



**Universidad de Valladolid**

**ESCUELA DE INGENIERÍAS INDUSTRIALES**

**Departamento de Ingeniería Energética y Fluidomecánica**

**MÁSTER EN ENERGÍA:**

**GENERACIÓN, GESTIÓN Y USO EFICIENTE**

**PROYECTO FIN DE MASTER:**

**“AUDITORÍA ENERGÉTICA DE LA PLANTA DE  
TRATAMIENTO Y RECUPERACIÓN DE CRUDO  
INTEMPERIZADO DE EP PETROECUADOR”**

**PETROECUADOR**

**Tutor:** Alfonso Horrillo Güemes

**Autor:** Carmen del Rocío Peralvo Guzmán

**Valladolid, Junio 2012**



## DEDICATORIA

A mi hijo, Gabriel,  
por ser mi compañero incondicional,  
mi inspiración y aliento en cada día,  
porque eres el regalo más grande que la vida me ha dado.



## AGRADECIMIENTOS



por ser la Empresa en la que me he formado y desarrollado profesionalmente  
y me ha permitido vivir esta experiencia llena de aprendizaje.

A Patricio Manobanda, por su ayuda en la toma de datos para el presente trabajo.

A todos mis profesores del Máster por su incondicional apoyo y guía.

A mis padres, porque todo lo que soy es gracias a Ustedes.

## RESUMEN

En el presente estudio se ha desarrollado una Auditoría General a la Planta de Tratamiento de Crudo Intemperizado de EP Petroecuador, la cual se encarga de procesar crudo intemperizado proveniente de diversas piscinas que han permanecido a la intemperie por varios años. El crudo es filtrado, deshidratado y centrifugado a fin de que cumpla con los parámetros establecidos para su transporte a través del sistema de oleoducto transecuatoriano para incorporarse a la producción nacional de petróleo del Ecuador.

Se realiza una descripción del proceso de tratamiento de crudo y clarificación de agua con un inventario de los principales equipos, en los cuales se han realizado mediciones de parámetros eléctricos y operativos en general, que han permitido evaluar su desempeño en las actuales condiciones de funcionamiento y su consumo energético.

La contabilidad energética de la Planta ha permitido establecer consumos y costos específicos por barril de crudo tratado, así como también, identificar los equipos que tienen alto consumo energético.

A partir del diagnóstico energético de la Planta se plantean oportunidades de mejora en cada proceso, tendientes a la reducción del consumo de energía eléctrica, energía química e insumos. Se analiza la viabilidad técnica y económica de las propuestas planteadas, utilizando como criterio de segregación, el tiempo de retorno de la inversión.

En base a los resultados obtenidos, se plantean trabajos futuros a realizarse en la Planta, para el mejoramiento del proceso y ahorro de energía.

## CONTENIDO

1	INTRODUCCIÓN, OBJETIVOS Y METODOLOGÍA .....	10
1.1	INTRODUCCIÓN.....	10
1.2	OBJETIVOS Y METODOLOGÍA.....	12
1.2.1	OBJETIVOS.....	12
1.2.2	METODOLOGÍA.....	13
2	ANÁLISIS DEL PROCESO PRODUCTIVO .....	15
2.1	DESCRIPCIÓN DEL PROCESO .....	15
2.1.1	PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CRUDO INTEMPERIZADO .....	16
2.1.2	PROCESO DE TRATAMIENTO DE AGUA .....	21
2.2	FLUIDO ANUAL PROCESADO EN LA PLANTA.....	24
2.3	CONSUMO ANUAL DE INSUMOS DEL PROCESO.....	25
3	CONSUMO ENERGÉTICO DE LA PLANTA .....	27
3.1	EJEMPLO DE CÁLCULO PARA BOMBAS CENTRÍFUGAS.....	35
3.2	EJEMPLO DE CÁLCULO PARA BOMBAS DE DESPLAZAMIENTO POSITIVO ...	37
3.3	EJEMPLO DE CÁLCULO PARA CALENTADORES.....	39
3.3.1	MEDICIONES REALIZADAS.....	40
3.3.2	MÉTODO DE CÁLCULO.....	41
3.3.3	RESULTADOS OBTENIDOS.....	45
3.4	EJEMPLO DE CÁLCULO DE POTENCIA DEL COMPRESOR.....	47
3.5	CONTABILIDAD ENERGÉTICA DE LA PLANTA .....	48
3.5.1	CONSUMO Y COSTO ESPECÍFICO DE ENERGÍA ELÉCTRICA.....	48
3.5.2	CONSUMO Y COSTO ESPECÍFICO DE ENERGÍA QUÍMICA .....	50
3.5.3	CONSUMO Y COSTO ESPECÍFICO DE INSUMOS .....	51
3.5.4	CONSUMO Y COSTO ENERGÉTICO TOTAL ESPECÍFICO .....	52
4	ANÁLISIS DE RESULTADOS .....	54
4.1	PROCESO DE FLUIDIZACIÓN Y PRETRATAMIENTO QUÍMICO.....	54
4.1.1	OPORTUNIDADES DE MEJORA.....	54
4.2	PROCESO DE TRATAMIENTO QUÍMICO .....	54
4.2.1	OPORTUNIDADES DE MEJORA PARA AHORRO DE ENERGÍA ELÉCTRICA 55	
4.2.2	OPORTUNIDADES DE MEJORA PARA AHORRO DE ENERGÍA QUÍMICA .57	
4.2.2.1	Ejemplo de Cálculo del Diseño Térmico del Calentador de Aceite.....	58
4.3	PROCESO DE TRATAMIENTO MECÁNICO MÓDULO A .....	61



4.3.1	OPORTUNIDADES DE MEJORA PARA AHORRO DE ENERGÍA ELÉCTRICA	62
4.3.2	OPORTUNIDADES DE MEJORA PARA AHORRO DE ENERGÍA QUÍMICA	.64
4.3.2.1	Cálculos de Diseño de nuevo calentador de crudo.....	64
4.4	PROCESO DE TRATAMIENTO MECÁNICO MÓDULO B.....	65
4.5	PROCESO DE TRATAMIENTO DE AGUA .....	66
4.5.1	OPORTUNIDADES DE MEJORA.....	66
5	CONCLUSIONES Y TRABAJOS FUTUROS .....	66
5.1	CONTABILIDAD ENERGÉTICA DE LA PLANTA .....	66
5.2	DIAGNÓSTICO ENERGÉTICO DE LA PLANTA.....	67
5.3	OPORTUNIDADES DE MEJORA .....	67
5.4	TRABAJOS FUTUROS .....	68
	BIBLIOGRAFÍA .....	69

## INDICE DE FIGURAS

Figura 1. Diagrama de bloques del proceso de recuperación de crudo intemperizado .....	16
Figura 2. Tanques proceso de deshidratación de crudo.....	17
Figura 3. Calentador de aceite .....	17
Figura 4. Esquema del quemador de gas natural .....	17
Figura 5. Tanques de almacenamiento de crudo, Jet-A1, agua a tratar y agua de proceso .....	18
Figura 6. Calentador de crudo .....	18
Figura 7. Módulo de recuperación A .....	19
Figura 8. Módulo de recuperación B .....	19
Figura 9. Decantadoras.....	20
Figura 10. Centrífugas.....	20
Figura 11. Calentador de agua.....	20
Figura 12. Vista Central Generación de 1 MW de Capacidad.....	21
Figura 13. Motor Caterpillar de Central de Generación.....	21
Figura 14. Diagrama de bloques del proceso de clarificación de agua .....	21
Figura 15. Tanques proceso tratamiento de agua.....	22
Figura 16. Central de inyección de químicos .....	22
Figura 17. Diagrama de proceso del tratamiento de crudo y agua.....	23
Figura 18. Barriles netos de crudo procesado en la Planta de Tratamiento.....	24
Figura 19. Barriles de agua tratada en Planta de Clarificación.....	24
Figura 20. Curvas características de bomba Durco Mark 3 STD .....	36
Figura 21. Esquema de motor trifásico y bomba centrífuga.....	37
Figura 22. Curvas características bomba Netzsch Nemo NM063SY03518K .....	39
Figura 23. Diagrama de Sankey del calentador de crudo .....	44
Figura 24. Diagrama de Sankey del calentador de agua .....	47
Figura 25. Diagrama de Sankey del calentador de aceite.....	47
Figura 26. Curva de desempeño MIII 7140, Bomba Durco Mark 3 STD 1K3 X 1.5 – 82 RV M3 ST (Opción 1) .....	56
Figura 27. Curva de Desempeño MIII 7040 AV, Bomba Durco Mark 3 STD 1K1.5x1-82RV M3 ST (Opción 2).....	56
Figura 28. Diseño de nuevo calentador de aceite térmico.....	60
Figura 29. Curva característica de bomba Durco 1.5 x 1 x 62 RV M3 ST para tanque TK-17.....	63

## INDICE DE TABLAS

Tabla 1. Datos mensuales de barriles de crudo y agua procesados del año 2011 .....	25
Tabla 2. Consumo anual de Jet-A1 para el año 2011.....	26
Tabla 3. Consumo de químicos en tratamiento de crudo y agua .....	26
Tabla 4. Consumos específicos de insumos de la Planta Tratamiento de Crudo .....	27
Tabla 5. Consumo de Jet-A1 según uso año 2011 .....	27
Tabla 6. Número de equipos de la Planta PTRCI y su consumo de energía eléctrica.....	28
Tabla 7. Inventario de equipos eléctricos existentes en procesos de Pretratamiento y Tratamiento Químico.....	29
Tabla 8. Inventario de equipos eléctricos existentes en procesos de Tratamiento Mecánico Módulo A .....	30
Tabla 9. Inventario de equipos eléctricos existentes en procesos de Tratamiento Mecánico Módulo B y Tratamiento de Agua .....	31
Tabla 10. Mediciones realizadas y resultados de cálculos realizados en equipos de Pretratamiento y Tratamiento Químico.....	32
Tabla 11. Mediciones realizadas y resultados de cálculos realizados en equipos de Tratamiento Mecánico Módulo A .....	33
Tabla 12. Mediciones realizadas y resultados de cálculos realizados en equipos de Tratamiento Mecánico Módulo B y Tratamiento de Agua .....	34
Tabla 13. Calentadores existentes en la Planta de Tratamiento de Crudo Intemperizado.....	35
Tabla 14. Parámetros de operación de bomba Durco Mark 3 STD .....	35
Tabla 15. Parámetros físico-químicos del Aceite térmico Turbolub ISO 46.....	36
Tabla 16. Parámetros de operación de bomba Nemo NM053BY01S03B .....	38
Tabla 17. Composición del gas natural que ingresa a los calentadores.....	39
Tabla 18. Propiedades del gas natural que ingresa a los calentadores .....	40
Tabla 19. Análisis de gases de chimenea de calentador de agua y crudo.....	40
Tabla 20. Parámetros de operación del calentador de crudo .....	40
Tabla 21. Coeficientes para reacciones de combustión estequiométricas .....	41
Tabla 22. Composición molar estimada de humos y calor específico promedio.....	42
Tabla 23. Parámetros de operación de los calentadores de agua y aceite .....	46
Tabla 24. Resultados obtenidos para los calentadores de agua, aceite y crudo. ....	46
Tabla 25. Parámetros de operación del compresor Sullair 3000.....	47
Tabla 26. Consumo energía eléctrica por proceso y etapa de la Planta .....	49
Tabla 27. Consumo de energía eléctrica en servicios auxiliares y otros. ....	49
Tabla 28. Costo energía química del gas natural .....	50
Tabla 29. Consumo de diesel de proceso por equipos en el año 2011 .....	51
Tabla 30. Consumo específico de insumos químicos en el proceso de deshidratación de crudo. ....	52
Tabla 31. Resumen del consumo de energía eléctrica y química de la Planta.....	52
Tabla 32. Resumen global de costos anuales de energía e insumos de la Planta.....	53
Tabla 33. Alternativas probadas para diseño de calentador de aceite .....	58
Tabla 34. Iteraciones realizadas para cálculo de U en intercambiador de aceite.....	60
Tabla 35. Alternativas probadas para diseño de calentador de crudo .....	64
Tabla 36. Iteraciones realizadas para cálculo de U en intercambiador de crudo .....	65
Tabla 37. Consumo y costos específicos de energía e insumos por barril de crudo entregado .....	67
Tabla 38. Ahorro de energía, ahorro económico y tiempo de retorno de inversión de propuestas de mejora para la Planta de Tratamiento de Crudo Intemperizado. ....	68
Tabla 39. Oportunidades de mejora aplicables en Planta de Recuperación de Crudo .....	68



## ÍNDICE DE ANEXOS

ANEXO 1: Matriz Energética del Ecuador

ANEXO 2: Formulario de Auditoría Energética

ANEXO 3: Informes de Ensayo de gases de chimenea

ANEXO 4: Características de equipos de proceso de Fluidización y Pretratamiento Químico

ANEXO 5: Características de equipos eléctricos de proceso de Tratamiento Químico

ANEXO 6: Características de equipos eléctricos de proceso de Tratamiento Mecánico Módulo A

ANEXO 7: Características de equipos eléctricos de proceso de Tratamiento Mecánico Módulo B

ANEXO 8: Características de equipos eléctricos de proceso de Tratamiento de Agua

ANEXO 9: Curvas características y datos de operación de bombas Durco Mark 3 para aceite térmico y Tanque TK-17, y bomba Goulds 3196 para tanque TK-21

ANEXO 10: Ejemplo de Cálculo de Coeficiente Global de Transferencia de Calor, U, para el nuevo diseño del calentador de aceite

## AUDITORÍA ENERGÉTICA DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO Y RECUPERACIÓN DE CRUDO DE EP PETROECUADOR

### 1 INTRODUCCIÓN, OBJETIVOS Y METODOLOGÍA

#### 1.1 INTRODUCCIÓN

En la actualidad, diversos factores macroeconómicos, políticos y estratégicos han hecho que la búsqueda de la eficiencia energética en la industria no sea solo una opción a valorar sino algo imprescindible y totalmente necesario para seguir siendo competitivos y cumplir con las reglamentaciones medioambientales.

El consumo de energía es uno de los factores más importantes dentro del coste total de los procesos productivos. Un adecuado consumo energético permite a las empresas alcanzar una mayor productividad y calidad en su producción; de ahí que, el primer paso para alcanzar un desempeño energético y económico óptimos, es realizar una auditoría energética a fin de conocer cómo se contrata u obtiene la energía, cómo se consume en los procesos, cuánto repercute en los costes y las posibles mejoras para disminuir el coste.

Las auditorías energéticas fueron practicadas inicialmente en 1973 para dar respuesta a la crisis energética. En años posteriores, el interés en las mismas se ha incrementado debido a la creciente comprensión del impacto humano sobre el calentamiento global y el cambio climático, así como el endurecimiento de la legislación en lo referente a contaminación ambiental.

En el año 1972 se inició la explotación petrolera en la Amazonía Ecuatoriana, al no existir en esa época ninguna legislación ambiental que regule la operación de las empresas petroleras así como la mala práctica operacional de las mismas, hizo que Petroecuador, herede las numerosas piscinas que fueron construidas junto a plataformas de perforación sin criterios de prevención de contaminación ambiental.

Estas piscinas servían para depositar residuos como: crudo de pruebas de producción, lodos, agua y rípios de perforación, etc. Posteriormente muchas de ellas fueron destinadas al depósito de desechos sólidos inorgánicos como plásticos, metales y otros desperdicios domésticos e industriales.

En los años 90, la gestión ambiental en el sector hidrocarburífero ecuatoriano mejoró sustancialmente con el desarrollo de un marco legal a través de varios instrumentos: un llamado acuerdo de caballeros a inicios de los años 90, el Acuerdo Ministerial No. 621 (1992) y el Decreto Ejecutivo No. 2982 en 1995. Este último, denominado Reglamento Ambiental para las Operaciones Hidrocarburíferas en el Ecuador, significó un avance importante, a pesar de tener algunas deficiencias que limitaban su aplicación.

Las iniciativas para reformar el mencionado Reglamento Ambiental culminaron en el año 2001, con la expedición de un Reglamento Sustitutivo del Reglamento Ambiental para las Operaciones Hidrocarburíferas en el Ecuador, RAOHE, mediante Decreto No. 1215, publicado en el Registro Oficial No. 265 de 13 de febrero de 2001. Este Reglamento, vigente actualmente, se enmarca dentro de las nuevas normas constitucionales y legales adoptadas en Ecuador durante los últimos años para el cumplimiento de estándares ambientales aceptados a nivel nacional e internacional en la industria petrolera.

El RAOHE establece reglas claras en materia socio-ambiental para todas las fases de las operaciones hidrocarburíferas, orientadas a promover sistemas eficientes y modernos de gestión ambiental que permitan mejorar los estándares ambientales y ayuden a los organismos del Estado a cumplir con sus responsabilidades de monitoreo, control, fiscalización y auditoría ambiental.

Complementariamente, en Ecuador se han desarrollado otros instrumentos legales, como la Ley de Gestión Ambiental, el Texto Unificado de Legislación Secundaria, TULAS, que rigen actualmente; los cuales también exigen a las empresas que realizan actividades industriales de diversa índole, entre ellas, la explotación petrolera estatal y privada, la implementación de tecnologías que permitan el ahorro energético y sean amigables con el medio ambiente.

EP Petroecuador, como Empresa Pública de Hidrocarburos del Ecuador, en cumplimiento a la legislación y a su responsabilidad ambiental y social, emprendió en julio del 2005 el Proyecto de Eliminación de Piscinas del Distrito Amazónico, PEPDA. El objetivo del mismo es eliminar las piscinas de crudo intemperizado inventariadas en el país, las cuales habían permanecido por más de tres décadas como una fuente de contaminación de suelo, fuentes hídricas superficiales y subterráneas, en diversas zonas del oriente ecuatoriano.

El crudo intemperizado está compuesto de desechos de petróleo mezclados con agua, productos químicos, lodos de perforación, chatarra, materia vegetal, entre otros desechos. En la mayoría de los casos han permanecido a la intemperie por más de 30 años y el crudo procedente de las mismas se presenta como sólido cristalizado de tipo parafínico o asfáltico, con un grado API entre 9 y 14.

Actualmente, debido a la creciente colonización de la Amazonía Ecuatoriana y la falta de planificación urbana, dichas piscinas se encuentran en centros poblados, zonas agrícolas y ganaderas, propiedades privadas, etc., causando problemas ambientales como: contaminación del agua de consumo humano y agrícola, mal olor, infertilidad del suelo, impacto visual por afectación al paisaje, pérdidas de animales de granja, enfermedades de la piel, trastornos gástricos, cefaleas severas, aumento en la probabilidad del desarrollo de enfermedades cancerígenas, entre otras.

Dentro de la infraestructura implementada, se cuenta con una planta para el procesamiento y recuperación del crudo recuperado de las piscinas mencionadas, PTRCI (Planta de Tratamiento y Recuperación de Crudo Intemperizado), ubicada en la población de la Joya de los Sachas, provincia de Orellana; donde el crudo es sometido a un proceso de deshidratación que contempla filtración, adición de productos químicos, calentamiento, centrifugación, a fin de obtener crudo dentro de especificaciones para ser entregado a la producción nacional a través del Sistema de Oleoducto Ecuatoriano.

La generación de agua de proceso con un alto nivel de sólidos hizo que PEPDA, en junio de 2007, implemente un sistema de Clarificación de agua que tiene la capacidad de tratar 12.000 barriles al mes a fin de que el agua cumpla con parámetros para su posterior reinyección. En noviembre de 2007, para repotenciar los procesos de tratamiento de crudo, se integró un nuevo módulo de recuperación de crudo, el cual operó anteriormente en las Refinerías la Libertad y Esmeraldas, ubicadas en la costa ecuatoriana.

Dada la importancia de la actividad del proyecto PEPDA así como la necesidad de mejorar el desempeño ambiental de la empresa, en el año 2008 se creó la Vicepresidencia Ambiental de Responsabilidad Social, Seguridad y Salud de Petroecuador, para establecer los lineamientos del manejo ambiental, salud ocupacional, seguridad industrial y relaciones comunitarias en todas las actividades de exploración, explotación, refinación, transporte y comercialización; que hasta ese entonces habían sido desarrolladas de manera aislada en cada una de las Filiales de Petroecuador.

El Proyecto PEPDA pasó a ser la principal unidad operativa de la Vicepresidencia Ambiental de Petroecuador, realizándose una inversión importante en maquinaria, equipos e infraestructura tanto operativa como de investigación tecnológica. Actualmente la Planta de Tratamiento cuenta con dos módulos de recuperación de crudo, un sistema de clarificación de agua y un sistema piloto de tratamiento de lodos contaminados.

El 6 de abril de 2010, en cumplimiento a la Ley de Empresas Públicas, expedida por la Asamblea Nacional Constituyente de Ecuador, se creó la Empresa Pública de Hidrocarburos del Ecuador, EP Petroecuador, en reemplazo de la Empresa Estatal de Petróleos del Ecuador. Dentro de la nueva estructura organizacional, las actividades de remediación ambiental de pasivos es desarrollada por

la Gerencia de Seguridad, Salud y Ambiente, en cuyas unidades operativas se realiza el proceso de eliminación y remediación de piscinas de crudo intemperizado, el cual contempla ocho etapas:

- Desbroce, recolección y lavado de desechos sólidos
- Succión y transporte de fluidos
- Tratamiento y recuperación de crudo
- Limpieza del suelo contaminado
- Monitoreo de descontaminación
- Taponamiento y reconfiguración
- Revegetación del área afectada
- Certificación de Eliminación de la piscina

Los procesos desarrollados en la PTRCI involucran un consumo energético importante, por lo cual, es necesario realizar un estudio de optimización energética en dicha Planta, iniciando por una Auditoría Energética que permita diagnosticar el consumo de energía asociada a dichos procesos, posibles anomalías en el uso de la misma, identificar los procesos donde existe mayor posibilidad de ahorro y plantear alternativas de mejora, con el consecuente beneficio ambiental y económico para EP Petroecuador.

En septiembre de 2010, el Gobierno Nacional presentó el proyecto de eficiencia energética dirigido al sector industrial, el cual durará tres años e inició en abril de 2011. Dicho Plan contempla estrategias y mecanismos que permiten el ahorro significativo de recursos en los próximos años. El Estado buscará formas de generar ahorro energético en todo el país a través de mecanismos como capacitación de industriales y empresas que ofrecen servicios energéticos para implementar opciones de ahorro de energía.

Actualmente, la industria ecuatoriana consume cerca del 21% de la energía del país, de ahí que, el ahorro de energía en este sector, entre ellos, el petrolero, es imprescindible para cumplir los objetivos del Proyecto de cambio de matriz energética del Ecuador, detallado en el Anexo 1.

La búsqueda de optimización energética en procesos de explotación de petróleo, también coadyuvan al cumplimiento del Art. 23 de la Constitución Política del Ecuador que establece el derecho de la población a vivir en un ambiente sano, ecológicamente equilibrado y libre de contaminación, así como del Art. 413 que señala: El Estado promoverá la eficiencia energética, el desarrollo y uso de prácticas y tecnologías ambientalmente limpias y sanas, así como de energías renovables, diversificadas, de bajo impacto y que no pongan en riesgo la soberanía alimentaria, el equilibrio ecológico de los ecosistemas ni el derecho al agua.

## **1.2 OBJETIVOS Y METODOLOGÍA**

El presente estudio corresponde a una Auditoría General cuyo alcance ha sido desarrollado de acuerdo a la información y mediciones realizadas por personal técnico de la Planta debido a la limitación geográfica para la recopilación de datos. En base a la información sobre la instalación y operación de la PTRCI ha sido posible evaluar el consumo energético actual de los procesos, identificar y plantear oportunidades de mejora que podrían implementarse y realizar un análisis económico de las mismas.

### **1.2.1 OBJETIVOS**

- Realizar un análisis del proceso y servicios asociados al consumo de energía.
- Realizar un diagnóstico energético de la Planta de Tratamiento de Crudo Intemperizado a través de la recopilación de datos energéticos generales y contabilidad energética.
- Plantear mejoras y recomendaciones para la optimización de los procesos y eficiencia energética de la Planta con su respectivo análisis económico.

## 1.2.2 METODOLOGÍA

Una **auditoría energética** es un estudio analítico sistemático que se realiza sobre un proceso o instalación, siguiendo todos los pasos de su funcionamiento, mediante el cual se obtiene conocimiento suficientemente fiable del consumo energético de la Empresa, se detectan factores que afectan al consumo de energía y se identifican, evalúan y ordenan las distintas oportunidades de ahorro de energía, en función de su rentabilidad. De modo que, la auditoría energética de una instalación industrial, será la base para un estudio posterior de su posible optimización. (AEDIE, 2003).

Existen varios tipos de auditorías energéticas, que van desde una revisión rápida a través de un procedimiento para identificar los principales problemas hasta un análisis exhaustivo de las implicaciones de otras medidas de eficiencia energética suficientes para satisfacer los criterios financieros requeridos para la inversión. La única manera de garantizar que una propuesta de auditoría satisface necesidades específicas es precisar los resultados esperados de la misma.

**La Auditoría Preliminar** o de diagnóstico es la más simple y rápida. Se trata de un mínimo de entrevistas con el personal de operación, una breve reseña de instalación de facturas de servicios públicos y otros datos de explotación y tomar conocimiento de la instalación para familiarizarse con la construcción y operación a fin de identificar cualquier zona de desperdicio de energía o de ineficiencia, se identifican las principales áreas problemáticas, las medidas correctivas se describen brevemente, existe una rápida estimación de costos, el potencial de ahorro de costes de explotación y períodos de amortización. Este nivel de detalle, aunque no es suficiente para llegar a una decisión final sobre la ejecución de un proyecto de mejora, es suficiente para dar prioridad a proyectos de eficiencia energética y determinar la necesidad de una auditoría más detallada.

**La Auditoría General** recopila información más detallada sobre la instalación y operación para realizar una evaluación más detallada de medidas de conservación de energía. Se recogen datos históricos de 1 a 2 años de facturas de servicios públicos para evaluar la instalación, la demanda de energía y tasas de uso según perfiles de energía; en base a los cuales se desarrollan perfiles detallados de energía identificando si existe derroche energético. Se realizan mediciones específicas de energía consumida en sistemas y procesos, entrevistas en profundidad con personal de operación de las instalaciones para proporcionar mejor comprensión de los principales procesos consumidores de energía para conocer a corto y largo plazo los patrones de consumo de energía.

Este tipo de auditoría permite identificar las medidas adecuadas para el ahorro de energía en la instalación, así como, para la optimización de sus parámetros de funcionamiento, se realiza un detallado análisis financiero de las medidas propuestas, las cuales son suficientes para justificar la ejecución del proyecto.

**La Auditoría de Inversión** se expande sobre la auditoría general descrita anteriormente mediante el suministro de un modelo dinámico del uso de energía, características de las instalaciones existentes y todas las medidas de conservación de energía identificadas. Se da amplia atención no sólo a las características de funcionamiento de toda la energía que consumen los sistemas, sino también a la fuente de situaciones que causan variaciones de perfil de carga a corto y largo plazo (por ejemplo, diaria, semanal, mensual, anual). Los datos actuales de uso de energía se complementan con la de los principales consumidores de energía. En la mayoría de las empresas los ajustes o actualizaciones a una instalación energética deben competir por la financiación con capital no relacionados con las inversiones en energía. Tanto la energía consumida y la energía a ahorrar deben evaluarse con un criterio financiero y para esto en los proyectos de mejoramiento y eficiencia energética se utiliza la tasa de retorno de la inversión (TIR) para evaluar la conveniencia de la inversión. El ahorro proyectado de funcionamiento de la aplicación de proyectos de energía debe desarrollarse de tal manera que proporcione un alto nivel de confianza.

Es evidente que, una auditoría energética es el primer paso y el elemento clave para una gestión óptima de los recursos y uso racional de la energía que toda actividad económica pone en juego. En la industria, como sector económico de mayor consumo energético, la eficiencia en los procesos

y uso final de la energía, así como las medidas de conservación cobran una importancia estratégica. De manera que actualmente, existe consenso en cuanto a que la gestión racional de la energía industrial representa la mejor opción a corto plazo para afrontar la problemática energética, tanto en su vertiente medioambiental, como en la relativa a los incrementos de consumo necesario para el crecimiento económico sostenido. (*Sancho García J, Herrero R. & Gallardo Sergio, 2006*)

En la industria, el ahorro o mejora de la eficiencia energética a obtener vendrá determinado por el tipo de proceso industrial que tenga lugar. Aún así, se puede aceptar, que en la mayoría de las industrias, el coste energético representa entre un 25 y un 50% de los costes de producción y las mayores oportunidades de ahorro son: mejora de la eficiencia de los motores eléctricos: 18% del ahorro total esperado; mejora de la distribución eléctrica: 8% del ahorro total esperado; instalación de variadores de velocidad: 41 % del ahorro esperado; optimización de los procesos: 33% del ahorro esperado.

Otro aspecto importante a considerar en el ahorro, es el cambio de comportamiento y buenas prácticas. Los malos hábitos de operadores o usuarios de las instalaciones llevan a gastos innecesarios. Se estima que influyendo sobre su comportamiento se puede conseguir ahorro entre un 2 y un 10% adicionales, para lo cual se requiere la difusión y concienciación en la que sean partícipes con el aporte de nuevas ideas de mejora.

La Auditoría Energética de la Planta de Tratamiento de Crudo Intemperizado que se realizará en el presente Proyecto, se enmarca en una Auditoría Preliminar y la metodología a seguir es la siguiente:

#### **Toma de datos generales:**

Una parte importante de la auditoría está constituida por la recopilación de datos. Para facilitar esta labor se elaboraron formatos a ser llenados con la información necesaria. Para el diseño de los formatos, se tomó como base la información disponible en el Manual de Auditorías Energéticas, publicado en el año 2003 por la Asociación para la Investigación y Diagnóstico de la Energía de España, IDAE. Los datos a recopilar contemplan:

Datos generales y de producción

Datos energéticos generales: electricidad, energía térmica y otras.

Contabilidad energética: consumo anual y consumos específicos

#### **Análisis del proceso productivo:**

En esta fase se obtendrá información referente a la descripción del proceso y equipos, teniendo como fuente el Manual de Procesos y Procedimientos existentes en la PTRCI, los cuales han sido desarrollados por personal técnico de la misma. En caso de requerirse, se recurrirá a Manuales de equipos y bibliografía adicional existente. Dicha información contempla:

Diagramas de bloque y consumos del proceso.

Descripción de equipos: consumos energéticos.

#### **Análisis del consumo en servicios**

La información se obtendrá de datos históricos disponibles en la Planta, así como del personal técnico operativo y administrativo de la misma.

Alumbrado interior y exterior

Climatización y ventilación

## Mejoras y recomendaciones energéticas

En base a la información obtenida en los puntos anteriores, se plantearán las mejoras y recomendaciones que sean necesarias, priorizando las más críticas en base a tecnologías disponibles en el mercado, en caso de requerirse, se realizará un análisis económico de las alternativas.

