos													
MODULO #8 : EG 001 A/B/S	3	Generador Dual de Electricidad	750,00	5750	KW	1.984.106,75	0,71	0,03	20/07/2011	5,50	1,01364	473.563	1.420.690
Recipientes de Almacenamiento													
EPF1 220 VA 001 A/B/C/D/E/F/G	7	Tanques de crudo diluido fuera de especificaciones	283,50	21329	BBL	545.657,59	0,51	0,03	23/07/2011	5,40	1,01339	61.055	427.388
EPF1 430 TA 001 A/B	2	Tanque de diesel	283,50	21329	BBL	545.657,59	0,51	0,03	23/07/2011	5,40	1,01339	61.055	122.111
												TOTAL	4.651.447

Fuente: Departamento de estimación de costos

Anexo 23. Corrida del modelo económico para 2 años de O&M y \$5 por barril.

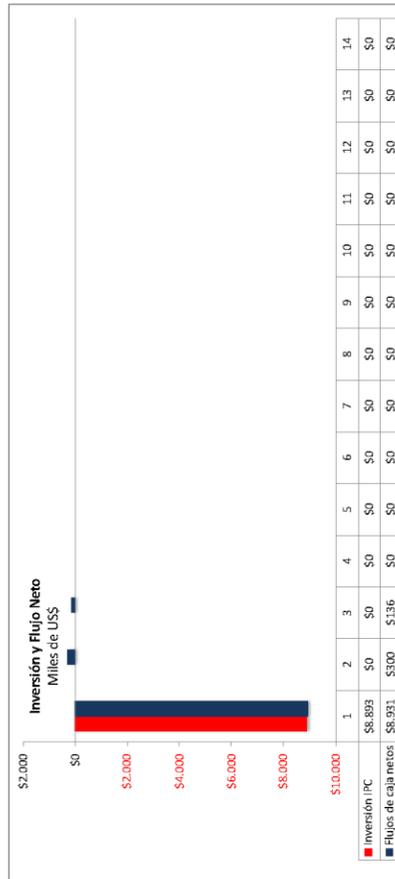
Fase 2: O&M		Precio por barril procesado	
Costo anual	\$1.570	Año	US\$
Barriles procesados por día	5.000	1	\$5,00
Duración del contrato de O&M (años)	2	2	\$5,00
Financiamiento IPC			
Meses para cancelar el crédito	24		
Pago mensual	\$402,20		
Calendario			
O&M	Mes inicio	Duración	
	8	24	
Fecha de inicio	01/11/2012		
Fecha de culminación	01/11/2014		

Fase 1: IPC		Monto total	
Ingeniería	28%	\$4.980	\$17.786
Procura	55%	\$9.782	
Construcción	17%	\$3.024	
Total	100%	\$17.786	
Financiamiento			
Porcentaje financiado	50%	\$8.893	
Tasa de interés	8%		
Calendario			
Ingeniería	Mes inicio	Duración	
Procura	1	3	
Construcción	2	6	
Período completo	4	4	
	1	7	
Fecha actual de inicio	01/04/2012		
Fecha de culminación	01/11/2012		

Fase 0: Inversión Inicial		Monto total	
Set-up de la(s) compañía(s)	\$5	\$5	
Gastos Legales	\$15	\$15	
Permisologías varias	\$30	\$30	
Otros			
Total Inversión Set-up	\$50		
Gastos para el Financiamiento			
Garantías			
Comisiones			
Gastos Legales			
Otros			
Total Gastos para el Financiamiento	\$0		
Tasa de impuesto sobre la renta			34,0%

Duración del proyecto		Años		Meses	
Fase 1: IPC	0	2	0	7	7
Fase 2: O&M	2	0	0	0	0
Total	2	2	0	7	7

VAN	\$8.487
TIR	0,0%
Breakeven	Años
Payback	Meses
	0
	10
	n/a
Flujo neto acumulado	\$8.544



Fuente: Elaboración propia

Anexo 24. Corrida del modelo económico para 2 años de O&M y \$7,5 por barril.

Fase 2: O&M		Precio por barril procesado	
Costo anual	\$1.570	Año	US\$
Barriles procesados por día	5.000	1	\$7,50
Duración del contrato de O&M (años)	2	2	\$7,50
Financiamiento IPC	\$402,20	Mes inicio	24
Meses para cancelar el crédito	24	Duración	24
Pago mensual	\$402,20		
Calendario			
O&M	8		
Fecha de inicio	01/11/2012		
Fecha de culminación	01/11/2014		

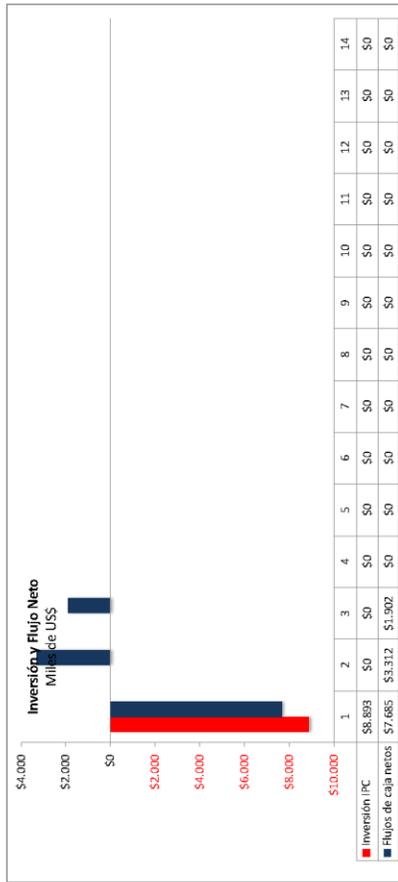
Fase 1: IPC		Monto total	
Ingeniería	28%	\$4.980	\$17.786
Procura	55%	\$9.782	
Construcción	17%	\$3.024	
Total	100%	\$17.786	
Financiamiento			
Porcentaje financiado	50%	\$8.893	
Tasa de interés	8%		
Calendario			
Ingeniería	1	Duración	3
Procura	2		6
Construcción	4		6
Período completo	1		7
Fecha actual de inicio	01/04/2012		
Fecha de culminación	01/11/2012		