### Medios Materiales para las auditorías energéticas

La auditoría energética exige la realización de medidas específicas que complementan las que se pueden obtener leyendo los instrumentos instalados en diferentes puntos de la Planta, tales como presión y temperatura. La realización de los balances de materia y energía, requieren adicionalmente información de diámetros de tuberías, características de equipos de bombeo, mediciones de gases de chimenea, entre otras. Los medios que se indican a continuación son los equipos y materiales imprescindibles para la auditoría, que han sido utilizados en el presente estudio.

- **Medidas Eléctricas**

Un analizador de redes con sus pinzas amperimétricas y voltimétricas. Para medidas puntuales pueden utilizarse tester o multímetros.

- **Medidas para instalaciones de combustión**

Un analizador de gases de combustión, sonda de temperatura, pirómetros ópticos, contadores de gas, opacímetro, termómetro, medidores de caudal de gas, manómetros de Bourdon.

- **Otros instrumentos y medios**

La sonda de medida de tiro y sondas (tubos de Pitot, Annubar, Isocinéticas) para medidas de velocidad, en este caso no se pudieron utilizar debido a que no existen puertos de muestreo instalados en las chimeneas de los equipos de combustión.

En este caso, debido a la limitación geográfica existente, todas las medidas y datos con los que se ha realizado el presente estudio fueron tomadas por el personal de la Planta de Tratamiento de Crudo Intemperizado; por lo cual, el alcance de la Auditoría depende en gran medida de la información facilitada.

### Análisis económico

Para el análisis económico de las alternativas planteadas se empleará como parámetro de valoración, el tiempo de retorno de la inversión. Las fuentes para la selección de propuestas de mejora contemplarán la información técnica disponible por parte de fabricantes de equipos utilizados en la Planta y buenas prácticas identificadas para alcanzar una mayor eficiencia energética en el proceso establecido.

## 2 ANÁLISIS DEL PROCESO PRODUCTIVO

### 2.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

La Planta de Tratamiento y Recuperación de Crudo Intemperizado cuenta con dos procesos: Recuperación de crudo y Tratamiento de Agua; los cuales tienen una capacidad instalada que permite procesar un promedio de 1600 barriles de crudo netos/mes y 10000 barriles de agua por mes, respectivamente. A su vez, el proceso de Recuperación de crudo cuenta con dos módulos paralelos de decantación y centrifugación, denominados de módulos de recuperación, A y B.

## 2.1.1 PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CRUDO INTEMPERIZADO

En la Figura 1 se presenta el diagrama de bloques del proceso de recuperación de crudo, donde se observa que el crudo pasa por las siguientes fases:

- Fluidización y Pretratamiento Químico
- Tratamiento Químico (Deshidratación)
- Tratamiento Mecánico

La fluidización y pretratamiento contempla la recepción del crudo intemperizado en piscinas de acopio (20 000 barriles de capacidad), la adición de dispersante de sólidos, Jet-A1 y la inyección de aire comprimido para favorecer la homogenización de dichos químicos con el fluido a tratar.

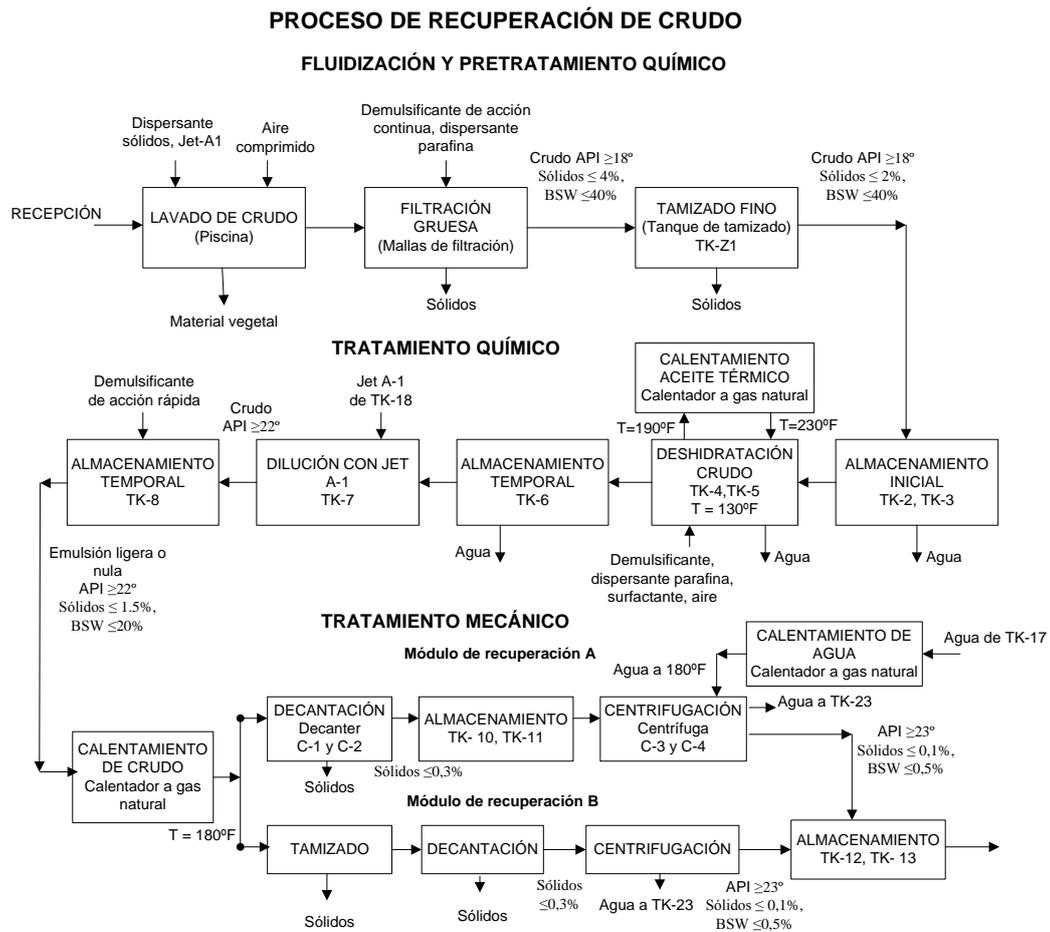


Figura 1. Diagrama de bloques del proceso de recuperación de crudo intemperizado

Inicialmente, el crudo se acopia en la piscina de lavado, donde se adiciona Jet-A1 para reducir la viscosidad del crudo y facilitar su bombeo. En esta piscina son retenidos restos de madera, material vegetal y otros desechos sólidos de gran tamaño. Mediante un desnatador (skimmer) portátil, el crudo es trasladado al proceso de separación física en mallas de filtración, cada una de 200 barriles de capacidad, donde se adiciona demulsificante de acción continua y dispersante de parafina. Los sólidos gruesos de hasta 1 cm de diámetro son retenidos en esta fase, el crudo deberá tener un porcentaje de sólidos  $\leq 4\%$ , agua y sedimentos básicos (BSW)  $\leq 40\%$  y grado API  $\geq 18^\circ$  para continuar el proceso. Los equipos usados en esta fase son bombas autocebantes, desnatadores (skimmer) y compresores, todos ellos portátiles que funcionan con diesel.

El crudo es bombeado al tanque de tamizado TK-Z1, donde se retienen sólidos finos, de modo que a la salida debe tener Sólidos  $\leq 2\%$  para ser bombeado hasta los tanques de almacenamiento inicial

TK-2 o TK-3, donde el crudo espera el tratamiento químico. Se ha verificado experimentalmente que cuando el porcentaje de sólidos excede el 2% en el tanque TK-3, el crudo no logra cumplir los parámetros requeridos al final de la deshidratación.

El tratamiento químico se realiza en los tanques TK-4 y TK-5, Figura 2, previo al mismo se realizan pruebas de botellas para encontrar la dosificación óptima de los productos químicos: demulsificante de acción continua, dispersante de parafina y surfactante. Durante este tratamiento, se debe mantener la temperatura del crudo entre 120 y 130°F, para lo cual, los tanques TK-4 y TK-5 disponen de serpentines internos por los que circula aceite térmico a temperatura entre 230 y 250°F. En dichos tanques se da el tiempo de residencia necesario para que se separe el agua y el crudo y luego pasa al tanque TK-6. El aceite es calentado hasta las temperaturas señaladas mediante un calentador pirotubular a gas natural, de dos pasos por tubo y uno por carcasa en contracorriente, construido y montado por personal técnico de la Planta.

Los quemadores de todos los calentadores también han sido construidos por técnicos de la planta. En la Figura 3 y Figura 4 se muestra una foto del calentador y un esquema del quemador, respectivamente. Como se observa en la Figura 4, el aire ingresa al quemador a 120 psi (8.16 bar) y el gas natural a 80 psi, ambos ingresan a la zona de premezclado antes de llegar a la cámara de encendido. Estos quemadores son de regulación manual y cuentan con un sistema de control para evitar accidentes, el cual consta de una válvula de tres vías que controla la existencia de llama mientras se encuentre encendida la bomba del líquido que ingresa al calentador (crudo, aceite o agua). Este diseño de quemadores son muy usados en las instalaciones de EP Petroecuador debido a la facilidad de construcción en los talleres de la Empresa.



Figura 2. Tanques proceso de deshidratación de crudo



Figura 3. Calentador de aceite

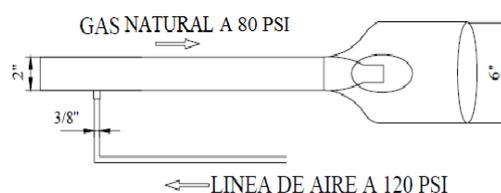


Figura 4. Esquema del quemador de gas natural

El aceite circula en circuito cerrado entre el calentador y los serpentines de los tanques TK-4 y TK-5, además se inyecta aire a presión en el seno del fluido para promover el movimiento del fluido dentro del tanque, facilitando la transmisión de calor desde las paredes internas del tanque. Para evitar pérdidas de calor por convección al ambiente, tanto el calentador como las tuberías de interconexión en todo el trayecto han sido aisladas térmicamente, con lo cual existe una pérdida de temperatura de 5°F entre la salida del calentador y la entrada a los serpentines de los tanques.

El aire comprimido es abastecido desde un compresor estacionario de tornillo de velocidad fija, el cual también cubre las necesidades del aire inyectado a los tanques TK-4 y TK-5 así como el aire necesario para los sistemas de control neumático de la Planta.

Previo a la mezcla con Jet-A1, el crudo es almacenado temporalmente en el tanque TK-6 para luego pasar al tanque de mezcla TK-7, donde se adiciona Jet A-1 desde el tanque TK-18 para elevar el ° API a un valor  $\geq 22^\circ$ , Figura 5 . Posteriormente, el crudo pasa al tanque de transferencia TK-8 con BSW entre 15 y 20%, sólidos  $\leq 1.5\%$  y emulsión ligera o nula, en caso de requerirse, se corrige la emulsión con la adición de demulsificante de acción rápida. El agua drenada de los tanques TK-3, TK-4, TK-5 y TK-6 es recolectada en un sumidero, desde el cual se bombea al tanque de almacenamiento TK-23 para el tratamiento de clarificación.

Cabe indicar que el Jet A-1 (combustible de retropropulsión) es una mezcla de hidrocarburos sujeta utilizada generalmente para alimentar motores a reacción y que en este caso se usa para el proceso descrito debido a la disponibilidad del producto en la ubicación de la planta.

Luego el crudo pasa por un proceso mecánico de deshidratación que inicia con el calentamiento del crudo hasta una temperatura entre 180 y 200 °F mediante un calentador pirotubular a gas natural de dos pasos por tubo y uno por carcasa en contracorriente, construido en acero al carbono, por personal técnico de la Planta, el mismo que se encuentra aislado térmicamente para evitar pérdida de calor al ambiente, Figura 6 . El quemador tiene un diseño similar al mostrado en la Figura 4.



Figura 5. Tanques de almacenamiento de crudo, Jet-A1, agua a tratar y agua de proceso



Figura 6. Calentador de crudo

De acuerdo a las facilidades operativas, el crudo puede alimentarse al módulo de recuperación A o B. El módulo A, Figura 6, consta de dos decantadores en paralelo, dos tanques de almacenamiento, dos centrifugas en paralelo y el módulo B, ;, consta de una zaranda, un decantador, un

transportador de sólidos y una centrífuga. Cabe indicar que el año de fabricación de los equipos del módulo A es aproximadamente 1985 y los mismos fueron empleados antiguamente por Refinería La Libertad para el tratamiento de lodos y fue instalado en la Planta de Tratamiento y Recuperación de Crudo Intemperizado.

En cambio, el módulo B es un sistema semiautomático de tratamiento de lodos más moderno, gobernado por un PLC que controla el proceso. La capacidad de proceso del módulo A es de 31 bls/día y del módulo B es 102 bls/día considerando que operan 6 horas/día, dando una capacidad diaria total de 133 bls en este proceso. En el año 2011 estos equipos operaron aproximadamente al 30% de su capacidad ya que ingresaron alrededor de 40 bls/día a los dos módulos.



Figura 7. Módulo de recuperación A



Figura 8. Módulo de recuperación B

El crudo que ha ingresado al módulo de recuperación A pasa a las decantadoras (Decanter C-1 y C-2), Figura 9, donde se separan los sólidos hasta obtener un porcentaje menor al 0.5%. Las decantadoras son de tipo monoblock con tornillo sin fin, en las cuales ingresa el crudo con flujo de 4 a 6 gal/min, dependiendo del porcentaje de sólidos, de modo que en la salida deberá tener sólidos  $\leq 0,5\%$  y en caso de no ser así, se recircula el crudo hasta lograr el valor indicado manteniendo el nivel de 5 pies de crudo en el tanque TK-10 y 9 pies en el tanque TK-11.

Luego, el crudo pasa a las centrífugas C-3 y C-4, Figura 10, para reducir el porcentaje de agua, con lo cual, el crudo cumple con los siguientes parámetros:  $^{\circ}\text{API} \geq 23$ , el  $\text{BSW} < 0.5\%$  y sólidos sedimentables  $< 0.1\%$ . Cada una de estas centrífugas está compuesta de 67 platos cónicos con toberas, que giran a 4700 rpm, la fuerza centrífuga permite que el agua se separe del crudo. Por necesidades operativas, en esta etapa ingresa agua tratada a una temperatura de 180°F, en una proporción de 5 galones de agua por cada 2 galones de crudo, el mismo que deberá mantener su temperatura entre 190 y 200°F, sobre todo para el módulo B.

A inicios del año 2011 se reutilizó cerca del 10% del agua tratada en la fase de centrifugación; sin embargo, no se continuó con esta práctica debido a dos causas: corrosión en el calentador de agua y porque no existe una línea independiente de retorno del agua de proceso tratada únicamente hacia la Planta, sino que retorna hacia el tanque de abastecimiento de agua del sistema contraincendios.



Figura 9. Decantadoras



Figura 10. Centrífugas

El agua alimentada a las centrífugas, es bombeada desde el tanque TK-17 hasta un calentador acuatubular vertical de cuatro pasos por tubos y dos por carcasa que funciona con gas natural, Figura 11, no aislado, construido en acero al carbono, por técnicos de la Empresa. El quemador ha sido construido según el esquema mostrado en la Figura 4.

En el módulo de recuperación B, el crudo pasa por una tamiz fino, los sólidos son llevados por un transportador hasta un centro de acopio para su tratamiento. Luego, el crudo es decantado obteniéndose un porcentaje de sólidos menor al 0,3%. Después el fluido pasa a la centrífuga, la cual no requiere inyección de agua caliente ya que forma un sello de agua en la parte inferior y descarga automáticamente cuando se activan las electro válvulas programadas en el PLC; sin embargo, es más sensible a las variaciones de BSW proveniente del proceso de deshidratación, el tiempo de residencia depende del BSW del crudo que ingresa. La temperatura de entrada del crudo a la centrífuga es similar a la del módulo A y el agua que separa la centrífuga es bombeada al tanque TK-23.



Figura 11. Calentador de agua

El crudo bajo parámetros proveniente del módulo A se almacena en el tanque TK-12 y luego es bombeado al tanque TK-13 y el crudo proveniente del módulo B, es bombeado directamente al tanque TK-13, desde donde se transporta hasta la red de oleoductos para integrarse a la producción nacional, previa la fiscalización por los organismos de control correspondientes.

Hasta el mes de septiembre de 2011, los requerimientos de energía eléctrica de la Planta fueron cubiertos por un generador Caterpillar 3412 de 1,2 MW de capacidad. En los meses de septiembre a diciembre de 2011, la energía fue provista por el sistema interconectado de CELEC (Corporación Eléctrica del Ecuador), entidad responsable de la generación y transporte de energía eléctrica en Ecuador. Actualmente está en fase de pruebas una central de generación propia de 1 MW de capacidad instalada para abastecer las necesidades energéticas de la Planta, Figura 12 y Figura 13.



Figura 12. Vista Central Generación de 1 MW de Capacidad



Figura 13. Motor Caterpillar de Central de Generación

### 2.1.2 PROCESO DE TRATAMIENTO DE AGUA

El agua que se separa en el proceso de recuperación de crudo debe clarificarse y tratarse con biocida y químicos como anti-incrustante y anticorrosivo, para que cumpla con las especificaciones para ser bombeada hacia los pozos reinyectores. El agua reinyectada en dichos pozos, llega a la arena Hollín, la cual es una zona no productora que se la considera de desecho que tiene alta porosidad y se encuentra aproximadamente a 5000 pies de profundidad. Si no se tratase el agua a reinyectar se producirían taponamientos tanto en la líneas de flujo horizontal y vertical, así como también en la arena receptora; lo cual implicaría mayor trabajo de bombeo en superficie.

En la Figura 14 se presenta el diagrama de flujo del tratamiento de agua. El agua contaminada proveniente de los diferentes pasivos ambientales, procesos de la planta de tratamiento de crudo y plataformas de tratamiento son almacenadas en los tanques TK-15 y TK-23. El agua es bombeada al tanque de desnatado TK-14, en el cual se separan trazas de hidrocarburo que pudiese tener el agua. De ser necesario, se adiciona demulsificante de acción inversa para facilitar la separación de las fases. El hidrocarburo retenido ingresa al tanque TK-3 para su tratamiento a través del sumidero principal.

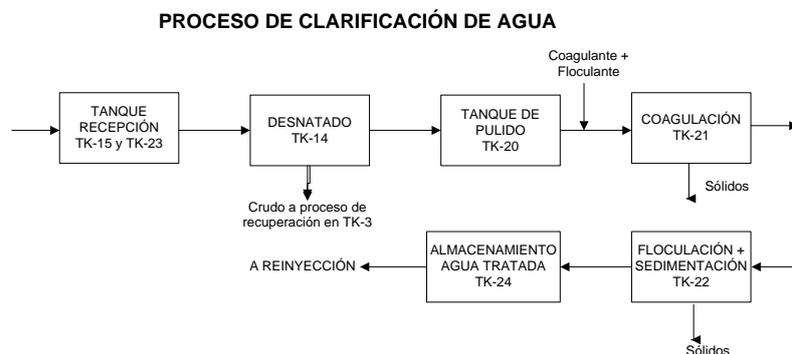


Figura 14. Diagrama de bloques del proceso de clarificación de agua

El agua almacenada en el tanque TK-14 se bombea hasta el tanque de pulido, TK-20, donde se toma una muestra de agua para realizar pruebas de jarras a nivel de laboratorio y en función de los resultados obtenidos, dosificar coagulante y floculante. El agua es bombeada al tanque de coagulación TK-21, una vez que éste alcance el nivel operativo se agita el agua mediante

recirculación con la finalidad de favorecer el proceso de coagulación. Luego, el agua se bombea al tanque de floculación y sedimentación, TK-22, donde el agua tendrá un tiempo de residencia de 3 a 6 horas para que los flóculos formados sedimenten y el agua clarificada pueda bombearse hasta el tanque de agua tratada TK-24,.Figura 15.

De acuerdo a los requerimientos operativos, el agua tratada puede reutilizarse en el proceso, en caso de no requerirse se reinyecta en pozos reinyectores a través de bombas centrífugas horizontales de alta presión que alcanzan alrededor de 150 bar, previa la dosificación de biocida para el cuidado de equipos de las facilidades de superficie. El agua tratada almacenada en el TK-24 debe cumplir los siguientes límites de aceptación:

Residual de aceite en agua:	Máximo 5 ppm.
Presencia de bacterias sulfato reductoras:	Máximo 10 col/ml.
Presencia de bacterias totales:	Máximo 100 col/ ml.
Oxígeno Disuelto:	20 ppb
Concentración de Sólidos Totales:	50 ppm.
Turbidez:	15 NTU.

Para la dosificación de productos químicos tanto en el proceso de deshidratación de crudo, como en la clarificación de agua se cuenta con un sistema automático de inyección de químicos, como se observa en la Figura 16.



Figura 15. Tanques proceso tratamiento de agua



Figura 16. Central de inyección de químicos

Los sólidos provenientes de las diferentes etapas de filtrado en la Planta, se depositan en un centro de acopio, donde son lavados con agua a presión y un detergente biodegradable. El agua es llevada a un sumidero, desde donde se bombea hacia el tanque TK-15 para ser tratada. La materia orgánica lavada y los sólidos con trazas de hidrocarburos son llevados a una zona de acopio para su posterior tratamiento en base a técnicas de biorremediación desarrolladas en el Centro de Investigaciones de Biotecnología y Monitoreo Ambiental de EP Petroecuador. Por otra parte, los desechos sólidos reciclables y contaminados son entregados a un gestor ambiental calificado para su tratamiento respectivo. En la Figura 17 se visualiza un diagrama de flujo de los procesos de recuperación de crudo y tratamiento de agua.

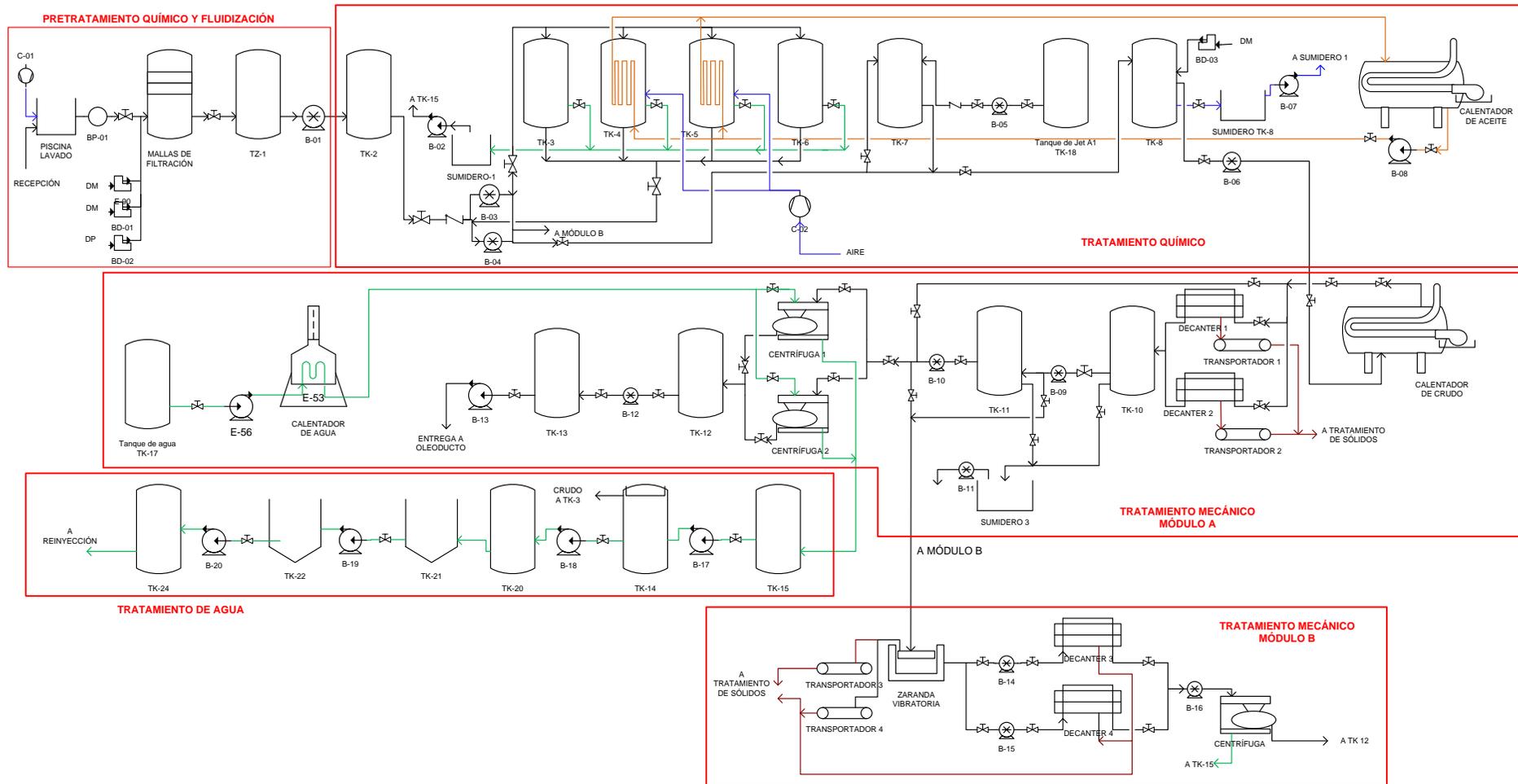


Figura 17. Diagrama de proceso del tratamiento de crudo y agua.

## 2.2 FLUIDO ANUAL PROCESADO EN LA PLANTA

Para la recopilación de datos generales de la planta se desarrolló un formato adaptado del Manual de Auditorías Energéticas desarrollado por la Asociación para la Investigación y Diagnóstico de la Energía de España, el cual fue llenado por el Técnico responsable de la Planta a excepción de los consumos y costos específicos de los procesos, que han sido rellenados luego de la contabilidad energética realizada en el presente estudio. El formato de auditoría se encuentra en el Anexo 2.

Durante el periodo 2005-2011 la Planta de Tratamiento de Crudo Intemperizado ha entregado un total de 52.956 barriles netos a la producción nacional, en 94 entregas debidamente fiscalizadas por los organismos de control correspondientes. Los turnos de trabajo son de 7 días a la semana, 24 horas al día. En la Figura 18 se muestra el detalle de barriles de crudo limpio entregados anualmente en el período indicado.

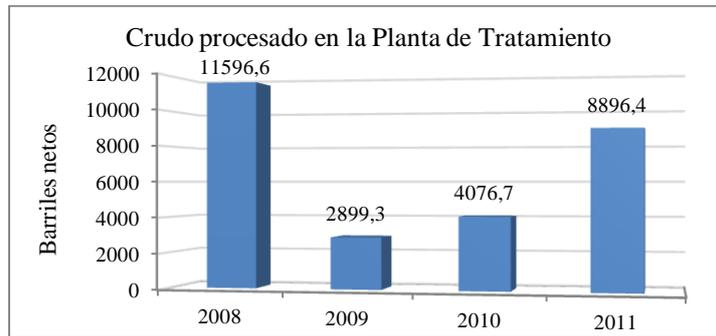


Figura 18. Barriles netos de crudo procesado en la Planta de Tratamiento

Por otra parte, desde el año 2007 se han tratado 158833 barriles de agua en la Planta de Clarificación, el detalle anual de procesamiento se puede observar en la Figura 19.

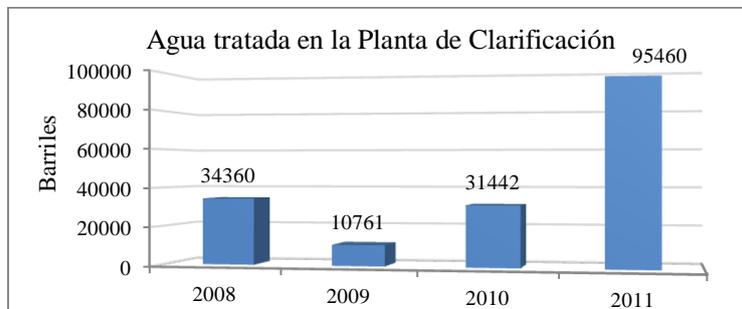


Figura 19. Barriles de agua tratada en Planta de Clarificación

En la Tabla 1 se presentan los datos mensualizados del año 2011 correspondientes a barriles de crudo que ingresa a la Planta de tratamiento, crudo entregado dentro de especificaciones, barriles de agua tratada y reinyectada, se puede observar que mensualmente se procesó un promedio de 985,3 barriles, aunque los datos mensuales no son regulares.

En 2011 ingresaron 49762,3 barriles provenientes de las diferentes piscinas de crudo intemperizado y considerando que de éstos, se ha entregado 8896,4 barriles de crudo con un promedio de 0,6% de agua, se deduce que el fluido proveniente de las piscinas ingresa con 82,1% de agua (40904,6 barriles), la cual se encuentra como agua libre y en emulsión con crudo; de ahí que es necesario someter al fluido a los procesos de deshidratación para obtener crudo dentro de especificaciones para su transporte por la red de oleoductos.

Tabla 1. Datos mensuales de barriles de crudo y agua procesados del año 2011

AÑO 2011	Barriles de crudo		Barriles de agua	
	Ingresado a piscina	Entregado	Tratada	A Reinyección
Enero	981,0	0,0	3650,0	3100,0
Febrero	371,2	253,8	9980,0	8200,0
Marzo	395,8	0,0	13550,0	10800,0
Abril	584,2	677,4	15250,0	12400,0
Mayo	5843,1	598,2	7550,0	6300,0
Junio	3786,0	1903,1	8650,0	8500,0
Julio	3009,0	1514,0	450,0	400,0
Agosto	1407,0	823,5	5040,0	4700,0
Septiembre	1780,0	0,0	2200,0	2099,8
Octubre	13225,0	1097,9	8100,0	7972,5
Noviembre	15603,0	560,0	12170,0	11998,6
Diciembre	2777,1	1468,6	8870,0	8723,8
<b>Total</b>	<b>49762,3</b>	<b>8896,4</b>	<b>95460,0</b>	<b>85194,7</b>
<b>Prom. Mensual</b>	<b>4146,9</b>	<b>988,5</b>	<b>7955,0</b>	<b>7099,6</b>

En lo referente al agua, en 2011 se han tratado 95460 barriles, los cuales corresponden al agua que ingresa junto con el crudo proveniente de las piscinas, así como también el agua que ingresa a la planta para el proceso de centrifugación. Por diferencia entre el volumen de agua tratada y el agua que ingresa con el crudo. Con estos datos se tiene que, para el proceso de centrifugación en el año 2011 ingresaron 54555,4 barriles de agua, lo que equivale a un consumo específico de 6.13 barriles de agua/barril crudo entregado. Sin embargo, es necesario realizar una corrección a dicho valor, considerando que el 10,8% del agua tratada se reutilizó en el proceso; con lo cual se obtiene un consumo específico de 4.98 barriles de agua/barril crudo entregado.