Fase 0: Inversión Inicial		Monto total	
Set-up de la(s) compañía(s)	\$5	\$4.980	\$17.786
Gastos Legales	\$15	\$9.782	
Permisologías varias	\$30	\$3.024	
Otros	\$50	\$17.786	
Total Inversión Set-up	\$100		
Gastos para el Financiamiento			
Garantías			
Comisiones			
Gastos Legales			
Otros			
Total Gastos para el Financiamiento	\$0		
Tasa de impuesto sobre la renta	34,0%		

Duración del proyecto		Años	
Fase 1: IPC	0	7	
Fase 2: O&M	2	0	
Total	2	7	

VAN		Meses	
TIR	\$2.666	0,0%	
Breakeven	0	8	
Payback	n/a	n/a	

Flujo neto acumulado	
	\$2.522



Fuente: Elaboración propia

Anexo 25. Corrida del modelo económico para 2 años de O&M y \$10 por barril.

Fase 2: O&M		Precio por barril procesado	
Costo anual	\$1.570	Año	US\$
Barriles procesados por día	5.000	1	\$10,00
Duración del contrato de O&M (años)	2	2	\$10,00
Financiamiento IPC			
Meses para cancelar el crédito	24		
Pago mensual	\$402,20		
Calendario			
O&M	Mes inicio	Duración	
	8	24	
Fecha de inicio	01/11/2012		
Fecha de culminación	01/11/2014		

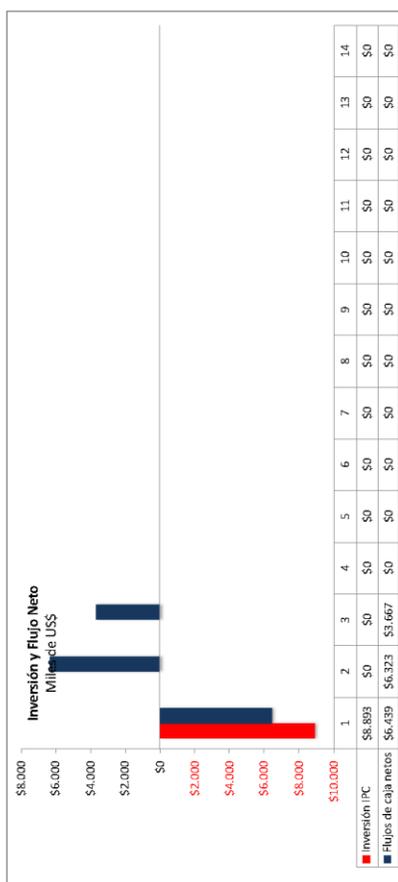
Fase 1: IPC		Monto total	
Ingeniería	28%	\$4.980	\$17.786
Procura	55%	\$9.782	
Construcción	17%	\$3.024	
Total	100%	\$17.786	
Financiamiento			
Porcentaje financiado	50%	\$8.893	
Tasa de interés	8%		
Calendario			
Ingeniería	Mes inicio	Duración	
Procura	1	3	
Construcción	2	6	
Período completo	4	4	
	1	7	
Fecha actual de inicio	01/04/2012		
Fecha de culminación	01/11/2012		

Fase 0: Inversión Inicial		Monto total	
Set-up de la(s) compañía(s)	\$5	\$4.980	\$17.786
Gastos Legales	\$15	\$9.782	
Permisologías varias	\$30	\$3.024	
Otros	\$50	\$17.786	
Total Inversión Set-up	\$100	\$17.786	
Gastos para el Financiamiento			
Garantías			
Comisiones			
Gastos Legales			
Otros			
Total Gastos para el Financiamiento	\$0		
Tasa de impuesto sobre la renta			34,0%

Duración del proyecto		Meses	
Fase 1: IPC	Años	0	7
Fase 2: O&M	Años	2	0
Total	Años	2	7

VAN		Meses	
TIR	Años	0	8
Breakeven	Años	0	8
Payback	Años	2	0

Flujo neto acumulado	\$3.501
-----------------------------	----------------



Fuente: Elaboración propia

Anexo 26. Corrida del modelo económico para 3 años de O&M y \$5 por barril.

Fase 2: O&M		Precio por barril procesado	
Costo anual	\$1.570	Año	US\$
Barriles procesados por día	5.000	1	\$5,00
Duración del contrato de O&M (años)	3	2	\$5,00
		3	\$5,00
Financiamiento IPC			
Meses para cancelar el crédito	24		
Pago mensual	\$402,20		
Calendario			
O&M	Mes inicio	Duración	
	8	36	
Fecha de inicio	01/11/2012		
Fecha de culminación	01/11/2015		