### 2.3 CONSUMO ANUAL DE INSUMOS DEL PROCESO

En la Tabla 2 se presentan los consumos de Jet-A1 utilizado como diluyente para incrementar el grado API del crudo para diferentes equipos utilizados en los procesos de la Planta correspondientes al año 2011. Se observa que el consumo de Jet A1 durante los meses de octubre a diciembre de 2011 es mucho más elevado que en los meses anteriores, esto se debe a que en ese periodo, la PTRCI estuvo atendiendo una emergencia, lo cual es un evento fortuito, que no corresponde al trabajo habitual de la Planta. Por esta razón, para el cálculo del consumo específico, no se ha considerado el consumo durante octubre a diciembre de 2011, con lo cual se obtiene un consumo específico de 13,463 galones Jet A1/barril crudo entregado.

En la Tabla 3 se resumen los consumos de los químicos usados en el tratamiento del crudo y clarificación de agua. El principal objetivo durante la deshidratación es la desestabilización de la emulsión de agua en crudo, de ahí que el químico de mayor consumo es el demulsificante de acción continua, complementándose con dispersante de parafina y dispersante de sólidos. Para calcular la concentración en ppm de los químicos usados en el tratamiento de crudo se toma como base el barril de crudo que ingresa a la planta, al igual que para el tratamiento de clarificación del agua, se toma como base el barril de agua tratada.

En la Tabla 4 se muestran los consumos específicos globales del año 2011, para todos los insumos de los diferentes procesos: agua, JP-1 y químicos.

Tabla 2. Consumo anual de Jet-A1 para el año 2011.

AÑO 2011	Galones
MES	Jet-A1
Enero	3719,2
Febrero	16266,7
Marzo	2319,7
Abril	13491,5
Mayo	16426,5
Junio	10347,8
Julio	11039,5
Agosto	8963,1
Septiembre	7258,2
Octubre	22450,7
Noviembre	9226,0
Diciembre	15957,6
<b>Total</b>	<b>137466,4</b>
<b>Prom. Mensual sin oct a dic</b>	<b>9981,3</b>

Entre octubre y diciembre, la Planta estuvo atendiendo una emergencia operativa que provocó un incremento considerable en el consumo de Jet-A1; lo cual no corresponde a una actividad normal de la Planta; por lo cual, el promedio mensual se ha estimado sin contemplar ese período.

Tabla 3. Consumo de químicos en tratamiento de crudo y agua

AÑO 2011	Galones tratamiento crudo			Galones clarificación de agua			
	Dispersante sólidos (DS)	Dispersante parafina (DP)	Demulsificante acción continua (DAC)	Coagulante (CG)	Floculante (FC)	Biocida (BC)	Demulsificante Acción Rápida (DAI)
Enero	55	180	40	140	95	0	40
Febrero	70	220	60	226	220	0	0
Marzo	20	40	80	114	95	15	0
Abril	20	220	205	210	85	40	10
Mayo	75	110	180	245	220	10	5
Junio	145	165	315	165	185	62	55
Julio	5	0	104	31,7	0	0	2
Agosto	45	176	103	44	0	0	0
Septiembre	60	70	105	115	0	0	0
Octubre	155	248	282	0	550	15	0
Noviembre	70	160	429	635	839	25	0
Diciembre	120	299	765	0	992	0	0
<b>Total</b>	<b>840</b>	<b>1888</b>	<b>2668</b>	<b>1925,7</b>	<b>3281</b>	<b>167</b>	<b>112</b>
<b>Prom. Mensual</b>	<b>70</b>	<b>157</b>	<b>222</b>	<b>160</b>	<b>273</b>	<b>14</b>	<b>9</b>

Tabla 4. Consumos específicos de insumos de la Planta Tratamiento de Crudo

Proceso	Producto	Consumo específico	Unidades	Concentración (ppm)
Tratamiento de crudo	Agua	4,98	Barril agua/barril crudo entregado	---
	Jet-A1	13,463	Galón Jet-A1/barril crudo entregado	---
	Demulsificante acción continua	0,300	Galón DAC/barril crudo ingresado	1276,5
	Dispersante parafina	0,212	Galón DP/barril crudo ingresado	903,3
	Dispersante sólidos	0,094	Galón DS/barril crudo ingresado	401,9
Clarificación de agua	Floculante	0,369	Galón FC/barril agua tratada	818,3
	Coagulante	0,216	Galón CG/barril agua tratada	480,3
	Biocida	0,019	Galón BC/barril agua tratada	41,65
	Demulsificante acción inversa	0,012	Galón DAI/barril agua tratada	27,93

En la Tabla 5 se muestra el consumo de Jet-A1 en los diferentes procesos, se observa que el mayor consumo (56,6%) se tiene en la piscina de lavado durante la fase de pretratamiento químico debido a la alta viscosidad con que llega el fluido y luego en el tratamiento químico (36,3%); mientras que tan solo el 7,1% se utiliza en limpieza de rejillas y en pruebas de laboratorio.

Tabla 5. Consumo de Jet-A1 según uso año 2011

Año 2011	Piscina lavado	Limpieza rejillas	Laboratorio	Tratam. Químico	Total
Enero	3.179,2	0,0	0,0	539,9	3.719,2
Febrero	13.766,7	500,0	500,0	1.500,0	16.266,7
Marzo	479,8	197,5	197,5	1.444,9	2.319,7
Abril	8.437,3	237,9	450,0	4.366,4	13.491,5
Mayo	11.477,0	1.599,6	100,0	3.249,8	16.426,5
Junio	7.026,4	359,9	731,8	2.229,6	10.347,8
Julio	8.919,8	0,0	100,0	2.019,7	11.039,5
Agosto	6.329,6	0,0	234,0	2.399,5	8.963,1
Septiembre	4.139,0	0,0	0,0	3.119,2	7.258,2
Octubre	12.141,0	1.499,6	581,9	8.228,2	22.450,7
Noviembre	0,0	180,0	0,0	9.046,0	9.226,0
Diciembre	1.933,7	2.300,0	0,0	11.724,0	15.957,6
<b>Total</b>	<b>77.829,5</b>	<b>6.874,5</b>	<b>2.895,1</b>	<b>49.867,3</b>	<b>137.466,4</b>
<b>%</b>	<b>56,6</b>	<b>5,0</b>	<b>2,1</b>	<b>36,3</b>	<b>100,0</b>

### 3 CONSUMO ENERGÉTICO DE LA PLANTA

La siguiente etapa de la auditoría comprende la descripción de los principales equipos existentes en los procesos de tratamiento de crudo y clarificación de agua, indicando en cada uno de ellos su respectivo consumo de energía y rendimiento.

En la Tabla 6 se presenta la cantidad de los diferentes equipos consumidores de energía eléctrica en la Planta, su consumo anual de energía y el porcentaje que representa sobre el consumo total de la Planta. Se puede observar que el 50% de la energía eléctrica requerida por la Planta es consumida por bombas centrífugas, el 20.9% por las tres centrífugas y aproximadamente el 10% lo consumen tanto el compresor estacionario como las decantadoras.

Tabla 6. Número de equipos de la Planta PTRCI y su consumo de energía eléctrica

Equipos	Número	kWh/año	% sobre total
Bombas centrífugas	10	219699,92	50,0
Bombas de desplazamiento positivo	12	14181,90	3,2
Bombas dosificadoras	8	5261,41	1,2
Compresores	1	47352,73	10,8
Decantadoras	4	43765,40	10,0
Centrífugas	3	91835,60	20,9
Zaranda	1	478,31	0,1
Cintas transportadoras	4	16740,86	3,8
<b>Total</b>	<b>43</b>	<b>439316,14</b>	<b>100,0</b>

Para cada uno de los equipos descritos en la Tabla 6 se realizaron mediciones de intensidad y voltaje, presión de entrada y salida en el caso de bombas y tiempos de uso diario; con lo cual se calculó el consumo anual de energía de cada uno.

En el caso de las bombas centrífugas y de desplazamiento positivo, con las mediciones realizadas y las curvas de desempeño de cada equipo, se calcularon los rendimientos respectivos para diagnosticar su desempeño actual en la planta. En el compresor se realizó una estimación de su rendimiento, debido a que no se disponía de las curvas de desempeño.

En las decantadoras y centrífugas, por tratarse de equipos cuyo funcionamiento está basado esencialmente en el cumplimiento de parámetros de calidad del crudo para su posterior transporte en el oleoducto y debido a la limitada información disponible de estos equipos, únicamente se ha calculado su consumo energético anual; siendo necesario un estudio específico para la optimización de los mismos en el proceso de recuperación de crudo.

Finalmente, equipos como la zaranda, cintas transportadoras y bombas dosificadoras representan el 5.1% del consumo total de energía eléctrica de la planta; para estos equipos se calculó su consumo en energía anual.

En lo referente a la energía química proveniente del gas natural, existen 3 calentadores: de agua, de crudo y de aceite térmico, cuyo consumo global es de 9062,36 MWh/año.

En las Tablas 7, 8 y 9 se presenta un inventario de los equipos eléctricos existentes en cada proceso de la Planta de Tratamiento de Crudo Intemperizado y el consumo de energía eléctrica anual por equipo y por proceso.

En las Tablas 10, 11 y 12 se muestran los valores de las mediciones realizadas por técnicos de la Planta (presión de succión, presión de descarga, velocidad de giro, densidad del fluido, diámetro de impeller de las bombas, voltaje e intensidad de corriente) en base a los cuales se ha calculado la altura de bomba, rendimientos y altura neta de succión disponible.

En la Tabla 13 se muestran las características de los calentadores de agua, aceite y crudo, su consumo de energía química proveniente del gas natural, rendimiento y coeficiente global de transmisión de calor, calculados en base a las mediciones de emisiones a la atmósfera, temperaturas y cromatografía del gas natural, que han sido realizadas por personal técnico de la Empresa.

Tabla 7. Inventario de equipos eléctricos existentes en procesos de Pretratamiento y Tratamiento Químico

PROCESO	ETAPA	EQUIPO	TIPO	MARCA	MODELO	NÚMERO DE SERIE	TIEMPO OPERACIÓN DIARIA, horas	VOLTAJE, V	I, Amp	POTENCIA ELECTRICA REAL, kW	CONSUMO ENERGÍA, kWh/día	CONSUMO ENERGÍA, kWh/año	% sobre consumo total Planta	CONSUMO ENERGÍA ETAPA, kWh/año	% sobre consumo total
PRE TRATAMIENTO QUÍMICO	Filtración gruesa	Bomba Tk	De cavidad progresiva	NEMO	NM053BY01S03B	101353	4	480	1,2	0,80	3,19	1147,94	0,26	2295,89	0,52
		Transferencia	De cavidad progresiva	NETZSCH	NE 50 B	173711	4	480	1,2	0,80	3,19	1147,94	0,26		
	Tamizado fino	Bomba Tk Z1	De cavidad progresiva	NETZSCH	NM063SY03S18K	B64454	4	480	6	3,99	15,94	5739,72	1,31	5739,72	1,31
TRATAMIENTO QUÍMICO	Deshidratación de crudo	Bomba calentador aceite	Centrífuga	DURCO	MK3-STD	1006-1091	20	480	33	21,92	438,45	157842,43	35,93	163103,85	37,13
		Bombas de inyección de químico	Dosificadora a diafragma	DOSIVAC	DD300	8	110	2	0,30	2,44	876,90	0,20			
			Dosificadora a diafragma	DOSIVAC	DD300	8	110	2	0,30	2,44	876,90	0,20			
			Dosificadora a diafragma	DOSIVAC	DD300	8	110	2	0,30	2,44	876,90	0,20			
			Dosificadora a diafragma	DOSIVAC	DD300	8	110	2	0,30	2,44	876,90	0,20			
			Dosificadora a diafragma	DOSIVAC	DD150	8	110	1	0,15	1,22	438,45	0,10			
			Dosificadora a diafragma	DOSIVAC	DD150	8	110	1	0,15	1,22	438,45	0,10			
			Dosificadora a diafragma	DOSIVAC	DD150	8	110	1	0,15	1,22	438,45	0,10			
			Dosificadora a diafragma	DOSIVAC	DD150	8	110	1	0,15	1,22	438,45	0,10			
	Dilución con Jet A-1	Bomba TK 18	De desplazamiento positivo (engranajes)	VIKING	HJ 4195	5028614	0,50	480	1,2	0,80	0,40	143,49	0,03	143,49	0,03
Almac. Temporal	Bomba TK 8 a cal. Crudo	De cavidad progresiva	NETZSCH	NE 50 B	174778	8	480	1	0,66	5,31	1913,24	0,44	1913,24	0,44	

Tabla 8. Inventario de equipos eléctricos existentes en procesos de Tratamiento Mecánico Módulo A

PROCESO	ETAPA	EQUIPO	TIPO	MARCA	MODELO	NÚMERO DE SERIE	TIEMPO OPERACIÓN DIARIA, horas	VOLTAJE, V	I, Amp	POTENCIA ELECTRICA REAL, kW	CONSUMO ENERGÍA, kWh/día	CONSUMO ENERGÍA, kWh/año	% sobre consumo total Planta	CONSUMO ENERGÍA ETAPA, kWh/año	% sobre consumo total
TRATAMIENTO MECÁNICO (MÓDULO A)	Decantación	Decanter 1	Tambor maciso, tornillo sin fin	FLOTTWEG	Z 3L	AD307729	6	480	16	10,63	63,77	22958,90	5,23	40465,06	9,21
		Decanter 2	Tambor maciso, tornillo sin fin	FLOTTWEG	Z 3L	AD307730	0	480	16	10,63	0,00	0,00	0,00		
		Bomba sist. Enfriamiento	Centrífuga	PEDROLLO	--	--	6	480	1,2	0,80	4,78	1721,92	0,39		
		Hidráulico 1	Cinta transportadora	HANSEN	AE160NH	--	6	480	11	7,31	43,85	15784,24	3,59		
		Hidráulico 2	Cinta transportadora	HANSEN	AE160NH	--	0	480	11	7,31	0,00	0,00	0,00		
	Almacenamiento	Bomba TK 10	De cavidad progresiva	NETZSCH	NE 50 B	174776	2	480	1,2	0,80	1,59	573,97	0,13	5010,30	1,14
		Bomba TK 11	De cavidad progresiva	NETZSCH	NE 50 B	174779	4	480	1,2	0,80	3,19	1147,94	0,26		
		Bomba Sumidero 1	Centrífuga	DURCO	MARK III	174786	0,5	480	20	13,29	6,64	2391,55	0,54		
		Bomba Sumidero TK-8	Centrífuga	DEAN PUMP	DEAMPUMP	PH-2111	0,5	480	0,9	0,60	0,30	107,62	0,02		
		Bomba Sumidero 3	De desplazamiento positivo (engranajes)	VIKING	HL124A	11556612	3	480	1,1	0,73	2,19	789,21	0,18		
		Centrífuga 1	De boquillas	DORR-OLIVER	MERCO	ARO32021	6	480	32	21,26	127,55	45917,80	10,45		
	Centrífuga 2	De boquillas	DORR-OLIVER	MERCO	AF261612	0	480	32	21,26	0,00	0,00	0,00			
	Bomba TK 17 a Cal. Agua	Centrífuga	DURCO	MARK III	427839	20	480	4,8	3,19	63,77	22958,90	5,23			
	Compresor estacionario	Estacionario, de tornillo	SULLAIR	3000	--	18	480	11	7,31	131,54	47352,73	10,78			
	Almacenamiento final	Bomba TK 12	De engranajes	IMO	G3DB-187Y	D3766-1	2	480	2,3	1,53	3,06	1100,11	0,25	3730,82	0,85
		Bomba TK 13	Centrífuga	GOULDS	3196	3004846	0,5	480	22	14,62	7,31	2630,71	0,60		

Tabla 9. Inventario de equipos eléctricos existentes en procesos de Tratamiento Mecánico Módulo B y Tratamiento de Agua

PROCESO	ETAPA	EQUIPO	TIPO	MARCA	MODELO	NÚMERO DE SERIE	TIEMPO OPERACIÓN DIARIA, horas	VOLTAJE, V	I, Amp	POTENCIA ELECTRICA REAL, kW	CONSUMO ENERGÍA, kWh/día	CONSUMO ENERGÍA, kWh/año	% sobre consumo total Planta	CONSUMO ENERGÍA ETAPA, kWh/año	% sobre consumo total
TRATAMIENTO MECÁNICO (MÓDULO B)	Tamizado	Zaranda	Vibratoria	MARATHON	42TTCS45210	82TT654026	2	480	1	0,66	1,33	478,31	0,11	1434,93	0,33
		Transportador 1	Hidráulico	EMP	---	11342901	2	480	1	0,66	1,33	478,31	0,11		
		Transportador 2	Hidráulico	EMP	---	11281301	2	480	1	0,66	1,33	478,31	0,11		
	Decantación	Decanter 1	Tambor maciso, tornillo sin fin	ALFA	SONX 418	127858	3	480	18	11,96	35,87	12914,38	2,94	21284,81	4,84
		Decanter 2	Tambor maciso, tornillo sin fin	LAVAL	B 160M4	K13917	3	480	11	7,31	21,92	7892,12	1,80		
		Bomba Transferencia 1	De cavidad progresiva	NEMO	NM053BY01S03B	101340	0,5	480	2,8	1,86	0,93	334,82	0,08		
		Bomba Transferencia 2	De cavidad progresiva	NEMO	NM053BY01S03B	101352	0,5	480	1,2	0,80	0,40	143,49	0,03		
		Compresor Transferencia	Estacionario de tornillo	S/N	---	---	0	480	1,4	0,93	0,00	0,00	0,00		
	Decanter	De cavidad progresiva	NEMO	NM053SY01S03B	---	0	110	14	9,30	0,00	0,00	0,00			
	Centrifugación	Centrífuga	De boquillas	ALFA LAVAL	TYPE: OFPX413TGD24	---	8	480	24	15,94	127,55	45917,80	10,45	45917,80	10,45
TRATAMIENTO AGUA	Recepción	Bomba TK 15	Centrífuga	GOULDS	3196	7820397,1	2	480	33	21,92	43,85	15784,24	3,59	15784,24	3,59
	Desnatado	Bomba TK 14/SUMID.	Centrífuga	IMBIL	INI 40160	159866770	0,5	480	20	13,29	6,64	2391,55	0,54	2391,55	0,54
	Coagulación	Bomba TK 21	Centrífuga	GOULDS	3196	782C403.2	1	480	32	21,26	21,26	7652,97	1,74	7652,97	1,74
	Floculación	Bomba TK 22	Centrífuga	GOULDS	3196	782C403,5	1	480	26	17,27	17,27	6218,04	1,42	6218,04	1,42
	Almacenamiento	Bomba TK 24													

**TOTAL PLANTA      439316,14      100,00      439316,14      100,00**

SISTEMAS AUXILIARES	TIEMPO OPERACIÓN DIARIA, horas	VOLTAJE, V	I, Amp	POTENCIA ELECTRICA REAL, kW	CONSUMO ENERGÍA, kWh/día	CONSUMO ENERGÍA, kWh/año	% sobre consumo total Planta
CIRCUITOS DE CONTROL	20	220/110	10	2,2	44,0	15840	12,82
AUXILIARES	8	220/110	100	22	176,0	63360	51,28
ILUMINACION EXTERIOR	8	220/110	50	11	88,0	31680	25,64
BODEGA	8	220/110	20	4,4	35,2	12672	10,26
<b>TOTAL AUXILIARES</b>						<b>123552</b>	<b>100</b>

Tabla 10. Mediciones realizadas y resultados de cálculos realizados en equipos de Pretratamiento y Tratamiento Químico

PROCESO	ETAPA	EQUIPO	DENSIDAD, kg/m <sup>3</sup>	PRESION ENTRADA, bar	PRESION SALIDA, bar	DIAMETRO DE SUCCION, plg	DIAMETRO DE DESCARGA, plg	IMPELLER	HB, m	n, rpm	CAUDAL, m <sup>3</sup> /h	POTENCIA HIDRÁULICA BOMBA, kW	NPSH d, m	POTENCIA EJE, kW	η bomba	η motor	η	
PRE TRATAMIENTO QUÍMICO	Filtración gruesa	Bomba Tk	965,87	0,5	2,1	3,5	2,0	TORNILLO	16,85	293	10,50	0,4653	7,2937	0,800	0,5816	1,0035	0,5836	
		Transferencia	965,87	0,5	2,1	3,5	2,0	TORNILLO	16,85	438	12,50	0,5539	7,3832				0,6948	
	Tamizado fino	Bomba Tk Z1	965,87	0,1	8,3	6,0	4,0	TORNILLO	85,91	174	9,99	2,2571	3,4759	3,300	0,6840	0,8279	0,5663	
TRATAMIENTO QUÍMICO	Deshidratación de crudo	Bomba calentador aceite	870,00	0,3	4,1	4,0	3,0	CENTRIFUGA 12"	44,71	1775	30,00	3,1768	9,8923	9,800	0,3242	0,4470	0,1449	
		Bombas de inyección de químico	876,16	0,1	1,0				11,04	3495	0,10	0,0026						
			876,16	0,1	1,0				11,04	3495	0,10	0,0026						
			876,16	0,1	1,0				11,04	3495	0,10	0,0026						
			876,16	0,1	1,0				11,04	3495	0,10	0,0026						
			965,87	0,1	1,0				9,93	1715	0,10	0,0026						
			965,87	0,1	1,0				9,93	1715	0,10	0,0026						
			965,87	0,1	1,0				9,93	1715	0,10	0,0026						
	965,87	0,1	1,0				9,93	1715	0,10	0,0026								
	Dilución con Jet A-1	Bomba TK 18	799,89	0,4	2,1	1,5	1,5	ENGRANAJES	21,39	1725	4,82	0,2245	16,3799	0,380	0,5907	0,4767	0,2816	
Almac. Temporal	Bomba TK 8 a cal. Crudo	921,82	0,1	1,4	3,0	3,0	TORNILLO	14,06	360	10,20	0,3600	3,7322				0,5419		

Tabla 11. Mediciones realizadas y resultados de cálculos realizados en equipos de Tratamiento Mecánico Módulo A

PROCESO	ETAPA	EQUIPO	DENSIDAD, kg/m <sup>3</sup>	PRESION ENTRADA, bar	PRESION SALIDA, bar	DIAMETRO DE SUCCION, plg	DIAMETRO DE DESCARGA, plg	IMPELLER	HB, m	n, rpm	CAUDAL, m3/h	POTENCIA HIDRÁULICA BOMBA, kW	NPSH d, m	POTENCIA EJE, kW	η bomba	η motor	η	
TRATAMIENTO MECÁNICO (MÓDULO A)	Decantación	Decanter 1				2,0	2,0			1770								
		Decanter 2				2,0	2,0			1770								
		Sist. Enf. Decanter				1,0	1,0	CENTRIFUGA 4"		1725								
		Hidráulico 1				1,0	1,0	ENGRANAJES		1775								
		Hidráulico 2				1,0	1,0	ENGRANAJES		1775								
	Almacenamiento	Bomba TK 10	915,86	0,2	1,7	3,5	2,0	TORNILLO	16,70	438	12,50	0,5206	4,9828					0,6530
		Bomba TK 11	915,86	0,3	1,6	3,5	2,0	TORNILLO	14,87	438	12,50	0,4634	5,2828					0,5812
		Bomba Sumidero 1	1000,00	0,2	6,2	1,5	1,0	CENTRIFUGA 8"	61,32	3500	41,50	6,9274	21,055	11,900	0,5821	0,8957	0,5214	
		Bomba Sumid. TK-8	1000,00	0,2	1,4	1,5	1,0	CENTRIFUGA 6"	12,07	1740	7,95	0,2612	12,880	0,560	0,4668	0,9358	0,4368	
		Bomba Sumidero 3	1000,00	0,2	2,1	1,5	1,0	ENGRANES	19,51	1145	3,96	0,2103	11,509	0,440	0,4779	0,6021	0,2878	
	Centrifugación	Centrifuga 1				2,0	2,0	CENTRIFUGA		5000								
		Centrifuga 2				2,0	2,0	CENTRIFUGA		5000								
		Bomba TK 17 a Cal. Agua Compresor estacionario	1000,00 1,20	0,4 0,0	2,8 8,3	1,5	1,0	CENTRIFUGA 6"	24,14	3545	5,80	0,3812	14,8637	3,400	0,1121	1,0663	0,1195	
	Almacenamiento final	Bomba TK 12	915,86	0,2	2,8	2,0	1,5	ENGRANAJES CENTRIFUGA	28,23	1730	6,36	0,4475	6,1569	1,492	0,2999	0,9765	0,2929	
		Bomba TK 13	915,86	0,4	6,2	3,5	2,0	CENTRIFUGA 7,5"	64,14	3545	55,64	8,8969	10,2753	15,293	0,5818	1,0464	0,6088	

Tabla 12. Mediciones realizadas y resultados de cálculos realizados en equipos de Tratamiento Mecánico Módulo B y Tratamiento de Agua

PROCESO	ETAPA	EQUIPO	DENSIDAD, kg/m <sup>3</sup>	PRESION ENTRADA, bar	PRESION SALIDA, bar	DIAMETRO DE SUCCION, plg	DIAMETRO DE DESCARGA, plg	IMPELLER	HB, m	n, rpm	CAUDAL, m <sup>3</sup> /h	POTENCIA HIDRÁULICA BOMBA, kW	NPSH d, m	POTENCIA EJE, kW	η bomba	η motor	η	
TRATAMIENTO MECÁNICO (MÓDULO B)	Tamizado	Zaranda								1470								
		Transportador 1								85								
		Transportador 2								85								
	Decantación	Decanter 1				2,0	2,0				1755							
		Decanter 2									1720							
		Bomba	921,82	0,2	2,1	3,5	2,0		20,90	437	14,50	0,7603	4,5598	1,700	0,4473	0,9139	0,4088	
		Transferencia 1																
		Bomba	921,82	0,2	2,1	3,5	2,0	TORNILLO	20,90	293	9,70	0,5086	4,3450	0,800	0,6358	1,0035	0,6380	
		Transferencia 2																
	Compresor		0,0	8,3							0,0000							
Transferencia	921,82	0,1	3,4	3,5	2,0		37,16	437	11,50	1,0724	3,4256	2,050	0,5231	0,2204	0,1153			
Decanter																		
Centrifugación	Centrifuga								1730									
TRATAMIENTO AGUA	Recepción	Bomba TK 15	1000,00	0,2	6,2	3,0	2,0	CENTRIFUGA 8"	61,52	3545	73,81	12,3604	13,9445	21,261	0,5814	0,9698	0,5638	
	Desnatado	Bomba TK 14/SUMID.	1000,00	0,2	2,8	2,0	1,5	CENTRIFUGA 6,5"	26,14	3500	87,00	6,1913	22,0922	11,500	0,5384	0,8655	0,4660	
	Coagulación	Bomba TK 21	1000,00	0,4	2,8	3,0	2,0	CENTRIFUGA 7,5"	24,14	3520	86,30	5,6715	18,4815	19,396	0,2924	0,9124	0,2668	
	Floculación	Bomba TK 22	1000,00	0,4	8,3	3,0	2,0	CENTRIFUGA 8,0"	80,43	3545	49,96	10,9385	16,4938	17,158	0,6375	0,9934	0,6333	
	Almacenamiento	Bomba TK 24																

Tabla 13. Calentadores existentes en la Planta de Tratamiento de Crudo Intemperizado

Proceso	Etapa	Equipo	U, W/m <sup>2</sup> /°C	Potencia, kW	η	Tiempo de operación diario, Horas	Consumo, kWh/día	Consumo, MWh/año	% sobre consumo total de la Planta	
Tratamiento químico	Deshidratación de crudo	Calentador pirotubular de aceite	85,33	724,42	72,28	24,00	14488,45	5215,84	71,15	
Tratamiento mecánico Módulo A	Decantación	Calentador pirotubular de crudo	57,14	662,86	57,50	6,00	3977,19	1431,79	19,53	
	Centrifugación	Calentador acuautubular	201,44	379,69	93,61	5,00	1898,47	683,45	9,32	
Combustible: Gas natural							<b>TOTAL</b>	<b>20364,10</b>	<b>7331,08</b>	<b>100,00</b>

A continuación se presenta un ejemplo de cálculo para cada grupo de equipos existentes en la Planta

### 3.1 EJEMPLO DE CÁLCULO PARA BOMBAS CENTRÍFUGAS

Para los cálculos de potencia se realizaron mediciones de corriente en la línea de alimentación al motor de cada bomba, presión de succión, presión de descarga y con las propiedades del fluido se calculó la altura útil de la bomba. De la curva característica de cada bomba, conociendo la altura útil y la velocidad de giro (rpm) a la que opera el equipo, se obtuvo el caudal volumétrico. Finalmente, conociendo el caudal volumétrico se calculó la potencia hidráulica y con ésta el rendimiento de la bomba, rendimiento del motor y rendimiento electromecánico de cada equipo.

A continuación se presenta un ejemplo de cálculo para la bomba centrífuga Marca Durco Modelo Mark 3 STD 2K4x3-13 RV M3 ST, Número de Serie 1006-1091 con curva característica MIII7500BV la misma que se utiliza para recircular aceite térmico entre el calentador y los tanques TK-4 y TK-5. En la Tabla 14 se presentan los datos de funcionamiento de dicha bomba.

Tabla 14. Parámetros de operación de bomba Durco Mark 3 STD

Parámetro	Unidad	Valor
Diámetro de succión	pulgadas	4
Diámetro de descarga	pulgadas	3
Diámetro de impeler	mm	303.21
Presión de succión	bar	0,256
Presión de descarga	bar	4,068
Velocidad de giro	rpm	1775
Intensidad de corriente	Amperios	33
Voltaje	Voltio	480

El aceite térmico utilizado es marca PDVSA, Turbolub Grado de Viscosidad ISO 46, cuyas principales propiedades físico-químicas se resumen en la Tabla 15.

La Potencia eléctrica del motor trifásico,  $N_{elect}$  se obtiene con las mediciones de corriente y voltaje reales que circulan por el mismo, mediante la siguiente expresión:

$$N_{elect} = \sqrt{3} * V * I * \cos\phi$$

Donde  $\cos\phi$  es el factor de potencia, en este caso tiene un valor de 0.8.

$$N_{elect} = \sqrt{3} * 480 \text{ V} * 33 \text{ Amp} * 0,8 = 18600 \text{ W} = 21,92 \text{ kW}$$

Tabla 15. Parámetros físico-químicos del Aceite térmico Turbolub ISO 46

Parámetro	Unidad	Valor
Viscosidad a 40°C	cSt	46
Viscosidad a 100°C	cSt	6.5
Índice de viscosidad	--	95
Punto de fluidez	°C	-21
Punto de inflamación	°C	220
Densidad relativa a 15.6°C	--	0.87
Número ácido	mgKOH/g	0.06

La altura útil de la bomba,  $H_b$ , aplicando la Ecuación de Bernoulli en el circuito de recirculación, despreciando las pérdidas provocadas por la bomba y la variación de la carga de energía cinética entre la salida y entrada de la bomba, está dada por:

$$H_b = \frac{(P_{descarga} - P_{succión})}{\rho * g}$$

Con los datos medidos de presión de succión, descarga y densidad del aceite, se obtiene:

$$H_b = \frac{(4,068 - 0,256)\text{bar}}{870 \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right) * 9,8 \left(\frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right)} * \frac{100000 \left(\frac{\text{N}}{\text{m}^2}\right)}{1 \text{ bar}} = 44,71 \text{ m}$$

Con la velocidad de giro y altura útil de la bomba, se obtiene el caudal que circula por la bomba mediante la curva característica mostrada en la Figura 20. Se observa que la curva de desempeño de esta bomba es bastante plana, por lo cual, una pequeña variación o error en la medición de presión es determinante en el caudal obtenido. En este caso, el caudal es 30 m<sup>3</sup>/h o 0,0083 m<sup>3</sup>/s con ayuda del software FlowSelex para definir el valor exacto y evitar errores de apreciación. De la Figura 20 también se obtiene la Potencia de accionamiento de la bomba,  $N_{acc}$ ; que tiene un valor de 9,8 kW.