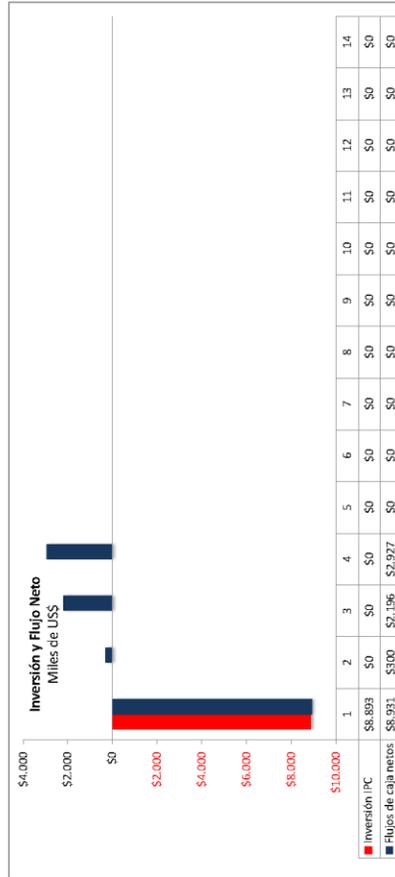
Fase 1: IPC		Monto total	
Ingeniería	28%	\$4.980	\$17.786
Procura	55%	\$9.782	
Construcción	17%	\$3.024	
Total	100%	\$17.786	
Financiamiento			
Porcentaje financiado	50%	\$8.893	
Tasa de interés	8%		
Calendario			
Ingeniería	Mes inicio	Duración	
	1	3	
Procura	2	6	
Construcción	4	4	
Período completo	1	7	
Fecha actual de inicio	01/04/2012		
Fecha de culminación	01/11/2012		

Fase 0: Inversión Inicial	
Set-up de la(s) compañía(s)	\$5
Gastos Legales	\$15
Permisologías varias	\$30
Otros	\$50
Total Inversión Set-up	\$50
Gastos para el Financiamiento	
Garantías	
Comisiones	
Gastos Legales	
Otros	
Total Gastos para el Financiamiento	\$0
Tasa de impuesto sobre la renta	34,0%

Duración del proyecto	
Fase 1: IPC	Años
Fase 2: O&M	0
Total	3
	Meses
	7

VAN	\$3.810
TIR	0,0%
Breakeven	Años
Payback	0
	Meses
	10
	n/a

Flujo neto acumulado	\$3.558
-----------------------------	----------------



Fuente: Elaboración propia

Anexo 27. Corrida del modelo económico para 3 años de O&M y \$7,5 por barril.

Fase 2: O&M		Precio por barril procesado	
Costo anual	\$1.570	Año	US\$
Barriles procesados por día	5.000	1	\$7,50
Duración del contrato de O&M (años)	3	2	\$7,50
		3	\$7,50
Financiamiento IPC			
Meses para cancelar el crédito	24		
Pago mensual	\$402,20		
Calendario			
O&M	Mes inicio	Duración	
	8	36	
Fecha de inicio	01/11/2012		
Fecha de culminación	01/11/2015		

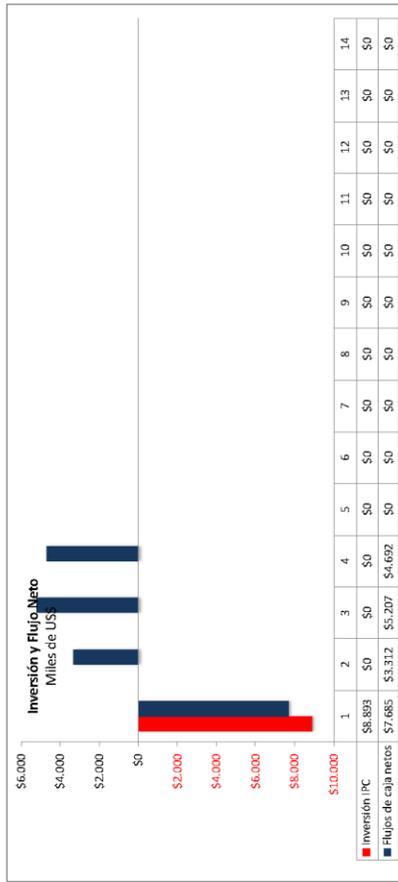
Fase 1: IPC		Monto total	
Ingeniería	28%	\$4.980	\$17.786
Procura	55%	\$9.782	
Construcción	17%	\$3.024	
Total	100%	\$17.786	
Financiamiento			
Porcentaje financiado	50%	\$8.893	
Tasa de interés	8%		
Calendario			
Ingeniería	Mes inicio	Duración	
	1	3	
Procura	2	6	
Construcción	4	4	
Período completo	1	7	
Fecha actual de inicio	01/04/2012		
Fecha de culminación	01/11/2012		

Fase 0: Inversión Inicial	
Set-up de la(s) compañía(s)	\$5
Gastos Legales	\$15
Permisologías varias	\$30
Otros	
Total Inversión Set-up	\$50
Gastos para el Financiamiento	
Garantías	
Comisiones	
Gastos Legales	
Otros	
Total Gastos para el Financiamiento	\$0
Tasa de impuesto sobre la renta	34,0%

Duración del proyecto	
Fase 1: IPC	Años
Fase 2: O&M	Meses
Total	3

VAN	\$4.834
TIR	26,1%
Breakeven	Años
Payback	Meses
	2
	10

Flujo neto acumulado	\$5.476
-----------------------------	----------------



Fuente: Elaboración propia

Anexo 28. Corrida del modelo económico para 3 años de O&M y \$10 por barril.

Fase 2: O&M		Precio por barril procesado	
Costo anual	\$1.570	Año	US\$
Barriles procesados por día	5.000	1	\$10.00
Duración del contrato de O&M (años)		2	\$10.00
		3	\$10.00
Financiamiento IPC			
Meses para cancelar el crédito	24		
Pago mensual	\$402,20		
Calendario			
O&M	Mes inicio	Duración	
	8	36	
Fecha de inicio	01/11/2012		
Fecha de culminación	01/11/2015		

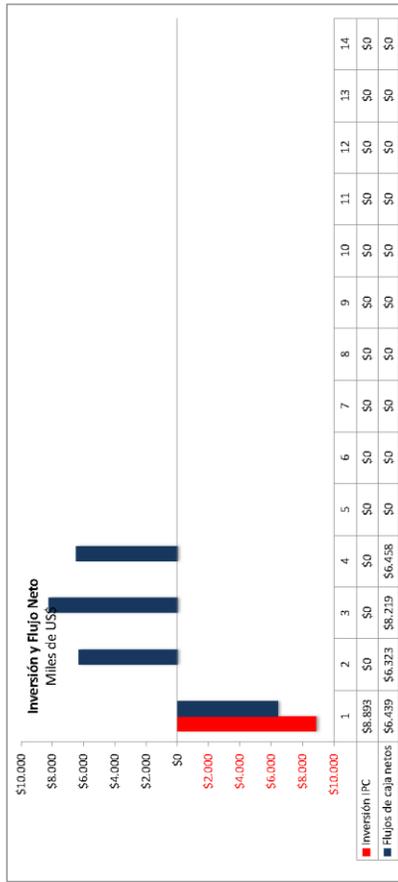
Fase 1: IPC		Monto total	
Ingeniería	28%	\$4.980	\$17.786
Procura	55%	\$9.782	
Construcción	17%	\$3.024	
Total	100%	\$17.786	
Financiamiento			
Porcentaje financiado	50%	\$8.893	
Tasa de interés	8%		
Calendario			
Ingeniería	Mes inicio	Duración	
Procura	1	3	
Construcción	2	6	
Período completo	4	4	
	1	7	
Fecha actual de inicio	01/04/2012		
Fecha de culminación	01/11/2012		

Fase 0: Inversión Inicial		Monto total	
Set-up de la(s) compañía(s)	\$5	\$4.980	\$17.786
Gastos Legales	\$15	\$9.782	
Permisologías varias	\$30	\$3.024	
Otros	\$50	\$17.786	
Total Inversión Set-up	\$100	\$17.786	
Gastos para el Financiamiento			
Garantías			
Comisiones			
Gastos Legales			
Otros			
Total Gastos para el Financiamiento	\$0		
Tasa de impuesto sobre la renta			34,0%

Duración del proyecto		Años	
Fase 1: IPC	0	7	
Fase 2: O&M	3	0	
Total	3	7	

VAN		Meses	
Fase 1: IPC	0	7	
Fase 2: O&M	3	0	
Total	3	7	

Flujo neto acumulado		Miles de US\$	
VAN	\$13.479		
TIR	70,4%		
Breakeven	0	8	
Payback	2	0	
Flujo neto acumulado	\$14.510		



Fuente: Elaboración propia

Anexo 29. Corrida del modelo económico para 4 años de O&M y \$5 por barril.

Fase 2: O&M		Precio por barril procesado	
Costo anual	\$1.570	Año	US\$
Barriles procesados por día	5.000	1	\$5,00
Duración del contrato de O&M (años)		2	\$5,00
		3	\$5,00
		4	\$5,00
Financiamiento IPC	\$402,20		
Meses para cancelar el crédito	24		
Pago mensual			
Calendario	Duración		
O&M	8	Mes inicio	48
Fecha de inicio	01/11/2012		
Fecha de culminación	01/11/2016		

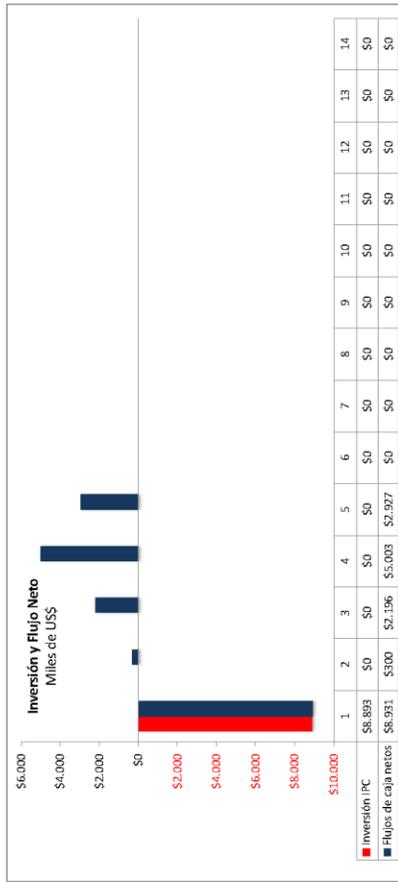
Fase 1: IPC		Monto total	
Ingeniería	28%	\$4.980	\$17.786
Procura	55%	\$9.782	
Construcción	17%	\$3.024	
Total	100%	\$17.786	
Financiamiento	50%	\$8.893	
Porcentaje financiado	8%		
Tasa de interés			
Calendario	Duración		
Ingeniería	1	Mes inicio	3
Procura	2		6
Construcción	4		4
Período completo	1		7
Fecha actual de inicio	01/04/2012		
Fecha de culminación	01/11/2012		

Fase 0: Inversión Inicial	
Set-up de la(s) compañía(s)	\$5
Gastos Legales	\$15
Permisologías varias	\$30
Otros	
Total Inversión Set-up	\$50
Gastos para el Financiamiento	
Garantías	
Comisiones	
Gastos Legales	
Otros	
Total Gastos para el Financiamiento	\$0
Tasa de impuesto sobre la renta	34,0%

Duración del proyecto	
Fase 1: IPC	Años 0 Meses 7
Fase 2: O&M	Años 4 Meses 0
Total	Años 4 Meses 7

VAN	\$789
TIR	4,7%
Breakeven	Años 0 Meses 10
Payback	Años 4 Meses 3

Flujo neto acumulado	\$1.445
-----------------------------	----------------



Fuente: Elaboración propia

Anexo 30. Corrida del modelo económico para 4 años de O&M y \$7,5 por barril.