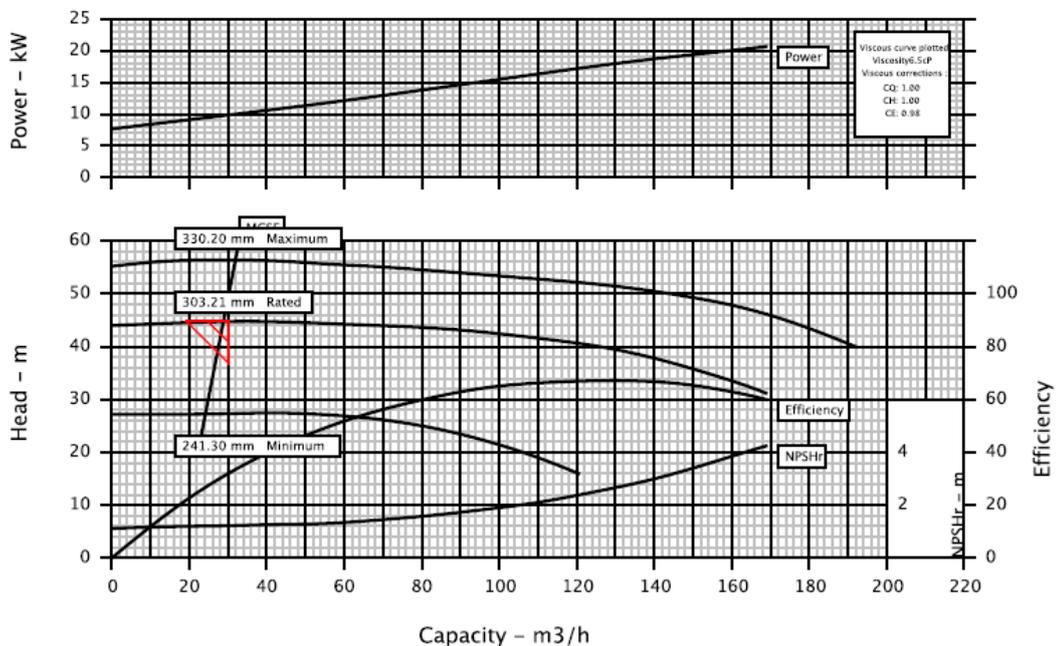


Figura 20. Curvas características de bomba Durco Mark 3 STD

La Potencia hidráulica de la bomba,  $N_{hidr}$ , se calcula con la siguiente expresión:

$$N_{hidr} = Q * \rho * g * H_b$$

$$N_{hidr} = 0,0083 \left( \frac{m^3}{s} \right) * 870 \left( \frac{kg}{m^3} \right) * 9,8 \left( \frac{m}{s^2} \right) * 44,71 (m) = 3176,8 W = 3,177 kW$$

En la Figura 21 se presenta un esquema en el cual se muestra la relación entre las potencias calculadas para la obtención del rendimiento del motor,  $\eta_m$ , y rendimiento de la bomba,  $\eta_b$ .

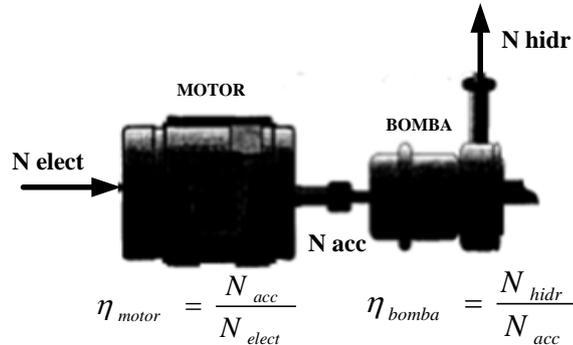


Figura 21. Esquema de motor trifásico y bomba centrífuga

Reemplazando las potencias calculadas para la bomba Durco Mark 3 STD, el rendimiento del motor y de la bomba serán:

$$\eta_{motor} = \frac{N_{acc}}{N_{elect}} = \frac{9,8 kW}{21,92 kW} = 0,447$$

$$\eta_{bomba} = \frac{N_{hidr}}{N_{acc}} = \frac{3,177 kW}{9,8 kW} = 0,3242$$

También se puede calcular la altura neta de succión disponible de la bomba, NPSH, que está dada por:

$$NPSH_{disp} = \frac{(P_{descarga} - P_{succión})}{\rho * g} + \frac{v_{succión}^2}{2g} - \frac{P_{vapor}}{\rho * g}$$

Para las condiciones de operación, el aceite térmico tiene una presión de vapor de 0,5 bar; reemplazando todos los valores se obtiene una NPSH disponible de 9,89 m.

Por lo tanto, el rendimiento total será:

$$\eta_{total} = \eta_{motor} * \eta_{bomba} = 0,1449$$

### 3.2 EJEMPLO DE CÁLCULO PARA BOMBAS DE DESPLAZAMIENTO POSITIVO

El cálculo de rendimiento de las bombas hidráulicas mantiene el mismo criterio que en bombas centrífugas, sin embargo, en este caso, las curvas características difieren de las mostradas en la Figura 20 debido a que son bombas de desplazamiento positivo, en cuyo caso el caudal es proporcional a la velocidad de giro.

El ejemplo de cálculo se desarrolla para la bomba del tanque TZ-1, de Marca Netzsch, Modelo Nemo NM063SY03518K, Número de Serie B64454, cuyas características de operación que fueron medidas se presentan en la Tabla 16.

El fluido bombeado es la mezcla de crudo y agua que ingresa a la planta al proceso de pretratamiento químico y fluidización, cuyo grado API es de 15° con una densidad de 965,87 kg/m<sup>3</sup>.

Tabla 16. Parámetros de operación de bomba Nemo NM053BY01S03B

Parámetro	Unidad	Valor
Diámetro de succión	pulgadas	6,0
Diámetro de descarga	pulgadas	4,0
Presión de succión	bar	0,1
Presión de descarga	bar	8,3
Velocidad de giro	rpm	174
Intensidad de corriente	Amperios	6,0
Voltaje	Voltio	480

Siguiendo el mismo procedimiento descrito para las bombas centrífugas, se calcula la Potencia eléctrica,  $P_{\text{elect}}$  del motor en base a las mediciones de voltaje y amperaje reales, obteniéndose:

$$N_{\text{elect}} = \sqrt{3} * V * I * \cos\phi$$

$$N_{\text{elect}} = \sqrt{3} * 480 \text{ V} * 6,0 \text{ Amp} * 0,8 = 3,99 \text{ kW}$$

$$H_b = \frac{(P_{\text{descarga}} - P_{\text{succión}})}{\rho * g}$$

$$H_b = \frac{(8,3 - 0,1) \text{ bar}}{965,87 \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right) * 9,8 \left(\frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right)} * \frac{100000 \left(\frac{\text{N}}{\text{m}^2}\right)}{1 \text{ bar}} = 85,91 \text{ m}$$

De la curva característica mostrada en la Figura 22, con la velocidad de giro (174 rpm) se obtiene el caudal bombeado y la Potencia de accionamiento, que son 9,99 m<sup>3</sup>/h (0,0028 m<sup>3</sup>/s) y 3,3 kW, respectivamente.

A continuación se calcula la Potencia hidráulica de la bomba,  $N_{\text{hidr}}$ , obteniéndose:

$$N_{\text{hidr}} = Q * \rho * g * H_b$$

$$N_{\text{hidr}} = 0,0028 \left(\frac{\text{m}^3}{\text{s}}\right) * 965,87 \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right) * 9,8 \left(\frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right) * 85,91 \text{ (m)} = 2257,1 \text{ W} = 2,2571 \text{ kW}$$

$$\eta_m = \frac{N_{\text{acc}}}{N_{\text{elect}}} = \frac{3,3 \text{ kW}}{3,99 \text{ kW}} = 0,8279$$

$$\eta_b = \frac{N_{\text{hidr}}}{N_{\text{acc}}} = \frac{2,2571 \text{ kW}}{3,3 \text{ kW}} = 0,684$$

Por lo tanto el rendimiento global es:  $\eta = \eta_m * \eta_b = 0,5663$ .

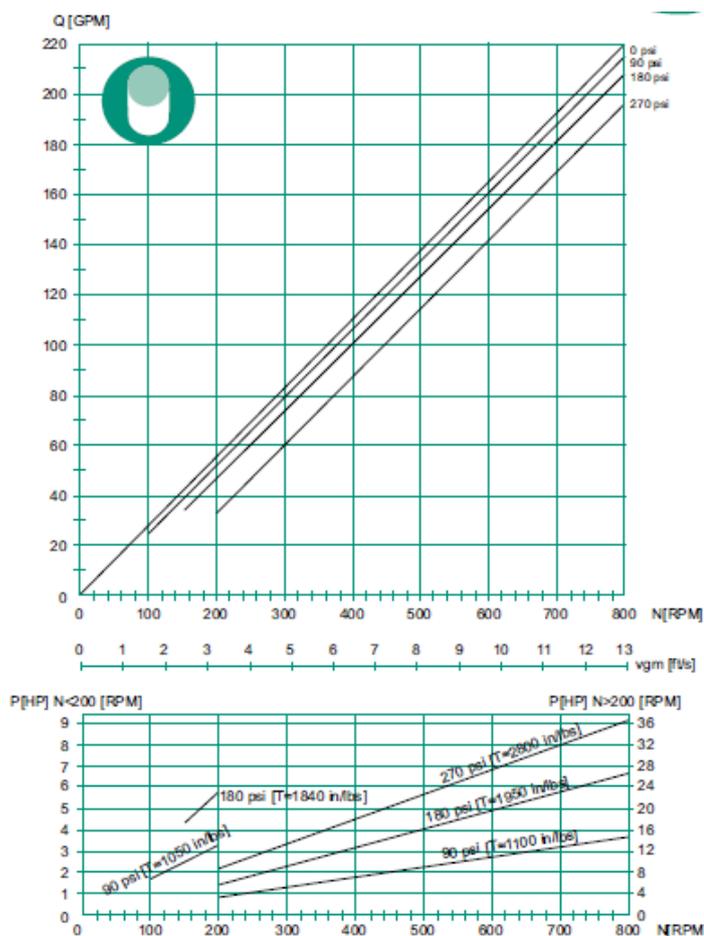


Figura 22. Curvas características bomba Netzsch Nemo NM063SY03518K

### 3.3 EJEMPLO DE CÁLCULO PARA CALENTADORES

Dado que en la Planta de tratamiento de crudo intemperizado existen 3 calentadores, el ejemplo de cálculo detallado a continuación corresponde al calentador de crudo que funciona con gas natural, el cual es un intercambiador de calor pirotubular de gases de combustión (humos)-crudo, construido en acero al carbono, de dos pasos por tubo y uno por carcasa.

Tabla 17. Composición del gas natural que ingresa a los calentadores

COMPONENTE	Fracción Molar %
Nitrógeno	8,95
Metano	52,48
Dioxido de Carbono	7,72
Etano	9,15
Agua	1,05
Propano	11,18
i- Butano	1,85
n- Butano	4,33
i- Pentano	1,38
n- Pentano	1,25
Hexano+	0,43
Heptano+	0,23

### 3.3.1 MEDICIONES REALIZADAS

Para caracterizar el gas natural se realizó una cromatografía, obteniéndose la composición molar y propiedades mostradas en la Tabla 17 y Tabla 18, respectivamente. Adicionalmente, se realizaron dos análisis de gases de chimenea en los calentadores de agua y crudo en fechas diferentes, los mismos que se han utilizado para calcular el rendimiento del equipo. Debido a la falta de facilidades en la chimenea del calentador de aceite, no se realizaron estas mediciones en dicho calentador. En la Tabla 19 se presenta un resumen de los resultados obtenidos para los calentadores de crudo y agua. Los informes de ensayo completos se encuentran en el Anexo 3. En la Tabla 20 se muestran los parámetros de operación del calentador de crudo, en base a los cuales se realizaron los cálculos de este equipo.

Tabla 18. Propiedades del gas natural que ingresa a los calentadores

Parámetros	Unidad	Valor
Poder Calorífico Superior	$\text{kJ/m}^3$	45.051,42
Poder Calorífico Superior	$\text{kJ/kg}$	37355,53
Peso Molecular	$\text{g/mol}$	28,4
Factor de Compresibilidad		0,9945
S.G.		0,9854
Densidad	$\text{kg/m}^3$	1,2060
Presión	psig	120
Temperatura	$^{\circ}\text{F}$	80

Tabla 19. Análisis de gases de chimenea de calentador de agua y crudo

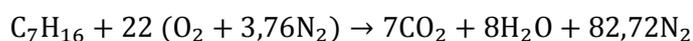
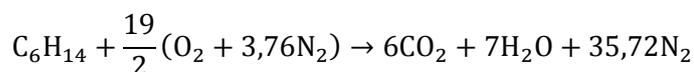
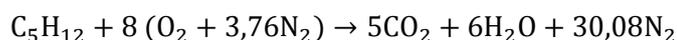
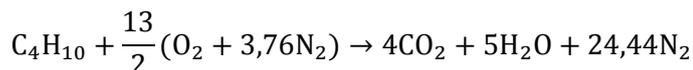
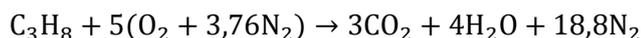
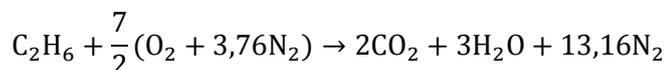
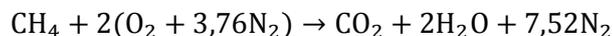
Parámetro	Unidad	Calentador de Crudo		Promedio	Calentador de Agua		Promedio
		05-03-2012	08-04-2012		05-03-2012	08-04-2012	
Fecha	--	05-03-2012	08-04-2012	--	05-03-2012	08-04-2012	--
Temperatura	$^{\circ}\text{C}$	606,3	545,4	575,85	166	185,7	175,85
Oxígeno	%	10,2	11,96	11,08	2,2	7,13	4,665
$\text{CO}_2$	%	6	5,02	5,51	10,5	7,72	9,11
CO	ppm	21	46	33,5	1192		1192
$\text{SO}_2$	ppm	37	0	18,5	768	1144	956
NO	ppm	32	19	25,5	39	25	32
$\text{NO}_2$	ppm	<15,09	8	8	15,09	0	15,09
NOx	ppm	32	27	29,5	39	25	32
Exceso aire	%	83,45	116	99,725	8,14	9,2	8,67
Eficiencia	%	57,99	55,9	56,945	86,03	83,3	84,665

Tabla 20. Parámetros de operación del calentador de crudo

Parámetro	Unidad	Valor
Diámetro exterior	metros	1,3
Longitud	metros	4
Diámetro interior	metros	0,3262
Temperatura de entrada crudo	$^{\circ}\text{C}$	32,2
Temperatura de salida crudo	$^{\circ}\text{C}$	93,3
Temperatura de salida humos	$^{\circ}\text{C}$	575,85
Grados API del crudo	$^{\circ}\text{API}$	22
BSW del crudo	%	15
Densidad del crudo	$\text{kg/m}^3$	921,824
Calor específico del crudo	$\text{kJ/kg}^{\circ}\text{C}$	2,038
Caudal de crudo	$\text{m}^3/\text{h}$	10,20
Tiempo de operación diaria	horas	6

### 3.3.2 MÉTODO DE CÁLCULO

Inicialmente se estima el aire estequiométrico a partir de la composición del combustible mostrada en la Tabla 13. Los cálculos se realizan tomando como base 1 kmol de gas natural (28,4 kg), las reacciones estequiométricas de oxidación de cada hidrocarburo (desde metano hasta heptano) se detallan a continuación:

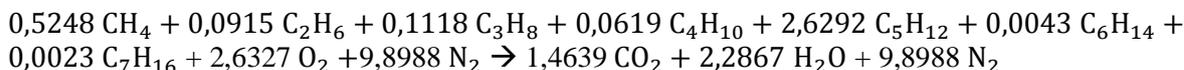


Considerando las fracciones molares de cada hidrocarburo del gas natural mostradas en la Tabla 17, los coeficientes de cada reacción de combustión serán los que se muestran en la Tabla 21.

Tabla 21. Coeficientes para reacciones de combustión estequiométricas

Coeficientes de reacciones estequiométricas							
Compuesto	Reactivos				Productos		
	kmol	O <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>		CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	N <sub>2</sub>
Metano	0,5248	1,0496	3,9465	-->	0,5248	1,0497	3,9465
Etano	0,0915	0,3203	1,2041	-->	0,1830	0,2745	1,2041
Propano	0,1118	0,5590	2,1018	-->	0,3353	0,4471	2,1018
i-Butano	0,0185	0,1205	0,4531	-->	0,0741	0,0926	0,4531
n-Butano	0,0433	0,2815	1,0583	-->	0,1734	0,2167	1,0583
i+n-Pentano	0,0263	0,2104	0,7911	-->	0,1315	0,1578	0,7911
Hexano	0,0043	0,0409	0,1536	-->	0,0256	0,0299	0,1536
Heptano	0,0023	0,0506	0,1903	-->	0,0162	0,0185	0,1903
<b>Coef. reacción global</b>	<b>2,6327</b>	<b>9,8988</b>	<b>9,8988</b>	<b>--&gt;</b>	<b>1,4639</b>	<b>2,2867</b>	<b>9,8988</b>

De modo que la ecuación estequiométrica global es la siguiente:



La masa de aire estequiométrico está dado por la suma de la masa de oxígeno y nitrógeno:

$$\text{Masa aire} = 2,6327 \text{ kmol O}_2 * \frac{32 \text{ kg O}_2}{\text{kmol O}_2} + 9,8988 \text{ kmol N}_2 * \frac{28 \text{ kg N}_2}{\text{kmol N}_2} = 361,4 \text{ kg aire}$$

El dosado estequiométrico,  $F_{\text{esteq}}$  se puede obtener de la siguiente manera:

$$F_e = \frac{m_{\text{gas natural esteq}}}{m_{\text{aire esteq}}} = \frac{28,4 \text{ kg gas natural}}{361,4 \text{ kg aire}} = 0,07856 = \frac{1}{12,729}$$

De la Tabla 19 se observa que el exceso de aire promedio,  $\lambda_{\text{prom}}$ , es de 99,725%; por lo tanto, el dosado relativo,  $F_r$  y en dosado real,  $F$ , serán:

$$F_r = \frac{1}{\lambda_{\text{prom}}} = \frac{1}{1,99725} = 0,50069$$

$$F_r = \frac{F}{F_e} \Rightarrow F = F_r * F_{\text{esteq}} = 0,50069 * 0,07856 = 0,03934 = \frac{1}{25,422}$$

El calor específico de los humos se calcula en base a la composición estimada de los humos. Los compuestos considerados son CO<sub>2</sub>, SO<sub>2</sub>, CO, H<sub>2</sub>O, N<sub>2</sub> y O<sub>2</sub>. Conociendo que el número de moles de CO<sub>2</sub> presentes en los humos (CO<sub>2</sub> generado en reacciones de combustión + CO<sub>2</sub> que ingresa con el combustible) es 1.5411 kmol CO<sub>2</sub>, lo cual representa el 5,51% del volumen de humos. En base a ello se estima la composición molar de los humos y con el calor específico de cada componente, se pondera el calor específico de los humos como:

$$c_{p_{\text{humos}}} = \sum_{i=1}^j x_i * c_{p_i}$$

Obteniéndose los resultados mostrados en la Tabla 22.

Tabla 22. Composición molar estimada de humos y calor específico promedio

Compuesto	Peso molecular kg/kmol	Moles kmol	% v/v	Calor específico, kJ/kmol/°C	
				a 750°C	a 300°C
CO <sub>2</sub>	44	1,5410	5,64	48,51	43,31
SO <sub>2</sub>	64	0,0005	0,002	48,99	44,33
CO	28	0,0009	0,00	30,95	29,82
H <sub>2</sub> O	18	2,7992	10,25	36,93	34,50
N <sub>2</sub>	28	19,8598	72,75	31,00	29,86
O <sub>2</sub>	32	3,0989	11,35	32,79	30,52
<b>Total</b>		<b>27,300</b>	<b>100,0</b>	<b>32,80</b>	<b>31,17</b>
<b>Peso mol.</b>	<b>28,33</b>	<b>cp medio, kJ/kg°C</b>		<b>1,158</b>	<b>1,100</b>

\*Fuente: The Exergy Method for Plants Analysis, Kottas J. L., 1984, Appendix D.

Se tabuló el calor específico de cada compuesto a la temperatura dos temperaturas promedio, 750°C y 300°C; correspondientes a dos procesos: intercambio de calor de los humos desde la temperatura de llama hasta la temperatura de salida de los humos y entalpía perdida por los humos, respectivamente. El calor recibido por el crudo está dado por:

$$\Delta H_{\text{crudo}} = \dot{q}_{\text{crudo}} * \rho_{\text{crudo}} * c_{p_{\text{crudo}}} * (T_{\text{sal crudo}} - T_{\text{ent crudo}})$$

Se corrige la densidad y calor específico del crudo debido al contenido de agua y sedimentos, BSW, del 15%; para ello se estimaron dichas propiedades en base al porcentaje en volumen de crudo seco y agua, de la siguiente forma:

$$\rho_{\text{crudo}} = x_{\text{crudo seco}} * \rho_{\text{crudo seco}} + x_{\text{agua}} * \rho_{\text{agua}}$$

$$c_{p_{\text{crudo}}} = x_{\text{crudo seco}} * c_{p_{\text{crudo seco}}} + x_{\text{agua}} * c_{p_{\text{agua}}}$$

Donde:

$x_{\text{crudo seco}}$  es la fracción volumétrica de crudo seco

$x_{\text{agua}}$  es la fracción volumétrica de agua

$$\rho_{\text{crudo}} = 0,85 * 921,824 \left( \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) + 0,15 * 1000 \left( \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) = 933,55 \left( \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)$$

$$c_{p_{\text{crudo}}} = 0,85 * 2,038 \left( \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^{\circ}\text{C}} \right) + 0,15 * 4,18 \left( \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^{\circ}\text{C}} \right) = 2,359 \left( \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^{\circ}\text{C}} \right)$$

Reemplazando los datos se tiene:

$$\Delta H_{\text{crudo}} = 10,20 \left( \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right) * \left( \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} \right) * 933,55 \left( \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) * 2,359 \left( \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^{\circ}\text{C}} \right) * (93,3 - 32,2)^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta H_{\text{crudo}} = 381,31 \text{ kW}$$

Las pérdidas por inquemados se calculan con la siguiente expresión:

$$\% \text{ Pérdidas}_{\text{inq}} = \frac{21}{21 - \text{O}_2} * \left[ \frac{[\text{CO}]}{3100} - \frac{[\text{CH}]}{1000} \right]$$

No se midió concentración de hidrocarburos volátiles, por ello, no se consideró esta concentración ([CH]) en el cálculo de pérdidas por inquemados. Reemplazando los datos de concentración de  $\text{O}_2$  y CO, obtenidos en la medición de emisiones a la atmósfera, se obtiene:

$$\% \text{ Pérdidas}_{\text{inq}} = \frac{21}{21 - 11,08} * \left[ \frac{33,5}{3100} \right] = 0,023\%$$

El balance de energía del calentador indica que:

$$\Delta H_{\text{combustible}} = \Delta H_{\text{crudo}} + \Delta H_{\text{humos}} + \Delta H_{\text{inq}}$$

$$\dot{m}_f * Hc = \Delta H_{\text{crudo}} + (\dot{m}_f + \dot{m}_a) * c_{p_{\text{humos}}} (T_{\text{salida humos}} - T_{\text{amb}}) + x_{\text{perd inq}} * \dot{m}_f * Hc$$

Despejando  $\dot{m}_f$  y expresando en función del dosado estequiométrico y relativo se tiene:

$$\dot{m}_f = \frac{\Delta H_{\text{crudo}}}{Hc - \left( 1 + \frac{1}{F_r * F_e} \right) * c_{p_{\text{humos}}} (T_{\text{salida humos}} - T_{\text{amb}}) - x_{\text{perd inq}} * Hc}$$

Reemplazando los valores se obtiene:

$$\dot{m}_f = \frac{381,81 \text{ kW}}{37355,54 \left( \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right) (1 - 2,3 * 10^{-4}) - \left( 1 + \frac{1}{0,50069 * 0,0786} \right) * 1,1 \left( \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^{\circ}\text{C}} \right) * (575,85 - 30)^{\circ}\text{C}}$$

$$\dot{m}_f = 0,01774 \left( \frac{\text{kg}}{\text{s}} \right)$$

Lo cual corresponde a un caudal volumétrico de  $0,0147 \text{ m}^3/\text{s}$  y un consumo diario de  $317,81 \text{ m}^3/\text{día}$  considerando que el calentador trabaja en promedio 6 horas/día. El caudal másico de aire se calcula a partir del dosado  $\dot{m}_{\text{aire}} = \frac{\dot{m}_f}{F}$ , se obtiene  $0,4511 \left( \frac{\text{kg}}{\text{s}} \right)$ .

El balance de masa del calentador de crudo establece que:

$$\dot{m}_{\text{humos}} = \dot{m}_{\text{aire}} + \dot{m}_f$$

Reemplazando los flujos másicos de aire y gas natural se obtiene que  $\dot{m}_{\text{humos}} = 0,46885 \left( \frac{\text{kg}}{\text{s}} \right)$

Una vez conocidos los flujos másicos se calcula la potencia entregada por el combustible, entalpía perdida por los humos que salen por la chimenea y pérdidas por inquemados, obteniéndose los siguientes resultados:

Potencia química entregada por el combustible,  $\Delta H_{\text{combustible}}$ , es 662,86 kW.

Entalpía perdida por humos en el escape,  $\Delta H_{\text{humos}}$  es 281,55 kW (42,48%).

Entalpía perdida por inquemados,  $\Delta H_{\text{inq}}$  es 0,15 kW.

Se desprecian las pérdidas de calor por radiación debido a que el calentador se encuentra aislado completamente. Por lo tanto, el rendimiento del calentador es:

$$\eta = \frac{\Delta H_{\text{crudo}}}{\Delta H_{\text{combustible}}} = \frac{381,31 \text{ kW}}{662,86 \text{ kW}} = 57,52\%$$

En la Figura 23 se muestra el diagrama de Sankey para el calentador de crudo. Finalmente, se estima la temperatura de entrada de los humos en base al balance de energía en el calentador, de la siguiente manera:

$$\Delta H_{\text{crudo}} = \dot{m}_{\text{humos}} * c_{p_{\text{humos}}} * (T_{\text{ent humos}} - T_{\text{sal humos}})$$

Despejando y reemplazando los valores se obtiene:

$$T_{\text{ent humos}} = T_{\text{sal humos}} + \frac{\Delta H_{\text{crudo}}}{\dot{m}_{\text{humos}} * c_{p_{\text{humos}}}} = 575,85^{\circ}\text{C} + \frac{381,31 \text{ kW}}{0,46885 \left(\frac{\text{kg}}{\text{s}}\right) * 1,158 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg}^{\circ}\text{C}}\right)} =$$

$$T_{\text{ent humos}} = 1278,36^{\circ}\text{C}$$

A partir de la composición de los humos, mostrada en la Tabla 22, se puede estimar la temperatura de rocío de los gases de chimenea considerando que salen a presión atmosférica (1 bar); con lo cual, la presión parcial del vapor de agua es de 0,1025 bar. Con este valor se ingresa a una Tabla propiedades del vapor de agua saturado y se obtiene que la temperatura de rocío de 46,4°C. Bajo esta temperatura existiría riesgo de condensación del vapor de agua, lo cual podría provocar problemas de corrosión en la chimenea del calentador.

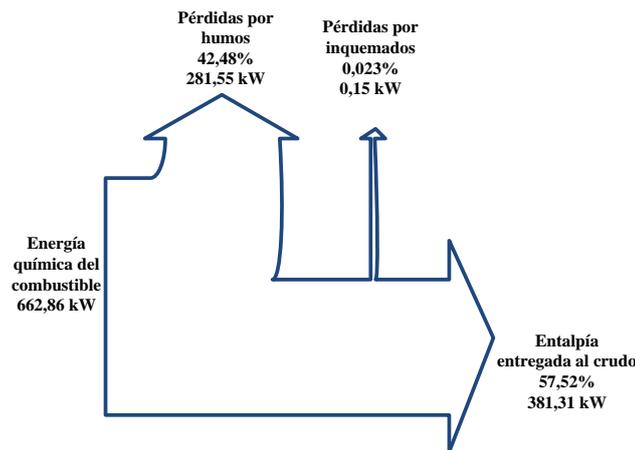


Figura 23. Diagrama de Sankey del calentador de crudo

Por otra parte, para la estimación de la temperatura ácida de rocío de los humos se utilizó el método descrito por A. G. Okkes en Hydrocarbon Processing, de Julio de 1987 (pág. 53-55), obteniéndose una temperatura de 116,75°C. En este caso, como la temperatura de salida de los humos está muy

por encima de dicho valor, evidentemente no existirá riesgo de condensación; pero si, un desperdicio de entalpía en los gases calientes que están saliendo por la chimenea del calentador.