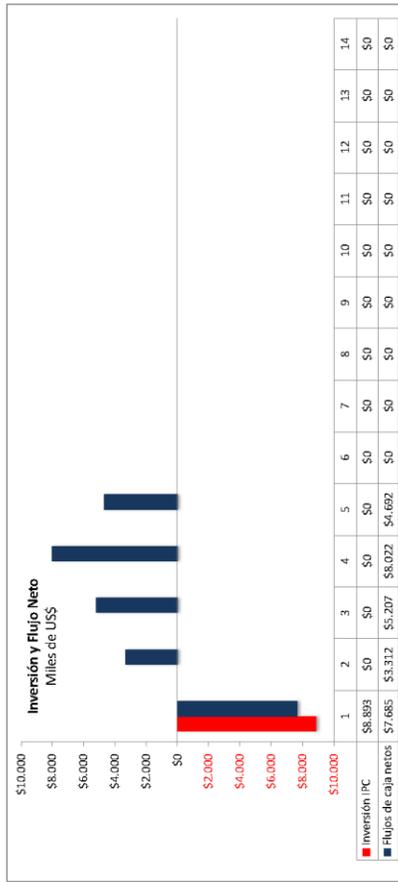
Fase 2: O&M		Precio por barril procesado	
Costo anual	\$1.570	Año	US\$
Barriles procesados por día	5.000	1	\$7,50
Duración del contrato de O&M (años)		2	\$7,50
		3	\$7,50
		4	\$7,50
Financiamiento IPC			
Meses para cancelar el crédito	24		
Pago mensual	\$402,20		
Calendario			
O&M	Mes inicio	Duración	
	8	48	
Fecha de inicio	01/11/2012		
Fecha de culminación	01/11/2016		

Fase 1: IPC		Monto total	
Ingeniería	28%	\$4.980	\$17.786
Procura	55%	\$9.782	
Construcción	17%	\$3.024	
Total	100%	\$17.786	
Financiamiento			
Porcentaje financiado	50%	\$8.893	
Tasa de interés	8%		
Calendario			
Ingeniería	Mes inicio	Duración	
Procura	1	3	
Construcción	2	6	
Período completo	4	4	
	1	7	
Fecha actual de inicio	01/04/2012		
Fecha de culminación	01/11/2012		

Fase 0: Inversión Inicial	
Set-up de la(s) compañía(s)	\$5
Gastos Legales	\$15
Permisologías varias	\$30
Otros	
Total Inversión Set-up	\$50
Gastos para el Financiamiento	
Garantías	
Comisiones	
Gastos Legales	
Otros	
Total Gastos para el Financiamiento	\$0
Tasa de impuesto sobre la renta	34,0%

Duración del proyecto	
Fase 1: IPC	Años
Fase 2: O&M	Meses
Total	

VAN	\$12.210
TIR	44,0%
Breakeven	Años
Payback	Meses
	2
	10
Flujo neto acumulado	\$13.498



Fuente: Elaboración propia

Anexo 31. Corrida del modelo económico para 4 años de O&M y \$10 por barril.

Fase 2: O&M		Precio por barril procesado	
Costo anual	\$1.570	Año	US\$
Barriles procesados por día	5.000	1	\$10.00
Duración del contrato de O&M (años)		2	\$10.00
		3	\$10.00
		4	\$10.00
Financiamiento IPC			
Meses para cancelar el crédito	24		
Pago mensual	\$402,20		
Calendario			
Mes inicio	8		
Duración	48		
Fecha de inicio	01/11/2012		
Fecha de culminación	01/11/2016		

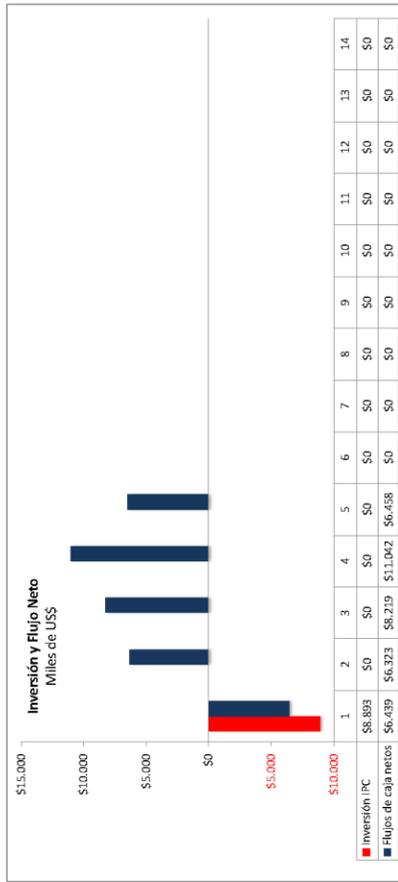
Fase 1: IPC		Monto total	
Ingeniería	28%	\$4.980	\$17.786
Procura	55%	\$9.782	
Construcción	17%	\$3.024	
Total	100%	\$17.786	
Financiamiento			
Porcentaje financiado	50%	\$8.893	
Tasa de interés	8%		
Calendario			
Mes inicio	1	Duración	3
Ingeniería	2		6
Procura	4		4
Construcción	1		7
Período completo			
Fecha actual de inicio	01/04/2012		
Fecha de culminación	01/11/2012		

Fase 0: Inversión Inicial	
Set-up de la(s) compañía(s)	\$5
Gastos Legales	\$15
Permisologías varias	\$30
Otros	\$50
Total Inversión Set-up	\$50
Gastos para el Financiamiento	
Garantías	
Comisiones	
Gastos Legales	
Otros	
Total Gastos para el Financiamiento	\$0
Tasa de impuesto sobre la renta	34,0%

Duración del proyecto	
Fase 1: IPC	Años 0 Meses 7
Fase 2: O&M	Años 4 Meses 0
Total	Años 4 Meses 7

VAN	\$23.650
TIR	84,9%
Breakeven	Años 0 Meses 8
Payback	Años 2 Meses 0

Flujo neto acumulado	\$25.552
-----------------------------	-----------------



Fuente: Elaboración propia

Anexo 32. Corrida del modelo económico para 5 años de O&M y \$5 por barril.