Con las temperaturas y dimensiones del calentador, se calcula el coeficiente global de transferencia de calor,  $U$  ( $W/m^2/^\circ C$ ), a partir de:

$$Q = U \cdot A \cdot F \cdot LMTD$$

A: área de intercambio ( $m^2$ )

F: factor de aproximación del intercambiador

LMTD: temperatura media logarítmica ( $^\circ C$ )

El intercambiador del corresponde a un diseño pirotubular de dos pasos por tubo y uno por carcasa, el área de intercambio se calcula, a partir de las dimensiones mostradas en la Tabla 20:

$$A = 2 \cdot \pi \cdot D_{int} \cdot L = 2 \cdot \pi \cdot 0,3262 \cdot 4 = 8,198 \text{ m}^2$$

El factor de aproximación, F, se calcula a partir de la relación de capacidad, R, y la Efectividad, P del intercambiador, definidas como:

$$R = \frac{T_{ce} - T_{cs}}{T_{fs} - T_{fe}} = \frac{\dot{m} \cdot cp_{crudo}}{\dot{m} \cdot cp_{humos}}$$

$$P = \frac{T_{fs} - T_{fe}}{T_{ce} - T_{fe}}$$

Reemplazando los valores se tiene:  $R=11,496$  y  $P=0,049$ ; con estos se calcula el factor de aproximación, F, (para intercambiador de 1 paso por carcasa y dos pasos por tubos) como sigue:

$$F(P, R) = \frac{\sqrt{R^2 + 1}}{R - 1} \cdot \frac{\ln\left(\frac{1 - P}{1 - PR}\right)}{\ln\left[\frac{2 - P(R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})}{2 - P(R + 1 + \sqrt{R^2 + 1})}\right]}$$

El factor de aproximación obtenido es  $F = 0,989$ . La temperatura media logarítmica correspondiente al intercambiador de crudo (en contracorriente) será:

$$LMTD = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}} = \frac{(T_{humos \text{ sal}} - T_{crudo \text{ ent}}) - (T_{humos \text{ ent}} - T_{crudo \text{ sal}})}{\ln \frac{(T_{humos \text{ sal}} - T_{crudo \text{ ent}})}{(T_{humos \text{ ent}} - T_{crudo \text{ sal}})}}$$

Reemplazando los valores, se obtiene que LMTD es  $823,09 \text{ }^\circ C$ , con lo cual, el coeficiente global de transferencia de calor,  $U$ , es  $57,14 \text{ W/m}^2/^\circ C$  y el producto  $U \cdot A = 468,41 \text{ W/}^\circ C$ .

### 3.3.3 RESULTADOS OBTENIDOS

Los cálculos para el calentador de agua y aceite se realizaron de manera análoga a lo expuesto para el calentador de crudo; a excepción de datos como  $cp_{humos}$ ,  $T_{ent \text{ humos}}$  para el calentador de aceite que fueron tomados del calentador de crudo, debido a que no se realizó análisis de humos. Adicionalmente, el consumo diario de gas natural fue medido con un contador instalado en la línea de entrada de gas natural, registrándose un consumo de  $1757,76 \text{ m}^3/\text{día}$ ; valor con el cual se calculó el caudal de gas natural usado en el calentador de aceite. En la Tabla 23 se presentan los parámetros de operación de los calentadores de agua y aceite.

Tabla 23. Parámetros de operación de los calentadores de agua y aceite

Parámetro	Unidad	Calentador agua	Calentador aceite
Diámetro exterior	metros	1,4069	0,6096
Longitud (o Altura)	metros	3,2	9
Diámetro interior	metros	0,0636	0,2228
Temperatura de entrada líquido	°C	32,2	82,2
Temperatura de salida líquido	°C	85,0	110,0
Temperatura de salida humos	°C	166	---
Calor específico de humos	kJ/kg/K	1,181*	1,158*
Densidad del líquido	kg/m <sup>3</sup>	1000	870
Calor específico del líquido	kJ/kg/K	4,18	2,79
Caudal de líquido	m <sup>3</sup> /h	5,80	30
Tiempo de operación diaria	horas	5	20

\*El calor específico a temperatura promedio entre la temperatura de entrada y de salida de humos.

En la Tabla 24 se presentan los resultados de los tres calentadores de la Planta y en la Figura 24 y Figura 25 los diagrama de Sankey de los calentadores de agua y aceite, respectivamente. Se observa que el calentador de agua tiene mayor rendimiento, mientras que los calentadores de aceite y crudo requieren acciones de mejora.

Tabla 24. Resultados obtenidos para los calentadores de agua, aceite y crudo.

Parámetro	Unidad	Calentador agua	Calentador aceite	Calentador de crudo
Flujo másico de gas natural	kg/s	0,01016	0,01939	0,01774
Consumo diario de gas natural	m <sup>3</sup> /día	151,70	1157,75	317,81
Flujo másico de aire	kg/s	0,14059	0,48187	0,45111
Flujo másico de humos	kg/s	0,15076	0,50126	0,46885
Dosado	--	0,07230	0,04024	0,03934
Entalpía transferida al líquido	kW	355,43	523,61	381,31
Entalpía perdida en los humos	kW	22,39	200,81	281,55
Entalpía perdida por inquemados	kW	1,88	0	0,15
Energía química del combustible	kW	379,69	724,42	662,86
% Pérdidas por humos	%	5,90	27,72	42,48
% Pérdidas por inquemados	%	0,49	0,00	0,02
Rendimiento	%	93,61	72,28	57,50
Área de intercambio	m <sup>2</sup>	2,558	9,799	8,198
Relación de capacidad, R	--	37,834	32,483	11,496
Efectividad, P	--	0,025	0,023	0,049
Factor de aproximación, F	--	0,950	0,988	0,989
Coficiente global de transferencia de calor, U	W/m <sup>2</sup> /°C	201,44	85,33	57,14
U*A	W/°C	515,18	836,14	468,41

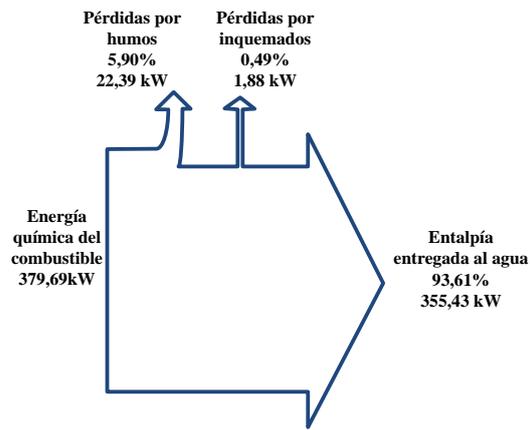


Figura 24. Diagrama de Sankey del calentador de agua

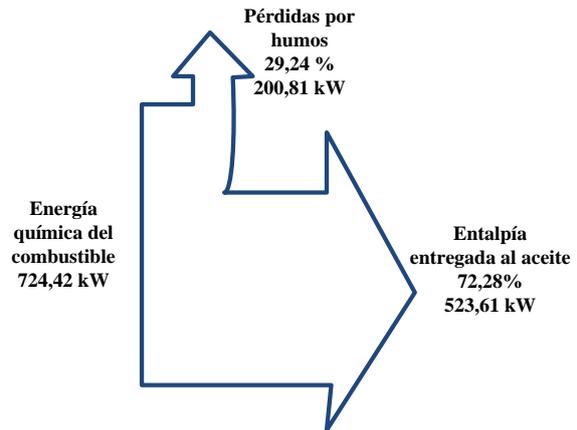


Figura 25. Diagrama de Sankey del calentador de aceite

### 3.4 EJEMPLO DE CÁLCULO DE POTENCIA DEL COMPRESOR

Se desarrolla un ejemplo de cálculo del rendimiento del compresor de tornillo, estacionario, Marca Sullair Modelo 3000, que se encuentra ubicado en el proceso de tratamiento mecánico y que aporta aire comprimido para el sistema de control neumático de la planta en general, en especial las electroválvulas de los decantadores, centrífugas y sistema contra incendios, así como también provee el aire a 120 psi para los quemadores de los tres calentadores de la Planta y provee el aire que es inyectado en los tanques TK-4 y TK-5.

En la Tabla 25 se encuentran los parámetros de operación del compresor, que se usarán para los cálculos respectivos. Cabe indicar que todos los parámetros mostrados en la Tabla 25, a excepción del caudal volumétrico, fueron medidos en la Planta; sin embargo, al no existir un medidor del caudal de aire que circula por el compresor, se han realizado los cálculos con el caudal volumétrico a plena carga, obtenido del catálogo del equipo proporcionado por el fabricante. Por lo tanto, los cálculos realizados serán una estimación a los resultados reales.

Tabla 25. Parámetros de operación del compresor Sullair 3000

Parámetro	Unidad	Valor
Caudal volumétrico	m <sup>3</sup> /min	3,9
Presión de entrada	bar	1,0
Presión de salida	bar	9,269
Temperatura entrada	°C (K)	32 (305)
Voltaje	V	480
Intensidad	A	11

El flujo másico de aire será:  $\dot{m}_{\text{aire}} = \text{caudal}_{\text{aire}} * \rho_{\text{aire}} = 3,9 \frac{\text{m}^3}{\text{min}} * 1,14 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}} = 0,078 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$

El rendimiento isoentrópico del compresor,  $\eta_{\text{is}}$  está dado por:

$$\eta_{\text{is}} = \frac{h_{2s} - h_1}{h_2 - h_1}$$

Teniendo en cuenta que  $h_{2s} - h_1 = \dot{m}_{\text{aire}} * c_{p_{\text{aire}}} * (T_{2s} - T_1)$ , lo cual es análogo para  $h_2 - h_1$ , el rendimiento isoentrópico puede expresarse únicamente en función de las temperaturas, si se considera que  $c_{p_{\text{aire}}}$  es constante:

$$\eta_{\text{is}} = \frac{T_{2s} - T_1}{T_2 - T_1}$$

$T_{2s}$  se obtiene a partir de la relación de compresión y asumiendo un rendimiento isoentrópico de 85% se calcula la temperatura de salida del compresor,  $T_2$  mediante la siguiente expresión:

$$T_2 = \frac{T_1 \left[ \left( \frac{P_{2s}}{P_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right]}{\eta_{is}} + T_1$$

Reemplazando los valores se obtiene:

$$T_2 = \frac{305 \left[ \left( \frac{9,269}{1,0} \right)^{\frac{1,4-1}{1,4}} - 1 \right]}{0,85} + 305 = 624,15 \text{ K} = 351,1^\circ\text{C}$$

La potencia del compresor será:

$$N_{\text{comp}} = \dot{m}_{\text{aire}} * c_{p\text{aire}} * \frac{T_{2s} - T_1}{\eta_{is}}$$

Como se sabe,  $\gamma = \frac{c_p}{c_v}$  y  $c_p - c_v = R$ ; por lo cual, se obtiene que:  $c_v = \frac{R}{\gamma-1}$ ; por lo cual, reemplazando en la ecuación mostrada para la potencia del compresor, se obtiene:

$$N_{\text{comp}} = \frac{\dot{m}_{\text{aire}}}{\eta_{is}} * \frac{\gamma * R}{\gamma - 1} * T_1 \left[ \left( \frac{P_{2s}}{P_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right]$$

Reemplazando todos los parámetros del compresor Sullair 3000, se obtiene:

$$N_{\text{comp}} = \frac{0,078 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{0,85} * \frac{1,4 * 0,287 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{K}}}{1,4 - 1} * 305 \text{K} \left[ \left( \frac{9,269}{1,0} \right)^{\frac{1,4-1}{1,4}} - 1 \right] = 29,42 \text{ kW}$$

Por otra parte, la Potencia eléctrica,  $N_{\text{elect}}$ , es:

$$N_{\text{elect}} = \sqrt{3} * V * I * \cos\varphi$$

$$N_{\text{elect}} = \sqrt{3} * 480 \text{ V} * 11 \text{ A} * 0,8 = 7,31 \text{ kW}$$

Para este compresor, no fue posible obtener la curva de desempeño; por lo cual, no se pudo calcular su potencia de accionamiento para relacionarla con la potencia eléctrica real y obtener el rendimiento del compresor. Sin embargo, se observa que cuando se realizaron las mediciones eléctricas, el compresor estuvo trabajando muy por debajo de su capacidad máxima (aproximadamente a un cuarto de la carga máxima).

### 3.5 CONTABILIDAD ENERGÉTICA DE LA PLANTA

En la Planta de Tratamiento de Crudo Intemperizado existe consumo de energía eléctrica para los equipos descritos en las Tablas 7, 8 y 9; energía química de gas natural en los tres calentadores descritos en la Tabla 13 y energía química del diesel utilizado en equipos portátiles. Adicionalmente existe consumo de insumos mostrados en la Tabla 4. A continuación se realiza la contabilidad energética de energía eléctrica, energía química e insumos de la Planta que aporta resultados de consumos y costos específicos que no han sido desarrollados anteriormente para este proceso.

#### 3.5.1 CONSUMO Y COSTO ESPECÍFICO DE ENERGÍA ELÉCTRICA

En la Tabla 26 se presenta el consumo de energía eléctrica por etapa y proceso de la Planta de Tratamiento de Crudo. El consumo total de energía eléctrica en los procesos de la Planta es

439.316,14 kWh/año; siendo la deshidratación de crudo la etapa de mayor consumo, con 37,13%, seguido de la etapa de centrifugación del tratamiento mecánico en el módulo A con 26,46%. La etapa de decantación en el módulo A y centrifugación en el módulo B consumen alrededor del 10% de energía eléctrica. Las demás etapas registran consumos inferiores al 5%.

Tabla 26. Consumo energía eléctrica por proceso y etapa de la Planta

Proceso	Etapa	Consumo kWh/día	Consumo por etapa, kWh/año	Consumo por proceso, kWh/año	% (Consumo etapa/total Planta)	% (Consumo proceso/total Planta)
Fluidización y Pretratamiento químico	Filtración gruesa	6,38	2295,89	8035,61	0,52	1,83
	Tamizado fino	15,94	5739,72		1,31	
Tratamiento químico	Deshidratación de crudo	453,46	163103,85	165160,58	37,13	37,59
	Dilución con Jet A-1	0,40	143,49		0,03	
	Almacenamiento temporal	5,31	1913,24		0,44	
Tratamiento mecánico Módulo A	Decantación	112,40	40465,06	165435,61	9,21	37,66
	Almacenamiento	13,92	5010,30		1,14	
	Centrifugación	322,86	116229,43		26,46	
	Almacenamiento final	10,36	3730,82		0,85	
Tratamiento mecánico Módulo B	Tamizado	3,99	1434,93	68637,54	0,33	15,62
	Decantación	59,12	21284,81		4,84	
	Centrifugación	127,55	45917,80		10,45	
Tratamiento del agua	Recepción	43,85	15784,24	32046,80	3,59	7,29
	Desnatado	6,64	2391,55		0,54	
	Coagulación y floculación	21,26	7652,97		1,74	
	Almacenamiento	17,27	6218,04		1,42	
<b>TOTAL PLANTA</b>			<b>439316,14</b>	<b>439316,14</b>	<b>100,00</b>	<b>100,00</b>

Adicionalmente, existe consumo de energía eléctrica en servicios auxiliares, circuitos de control, iluminación exterior y área de bodega, cuyo detalle se presenta en la Tabla 27. El total de energía consumida para estos fines es 123.552 kWh/año, el cual en relación con la energía eléctrica consumida en los procesos, es el 28,1%. El mayor consumo corresponde a equipos auxiliares, que comprende (equipos ofimáticos, iluminación exterior e interior y aire acondicionado de oficinas).

Considerando el consumo de energía eléctrica de proceso y servicios auxiliares, el consumo de energía anual de la Planta de tratamiento de crudo intemperizado es de 562868,14 kWh, lo cual corresponde a un consumo específico de energía eléctrica en relación al producto obtenido de:

**63,27 kWh/barril crudo entregado**

Tabla 27. Consumo de energía eléctrica en servicios auxiliares y otros.

USO	Consumo kWh/día	Consumo anual, kWh/año	% (Consumo uso/total)
Circuitos de control	44	15840	12,82
Auxiliares	176,0	63360	51,28
Iluminación exterior	88,0	31680	25,64
Bodega	35,2	12672	10,26
<b>TOTAL</b>		<b>123552</b>	<b>100</b>

El precio del kWh eléctrico en el Ecuador es de 8 c\$/kWh a través de la red de distribución de CELEC EP, mientras que, el costo de dicha energía generada a través de grupos electrógenos es de 22 c\$/kWh incluido el diesel. En este caso, durante el año 2011, hasta el mes de septiembre se utilizó un grupo electrógeno para abastecer la demanda de energía eléctrica en la Planta y a partir del mes de octubre la provisión de energía fue a través de la red CELEC EP mientras se pone a punto un generador recientemente adquirido por EP Petroecuador para instalarse en la Planta. Tomando el costo del kWh obtenido a través de equipos electrógenos, el costo específico de energía eléctrica es **13,92\$/barril crudo entregado** frente a **5,31 \$/barril crudo entregado** si se considera el costo del kWh de CELEC EP.

### 3.5.2 CONSUMO Y COSTO ESPECÍFICO DE ENERGÍA QUÍMICA

En la Tabla 13 se mostró el consumo de energía química del gas natural, utilizada en el calentamiento de aceite térmico, crudo y agua. Se observa que el consumo total de energía asciende a 7331,08 MWh al año, lo que corresponde a un consumo específico de

**0,82 MWh/barril de crudo entregado**

El calentador de aceite es el principal consumidor de energía química del gas natural, ya que representa el 71,15% del consumo total de la planta. En la Tabla 13 se observa además que los rendimientos de los calentadores de crudo y aceite son regulares, por lo que se evidencian oportunidades de mejora en estos equipos.

En EP Petroecuador, el gas natural asociado proveniente de los pozos de petróleo se utiliza en turbinas a gas para generación eléctrica en instalaciones de producción de petróleo y el gas sobrante se entrega a las Refinerías existentes para su procesamiento, separación y venta como gas licuado de petróleo. En Ecuador no se comercializa gas natural para uso doméstico ni comercial; a nivel industrial, en abril de 2012 se realizó la primera entrega de gas natural para industrias de cerámica ubicadas en la zona sur de Ecuador, desde la planta de licuefacción existente en la provincia de El Oro. El costo del gas natural en este caso es de USD \$18,15/MWh, valor que se tomará como referencia para estimar el costo de la energía química proveniente del gas natural. . El costo anual de energía proveniente del gas natural es USD \$133.041,7 según el detalle mostrado en la Tabla 28.

Tabla 28. Costo energía química del gas natural

Equipo	Potencia, kW	Consumo, MWh/año	Costo, \$/año
Calentador pirotubular de aceite	724,4	5215,8	94655,2
Calentador pirotubular de crudo	662,9	1431,8	25983,6
Calentador acuaturbular	379,7	683,4	12403,0
<b>TOTAL</b>		<b>7331,1</b>	<b>133041,7</b>

Relacionando este costo al volumen de petróleo tratado en el año 2011, se obtiene un costo específico de **USD \$ 14,95/barril crudo entregado**.

En la Tabla 29 se muestra el consumo de diesel para el año 2011 en equipos portátiles utilizados durante el procesamiento del crudo; los equipos que tienen mayor consumo de diesel son los compresores (51,96%), los cuales se usan para inyectar aire comprimido en la piscina de lavado para que favorezca la mezcla de los productos químicos y Jet-A1 adicionados al crudo. Las bombas autocebantes (19,72%), usadas para el bombeo del crudo desde la piscina de lavado hasta el tanque de recepción. Los skimmers usados para recuperación de crudo de la piscina de lavado consumen un 15,44% del total del diesel, mientras que los diferentes equipos móviles menores consumen un 12,89%.

Tabla 29. Consumo de diesel de proceso por equipos en el año 2011

Equipos	Número	Consumo		% sobre consumo total
		gal/año	kWh/año	
Soldadora	1	97,6	3947,1	5,7
Compresores portátiles	5	889,5	35974,2	52,0
Bombas autocebantes	6	337,6	13652,5	19,7
Skimmer de vertedero	4	264,3	10687,7	15,4
Tractor agrícola	1	18,7	757,0	1,1
Excavadora	1	77,5	3136,0	4,5
Generador	1	26,7	1081,4	1,6
<b>Total</b>	<b>19</b>	<b>1712,0</b>	<b>69236,0</b>	<b>100,0</b>

El precio del diesel en Ecuador es USD\$ 1,05/galón, tiene un Poder Calorífico Inferior de 44726 kJ/kg y una densidad de 860 kg/m<sup>3</sup>; datos con los cuales, se obtiene el siguiente consumo y costo específico:

**0,192 galones diesel/barril crudo entregado**

**7,782 kWh/barril crudo entregado**

**USD \$0,20/barril crudo entregado**

Cuando la Planta estuvo utilizando en el año 2011 un grupo electrógeno para generación de energía eléctrica, el consumo promedio mensual fue de 6410,2 galones; lo cual representa un consumo específico de 8,646 gal diesel/barril crudo tratado.

### 3.5.3 CONSUMO Y COSTO ESPECÍFICO DE INSUMOS

En el proceso de Tratamiento Químico existe consumo de Jet-A1 para dilución, como se mostró en la Tabla 2. Considerando que el costo por galón del Jet A1 en Ecuador, es de \$ 1,1648 se obtiene un consumo y costo específico de:

**13,463 galones Jet-A1/barril crudo entregado**

**15,682 \$ / barril de crudo entregado**

Por otra parte, en la Tabla 3, se presentaron los consumos específicos de productos químicos usados en el proceso de tratamiento de crudo y clarificación de agua, considerando el costo de cada uno de ellos, se obtiene el costo específico total por insumos químicos de 12,146 \$/barril de crudo entregado, cuyo detalle se muestra en la Tabla 30.

Existe requerimiento de agua para el proceso de tratamiento mecánico Módulo A, donde ingresa agua tratada a las centrífugas para satisfacer necesidades operativas de dichos equipos. En la Tabla 4 se mostró el consumo específico de agua por barril de crudo entregado y teniendo en cuenta que el costo referencial del barril de agua en Ecuador es de USD \$ 0,112/barril de agua, se obtiene un consumo y costo específico de:

**0,498 barril agua/barril crudo entregado**

**0,56 \$ / barril de crudo entregado**

Tabla 30. Consumo específico de insumos químicos en el proceso de deshidratación de crudo.

Proceso	Producto	Consumo específico, Galón/barril de crudo	Costo por galón, \$	Costo específico, \$/barril de crudo
Tratamiento de crudo	Demulsificante acción continua	0,300	8,0	2,4
	Dispersante de parafina	0,212	10,0	2,12
	Dispersante de sólidos	0,094	8,0	0,752
Clarificación de agua	Floculante	0,369	12,0	4,428
	Coagulante	0,216	10,0	2,16
	Biocida	0,019	10,0	0,19
	Demulsificante acción inversa	0,012	8,0	0,096
<b>TOTAL</b>				<b>12,146</b>

### 3.5.4 CONSUMO Y COSTO ENERGÉTICO TOTAL ESPECÍFICO

En la Tabla 31 se presenta un resumen global de los consumos de energía eléctrica y energía química por año requeridos por la Planta para el tratamiento de crudo y agua. Se observa que el proceso de mayor consumo de energía es el Tratamiento Químico, el cual representa un 67,57% del consumo total de la Planta, seguido del tratamiento mecánico módulo A, que requiere 28,64% de energía.

Tabla 31. Resumen del consumo de energía eléctrica y química de la Planta

PROCESO	ETAPA	CONSUMO ENERGÍA ELÉCTRICA			CONSUMO ENERGÍA QUÍMICA			TOTAL, MWh/año	% sobre Total
		POR ETAPA, 10 <sup>3</sup> kWh/año	POR PROCESO, 10 <sup>3</sup> kWh/año	% Consumo energía/Total	POR ETAPA, 10 <sup>3</sup> kWh/año	POR PROCESO, 10 <sup>3</sup> kWh/año	% Consumo energía/Total		
Fluidización y Pretratamiento químico	Filtración gruesa	2,30			69,23			77,27	0,97
	Tamizado fino	5,74	8,04	1,43	0	69,23	0,94		
Tratamiento químico	Deshidratación de crudo	163,10			5215,84			5381,00	67,57
	Dilución con Jet A-1	0,14	165,16	29,34	0	5215,84	70,48		
	Almacenamiento temporal	1,91			0				
Tratamiento mecánico Módulo A	Decantación	40,47			1431,79			2280,67	28,64
	Almacenamiento	5,01			0				
	Centrifugación	116,23	165,44	29,39	683,45	2115,23	28,58		
	Almacenamiento final	3,73			0				
Tratamiento mecánico Módulo B	Tamizado	1,43			0			68,64	0,86
	Decantación	21,28	68,64	12,19	0	0	0		
	Centrifugación	45,92			0				
Tratamiento del agua	Recepción	15,78			0			32,05	0,40
	Desnatado	2,39			0				
	Coagulación y floculación	7,65	32,05	5,69	0	0	0		
	Almacenamiento	6,22			0				
Servicios auxiliares		123,552	123,55	21,95	0	0	0	123,55	1,55
<b>TOTAL PLANTA</b>		<b>562,87</b>	<b>562,87</b>	<b>100,00</b>	<b>7400,31</b>	<b>7400,31</b>	<b>100,00</b>	<b>7963,18</b>	<b>100,00</b>

En la Tabla 32 se muestra un resumen global de los costos anuales de energía eléctrica, energía química e insumos requeridos para el proceso. El costo de energía eléctrica mostrado se ha calculado considerando el costo del kWh de la red CELEC EP. El costo total de energía química,

energía eléctrica e insumos en el año 2011 es de USD \$ 434.641,5; relacionando estos costos a los barriles de crudo tratados en el año 2011 (8896,4 barriles) se obtiene un costo unitario de:

**USD \$ 48,86 /barril de crudo tratado.**

Si en el cálculo del costo anual del tratamiento se considera el costo del kWh suministrado por un grupo electrógeno, en cuyo caso sube de 0,084 \$/kWh a 0,22 \$/kWh; el costo unitario del barril se eleva a:

**USD \$ 57,46 /barril de crudo tratado.**

Por lo tanto, el costo unitario se eleva en un 17,6% utilizando como fuente de energía eléctrica un grupo electrógeno. Actualmente se encuentra en la fase final la implementación de una central de generación propia; con lo cual, se tendrá autonomía en la provisión de energía eléctrica aunque el costo del barril de crudo tratado se incrementará, debido al costo del diesel requerido para el funcionamiento del equipo electrógeno.

Tabla 32. Resumen global de costos anuales de energía e insumos de la Planta

PROCESO	ETAPA	COSTO ENERGÍA ELÉCTRICA		COSTO ENERGÍA QUÍMICA		COSTO INSUMOS			TOTAL, \$/año
		POR ETAPA \$/año	POR PROCESO \$/año	POR ETAPA \$/año	POR PROCESO \$/año	JET-A1 \$/año	AGUA \$/año	QUÍMICO \$/año	
Fluidización y Pretratamiento químico	Filtración gruesa	192,85	675,0	1798	1798	0	0	0	2472,6
	Tamizado fino	482,14		0					
Tratamiento químico	Deshidratación de crudo	13700,72	13873,49	94655,2	94655,2	139514,6	0	108055,7	356099,0
	Dilución con Jet A-1	12,05		0					
	Almacenamiento temporal	160,71		0					
Tratamiento mecánico Módulo A	Decantación	3399,07	13896,6	25983,55	38386,53	0	4951	0	57234,1
	Almacenamiento	420,87		0					
	Centrifugación	9763,27		12402,97					
	Almacenamiento final	313,39		0					
Tratamiento mecánico Módulo B	Tamizado	120,53	5765,6	0	0	0	0	0	5765,6
	Decantación	1787,92		0					
	Centrifugación	3857,10		0					
Tratamiento del agua	Recepción	1325,88	2691,9	0	0	0	0	0	2691,9
	Desnatado	200,89		0					
	Coagulación y floculación	642,85		0					
	Almacenamiento	522,31		0					
Servicios auxiliares		10378,37	10378,4	0	0	0	0	0	10378,4
<b>TOTAL PLANTA</b>		<b>47280,9</b>	<b>47280,9</b>	<b>134839,3</b>	<b>134839,3</b>	<b>139514,6</b>	<b>4951,0</b>	<b>108055,7</b>	<b>434641,5</b>
Costo específico (\$/barril tratado)			5,31	--	15,16	15,68	0,56	12,15	<b>48,86</b>

Para obtener el costo global del barril de crudo tratado por la Planta, se deberá incluir los costos de personal, amortización, transporte, etc.; así como los ingresos que recibe el Estado por la incorporación de este crudo limpio a la producción nacional. Si bien, el costo del tratamiento es elevado; vale indicar que la misión fundamental del procesar este crudo es la eliminación de las piscinas contaminadas en diversas zonas de operación hidrocarburífera en el Ecuador.

## 4 ANÁLISIS DE RESULTADOS

Una vez que se han calculado los consumos y costos de energía química, eléctrica e insumos de cada proceso. A continuación se analizan en cada uno de ellos, las oportunidades de mejora identificadas para posteriormente seleccionar las que son técnica y económicamente aplicables, utilizando como criterio de evaluación, el tiempo de retorno de la inversión.

Cabe indicar que durante el desarrollo del presente trabajo se han presentado varios inconvenientes en la información inicialmente recibida de los diferentes procesos, lo cual se reflejó en los resultados obtenidos para rendimientos de los diferentes equipos. De ahí que, fue necesaria la verificación de parámetros como: presión de entrada y salida de las bombas, velocidad de giro de las bombas, medición del consumo de gas natural, temperaturas de entrada y salida de los fluidos en los calentadores, entre otros. Luego de las verificaciones realizadas se ha llegado a los resultados presentados en este estudio. Las mediciones de dichos parámetros se realizaron por parte de varios técnicos de la Planta en diferentes turnos operativos, con la finalidad de que sean lo más representativos del proceso y permitan obtener resultados confiables.

### 4.1 PROCESO DE FLUIDIZACIÓN Y PRETRATAMIENTO QUÍMICO

En el proceso de Fluidización y Pretratamiento Químico el consumo de energía eléctrica es mínimo en comparación con el total de la planta, ya que representa el 1,83%, existen tres bombas de desplazamiento positivo; que tienen rendimientos aceptables, entre 58 y 69%.

El equipo más importante en este proceso es la bomba de desplazamiento positivo del tanque TK Z1, Netzsch, modelo NM 063SY03518K, sin embargo, en relación al consumo eléctrico total de la planta no es significativo, ya que representa el 1,31%. No fue posible calcular el rendimiento eléctrico y mecánico de la bomba Netzsch NE 50B, debido a que no se obtuvo la curva de desempeño que relacione la velocidad de giro con la potencia de accionamiento. Sin embargo, se pudo calcular su rendimiento global relacionando directamente la potencia hidráulica con la potencia eléctrica medida. En el Anexo 4 se presentan las características más importantes de los equipos mostrados en la Tabla 7.

#### 4.1.1 OPORTUNIDADES DE MEJORA

En este proceso existe consumo de diesel para los equipos móviles utilizados al inicio del proceso, siendo los más importantes los compresores, bombas autocebantes y desnatadores. El uso de estos equipos se desarrolla una vez que el crudo intemperizado proveniente de diferentes sitios ha sido transportado mediante camiones-bomba hasta la piscina de recepción. El consumo de diesel depende directamente del tiempo de uso de los equipos y esto a su vez de la calidad del crudo recibido que variará en función del lugar de origen.

Por esta razón, en caso de existir una oportunidad de ahorro de energía en estos equipos requeriría un estudio específico del tiempo óptimo de uso. Sin embargo, vale decir que, actualmente, en base a las características del crudo recibido, se realiza la optimización in situ del tiempo de uso de equipos portátiles, así como también del consumo de Jet- A1.