Fase 2: O&M		Precio por barril procesado	
Costo anual		\$1.570	Año
Barriles procesados por día		5.000	1
Duración del contrato de O&M (años)			2
			3
			4
			5
Financiamiento IPC		24	
Meses para cancelar el crédito		\$402,20	
Pago mensual			
Calendario			
O&M		Mes inicio	Duración
		8	60
Fecha de inicio		01/11/2012	
Fecha de culminación		01/11/2017	

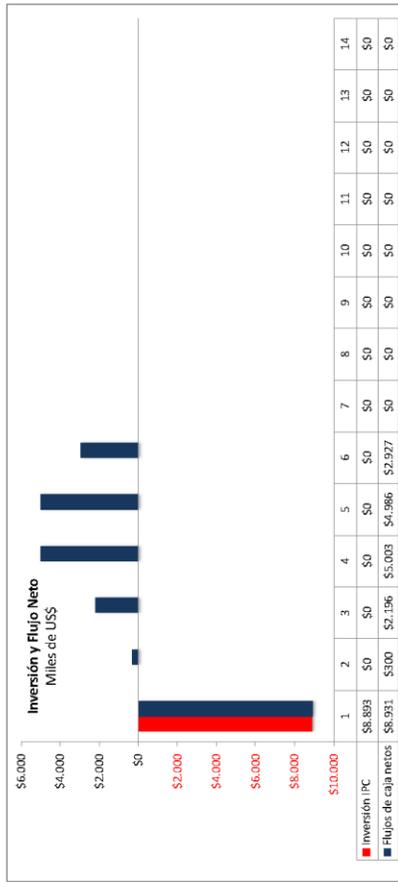
Fase 1: IPC		Monto total	
Ingeniería	28%	\$4.980	\$17.786
Procura	55%	\$9.782	
Construcción	17%	\$3.024	
Total	100%	\$17.786	
Financiamiento			
Porcentaje financiado	50%	\$8.893	
Tasa de interés	8%		
Calendario			
Ingeniería		Mes inicio	Duración
Procura		1	3
Construcción		2	6
Período completo		4	4
		1	7
Fecha actual de inicio		01/04/2012	
Fecha de culminación		01/11/2012	

Fase 0: Inversión Inicial	
Set-up de la(s) compañía(s)	\$5
Gastos Legales	\$15
Permisologías varias	\$30
Otros	
Total Inversión Set-up	\$50
Gastos para el Financiamiento	
Garantías	
Comisiones	
Gastos Legales	
Otros	
Total Gastos para el Financiamiento	\$0
Tasa de impuesto sobre la renta	34,0%

Duración del proyecto	
Fase 1: IPC	Años
Fase 2: O&M	Meses
Total	

VAN	\$5.282
TIR	15,8%
Breakeven	Años
Payback	Meses
	4
	3

Flujo neto acumulado	\$6.432
-----------------------------	----------------



Fuente: Elaboración propia

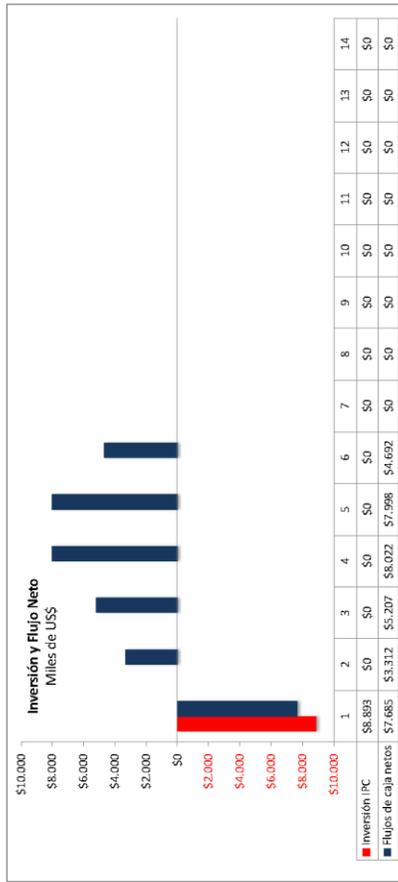
Anexo 33. Corrida del modelo económico para 5 años de O&M y \$7.5 por barril.

Fase 2: O&M		Precio por barril procesado	
Costo anual	\$1,570	Año	US\$
Barriles procesados por día	5,000	1	\$7,50
Duración del contrato de O&M (años)	5	2	\$7,50
		3	\$7,50
		4	\$7,50
		5	\$7,50

Fase 1: IPC		Monto total	
Ingeniería	28%	\$4,980	\$17,786
Procura	55%	\$9,782	
Construcción	17%	\$3,024	
Total	100%	\$17,786	
Financiamiento			
Porcentaje financiado	50%	\$8,893	
Tasa de interés	8%		
Calendario		Mes inicio	Duración
Ingeniería	1	01/04/2012	3
Procura	2		6
Construcción	4		4
Periodo completo	1		7
Fecha actual de inicio		01/04/2012	
Fecha de culminación		01/11/2012	

Fase 0: Inversión Inicial	
Set-up de la(s) compañía(s)	\$5
Gastos Legales	\$15
Permisologías varias	\$30
Otros	\$50
Total Inversión Set-up	\$50
Gastos para el Financiamiento	
Garantías	
Comisiones	
Gastos Legales	
Otros	
Total Gastos para el Financiamiento	\$0
Tasa de impuesto sobre la renta	34,0%

Duración del proyecto	
Fase 1: IPC	Años 0 Meses 7
Fase 2: O&M	Años 5 Meses 0
Total	Años 5 Meses 7
VAN	\$19.417
TIR	52,3%
Breakeven	Años 0 Meses 8
Payback	Años 2 Meses 10
Flujo neto acumulado	\$21.496



Fuente: Elaboración propia

Anexo 34. Corrida del modelo económico para 5 años de O&M y \$10 por barril.