### 4.2 PROCESO DE TRATAMIENTO QUÍMICO

En el Anexo 5 se presentan las principales características de los equipos eléctricos utilizados en este proceso, los mismos que se presentaron en la Tabla 7. El equipo más importante desde el punto de vista del consumo eléctrico se encuentra en este proceso y corresponde a la bomba centrífuga Durco, modelo MK3-STD, utilizada para bombear el aceite térmico entre el calentador y los serpentines de los tanques TK-4 y TK-5 en un circuito cerrado, lo cual se utiliza para calentar el crudo almacenado en dichos tanques y acelerar el proceso de deshidratación de crudo.

Anteriormente se utilizaba un calentador de agua en lugar de aceite térmico; sin embargo, existían problemas de deterioro de las líneas por corrosión y además, el nivel térmico que se alcanzaba en el agua (sin que se convierta en vapor), no era suficiente para elevar y mantener la temperatura de los tanques TK-4 y TK-5. Se analizaron las opciones de usar un fluido térmico que permitiese alcanzar mayor temperatura en dichos tanques o el uso de vapor de agua y se optó por el uso de etilenglicol. Sin embargo se tenían muchos inconvenientes operativos con el uso de este producto debido a que es altamente higroscópico, lo que provocó deterioro de tuberías y accesorios por corrosión. Finalmente, se decidió usar aceite térmico, con lo cual se ha logrado superar los inconvenientes operativos ocasionados anteriormente por el agua y etilenglicol.

La bomba de aceite térmico consume el 35,93% de la energía eléctrica total usada en los procesos de la Planta. En este equipo existe una importante oportunidad de mejora, ya que el rendimiento total de la bomba es bajo (14,49%), esto evidencia que la bomba está sobredimensionada para las condiciones de operación actuales. En este caso, es necesario cambiar esta bomba por otra que se adecúe mejor a los requerimientos de caudal y altura de bomba. Sin embargo, previo a la decisión de cambio, debe realizarse un análisis complementario debido a que la curva de desempeño de esta bomba es bastante plana, como se observa en la Figura 20; por lo cual cualquier error en la medición de presiones de entrada y salida, pueden acarrear errores importantes en la altura de bomba calculada y consecuentemente en el caudal obtenido a partir de la Figura 20.

El consumo de las bombas dosificadoras de químico es ínfimo en relación al consumo de energía eléctrica de la Planta, ya que el consumo de todas ellas representa el 1,20%; por lo cual, en este caso, las acciones de mejora están focalizadas en la optimización de la dosificación de los diferentes productos para obtener los parámetros de calidad requeridos por el fluido en las diferentes etapas. De igual forma, en las bombas de los tanques TK-8 y TK-18, debido a su escasa contribución en el consumo de energía eléctrica de la Planta, no se justifica su cambio; sin embargo, se evidencia un bajo rendimiento del motor eléctrico de la bomba Viking HJ 4195 (del Tanque TK 18), probablemente debido a algún error en las mediciones realizadas o cambio del motor original de la bomba. Aunque no fue posible calcular el rendimiento de la bomba y del motor de la bomba Netzsch NE 50B, su rendimiento total es aceptable (54,19%).

#### **4.2.1 OPORTUNIDADES DE MEJORA PARA AHORRO DE ENERGÍA ELÉCTRICA**

La principal oportunidad de mejora para ahorro de energía eléctrica es el cambio de bomba de aceite térmico, sin olvidar las puntualizaciones realizadas sobre la necesidad de un análisis complementario debido a que el caudal calculado a partir de la Figura 20 es muy sensible a los errores de medición que se pudiesen cometer al medir la presión de entrada y salida de la bomba.

A continuación se detalla el análisis de alternativas de reemplazo de esta bomba, el mismo que se ha seguido para los cambios de bombas de otros procesos que también tienen un rendimiento bajo en las condiciones de operación actuales.

Para la bomba Durco Mark 3 se utilizó el Software FlowSelex, disponible vía internet, por la Empresa Flowserve, fabricante de la marca Durco. Dicha aplicación permite obtener las curvas de desempeño de las bombas ya sea a partir del modelo de bomba o de las condiciones de flujo y altura de bomba requeridos. Para el cálculo del rendimiento de la bomba instalada actualmente se ingresó con el modelo de la bomba y ahora, para seleccionar la bomba más idónea se ingresó con el caudal y altura requerida por el proceso; en este caso 30 m<sup>3</sup>/h y 44,71 m. El programa despliega varias bombas que podrían utilizarse, siendo las dos mejores opciones, las siguientes:

Opción 1: Bomba Durco Mark 3 STD 1K3 X 1.5-82 M3 ST (Curva característica MIII 7140V)

Opción 2: Bomba Durco Mark 3 STD 1K1.5x1-82RV M3 ST (Curva característica MIII 7040 AV)

Las opciones 1 y 2 difieren en su tamaño; así por ejemplo, la Opción 1 tiene un diámetro de succión de 3 plg, diámetro de impulsión de 1.5 plg y diámetro de impeler de 82 mm., mientras que la opción 2 corresponde a una bomba de 1.5 plg de diámetro de succión, 1 plg de diámetro de impulsión y 82 mm de diámetro de impeler.

En la Figura 26 y Figura 27 se presentan las curvas de desempeño de estas bombas, donde se aprecia que en el punto de operación requerido, la opción 1 y 2 tienen una eficiencia de 54,6% y 52,2%, respectivamente. La NPSH requerida por las opciones 1 y 2 son 1,8 m y 3,3 m, respectivamente. Teniendo en cuenta que la NPSH disponible en el sistema es de 9,89 m, no existiría problemas de cavitación con ninguna de las dos bombas ya que NPSH disponible es mayor que NPSH requerido. En el Anexo 9 se presenta el informe entregado por el Software FlowSelex para las dos opciones de bombas analizadas.

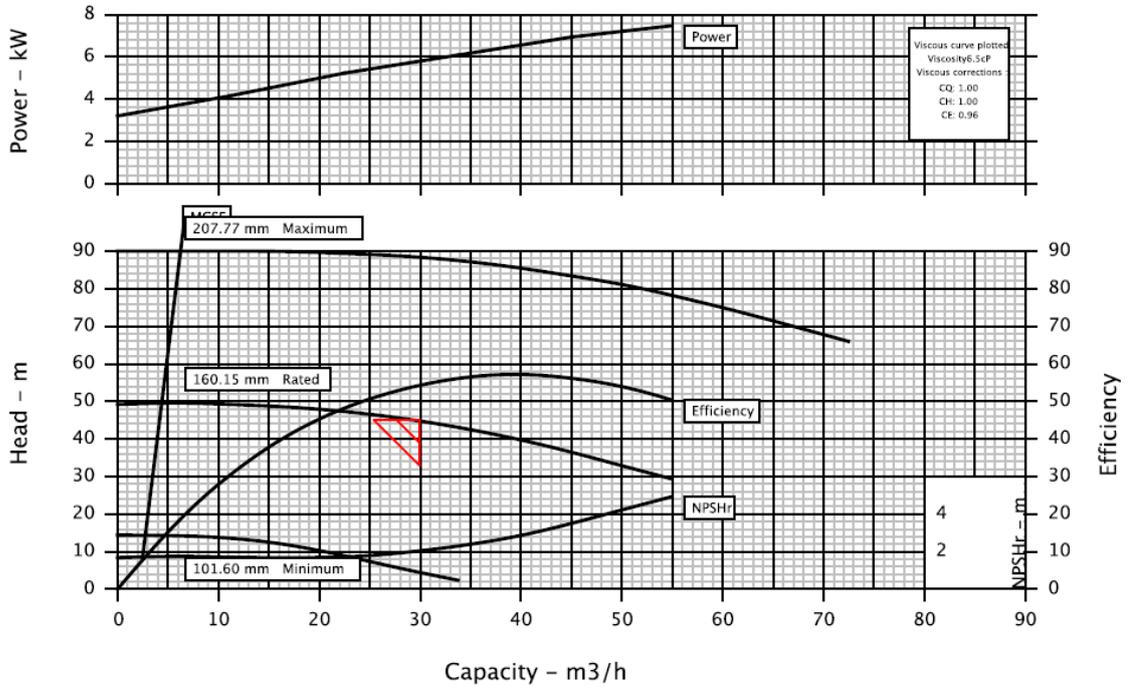


Figura 26. Curva de desempeño MIII 7140, Bomba Durco Mark 3 STD 1K3 X 1.5 – 82 RV M3 ST (Opción 1)

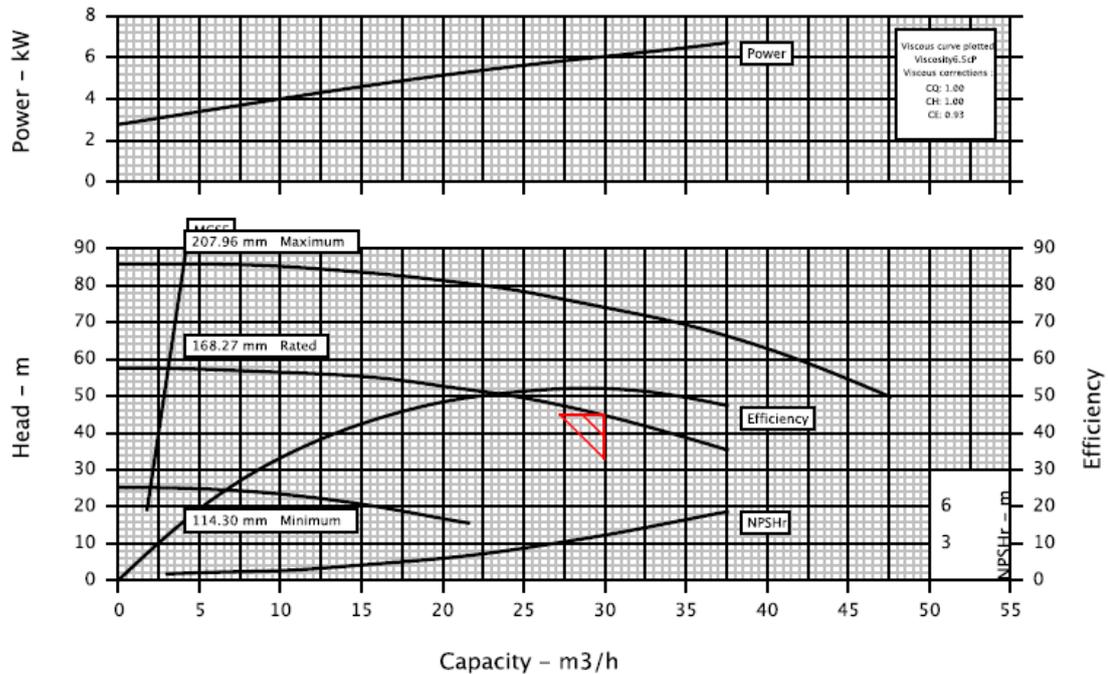


Figura 27. Curva de Desempeño MIII 7040 AV, Bomba Durco Mark 3 STD 1K1.5x1-82RV M3 ST (Opción 2)

La potencia de accionamiento para las bombas catalogadas como Opción 1 y 2 son 5,81 kW y 6,09 kW, respectivamente. De modo que, debido al mejor rendimiento y menor potencia de accionamiento, la mejor opción es la 1.

Para estimar el ahorro de energía que se tendría con la Opción 1, se calcula la diferencia entre la potencia de accionamiento de la bomba instalada actualmente con la opción recomendada, obteniéndose:

$$N_{\text{ahorrada}} = N_{\text{acc}} \text{ bomba actual} - N_{\text{acc}} \text{ bomba Opción 1} = (9,8 - 5,81) \text{ kW} = 3,99 \text{ kW}$$

Luego, la energía anual ahorrada será 28.728 kWh, considerando que la bomba opera 20 horas/día. Esto representa un ahorro de USD \$ 6.320,16 al año.

Finalmente se calcula el tiempo de retorno de la inversión de la siguiente manera:

$$\text{Ahorro económico} \left( \frac{\$}{\text{año}} \right) * N(\text{años}) = \text{Costo de la inversión} (\$)$$

Donde N es el tiempo de retorno de la inversión. Para el caso analizado, el costo de la bomba recomendada (Opción 1) es de \$ 13.465, por lo tanto se tiene un retorno de la inversión de 1,91 años.

$$N = \frac{\text{Costo de la inversión}}{\text{Ahorro económico}} = \frac{13.465}{6.320,16} = 2,13 \text{ años}$$

#### 4.2.2 OPORTUNIDADES DE MEJORA PARA AHORRO DE ENERGÍA QUÍMICA

En lo referente a la energía química proveniente del gas natural, empleada en el calentador de aceite, siendo ésta el 71,15% de la energía química consumida en los calentadores de la Planta, es necesaria la implementación de mejoras en este equipo cuyo rendimiento actualmente se encuentra en el 72,28%. Las principales acciones a tomar son:

- Reducir el caudal de gas natural que ingresa al quemador: esto permitirá incrementar el rendimiento del calentador y evitar que exista una apreciable pérdida de entalpía por los gases de escape, que actualmente salen a una temperatura estimada de 376°C. Esto implica el cambio del quemador actualmente instalado, por uno de la potencia adecuada con regulación automática que permita asegurar que las condiciones de combustión sean óptimas.
- Rediseñar el intercambiador de calor de acuerdo a la nueva potencia seleccionada; de modo que se alcance un intercambio de calor eficiente entre los humos y el aceite.

Estas acciones deben complementarse con otras medidas necesarias que son las siguientes:

- Realizar limpiezas periódicas a fin de evitar la acumulación de carbón e inquemados que incrementen la resistencia en la superficie de intercambio; esto permitirá que el calentador mantenga su funcionamiento con el rendimiento adecuado.
- Instalar un medidor de caudal de gas en la línea de alimentación hacia el calentador para mantener un registro y control del caudal de combustible consumido por el calentador. Esto sería aplicable a todos los calentadores.
- Construir puertos de muestreo en la chimenea del calentador para realizar mediciones periódicas de gases de escape, esto permitiría evaluar el desempeño del calentador en el tiempo, verificar el ajuste de la combustión en base a las mediciones de CO y exceso de aire, así como también identificar los períodos adecuados de mantenimiento y limpieza indicados en base a la temperatura de humos.

Para evaluar cómo varía el rendimiento del calentador al disminuir el caudal de combustible se desarrolló una hoja de cálculo cuyas variables de entrada son el porcentaje del caudal original de gas natural que se utilizaría y el dosado. Con ello, se probaron varios porcentajes y se analizó en cada

uno de ellos el rendimiento que se alcanzaría, temperatura estimada de salida de los gases de chimenea.

Se observó que al utilizar excesos de aire bajos (cercaos al dosado estequiométrico), la temperatura de entrada de los humos es demasiado alta, llegando inclusive a superar 1150°C que es la temperatura máxima de operación recomendada por los fabricantes de acero inoxidable AISI 310, el cual sería en este caso, el material recomendado para utilizarse en el tubo de fuego. Por su parte, la temperatura de salida de los humos es aceptable ya que se encuentra entre 150 y 200°C.

Por el contrario, al utilizar excesos de aire cercanos al 100%, la temperatura de entrada de los humos no excede la temperatura de operación máxima; en este caso, los cálculos indican que los humos salen a temperaturas inferiores a 150°C. Por lo tanto, es necesario establecer un compromiso entre las temperaturas de entrada y salida de humos y rendimiento del calentador para establecer una combinación que permita calentar el aceite sin que se exceda los 1150°C en la entrada de los humos, sin que la temperatura de humos a la salida sea demasiado baja (por condensación ácida) y con un rendimiento mayor al del calentador usado actualmente.

En la Tabla 33 se muestran varias alternativas probadas, llegándose a establecer como idóneo el 80% del caudal con un exceso de aire de 2,2, con lo cual se obtendría un rendimiento del calentador de 90% sin que las temperaturas de entrada y salida de los humos excedan los límites de resistencia del acero y de condensación ácida, respectivamente. Todos los cálculos se realizaron despreciando las pérdidas por inquemados ya que el exceso de aire es elevado y adicionalmente se desprecian las pérdidas por radiación al ambiente (ya que se aislarían las paredes externas del calentador).

Tabla 33. Alternativas probadas para diseño de calentador de aceite

% de caudal actual de gas natural	Exceso de aire	$\eta$ %	T salida humos °C	T entrada humos °C
90	1,9	80,31	282,3	1311,3
85	1,9	85,04	221,7	1311,3
85	2,2	85,04	196,5	1142,6
81	2,2	89,23	149,8	1142,6
80	2,2	90,35	137,4	1142,6

A partir de estos datos se calcula el número de unidades de transferencia del intercambiador, NTU, en base a lo cual se realiza el diseño térmico del calentador.

#### 4.2.2.1 Ejemplo de Cálculo del Diseño Térmico del Calentador de Aceite

Para las condiciones óptimas seleccionadas de la Tabla 33 sabiendo que el caudal actual de gas natural en el calentador de aceite es 0,01939 kg/s se calcula el nuevo caudal que se usaría:

$$\dot{m}_{gas\ natural} = 0,80 * \dot{m}_{gas\ natural\ actual}$$

$$\dot{m}_{gas\ natural} = 0,80 * 0,01939 \left(\frac{kg}{s}\right) = 0,01551 \left(\frac{kg}{s}\right)$$

$$\Delta H_{comb} = \dot{m}_{gas\ natural} * PCI = 0,01551 \left(\frac{kg}{s}\right) * 37355,53 \left(\frac{kJ}{kg}\right) = 579,54kW$$

Con el exceso de aire de 2,2 y conociendo que el dosado estequiométrico es 0,07856 se calcula el dosado, de la siguiente forma:

$$F_r = \frac{1}{Exceso\ aire} = \frac{1}{2,2} = 0,4545$$

$$F_r = \frac{F}{F_e} \rightarrow F = F_r * F_e = 0,4545 * 0,07856 = 0,03571$$

$$F = \frac{\dot{m}_{gas\ natural}}{\dot{m}_{aire}} = 0,03571$$

$$\dot{m}_{aire} = \frac{\dot{m}_{gas\ natural}}{F} = \frac{0,01551}{0,03571} = 0,43444 \left(\frac{kg}{s}\right)$$

$$\dot{m}_{humos} = \dot{m}_{aire} + \dot{m}_{gas\ natural} = 0,43444 + 0,01551 = 0,45 \left(\frac{kg}{s}\right)$$

El calor ganado por el aceite, dado que son requerimientos del proceso, es el mismo que en el calentador actual, 523,61 kW; por lo tanto, el rendimiento del calentador está dado por:

$$\eta_{calentador} = \frac{\Delta H_{aceite}}{\Delta H_{comb}} = \frac{523,61\ kW}{579,4\ kW} * 100\% = 90,35\%$$

La temperatura de entrada de los humos se estima del siguiente balance:

$$\Delta H_{combustible} = \dot{m}_{humos} * cp_{humos} * (T_{ent\ humos} - T_{amb})$$

$$T_{ent\ humos} = \frac{\Delta H_{combustible}}{\dot{m}_{humos} * cp_{humos}} + T_{amb} = \frac{523,61\ kW}{0,45 \left(\frac{kg}{s}\right) * 1,1577 \left(\frac{kJ}{kg^{\circ}C}\right)} + 30^{\circ}C = 1142,6^{\circ}C$$

Por otra parte, la temperatura de salida de los humos está dada por:

$$\Delta H_{combustible} = \Delta H_{aceite} + \dot{m}_{humos} * cp_{humos} * (T_{salida\ humos} - T_{amb})$$

$$T_{salida\ humos} = \frac{\Delta H_{comb} - \Delta H_{aceite}}{\dot{m}_{humos} * cp_{humos}} + T_{amb} = \frac{(579,4 - 523,61)\ kW}{0,45 \left(\frac{kg}{s}\right) * 1,1 \left(\frac{kJ}{kg^{\circ}C}\right)} + 30^{\circ}C = 143^{\circ}C$$

Para el diseño térmico del intercambiador se usa el método del número de unidades de transferencia, NTU, para lo cual inicialmente se calcula la capacidad calorífica del aceite y de los humos.

$$\text{Capacidad calorífica aceite} = (m * cp)_{aceite} = 7,25\ (kg/s) * 2,6\ (kJ/kg/K) = 18,85\ kW/K$$

$$\text{Capacidad calorífica humos} = (m * cp)_{humos} = 0,45\ (kg/s) * 1,1577\ (kJ/kg/K) = 0,52\ kW/K$$

$$C_{\min} = (m * cp)_{humos}$$

$$C_R = \frac{C_{\min}}{C_{\max}} = \frac{0,52}{18,85} = 0,02763$$

$$Q_{\max} = C_{\min} * (T_{ce} - T_{fe}) = 0,52\ (kW/K) * (1142,6 - 82,2)^{\circ}C$$

$$\varepsilon = \frac{T_{ce} - T_{cs}}{T_{ce} - T_{fe}} = \frac{1142,6 - 143}{1142,6 - 82,2} = 0,9427$$

El número de unidades de transferencia, NTU, para flujo en contracorriente se calcula con la siguiente expresión:

$$NTU = \frac{1}{1 - C_R} \ln \frac{1 - \varepsilon * C_R}{1 - \varepsilon} = \frac{1}{1 - 0,02763} \ln \frac{1 - 0,9427 * 0,02763}{1 - 0,9427} = 2,9136$$

Conociendo que  $U * A = NTU * C_{\min}$ , se calcula el producto  $U * A$ :

$$U \cdot A = 2,9136 \cdot 0,52 = 1517,68 \text{ W/}^\circ\text{C}$$

Para el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor,  $U$ , es necesario definir el área de intercambio del calentador de acuerdo al nuevo diseño. Se analizaron varios tipos de calentadores en base a criterios como: eficiencia térmica, riesgo en operación, construcción, distribución de los fluidos y mantenimiento y se optó por un calentador piro-tubular como el mostrado en la Figura 28, en el cual el aceite térmico ingresa por la parte inferior del calentador (debajo del quemador) y sale por el extremo opuesto en la parte superior, mientras que los humos luego de circular por el tubo de fuego pasan por un haz de tubos para finalmente salir por la chimenea.

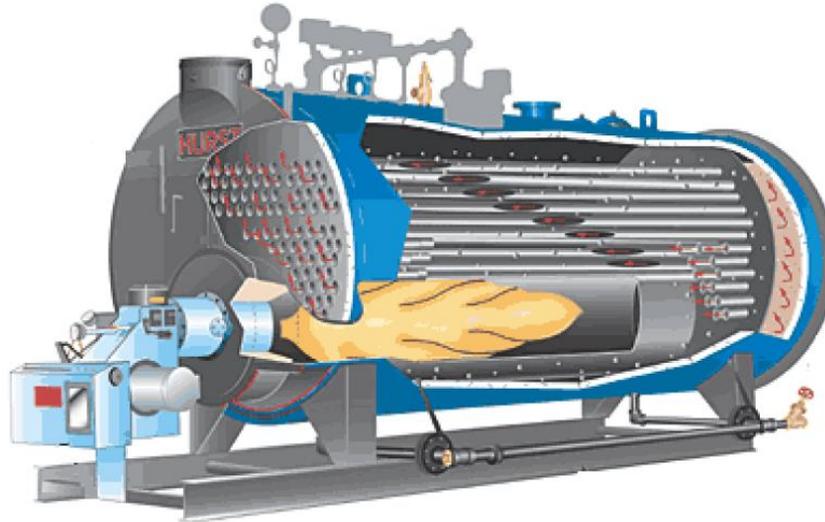


Figura 28. Diseño de nuevo calentador de aceite térmico

Una vez propuesta el área de intercambio en base al diseño mostrado en la Figura 28, se obtiene  $U$  a partir de  $U \cdot A = NTU \cdot C_{\min}$ . Luego se realiza una comprobación, calculando  $U$  a partir de las resistencias térmicas existentes en el calentador. De no ser iguales, se modifican las dimensiones hasta alcanzar un error menor al 5%. En la Tabla 34 se muestran las iteraciones realizadas hasta obtener un error de 0,721%.

Tabla 34. Iteraciones realizadas para cálculo de  $U$  en intercambiador de aceite

Iteración	$\Phi$ coraza, m	# tubos humos, m	$\Phi$ tubos humos, m	$\Phi$ tubo fuego, m	Longitud, m	$U$ (NTU), $W/m^2^\circ C$	$U$ (resist), $W/m^2^\circ C$	% error
1	1,6	150	0,0508	0,4064	6,0	10,031	7,520	25,031
2	1,6	160	0,0508	0,508	6,0	9,323	7,096	23,892
3	1,6	180	0,0508	0,508	6,0	8,342	7,096	14,938
4	1,6	180	0,0508	0,508	6,4	7,820	7,096	9,267
5	1,8	180	0,0508	60,96	6,8	7,284	7,025	3,558
6	1,8	180	0,0508	60,96	7,0	7,076	7,025	0,721

En el Anexo 10 se detalla el ejemplo de cálculo de  $U$  para las dimensiones inicialmente propuestas que se muestran en la Tabla 34, con las cuales se obtuvo un error del 25,031%. Las dimensiones adecuadas para el calentador de aceite se alcanzaron luego de 6 iteraciones, obteniéndose un coeficiente global de transmisión de calor de 7,025  $W/m^2^\circ C$  con un error de 0,72%, con el cual, el producto  $U \cdot A = 1506,74 \text{ W/}^\circ\text{C}$ . La energía ahorrada con este equipo se estima de la siguiente manera:

$$\text{Ahorro energía} \left( \frac{kWh}{\text{día}} \right) = (\Delta H_{\text{combustible actual}} - \Delta H_{\text{comb nuevo diseño}}) * \frac{\text{horas uso}}{\text{día}}$$

$$\text{Ahorro energía} = (724,42 - 579,54) kW * \frac{20 h}{\text{día}} = 2897,7 \left( \frac{kWh}{\text{día}} \right)$$

El ahorro de energía anual es de 1043,2 MWh que corresponde a un ahorro económico anual de USD \$ 18931,04 considerando un costo de \$ 18,15/MWh.

El costo estimado de un quemador de la potencia requerida por el nuevo calentador (579,5 kW) es de USD \$ 10785. En lo referente al calentador, es necesario realizar el diseño mecánico para definir con exactitud su costo; sin embargo, con la finalidad de analizar la factibilidad económica de esta propuesta de mejora, se ha revisado precios referenciales de calentadores de características y tamaños similares al planteado, en base a lo que se ha establecido un costo estimado de USD \$ 45000; con lo cual, el costo total del nuevo calentador es USD\$ 55785 con un tiempo de retorno de la inversión de 2,87 años; con lo cual se justifica plenamente la construcción del nuevo calentador.

### 4.3 PROCESO DE TRATAMIENTO MECÁNICO MÓDULO A

Este proceso también es uno de los principales consumidores de energía eléctrica como se observa en la Tabla 26, representa el 37,66% del consumo total de energía eléctrica de proceso en la Planta siendo la etapa de Centrifugación la de mayor consumo.

Los equipos eléctricos que intervienen en este proceso se presentan en la Tabla 8, cuyas características principales se encuentran en el Anexo 6. Existen dos equipos, cuyo consumo de energía eléctrica están alrededor del 10% del total de la planta, y son la centrífuga Dorr Oliver y el compresor estacionario Sullair; lo cual convierte a la etapa de Centrifugación en la segunda más importante luego de la deshidratación del crudo. Se observa que existen dos decantadoras y dos centrífugas similares, sin embargo, en condiciones normales, solo opera una y la otra permanece como reserva.

En las centrífugas, decantadoras, sistemas de transporte de sólidos (hidráulico) se ha registrado el consumo de cada equipo, sin embargo, por tratarse de equipos cuyo funcionamiento está definido primordialmente por el cumplimiento de parámetros de calidad del crudo al final del proceso y no de ahorro energético y además, considerando que dichos parámetros de calidad se están cumpliendo actualmente; no se analizará el cambio de estos equipos, ya que representaría una modificación del proceso o cambio de tecnología, lo cual requeriría de un estudio específico.

Para el compresor Sullair 3000 no fue factible obtener la curva de desempeño, por lo cual no se calculó el rendimiento del compresor, sino únicamente la temperatura de salida del aire suponiendo un rendimiento isoentrópico de 85%. En las bombas Netzsch NE 50B de los tanques TK-10 y TK-11; al igual que en los anteriores casos, se presenta únicamente el rendimiento total.

Cabe indicar que si bien el compresor consta en esta etapa, este equipo también suministra aire comprimido para otras etapas como la deshidratación de crudo, cuando se ingresa aire en los tanques TK-4 y TK-5 para favorecer el intercambio de calor entre las paredes de los tanques y el seno del fluido así como también para todos los sistemas de control neumático de la planta.

En lo referente a la energía química, en este proceso se consume el 28,85% del total de la Planta en los calentadores de agua y crudo. En la Tabla 13 se observa que los rendimientos del calentador de agua es alto (93,61%), no así en el calentador de crudo que tiene un rendimiento de 57,5%; siendo necesaria una acción de mejora en este equipo.

### 4.3.1 OPORTUNIDADES DE MEJORA PARA AHORRO DE ENERGÍA ELÉCTRICA

La Decantación representa el 9,21% sobre el consumo total de energía eléctrica de la Planta, los decantadores junto con las centrífugas son los equipos más importantes para el cumplimiento de las especificaciones de calidad del crudo tratado; de ahí que las mejoras de estos equipos estarán enfocadas en la optimización de la separación de sólidos del crudo, siendo necesario un estudio adicional para alcanzar la eficiencia energética. Por otra parte, el transportador hidráulico de sólidos se optimiza en base al tiempo de uso, lo cual ya se realiza actualmente.

La etapa de almacenamiento consume el 1,14% de la energía eléctrica necesaria para la Planta; existen 3 bombas de desplazamiento positivo y 2 bombas centrífugas. En las bombas NETZSCH de los tanques TK-10 y TK-11, no fue posible determinar su rendimiento eléctrico para evaluar su desempeño en las condiciones de operación actuales; sin embargo el rendimiento global es bastante aceptable; de ahí que no se justifica su reemplazo; más aún considerando que su consumo de energía representa el 0,39% del total consumido por la Planta.

La bomba Durco Mark 3 del Sumidero 1, de acuerdo a su curva característica es idónea para el caudal y altura de bomba requeridos. La bomba del sumidero del tanque TK-8 tiene un rendimiento total de 0,44. Se analizaron varias alternativas para reemplazar esta bomba, sin embargo, no se alcanzó un ahorro de energía aceptable que justifique el cambio. Por otra parte, en el caso de la bomba del Sumidero 3, el rendimiento es 0,29; al analizar las opciones de cambio se encontró un modelo que permitiría operar con mayor rendimiento (marca Viking, Modelo SG 41026), sin embargo, el ahorro de energía que se alcanzaría es mínimo (140,4 kWh/año) debido a que únicamente opera 3 horas diarias; por lo cual el tiempo de retorno de la inversión es muy alto (17,8 años).

En todo caso, ya que no se justifica el reemplazo de las bombas mencionadas será importante optimizar su funcionamiento, sobretodo en el caso de las bombas de los Tanques TK-10 y TK-11; en los cuales se mantiene un nivel estable en los tanques mientras se recircula el crudo a las decantadoras hasta que se cumpla con los requerimientos de sólidos.

La etapa de centrifugación tiene un consumo importante de energía eléctrica (26,46 % del consumo de la Planta) y en lo referente al consumo de energía química representa el 9,32%. En esta etapa existen dos centrífugas verticales, una bomba centrífuga y un compresor. Al igual que los decantadores, la centrífuga es un equipo cuyo funcionamiento se rige por el cumplimiento del BSW requerido para la entrega del crudo al oleoducto, esto es menos del 1%; de ahí que, su optimización está focalizada en los tiempos de residencia, lo cual no ha sido posible realizar en este estudio. Cabe indicar que las decantadoras y centrífugas de este módulo son antiguas (año de fabricación 1985) y estuvieron fuera de uso por varios años en otra zona de operación de EP Petroecuador, esto hace que esta etapa tenga un consumo importante de energía química para calentar el agua que ingresa a las centrífugas debido a requerimientos operacionales del equipo.

En la actualidad, en el mercado existen equipos separadores de 3 fases de alta velocidad, como son los Tricanter, que permitirían separar en un solo equipo sólidos, agua y petróleo, con los cuales se puede obtener crudo con BSW entre el 1 y 3%. Para que el crudo en la salida de esta etapa tenga menos del 1% de BSW sería necesario complementar el Tricanter con una centrífuga. Sin embargo el módulo tricanter-centrífuga con los accesorios de flujo, instrumentación, equipos neumáticos y eléctricos instalados tienen un costo estimado de USD \$ 840.000,00; por lo tanto, es un costo demasiado elevado para contemplarlo actualmente. Una opción a analizar sería realizar modificaciones en los equipos existentes para incrementar la velocidad de giro de las decantadoras y centrífugas, lo cual permitiría mejorar la eficiencia de separación de estos equipos sin realizar un inversión elevada; sin embargo, esto requerirá un estudio específico previo.

En lo referente a la bomba Durco Mark 3 del tanque TK-17, que bombea el agua hasta el calentador de agua, es necesario reemplazarla, ya que su rendimiento es demasiado bajo (0,12) para las condiciones de operación por estar sobredimensionada. Se observa que el rendimiento eléctrico es bueno, no así, el rendimiento de la bomba. Se ha considerado el cambio por una bomba del mismo

tipo más pequeña, Durco 1K1.5x1-62RV M3 ST con una potencia de accionamiento de 1,75 kW, cuya curva característica se muestran en la Figura 29. En el Anexo 9 se presentan las condiciones operativas de esta bomba. Con este cambio se obtendría un ahorro anual de 11.880 kWh, USD \$ 2.613,6 con un período de retorno de la inversión de 2,73 años considerando que el costo de la bomba es de USD \$ 7.138.

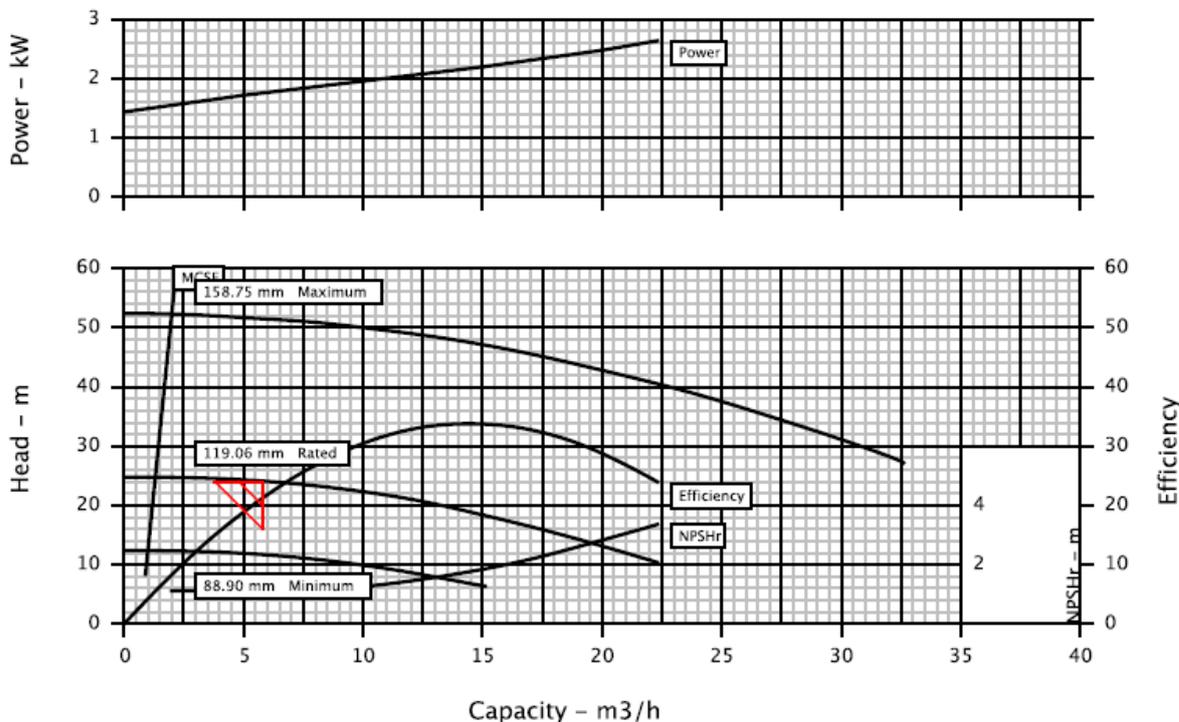


Figura 29. Curva característica de bomba Durco 1.5 x 1 x 62 RV M3 ST para tanque TK-17

El compresor de tornillo Sullair existente, es de velocidad fija, se podría optimizar su consumo de energía mediante un compresor de velocidad variable considerando que la carga requerida por la Planta es variable. Este equipo abastece de aire comprimido a los quemadores de los calentadores, los cuales en el caso del agua y crudo no operan continuamente, sino entre 6 y 5 horas diarias. Así mismo, el aire comprimido utilizado en los tanques TK-4 y TK-5, solo se realiza por varias horas y no de forma continua. De modo que, el compresor no trabaja la mayor parte del tiempo a una carga constante, sino que varía en función de las necesidades de los diferentes procesos.

De acuerdo a las referencias bibliográficas de estos equipos, el ahorro de energía eléctrica oscila entre el 20 y 30% en relación a un compresor convencional; por lo cual, considerando que no es factible estimar el ahorro de energía en base al costo del kg de aire comprimido ya que no ha sido posible medir el caudal de aire para diferentes cargas del compresor; se ha estimado el ahorro de energía eléctrica en base al 25% de ahorro. Esto equivale a 11838,2 kWh/año con un beneficio económico de USD \$ 2604,0/año y un tiempo de retorno de la inversión de 7,7 años considerando que el equipo tiene un costo de USD \$20.172,9.

Como se observa, el tiempo de retorno de la inversión es superior a 5 años, lo cual descarta por ahora la aplicación de esta medida; sin embargo, de momento se puede implementar un pulmón o tanque de alta presión en la descarga al compresor para acumular aire comprimido y disminuir el número de arranques del compresor.

En la etapa de almacenamiento final existe una bomba de desplazamiento positivo, marca IMO G3DB-187Y que funciona en el tanque TK-12 y una bomba centrífuga, marca GOULDS 3196 que opera en el TK-13. El rendimiento total de la bomba IMO es bajo (0,29) y podría mejorarse reemplazándola por una de mejores prestaciones para las condiciones de funcionamiento. De las opciones existentes, se seleccionó una bomba Nemo NM 038-2S, con la cual se obtendría un ahorro

de energía de 483,4 KWh /año. Esto representa un ahorro económico de \$ 106,4 y un tiempo de retorno de la inversión demasiado alto (26,3 años); con lo que no justifica el cambio.

Por otra parte, la bomba centrífuga del tanque TK-13 tiene un rendimiento aceptable (0,61) por lo que tampoco se justifica reemplazarla.

#### 4.3.2 OPORTUNIDADES DE MEJORA PARA AHORRO DE ENERGÍA QUÍMICA

En lo referente al calentador de crudo, que consume el 19,53% de la energía química empleada por los calentadores de la Planta, tiene un rendimiento bajo (57,50%), existe una importante pérdida de calor sensible en los humos (42,48%), ya que salen a una temperatura de 575,85 °C. Esto evidencia que si bien se está cumpliendo con el objetivo de calentar el crudo mediante un intercambiador humos-crudo con un coeficiente global de transferencia de calor de 57,14 W/m<sup>2</sup>/°C; el caudal de gas quemado es excesivamente alto, por lo cual, resulta importante reducir el consumo de gas natural. Adicionalmente, los análisis de emisiones muestran que el equipo trabaja con alto exceso de aire, por lo cual también se analizará la factibilidad de reducirlo.

Cabe indicar que el quemador existente ha sido construido por personal técnico de la Planta y actualmente la regulación del caudal de gas natural es manual. Por ello, las acciones de mejor propuestas para este equipo contemplan la instalación de un quemador de menor potencia con regulación automática y un medidor de caudal en la línea de entrada de gas al quemador así como el rediseño del calentador.

El calentador de agua tiene un rendimiento alto (93,61%), la temperatura de salida de los humos es 175,85°C y su consumo de energía es del 9,32% del consumo de energía química de la planta. De los tres calentadores es el que tiene mayor coeficiente de transferencia de calor, 201,44 W/m<sup>2</sup>/°C debido a que el área de intercambio es mayor en relación a los otros calentadores. Se podría mejorar aún más el rendimiento aislando su superficie, ya que es el único equipo que actualmente no tiene aislamiento térmico. En poco tiempo, se prevé el cambio de este calentador, ya que por su tiempo de operación presenta reducción del espesor del metal debido a corrosión, de ahí que se recomienda su aislamiento una vez que se realice el cambio del equipo.

##### 4.3.2.1 Cálculos de Diseño de nuevo calentador de crudo

Realizando un análisis similar al ya expuesto para la reducción del caudal de gas en el calentador de aceite, se realizaron los cálculos correspondientes al calentador de crudo para diferentes caudales de gas natural; obteniéndose los resultados mostrados en la Tabla 35. Se observa que si se reduce hasta un 61% del caudal actual de gas natural, con un exceso de aire de 2,2 se obtendría un rendimiento de aceptable (89,6%) sin que la temperatura de entrada de humos supere los 1150°C y sin que la temperatura de salida de los humos sea inferior a 116°C. Cabe indicar que al utilizar exceso de aire inferior a 2 las temperaturas de entrada de humos son excesivamente altas; por lo cual es necesario mantener el dosado al menos en 2,2.

Tabla 35. Alternativas probadas para diseño de calentador de crudo

% de caudal actual de gas natural	Exceso de aire	$\eta$ %	T entrada humos °C	T salida humos °C
90	2,0	60,73	1249,6	508,9
80	2,2	68,32	1142,57	382,46
70	2,2	78,08	1142,57	273,87
60	2,2	91,09	1142,57	129,09
61	2,2	89,6	1142,57	145,71

Con el 61% el caudal de gas natural, de acuerdo al procedimiento ya descrito para el calentador de aceite, se plantearon las dimensiones del calentador en base al diseño mostrado en la Figura 28, se estimó el coeficiente global de transmisión de calor en base al método de NTU, el cual se comprobó calculándolo en base a las resistencias térmicas hasta que se tenga un error inferior al 5%. Luego de tres iteraciones, se llegó a establecer las dimensiones adecuadas del calentador, con las que se obtiene un error del 0,746%, cuyo detalle se encuentra en la Tabla 36.

Tabla 36. Iteraciones realizadas para cálculo de U en intercambiador de crudo

Iteración	$\Phi$ coraza, m	# tubos humos	$\Phi$ tubos humos, m	$\Phi$ tubo fuego, m	Longitud, m	U (NTU), W/m <sup>2</sup> °C	U (resist), W/m <sup>2</sup> °C	% error
1	1,2	100	0,0508	0,4064	3,2	15,613	12,841	17,754
2	1,2	100	0,0508	0,4064	3,6	13,878	12,602	9,197
3	1,2	100	0,0508	0,4064	4	12,490	12,397	0,746

El ahorro estimado de combustible es de 429,5 MWh/año y un ahorro económico de USD \$ 7795,1 considerando el costo del MWh en \$ 18,15.

El costo del quemador para la potencia requerida (464 kW) es USD \$ 8303,75; el costo estimado de construcción de un calentador de este tipo es USD \$ 30336 (el cual se deberá verificar con el diseño mecánico del calentador); por lo que la inversión necesaria es de \$ 38.639,75; con lo cual se obtiene un tiempo de retorno de la inversión de 4,9 años.

Adicionalmente, en este calentador sería recomendable realizar mediciones de gases de chimenea periódicamente a fin de evaluar cómo se desarrolla el proceso de combustión y establecer la frecuencia de mantenimientos y limpiezas; tal como se indicó anteriormente para el calentador de aceite.

Las mediciones de gases de chimenea en los calentadores de la Planta se realizaron por primera ocasión por requerimiento del presente estudio; por lo cual, es recomendable realizar la medición de gases de chimenea periódicamente para evaluar la evolución de la combustión. La temperatura de los gases de escape será un indicativo para definir períodos de limpieza y mantenimiento de los calentadores.

En este módulo ingresa agua tratada a las centrífugas para cumplir requerimientos operativos del equipo. Para reducir el consumo de agua, se podría reutilizar el agua proveniente de la Planta de Clarificación, para ello, es necesario independizar el sistema contra incendios; de modo que el agua recirculada ingrese al proceso. Esto evitaría además, alguna posible contaminación del agua del tanque de almacenamiento del sistema contra incendios que sería perjudicial en caso de presentarse alguna emergencia.

#### 4.4 PROCESO DE TRATAMIENTO MECÁNICO MÓDULO B

El módulo B contiene los siguientes equipos: decantadoras horizontales, centrífuga vertical, sistema neumático de transporte de sólidos, una zaranda vibratoria y 3 bombas de transferencia de fluido, los cuales se presentaron en la Tabla 9 y cuyas características principales se encuentran en el Anexo 7. La centrífuga es el equipo de mayor consumo de este proceso con el 10,45% de la energía eléctrica demandada en la Planta. Al igual que en el módulo A, el funcionamiento de las centrífugas y decantadoras, depende esencialmente de la obtención de los parámetros necesarios para la entrega y transporte del crudo (menos del 1% de BSW); por lo cual, su optimización dependerá del tiempo de residencia y velocidad de giro necesarias para alcanzar una adecuada separación de sólidos, líquido y agua. Por esta razón, el planteamiento de mejoras en estos equipos requerirá un estudio específico que no se desarrolla en el presente trabajo.

En lo referente a las bombas de transferencia, su rendimiento electromecánico es aceptable ya que oscila entre 0,41 y 0,64; además debido al bajo consumo de energía que tienen dentro de la Planta, no se justifica su reemplazo.

Cabe indicar que el módulo B es un módulo semiautomático gobernado por un PLC, el cual ha requerido un importante tiempo de acoplamiento con el resto de equipos de la Planta, sobre todo en lo referente a temperaturas de entrada de los fluidos a la decantadora y centrífuga. No obstante, es mucho más eficiente que el módulo A en cuanto al consumo de energía.

#### **4.5 PROCESO DE TRATAMIENTO DE AGUA**

En el tratamiento de agua, el consumo de energía eléctrica en su totalidad corresponde a bombas centrífugas que movilizan el fluido entre las diferentes etapas del proceso; dicho consumo corresponde a 7,29% del total de la Planta.

En el proceso de tratamiento de agua, los equipos eléctricos mostrados en la Tabla 9 son bombas centrífugas, utilizadas para mover el agua a los diferentes procesos que recibe para su clarificación. Se observa que los rendimientos de las bombas son bajos, lo cual podría optimizarse seleccionando bombas que se ajusten mejor a las condiciones de bombeo, a pesar de que el porcentaje de consumo de energía eléctrica de cada una de ellas representa alrededor del 1% del consumo total de energía eléctrica de la planta; a excepción de la bomba del Tanque TK-15, que tiene un consumo de 3,59%. En el Anexo 8 se encuentran las características principales de estos equipos.

##### **4.5.1 OPORTUNIDADES DE MEJORA**

Los rendimientos totales de las bombas existentes oscilan entre 0,47 y 0,63; a excepción de la bomba del tanque TK-21, cuyo rendimiento es de 0,27. Se analizó reemplazar la bomba del tanque TK-21, por una bomba Goulds de 3 x 4 x 10H, cuya curva característica se muestra en el Anexo 9. La bomba propuesta tiene una potencia de accionamiento de 8,2 kW y un rendimiento de 0,751. El ahorro de energía es de 4028,4 kWh/año, el ahorro económico de USD \$ 886,25; sin embargo, debido al alto costo del equipo (\$ 17500), el tiempo de retorno de la inversión es muy elevado (19,7 años), por lo cual, no se justifica el cambio.

También se analizó reemplazar la bomba del tanque TK-14, marca Imbil INI 40-160 por una bomba más pequeña, Modelo 40-125 de diámetro 132mm; sin embargo, el ahorro de energía es mínimo (916,2 kWh/año), por lo que el tiempo de retorno es demasiado alto para justificar su cambio.

## **5 CONCLUSIONES Y TRABAJOS FUTUROS**

El presente estudio ha permitido obtener costos y consumos específicos de la Planta de Tratamiento de Crudo Intemperizado de EP Petroecuador en base a la información proporcionada por personal técnico de la Planta. A continuación se presentan las conclusiones y trabajos futuros en cuatro bloques: Resultados de Contabilidad Energética, Diagnóstico Energético de la Planta, Oportunidades de Mejora y Trabajos Futuros.

### **5.1 CONTABILIDAD ENERGÉTICA DE LA PLANTA**

En la Tabla 37 se resumen los costos y consumos específicos por barril entregado que ha sido posible establecer en base a la contabilidad energética y de insumos de la Planta.

Se ha determinado que, para entregar un barril de crudo dentro de especificaciones para su transporte al oleoducto e incorporarse a la producción nacional se consumen 63,27 kWh de energía eléctrica y 831,83 kWh de energía química.

El costo energético del tratamiento del barril de crudo es de \$ 20,5; de los cuales \$ 5,3 corresponden a energía eléctrica y \$ 15,2 a energía química. Por lo tanto, el costo de la energía eléctrica y química representan el 26% y 74%, respectivamente.

Tabla 37. Consumo y costos específicos de energía e insumos por barril de crudo entregado

Requerimiento		Consumo	%/Energía (o Insumo)	Costo, \$		%/Energía (o Insumo)		% Total
Energía	Eléctrica, kWh	63,27	7,07	5,3	20,5	25,96	41,90	10,88
	Química, kWh	831,83	92,93	15,2		74,04		31,02
Insumos	Jet-A1, gal	13,46	70,67	15,7	28,4	55,25	58,10	32,10
	Químicos, gal	0,61	3,18	12,1		42,79		24,86
	Agua, barril	4,98	26,14	0,6		1,96		1,14
<b>Total</b>			<b>48,9</b>	<b>48,9</b>	<b>Total</b>	<b>100,00</b>	<b>98,86</b>	

El costo específico por insumos utilizados, como son: Jet-A1, productos químicos y agua, es USD \$ 28,4/barril de crudo entregado. Considerando los costos por energía química, eléctrica y por insumos, el costo del procesamiento de un barril de crudo es de \$ 48,90. Es decir que, el 58% del costo de tratamiento del barril de crudo corresponde a los insumos y el 41,9% al costo de energía. Esto marca la importancia en la optimización del Jet-A1, que es el de mayor consumo y costo.

## 5.2 DIAGNÓSTICO ENERGÉTICO DE LA PLANTA

El equipo de mayor consumo de energía eléctrica en la Planta es la bomba centrífuga que recircula el aceite térmico entre el calentador y los tanques TK-4 y TK-5 ya que dicho equipo consume el 35,93% del total de la Planta. Luego tienen consumos importantes el compresor estacionario de velocidad fija, que proporciona aire comprimido para diferentes usos de la Planta y la Centrífuga del Módulo A de Tratamiento Mecánico, cuyos porcentajes de consumo son 10,78 y 10,45%, respectivamente.

Debido a la falta de información suficiente, no ha sido posible calcular el rendimiento eléctrico de las bombas de desplazamiento positivo marca Nemo NE 50B ya que no se dispone de las curvas características que relacionen la potencia en el eje de la bomba con la velocidad de giro respectiva. En el caso del compresor estacionario Sullair, no fue posible obtener las curvas de desempeño, por lo cual, los cálculos fueron basados en un rendimiento isoentrópico de 85% a condiciones de plena carga.

De los tres calentadores existentes en la Planta, el principal consumidor de energía química proveniente del gas natural es el calentador de aceite, el cual consume el 71,15% del total. Los calentadores de crudo y agua consumen 19,53% y 9,32%, respectivamente.

El rendimiento del calentador de agua es 93,61%, mientras que en el calentador de aceite 72,28% y en el de crudo 57,5%; siendo éstos dos últimos muy bajos y susceptibles de mejora. Además existen considerables pérdidas de calor sensible a través de los humos en el calentador de crudo y en el calentador de aceite, ya que alcanzan valores de 42,48% y 27,72%, respectivamente.

Los coeficientes globales de transferencia de calor,  $U$ , son 85,33  $W/m^2/^\circ K$  para el calentador de aceite; 57,14  $W/m^2/^\circ K$  para el calentador de crudo y 201,44  $W/m^2/^\circ K$  para el calentador de agua.

## 5.3 OPORTUNIDADES DE MEJORA

En la Tabla 38 se muestra un resumen de todas las acciones de mejora presentadas para la Planta de Tratamiento de Crudo Intemperizado, el ahorro anual de energía eléctrica y química que se alcanzaría al implementarlas, la inversión necesaria y el tiempo de retorno de la inversión.

Tomando como criterio de viabilidad económica al tiempo de retorno de la inversión, se consideran viables desde el punto de vista económico las oportunidades de mejora que tienen hasta 5 años de tiempo de retorno de la inversión. Por lo cual, las oportunidades de mejora aplicables técnica y

económicamente se presentan en la Tabla 39, las cuales permitirían obtener una reducción de 7,2% de energía eléctrica y un 20,1% de energía química, con un importante ahorro económico de USD \$ 35659,9 al año. Esto reduciría el costo energético de procesamiento del barril de crudo tratado de USD \$ 48,9 a USD \$ 44,85.

Tabla 38. Ahorro de energía, ahorro económico y tiempo de retorno de inversión de propuestas de mejora para la Planta de Tratamiento de Crudo Intemperizado.

Proceso	Etapas	Oportunidad de Mejora	Inversión necesaria, \$	Ahorro energía eléctrica, kWh/año	% Ahorro energía eléctrica equipo	% Ahorro energía eléctrica Planta	Ahorro energía química, MWh/año	% Ahorro en. quím. gas natural Planta	Ahorro económico, \$/año	Tiempo de retorno de inversión, años
Tratamiento químico	Deshidratación de crudo	Cambio bomba de aceite	13465	28728	18,20	5,10	-	-	6320,2	2,1
		Cambio diseño calentador de aceite (80% caudal actual)	54394	-	-	-	1043	14,23	18931,0	2,9
Tratamiento mecánico módulo A	Almacenamiento	Cambio bomba sumidero 3	2950	140	17,79	0,02	-	-	30,9	95,5
	Centrifugación	Cambio bomba tanque TK-17	7138	11880	51,7	2,1	-	-	2613,6	2,7
		Cambio diseño calentador de crudo (61% caudal actual)	38640	-	-	-	430	5,86	7795,1	5,0
		Cambio a compresor VSD	20173	11838	25,0	2,10	-	-	2604,4	7,7
Tratamiento de agua	Recepción	Cambio bomba tanque TK-15	15900	4431	28,1	0,79	-	-	974,9	16,3
	Coagulación	Cambio bomba tanque TK-21	17500	4028	52,6	0,72	-	-	886,2	19,7
Total			170159	61046	Total	10,85	1473	20,09	40156,3	

Tabla 39. Oportunidades de mejora aplicables en Planta de Recuperación de Crudo

Proceso	Etapas	Oportunidad de Mejora	Inversión necesaria, \$	Ahorro energía eléctrica, kWh/año	% Ahorro energía eléctrica Planta	Ahorro energía química, MWh/año	% Ahorro en. quím. gas natural Planta	Ahorro económico, \$/año	Tiempo de retorno de inversión, años
Tratamiento químico	Deshidratación de crudo	Cambio bomba de aceite	13465	28728	5,1	-	-	6320,2	2,1
		Cambio diseño calentador de aceite (80% caudal actual)	54394	-	-	1043	14,2	18931,0	2,9
Tratamiento mecánico Módulo A	Centrifugación	Cambio bomba tanque TK-17	7138	11880	2,1	-	-	2613,6	2,7
		Cambio diseño calentador de crudo (61% caudal actual)	38640	-	-	430	5,9	7795,1	5,0
<b>TOTAL PLANTA</b>			<b>113637</b>	<b>40608</b>	<b>7,2</b>	<b>1473</b>	<b>20,1</b>	<b>35659,9</b>	<b>--</b>

Como se observa en la Tabla 39, la principal oportunidad de mejora para reducir el consumo de energía eléctrica es el cambio de la bomba de aceite térmico, ya que solamente ejecutando este cambio, el ahorro de energía sería de 5,1% de la energía eléctrica consumida por la Planta actualmente. Luego, el cambio de la bomba del tanque TK-17 permite ahorrar el 2,1% del consumo actual de energía eléctrica.

Respecto a la energía química, el ahorro obtenido con las propuestas es importante, ya que alcanza el 20,1% del consumo actual de la Planta, siendo el más importante el cambio de diseño del calentador de aceite, lo cual permitiría ahorrar el 14,2%.

Complementariamente con el cambio de los quemadores, se recomienda la instalación de medidores de caudal de gas natural en la entrada de los calentadores, la construcción del puerto de muestreo en el calentador de aceite y realizar mediciones periódicas de gases de chimenea a fin de establecer períodos adecuados de mantenimiento y limpieza, así como también verificar cómo se desarrolla la combustión en estos equipos. de los calentadores.

#### 5.4 TRABAJOS FUTUROS

En la Planta de Tratamiento de Crudo Intemperizado no se ha realizado antes ningún estudio energético; de ahí que, el diagnóstico realizado en este trabajo, será el punto de partida para la ejecución de posteriores estudios de optimización que contemplen temas específicos como la mejora

de los procesos de deshidratación de crudo y tratamiento mecánico, lo cual permitirá la reducción del consumo de energía eléctrica de las centrífugas y decantadoras, así como también el consumo de insumos como JP-1, agua y productos químicos.

Otro estudio de interés es el diagnóstico y optimización de la energía consumida en servicios auxiliares como iluminación, climatización de oficinas, campamento y bodegas, que no se ha desarrollado en este trabajo debido a las limitaciones de la información necesaria para realizarlo. Este último estudio toma importancia, sobre todo considerando que actualmente representa el 22% del consumo actual de energía eléctrica de la Planta.

Para la construcción de los calentadores de aceite y crudo propuestos, se debe realizar el diseño mecánico correspondiente en base al diseño térmico realizado en el presente estudio.

Es necesario realizar un estudio hidráulico y de diseño del sistema de recirculación de agua tratada, que permita independizarlo del tanque de abastecimiento del sistema contra incendios; reduciendo así, el consumo de agua.

## BIBLIOGRAFÍA

- Arnold K., Stewart M.; Surface Production Operation Vol. 1; 2º Edition; Houston; 1989.
- Asociación para la Investigación y Diagnóstico de la Energía, AEDIE; Manual de Auditorías Energéticas; Primera edición; 2003.
- Borrás Brucart E.; Gas Natural: Características, Distribución y Aplicaciones Industriales; Editoriales Técnicos Asociados; Barcelona; 1987.
- Cadem; Manual de Eficiencia Energética Térmica en la Industria; Grupo EVE; 1993.
- Calor y Frío Industrial; Universidad de Valladolid; 2008.
- Freire Franklin; Técnicas de remediación ambiental de suelos contaminados con hidrocarburos en el área de influencia de operaciones de Petroproducción del Nororiente Ecuatoriano de la piscina Shushufindi 17-1 (Pepda); 2008.
- Incropera, Frank – Dewitt, David; Fundamentos de Transferencia de Calor; Prentice Hall; 4ª Edición, México; 1999.
- Kays William, London A.; Compact Heat Exchangers; 3th Edition; Mc Graw Hill Book Company; 1984.
- Martínez Marcías; Diseño conceptual de separadores; Ingenieros y Consultores; SRL; Maracaibo; 2005.
- Paguay Patricio; Diseño de un Intercambiador de Calor para el Sistema de Calentamiento de Agua de los Tanques de Lavado de Petroproducción
- Sancho & Miró & Gallardo; Gestión de la Energía; Editorial Universidad Politécnica de Valencia; 2006.
- Tubular Exchanger Manufacturers Association; Standard of the Tubular Exchanger Manufacturers Association; 9º Edition; New York; 2007.
- [http://www.atisae.com/opencms/opencms/sectores/energia/3-\\_Ficha\\_comerc\\_E\\_E\\_Industria.pdf](http://www.atisae.com/opencms/opencms/sectores/energia/3-_Ficha_comerc_E_E_Industria.pdf)
- [http://www.youtube.com/watch?v=48VjsxN\\_GqI](http://www.youtube.com/watch?v=48VjsxN_GqI)
- <http://es.scribd.com/doc/59394617/reglamento1215-RAOHE>
- [http://www.ecuadorinmediato.com/Noticias/news\\_user\\_view/industria\\_ecuatoriana\\_tendra\\_sistema\\_especial\\_de\\_ahorro\\_energetico--133328](http://www.ecuadorinmediato.com/Noticias/news_user_view/industria_ecuatoriana_tendra_sistema_especial_de_ahorro_energetico--133328), 5 septiembre 2010.
- [http://www.elnuevoempresario.com/noticia\\_4713\\_matriz-energetica-del-ecuador-al-2020-.php](http://www.elnuevoempresario.com/noticia_4713_matriz-energetica-del-ecuador-al-2020-.php)

- <http://blogpnd.senplades.gob.ec/?p=3322>
- <http://www.hoy.com.ec/noticias-ecuador/gobierno-ecuatoriano-presentara-proyectos-de-cambios-en-matriz-energetica-394338.html>
- [http://radioprivavera.com.ec/index.php?option=com\\_content&view=article&id=1009:en-2011-ecuador-impulsara-8-proyectos-hidroelectricos-para-cambiar-matriz-energetica&catid=31:primavera-noticias&Itemid=27](http://radioprivavera.com.ec/index.php?option=com_content&view=article&id=1009:en-2011-ecuador-impulsara-8-proyectos-hidroelectricos-para-cambiar-matriz-energetica&catid=31:primavera-noticias&Itemid=27)
- <http://www.slideshare.net/williansorlando/auditoria-energetica-1895789>
- [http://www.meer.gov.ec/index.php?option=com\\_content&view=article&id=64%3Asubsecretaria-eficiencia-energetica&catid=25&Itemid=71](http://www.meer.gov.ec/index.php?option=com_content&view=article&id=64%3Asubsecretaria-eficiencia-energetica&catid=25&Itemid=71)
- <http://einstein.sourceforge.net/>
- <http://www.desmi.com/oil-spill-response-%285%29.aspx>
- <http://pdf.directindustry.es/pdf/flottweg-28713.html>
- <http://www.flottweg.de/cms/upload/downloads/espanol/endversion.pdf>
- [http://local.alfalaval.com/en-us/key-technologies/separation/separators/dafrecovery/Documents/Alfa\\_Laval\\_disc\\_stack\\_centrifuge\\_technology.pdf](http://local.alfalaval.com/en-us/key-technologies/separation/separators/dafrecovery/Documents/Alfa_Laval_disc_stack_centrifuge_technology.pdf)
- <http://www.netzsch-pumpen.de/en/downloads/brochures/>
- <http://www.netzsch.com.br/website/es/produtos.info.php?show=106>
- <http://www.directindustry.es/prod/viking-pump/bombas-de-engranajes-internos-para-liquidos-viscoso-22350-59662.html>
- <http://es.scribd.com/doc/63938033/Manual-Seleccion-Bombas-Desplazamiento-Positivo-UIS-2011>
- <http://www.vikingpump.com/pumpselector/selectValues.aspx>
- <http://www.tkl.com.au/common/pdf/Durco%20M3%20ANSI%20ps-10-13-e1.pdf>
- <http://www.mp-gps.com/pdf/TechSpecs/MPGPS/pH-DataPak.pdf>
- [http://capsicum.me.utexas.edu/ChE354/files/Goulds\\_3196/3196\\_curves.html](http://capsicum.me.utexas.edu/ChE354/files/Goulds_3196/3196_curves.html)
- <http://ce.imbil.com.br/executar.html?idlinha=13&idmodelo=11>
- [http://www.ksb.com/ksb-en/Products\\_and\\_Services/waste-water/](http://www.ksb.com/ksb-en/Products_and_Services/waste-water/)
- <http://www.sullairargentina.com/wp-content/uploads/2010/05/Listado-de-Compresores-de-aire-Estacionarios.pdf>
- [http://flowserve.com/es\\_ES/Applications/FlowSelex-Portal-Pump-Selection-Tool](http://flowserve.com/es_ES/Applications/FlowSelex-Portal-Pump-Selection-Tool)
- <http://www.pumpfundamentals.com/downloads-free.htm#download7>
- <http://www.directindustry.es/fabricante-industrial/quemador-gas-73473.html>
- G. Okkes en Hydrocarbon Processing, de Julio de 1987 (pág. 53-55), <http://www.hrsdesign.com/dewpnt2.htm>



## ANEXOS

**ANEXO 1**  
**MATRIZ ENERGÉTICA DEL ECUADOR**

## MATRIZ ENERGÉTICA DEL ECUADOR

En la Matriz Energética se aborda el balance energético que contabiliza el flujo de energía entre las diferentes etapas de la cadena energética, así como también, los mecanismos por los cuales la energía se transforma y las relaciones de equilibrio entre la demanda y la oferta.