Fase 2: O&M		Precio por barril procesado	
Costo anual	\$1,570	Año	US\$
Barriles procesados por día	5,000	1	\$10.00
Duración del contrato de O&M (años)	5	2	\$10.00
		3	\$10.00
		4	\$10.00
		5	\$10.00
Financiamiento IPC	24		
Meses para cancelar el crédito	\$402,20		
Pago mensual			
Calendario			
O&M	Mes inicio	Duración	
	8	60	
Fecha de inicio	01/11/2012		
Fecha de culminación	01/11/2017		

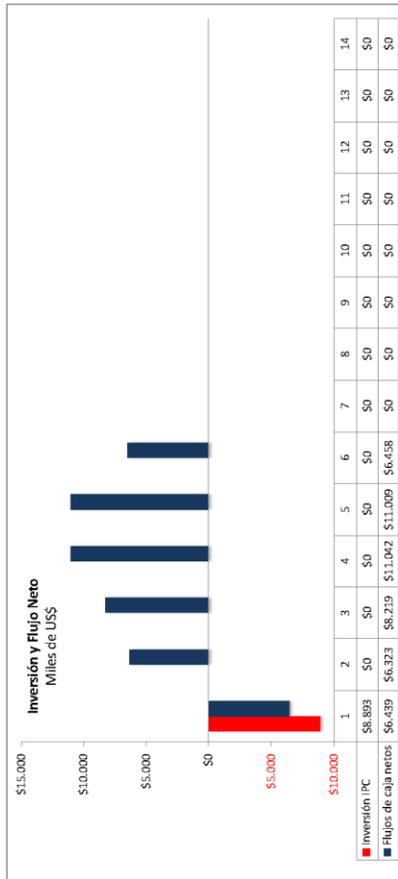
Fase 1: IPC		Monto total	
Ingeniería	28%	\$4,980	\$17,786
Procura	55%	\$9,782	
Construcción	17%	\$3,024	
Total	100%	\$17,786	
Financiamiento			
Porcentaje financiado	50%	\$8,893	
Tasa de interés	8%		
Calendario			
Ingeniería	Mes inicio	Duración	
	1	3	
Procura	2	6	
Construcción	4	4	
Período completo	1	7	
Fecha actual de inicio	01/04/2012		
Fecha de culminación	01/11/2012		

Fase 0: Inversión Inicial	
Set-up de la(s) compañía(s)	\$5
Gastos Legales	\$15
Permisologías varias	\$30
Otros	\$50
Total Inversión Set-up	\$50
Gastos para el Financiamiento	
Garantías	
Comisiones	
Gastos Legales	
Otros	
Total Gastos para el Financiamiento	\$0
Tasa de impuesto sobre la renta	34,0%

Duración del proyecto	
Fase 1: IPC	Años
Fase 2: O&M	Meses
Total	

VAN	\$33.551
TIR	90,9%
Breakeven	Años
Payback	Meses
	2
	0

Flujo neto acumulado	\$36.561
-----------------------------	-----------------



Fuente: Elaboración propia

Anexo 35. Corrida del modelo económico para 6 años de O&M y \$5 por barril.

Fase 2: O&M		Precio por barril procesado	
Costo anual	\$1.570	Año	US\$
Barriles procesados por día	5.000	1	\$5,00
Duración del contrato de O&M (años)		2	\$5,00
		3	\$5,00
		4	\$5,00
		5	\$5,00
		6	\$5,00

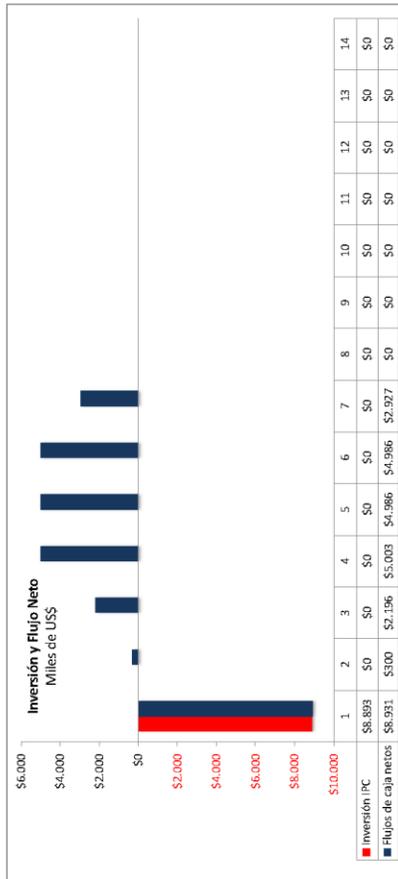
Fase 1: IPC		Monto total	
Ingeniería	28%	\$4.980	\$17.786
Procura	55%	\$9.782	
Construcción	17%	\$3.024	
Total	100%	\$17.786	
Financiamiento			
Porcentaje financiado	50%	\$8.893	
Tasa de interés	8%		
Calendario			
Ingeniería	Mes inicio	Duración	
	1	3	
Procura	2	6	
Construcción	4	4	
Período completo	1	7	
Fecha actual de inicio	01/04/2012		
Fecha de culminación	01/11/2012		

Fase 0: Inversión Inicial	
Set-up de la(s) compañía(s)	\$5
Gastos Legales	\$15
Permisologías varias	\$30
Otros	
Total Inversión Set-up	\$50
Gastos para el Financiamiento	
Garantías	
Comisiones	
Gastos Legales	
Otros	
Total Gastos para el Financiamiento	\$0
Tasa de impuesto sobre la renta	34,0%

Duración del proyecto	
Fase 1: IPC	Años
Fase 2: O&M	Meses
Total	6

VAN	\$9.687
TIR	22,2%
Breakeven	Años
Payback	Meses
	4
	3

Flujo neto acumulado	\$11.418
-----------------------------	-----------------



Fuente: Elaboración propia

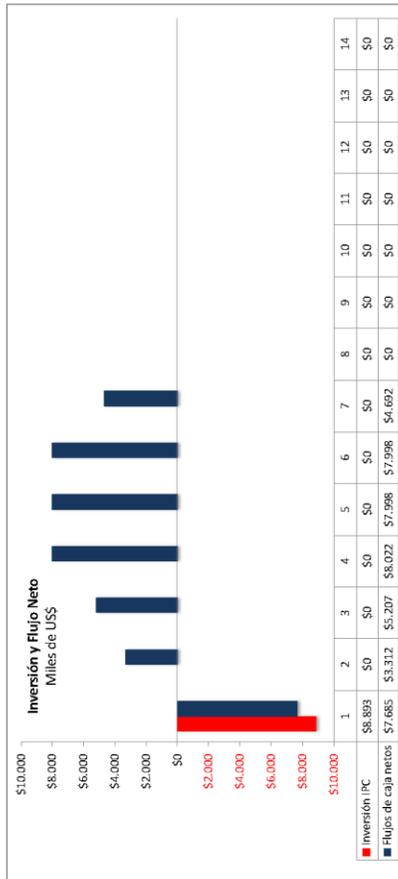
Anexo 36. Corrida del modelo económico para 6 años de O&M y \$7.5 por barril.

Fase 2: O&M		Precio por barril procesado	
Costo anual	\$1,570	Año	US\$
Barriles procesados por día	5,000	1	\$7,50
Duración del contrato de O&M (años)		2	\$7,50
		3	\$7,50
		4	\$7,50
		5	\$7,50
		6	\$7,50
Financiamiento IPC			
Meses para cancelar el crédito	24		
Pago mensual	\$402,20		
Calendario			
O&M	Mes inicio	Duración	
	8	72	
Fecha de inicio	01/11/2012		
Fecha de culminación	01/11/2018		

Fase 1: IPC		Monto total	
Ingeniería	28%	\$4,980	\$17,786
Procura	55%	\$9,782	
Construcción	17%	\$3,024	
Total	100%	\$17,786	
Financiamiento			
Porcentaje financiado	50%	\$8,893	
Tasa de interés	8%		
Calendario			
Ingeniería	Mes inicio	Duración	
	1	3	
Procura	2	6	
Construcción	4	4	
Período completo	1	7	
Fecha actual de inicio	01/04/2012		
Fecha de culminación	01/11/2012		

Fase 0: Inversión Inicial	
Set-up de la(s) compañía(s)	\$5
Gastos Legales	\$15
Permisologías varias	\$30
Otros	
Total Inversión Set-up	\$50
Gastos para el Financiamiento	
Garantías	
Comisiones	
Gastos Legales	
Otros	
Total Gastos para el Financiamiento	\$0
Tasa de impuesto sobre la renta	34,0%

Duración del proyecto	
Fase 1: IPC	Años
Fase 2: O&M	Meses
Total	6
VAN	\$26,481
TIR	56,6%
Breakeven	Años
Payback	Meses
	2
	10
Flujo neto acumulado	\$29,494



Fuente: Elaboración propia

Anexo 37. Corrida del modelo económico para 6 años de O&M y \$10 por barril.

Fase 2: O&M		Precio por barril procesado	
Costo anual	\$1.570	Año	US\$
Barriles procesados por día	5.000	1	\$10.00
Duración del contrato de O&M (años)		2	\$10.00
		3	\$10.00
		4	\$10.00
		5	\$10.00
		6	\$10.00

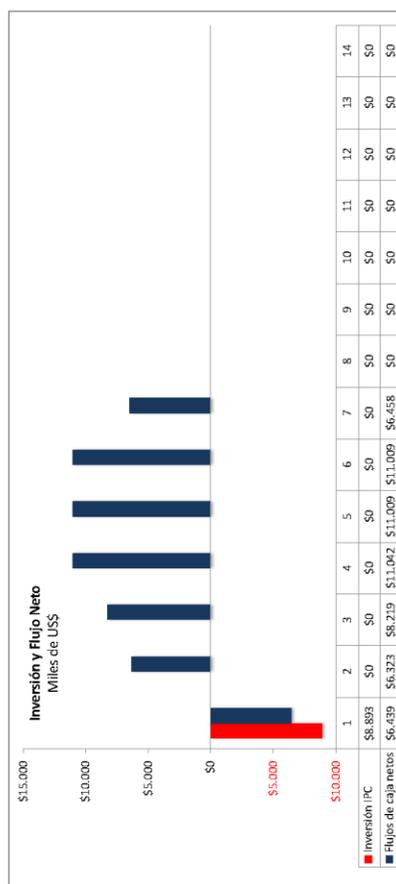
Fase 1: IPC		Monto total	
Ingeniería	28%	\$4.980	\$17.786
Procura	55%	\$9.782	
Construcción	17%	\$3.024	
Total	100%	\$17.786	
Financiamiento			
Porcentaje financiado	50%	\$8.893	
Tasa de interés	8%		
Calendario			
Ingeniería	Mes inicio	Duración	
Procura	1	3	
Construcción	2	6	
Período completo	4	4	
Fecha actual de inicio	1	7	
Fecha de culminación	01/04/2012		01/11/2012

Fase 0: Inversión Inicial	
Set-up de la(s) compañía(s)	\$5
Gastos Legales	\$15
Permisologías varias	\$30
Otros	
Total Inversión Set-up	\$50
Gastos para el Financiamiento	
Garantías	
Comisiones	
Gastos Legales	
Otros	
Total Gastos para el Financiamiento	\$0
Tasa de impuesto sobre la renta	34,0%

Duración del proyecto	
Fase 1: IPC	Años
Fase 2: O&M	Meses
Total	6

VAN	\$43.275
TIR	93,6%
Breakeven	Años
Payback	Meses
	2
	0

Flujo neto acumulado	\$47.569
-----------------------------	-----------------



Fuente: Elaboración propia