Este balance permite evaluar la dinámica del sector, en concordancia con la situación económica del país; cuantifica el potencial exportador y los requerimientos de importación del Estado y revela su grado de dependencia energética. Finalmente, sirve de base para el análisis de impacto ambiental del desarrollo de las actividades energéticas.

El Ministerio de Electricidad y Energía Renovable del Ecuador, tiene por primera vez en la historia, el Proyecto Matriz Energética, el cual está compuesto por una serie de estadísticas sobre la realidad actual de los sistemas energéticos así como sus tendencias futuras al año 2020.

La Matriz Energética es una planificación estratégica desarrollada por la Cartera de Electricidad que tiene como objetivo primordial la transformación de la actual matriz energética del Ecuador a un modelo donde la hidroelectricidad llegue a representar más del 80% del total de energía disponible a nivel nacional, disminuyendo el uso de combustibles fósiles.

Los resultados esperados del proyecto contemplan que la participación del petróleo en la oferta energética se reduzca en 10 puntos porcentuales, de 92% a 82%, en favor de las fuentes de energía renovable, que se incrementarán de 9 a 24 millones de BEP. La producción de electricidad se duplicará de 13,3 a 26,4 miles de GWh.

El balance comercial energético subirá en este caso a más de USD 5.000 millones, en razón de que ya no se exportaría petróleo crudo sino que, luego de satisfacer la demanda interna, se vendería derivados del petróleo por alrededor de 86 millones de BEP.

La generación de energía eléctrica pasaría de un 43% de hidroelectricidad a un escenario futuro de 80%, que estaría complementado por un 10% de energía renovable.

De este modo, quedará atrás la actual matriz energética del Ecuador, que al momento reafirma la característica de nuestro país como exportador de bienes primarios de bajo valor agregado e importador de bienes industrializados. En efecto, la contabilidad energética muestra que la producción nacional, que constituye el 90% de la oferta energética total, está concentrada en un 96% en petróleo crudo y gas natural, quedando las energías renovables (hidroelectricidad y biomasa) relegadas a un 4% de la producción nacional. En contrapartida, el segundo componente de la oferta energética, las importaciones –que son el 10% restante de la oferta–, corresponden en más del 90% a derivados de petróleo (GLP, diesel, nafta de alto octano y otros), además, dependiendo de las circunstancias se importa electricidad y otros productos no energéticos como lubricantes.

En la demanda energética, las exportaciones son el principal componente (64% del total), en tanto que la demanda doméstica apenas alcanza el 28% del total, y el 8% restante corresponde a pérdidas por transformación. Ahora bien, el 90% de las exportaciones son de petróleo crudo, el 9% restante de derivados de bajo valor agregado (fuel oil principalmente) y el resto (1%) corresponden a aceites de origen vegetal. La demanda doméstica se compone principalmente de derivados de petróleo (79%), electricidad (13%), biomasa -leña, bagazo y otros (5%), y productos no energéticos como carburantes y otros (2%). Desde una perspectiva sectorial la demanda doméstica se concentra en los sectores transporte (52%), industria (21%) y residencial (19%), el resto (8%) corresponde a los sectores: comercial y servicios (4%), y otros sectores de la economía (4%).

El cambio de la matriz energética tiene varios componentes:

- La participación de las energías renovables debe incrementarse en la producción nacional, para lo cual, los proyectos hidroeléctricos del Plan Maestro de Electrificación deben ejecutarse sin dilación; y, adicionalmente, debe impulsarse proyectos de utilización de otras energías renovables: geotermia, biomasa, eólica y solar.

- Las importaciones de derivados de petróleo deben reducirse al mínimo posible, lo que se puede lograr sólo a través de la construcción de la Refinería del Pacífico, que permitirá garantizar la provisión de productos derivados de petróleo para el consumo doméstico y generar excedentes.
- El petróleo crudo es, de acuerdo a varios tipos de análisis, un bien de bajo valor agregado, por lo que una alternativa a la actual exportación es la utilización del crudo como un insumo en la nueva refinería, lo que permitirá cambiar el perfil actual a exportaciones de derivados de petróleo con productos de valor agregado más alto.
- Siendo el sector de transporte el principal consumidor de energía, se vuelve imprescindible trabajar sobre este sector, buscando la eficacia y eficiencia del sistema. El transporte además tiene serias implicaciones ambientales en ciudades en las cuales el alto volumen de tráfico genera problemas de embotellamientos y contaminación ambiental.
- Las pérdidas de transformación reúnen tanto a las pérdidas por transformación de energía propiamente dicha (por ejemplo, cuando se genera electricidad quemando diesel en una central térmica), cuanto a las pérdidas en la distribución de energía (por ejemplo, por evaporación de combustibles en el transporte). En el primer caso, las pérdidas por transformación de energía, no sólo son consecuencia de la ley física que dice que los procesos de conversión de energía nunca son eficientes en un 100%, sino que son el resultado de ineficiencias que pueden ser evitadas. La reducción de pérdidas por transformación es una tarea permanente que requiere el análisis técnico respectivo para tomar las acciones necesarias para minimizar al máximo permitido por las leyes de la física; las pérdidas en distribución de energía también son, a menudo, susceptibles de ser reducidas con las adecuadas medidas técnicas.
- Los planes y programas para el uso eficiente de la energía deben centrarse fundamentalmente en los sectores industrial y residencial. El sector estatal debe ser ejemplo en el consumo energético eficiente y responsable.
- En relación a ciudadanos y ciudadanas, es necesario generar la conciencia del ahorro energético consistente con un consumo sustentable. El programa de sustitución de cocinas a gas (GLP) por cocinas de inducción deberá ejecutarse tan pronto como exista la factibilidad de la generación eléctrica para este plan. Los ahorros energéticos vienen emparejados con la disminución de contaminantes y con la reducción en el impacto en el cambio climático.

El cambio de la matriz energética es un esfuerzo de largo plazo, la actual matriz responde a una situación estructural que para ser modificada requiere: por una parte la construcción de la infraestructura necesaria para posibilitar el cambio, a través de proyectos estratégicos cuyo estudio, diseño y construcción requieren de plazos de varios años; por otra parte, presupone el cambio estructural de la economía, la transformación del modelo de especialización, el pasar de una economía primaria exportadora a una economía productora de bienes industriales de alto valor agregado y una economía pos petrolera. Adicionalmente, las inversiones necesarias para cambiar la matriz energética requieren de cuantiosos recursos, sin embargo, la dilación en las inversiones solo traen enormes pérdidas económicas e impactos ambientales altamente negativos que se prolongan mientras éstas no se realicen.

Desde la óptica de la planificación, el período 2009-2013 es el más importante pues corresponde a la fase de implantación de los cimientos para el desarrollo de los grandes proyectos necesarios para reorientar al sistema energético nacional hacia un sistema eficaz, eficiente y amigable con el medio ambiente; este periodo es el de realización de estudios, análisis de factibilidad, evaluación de alternativas, ingeniería de detalle, definición del financiamiento, etc.

Adicionalmente, en el corto plazo, aquellos proyectos orientados al cambio de la matriz energética que ya han iniciado deben continuar desarrollándose al igual que proyectos de pequeña envergadura que son factibles de ejecutar, tales como el programa de sustitución de focos incandescentes por

focos ahorradores; la importación de electrodomésticos eficientes energéticamente penalizando fuertemente a aquellos que sean de consumo ineficiente; con el desarrollo de proyectos de biocombustibles (de segunda y tercera generación) que no aumenten la frontera agrícola, es decir, en zonas degradadas o semidesérticas, cuidando sobre todo, no poner en riesgo la soberanía alimentaria; la producción de biocombustibles a partir de biomasa de desecho podría ser una alternativa importante. En las ciudades, será importante auspiciar proyectos de tratamiento integral de desechos, orientados al reciclaje y a la generación de abonos orgánicos y energía. La exploración del gas en la costa ecuatoriana debe continuar así como los proyectos de aprovechamiento del gas natural del Golfo de Guayaquil.

Finalmente, la soberanía integral contempla también la soberanía energética, por lo que es importante desarrollar las capacidades productivas que nos permitan el autoabastecimiento energético, en particular, de electricidad. Una vez alcanzado este objetivo, la interconexión con los países vecinos puede servir para impulsar procesos de reducción del precio de generación, mediante la optimización del despacho de energía eléctrica.

Para el cumplimiento del objetivo del gobierno ecuatoriano, en lo referente a la modificación de la matriz energética; en el 2011, el Estado Ecuatoriano inició proyectos hidroeléctricos para reducir la dependencia de energía térmica impulsando la generación hidroeléctrica. La inversión en este sector permitirá tener más energía para cubrir la demanda actual que se cubre con la generación térmica.

Dentro de la Proforma presupuestaria para el 2011, aprobada por la Asamblea Nacional, se destinó 1.219 millones de dólares para los sectores estratégicos. De esto, se destinaron 370 millones de dólares para el proyecto Coca Codo Sinclair, el proyecto Sopladora, 88 millones de dólares; y el Multipropósito Baba, 51 millones de dólares.

El Proyecto Hidroeléctrico Coca Codo Sinclair, es uno de los más importantes para el país con una potencia instalada de 1.500 MW y una producción de energía de 8.600 GWh/año, que se constituye como uno de los recursos de energía renovable más importantes para el país.

En tanto, Sopladora cuenta con estudios de factibilidad en los cuales se establece una potencia de 312,6 MW y una producción anual media de 2417 GWh/año. El proyecto se encuentra ubicado en el Río Paute, ubicado en la provincia de Azuay.

Entre los beneficios de la hidroeléctrica está la reducción del costo marginal promedio de generación en el país, la reducción de las emisiones de carbono en un valor de un millón ochocientas mil toneladas, lo que contribuiría a detener el proceso del calentamiento global.

En el 2011 también se avanzó en el proyecto de generación termoeléctrica Esmeraldas II, que funcionará con Fuel Oil que produce la Refinería de Esmeraldas, con una inversión de 91,77 millones de dólares. Este proyecto generará 144 MW.

Para proyectos del Fondo de Electrificación Rural y Urbano Marginal, Ferum, se han destinado 100 millones de dólares y para la expansión y mejora de los sistemas de distribución eléctrica, 70 millones de dólares.

Dentro de los proyectos de sectores estratégicos también se incluye el manejo y aprovechamiento racional del agua (82,30 millones de dólares) como el Trasvase Chongón – San Vicente, Cerro Azul, Poza Honda, y la presa Gilces – Portoviejo.

#### **Los proyectos ya realizados comprenden:**

- Normalización refrigeradoras; Normalización focos ahorradores.
- Auditorias energéticas en Edificios Públicos y Hospitales
- Auditorias Energéticas en el Sector Industrial y Hotelero
- Campaña de promoción de proyectos de Energía Eficiente (idónea para cada proyecto)
- Diseño de la Currícula Educativa de Energía
- Capacitación profesional en Gestión Energética

Otros proyectos en ejecución relacionados:

- Plan Nacional de Eficiencia Energética
- Ley de fomento de la eficiencia energética
- Proyecto de Ley de Biocombustibles
- Estudios de prefactibilidad de 14 mini centrales hidroeléctricas (convenio con universidades)
- Estudios de prefactibilidad con organismos seccionales a nivel nacional
- Estudios de factibilidad de minicentrales hidroeléctricas.
- Censo industrial del sector textil y plásticos
- Estudio de factibilidad para el aprovechamiento de residuos agrícolas, agroindustriales y pecuarios para la obtención de biogas para la generación de energía eléctrica y térmica.
- Estudio de factibilidad para la combustión de cascarilla de arroz para la obtención de energía térmica o eléctrica•.
- Programa de Eficiencia Energética en Edificios Públicos
- Proyecto de Eficiencia Energética en el Sector Industrial
- Focos Ahorradores
- Proyecto hidroeléctrico Chorrillos
- Construcción de proyecto hidroeléctrico Mira
- Proyecto eólico Santa Cruz Baltra
- Convenio de transferencia de conocimiento con el Gobierno Alemán: DED
- Campaña de promoción de proyectos EE (idonea para cada proyecto)
- Validación de la Currícula Educativa de Energía

La Subsecretaría de Energía Renovable y Eficiencia Energética, es la autoridad rectora de la gestión energética eficiente y del desarrollo de las energía renovable en el territorio ecuatoriano, y como tal, determina, políticas, estrategias y directrices energéticas basadas en la sostenibilidad, seguridad y la diversificación; y fomenta el levantamiento de información, generación de conocimiento; y la aplicación de tecnologías eficientes y amigables con el medio ambiente, para mitigar los efectos del cambio climático y apuntalar hacia un desarrollo económico sostenible.

En el 2010, la ciudadanía y las entidades públicas, privadas, nacionales y extranjeras reconocieron a la Subsecretaría de Energías Renovable y Eficiencia Energética como pionero en impulsar y promover la Eficiencia Energética, los Biocombustibles, las Energías Renovables y como referente institucional por su gestión transparente y participativa.

**ANEXO 2**  
**FORMULARIO DE AUDITORÍA ENERGÉTICA**

## 1. GENERALIDADES

### 1.1 IDENTIFICACIÓN DE LA EMPRESA

Actividad principal de la empresa:

Capital social	No conocido	dólares
Facturación anual	No aplica	dólares
Número de empleados	55	
Repercusión coste energía en coste total	No conocido	%
Grado ocupación capacidad productiva	70	%
Horario trabajo de la Planta	1 turno	7h00 - 19h00
	2 turno	19h00-07h00
	3 turno	

### 1.2 DATOS DE PRODUCCIÓN (al año 2011)

Principales Materias Primas	Cantidad/año	Unidad
Crudo intemperizado de piscinas	49762,3	barriles

Principales Productos	Cantidad/año	Unidad
Crudo con BSW < 1%	8896,4	barriles
Agua tratada (subproducto)	85194,7	barriles

Consumos Específicos	Eléctrico	Térmico	Global
	Kwh /Ud	kWh/Ud	kW/Ud
Fluidización y pretratamiento químico	0,903	0,00087	0,903
Tratamiento químico	18,565	586,287	604,851
Tratamiento mecánico módulo A	18,596	237,763	256,359
Tratamiento mecánico módulo B	7,715	0	7,715
Tratamiento de agua	3,602	0	3,602

Ud = barril de petróleo entregado

### 1.3 GESTIÓN ENERGÉTICA

	si	no
¿Existe un responsable energético en la empresa?	x	
¿Existe un procedimiento de contabilidad energética?		x

### 1.4 AUDITORÍAS / PLANES ENERGÉTICOS

	si	no
¿Se han realizado anteriormente?		x

Describanse sucintamente las actuaciones emprendidas a raíz de auditoría / plan energético

--

	si	no
Ahorro energético derivado de las actuaciones		x
Plan de ahorro desarrollado por la propia empresa		x

Situación del plan	Fase inicial	
	Desarrollo	
	Concluido	

Calificación de los Cambios detectados	Energía Funcionamiento fábrica	
	Indiferente	
	Positivo	
	Negativo	

	si	no
¿Existen contadores de energía para sectores principales?		x
¿Existe un control centralizado por ordenador?		x

### 1.5 DATOS RELEVANTES

¿Número de motores < de 75 Kw?	39	Potencia	varias
¿Número de motores > de 75 Kw?	0	Potencia	

## 2. APROVISIONAMIENTO DE ENERGIA

### 2.1 ENERGÍA ELÉCTRICA

	Baja Tensión	Alta Tensión	Unidad
Tensión suministro	220/480	13800	V.
¿Se conoce la curva de carga?	si	no	
Contrato con comercializador (Celec)	x	x	
Consumo a Tarifa con un Distribuidor		x	
Tarifa aplicable	no aplica		
Potencia Contratada	2 MW rodante		
Modalidad Facturación Potencia	no aplica		
Facturación Reactiva por contador	no aplica		
Tipo discriminación horaria	no aplica		
Información adicional	Central de generación con grupos electrógenos en fase de pruebas		
	La energía eléctrica se recibe actualmente de la Red del sistema interconectado CELEC		

	si	no
Autoproducción y/o cogeneración	x	
¿Se ha analizado la implantación de un sistema?	x	
¿Hay alguno implantado?		
En su caso, indicar el tipo(motor, turbina, etc.)	Generador Caterpillar Modelo 3512, No. Serie G3T00142 de 1,2 MW de capacidad	

Cantidad generada anualmente	solo en casos de emergencia	Kwh
Consumida en la propia planta	100	%
Vendida al exterior	0	%

### 2.2 COMBUSTIBLES

	si	no
Tipo de combustible consumido		
Gas Natural		x
GLP		x
Fuelóleo		x
Diesel	x	
Carbón		x
Residuales	x	
Describir el número y tipo de materia residual	residuos sólidos: ninguno	

### 2.3 ENERGÍAS RENOVABLES

	si	no
¿Existen paneles solares térmicos?		x
¿Existen paneles solares fotovoltaicos?		x

### 3. CONSUMOS Y VENTAS DE ENERGÍA

#### 3.1 CONSUMO Y VENTA DE ENERGÍA ELÉCTRICA

Comprada a Celec	140717,00	Kwh/año	en año 2011
Autoproducida	422151,00	Kwh/año	
Vendida	0	Kwh/año	
Consumida	562868	Kwh	
Consumo total	562868		

#### 3.2 CONSUMO DE COMBUSTIBLES

Consumo de combustibles (excepto el destinado a producir energía)

Gas Natural	593953,55	m <sup>3</sup> /año	0	te
GLP	0	t/año	0	
Fuelóleo	0	t/año	0	
Diesel	6479,92	litros/año	5,55	
Carbón	0	t/año	0	
Residuales	0	t/año	0	
Consumo total	5,55	te		

Consumo de combustibles (solamente el destinado a producir energía)

Gas Natural	0	m <sup>3</sup> /año	0	te
GLP	0	t/año	0	
Fuelóleo	0	t/año	0	
Diesel	218363,08	litros/año	194,40	
Carbón	0	t/año	0	
Residuales	0	t/año	0	
Consumo total	194,40	te		

Consumo de combustibles total

Gas Natural	593953,55	m <sup>3</sup> /año	0,00	te
GLP	0	t/año	0	
Fuelóleo	0	t/año	0	
Diesel	224843,00	litros/año	199,94	
Carbón	0	t/año	0	
Residuales	0	t/año	0	
Consumo total	199,94	te		

## 4 COSTOS DE ENERGÍA E INGRESOS POR VENTA DE ENERGÍA

### 4.1 COSTE DE ENERGÍA ELÉCTRICA

Costo energía eléctrica comprada (Celec)	0,084	\$/KWh
Costo energía eléctrica autogenerada	0,22	\$/KWh

### 4.2 COSTO DE COMBUSTIBLES

Costo de combustibles (excepto el destinado a producir energía eléctrica y postcombustión)

Gas Natural	210,91	\$/te
GLP	0	
Fuelóleo	0	
Diesel	328,9	
Carbón	0	
Residuales	0	

Costo de combustibles (solamente el destinado a producir energía eléctrica)

Gas Natural	0	\$/te
GLP	0	
Fuelóleo	0	
Diesel	328,86	
Carbón	0	
Residuales	0	

Costo de combustibles para postcombustión

Gas Natural	0	\$/te
GLP	0	
Fuelóleo	0	
Gasóleo C	0	
Carbón	0	
Residuales	0	

### 4.3 COSTE ENERGÉTICO TOTAL

Coste de la compra de energía eléctrica	11820,23	\$/año
Coste de combustibles*	1823,91	\$/año
Coste de energía autoproducida	92873,22	\$/año
<b>COSTE TOTAL ENERGÍA</b>	<b>106517,35</b>	<b>\$/año</b>

\* incluye gas natural y diesel para proceso

## **5. PROCESO Y SERVICIOS**

En la planta se generan aproximadamente 176467 kg de sólidos que actualmente son depositados en piscinas de recolección para su tratamiento respectivo.

Los desechos sólidos contaminados con hidrocarburo, tales como guantes, paños absorbentes, así como residuos no contaminados como plástico y papel son entregados semanalmente a un gestor calificado por el Ministerio de Ambiente. El total de desechos sólidos generados asciende aproximadamente a 80kg.

## **6. MEJORES PRÁCTICAS ENERGÉTICAS**

### **6.1 PROCESO**

Implementación de una central de generación que consta de un generador 3512 con Unidad de Transferencia para conexión y desconexión automática del sistema de generación, central de energía continua, sensores de protección y de control PT y CT, módulos disyuntores para protección, sistemas de detección de humos y de llama, equipo de lucha contra incendios, sistema HMI para monitoreo de parámetros eléctricos, un panel de alarma, dos unidades de transformación de 520 KVA 13800/220, transformador de 500 KVA 13800/480, tanques de almacenamiento de combustible, sistema para rayos y un puerto de descarga de combustible de 1,2 MW de capacidad para autoabastecimiento de energía.

Aislamiento de tuberías de entrada y salida de calentadores de crudo y aceite lo que ha reducido considerablemente las pérdidas de calor al ambiente.

Implementación de un scrubber y contador de gas natural a fin de reducir la humedad del gas que ingresa a la planta

Se ha instalado una central de inyección de químicos con bombas individuales para cada producto, que inyecta el químico directo a la línea de flujo o tanque. Además se ha instalado un sistema de sensores de nivel visualizables y se ha realizado un mantenimiento correctivo de todo el módulo A

**ANEXO 3**  
**INFORMES DE ENSAYO DE GASES DE CHIMENEA**





























**ANEXO 4**

**CARACTERÍSTICAS DE EQUIPOS DE PROCESO DE  
FLUIDIZACIÓN Y PRETRATAMIENTO QUÍMICO**

## CARACTERÍSTICAS DE EQUIPOS DE PROCESO DE FLUIDIZACIÓN Y PRETRATAMIENTO QUÍMICO

### SKIMMERS (DESNATADORES)

Son equipos portátiles utilizados para recuperar crudo en cuerpos de agua, los equipos disponibles en la Planta de Tratamiento y Recuperación de Crudo Intemperizado son de Marca DESMI, modelos MINI-MAX y TERMITE.

#### SKIMMER Modelo Minimax

La cabeza desnatadora del Skimmer MINI-MAX puede conectarse a cualquier bomba de succión autocebante. La capacidad y viscosidad son determinados por la bomba de succión o sistema de vacío conectado al desnatador. Puede succionar sólidos de hasta 2 pulgadas de diámetro que pasan directamente al tanque de vacío (si se retira la rejilla de basura); por lo cual, es ideal para el uso en ríos y pantanos donde existen altas cantidades de hierba, restos de madera y vegetales en el crudo. Puede acoplarse directamente a un camión de vacío u otra bomba de succión. Es ideal para desnatar una amplia gama de productos, siempre y cuando floten y fluyan en el agua. El equipo incluye una bomba de diafragma a diesel de succión de 3 plg. en aluminio.

En el Gráfico 1 se muestra el Desnatorador DESMI con su respectiva bomba autocebante y en el Gráfico 2 se presenta un esquema del funcionamiento de la bomba en un cuerpo de agua.



Gráfico 1. Desnatorador DESMI

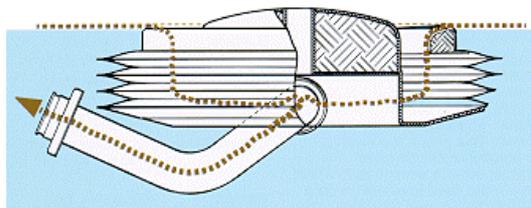


Gráfico 2. Esquema de funcionamiento

#### SKIMMER Modelo Termite



Gráfico 3. Skimmer Modelo Termite

El modelo Termite se basa en un diseño de tornillo de Arquímedes vertical que permite manejar mezclas de fluidos sumamente viscosos y agua sin pérdida de presión de descarga o emulsificación del crudo y el agua. Cuenta con una bomba DOP-160 (presión de descarga de 10 bar), puede desnatar y transferir muchos tipos de crudo y funcionar eficientemente en sistemas abiertos, aguas estancadas y de puerto. Utiliza un sistema de alta flotabilidad con un borde de presa flexible, que permite viajes verticales de hasta 6 pulgadas, la altura de presa se ajusta automáticamente para obtener el caudal de descarga de la bomba, lo cual asegura una alta eficacia de recuperación (80%) en todos los caudales.

En la Tabla 1 se presentan las especificaciones técnicas de los dos modelos de desnatador utilizados en la Planta.

Tabla 1. Especificaciones técnicas de Desnatadores Minimax 60 y Termite

Parámetro	Desnatador MINIMAX 60	Desnatador TERMITE
Capacidad nominal	30 a 50 m <sup>3</sup> /h (135 a 220 gpm) <sup>1</sup>	Mayor a 50 m <sup>3</sup> /h (220 gpm) <sup>1</sup>
Diámetro entrada autoajustable	0,6 m (24 plg)	0,72 m (28 plg)
Altura sumergida en operación	0.3 m (12 plg)	0.35 m (14 plg)
Tamaño máximo de sólidos	2 plg	No definido
Conexión de succión	3 plg	3 plg.
Peso	22 kg (48 lb)	95 kg (210 lb)
Dimensiones	0.8 m diámetro x 0.33 m	1.74 x 1.56 x 0.7 m

<sup>1</sup> depende de la capacidad de la bomba o capacidad de vacío

## COMPRESORES PORTÁTILES

Este compresor se utiliza en las piscinas de lavado para inyectar aire comprimido que facilite la remoción de sólidos del fluido que ingresará a la planta, así como también, favorece la mezcla de productos químicos usados en este proceso.

### COMPRESOR PORTÁTIL Kaeser Mobilair M-50



Gráfico 4. Compresor portátil Kaeser Mobilair M-50

Es un compresor de estructura robusta, tiene perfil sigma, funciona de forma segura entre -10 y 50°C, Gráfico 4. Tiene acople directo a un motor diesel de 4 tiempos refrigerado por agua y una bomba de combustible eléctrica de gasóleo, el depósito de combustible de 80 litros permite trabajar por algo más de un día en forma continua. Dispone de filtros de aire separados para motor y compresor. El manejo de la unidad se realiza a través de un solo interruptor ON/OFF. Las especificaciones técnicas se presentan en la Tabla 2.

Tabla 2. Especificaciones técnicas Compresor Portátil Kaeser Mobilair M-50

Compresor		Motor diesel 4 cilindros (refrigerado por agua)					Unidad			
Flujo volumétrico	Sobrepr. de servicio	Marca	Modelo	Potencia Nominal del motor	Revol plena carga	Revol Marcha vacío	Depósito comb.	Peso En servicio	Nivel pot. acústica	Potencia acústica
m <sup>3</sup> /min	bar			kW	rpm	rpm		l.	kg	dB (A) <sup>1</sup>
5,0	7	Kubota	V-1505-T	32,5	3000	2200	90	735	< 98	69

<sup>1</sup> Según la directriz 2000/14/CEE, nivel sonoro garantizado

<sup>2</sup> Medición de nivel sonoro acorde a ISO 3744 (r=10m)

## BOMBAS AUTOCEBANTES

Las bombas autocebantes portátiles a diesel se emplean en las tareas de recuperación de crudo de piscinas, las cuales tienen una elevada cantidad de sólidos, residuos vegetales y agua. Este tipo de bombas permiten bombear el fluido hasta la piscina de recepción de la Planta y desde ésta al tanque de tamizado TZ-1. Las bombas existentes en la Planta son de Marca Selwood Gama Seltorque Modelo S-150 y Selwood Modelo PD-75.

### BOMBA Selwood S-150

Esta bomba tiene un sistema automático de cebado de aire Selprime, combinado con una junta mecánica sumergida en aceite que le permite funcionar en las circunstancias más difíciles que puedan encontrarse en diferentes sectores de aplicación. El cebado automático que ofrecen estas bombas va desde profundidades de 9,1 metros con alto rendimiento en la evacuación de vertidos y manipulación de compuestos acuosos (lodo, cemento, estiércol etc.).

El sistema exclusivo de cebado automático original de Selwood utiliza una bomba de vacío de diafragma tolerante al agua, el cual es respetuoso con el medio ambiente ya que no presenta problemas de emisión de vapores de hidrocarburos y emulsificación de aceite asociados a otros sistemas de cebado. En la Tabla 3 se presentan las especificaciones técnicas de este modelo y en el Gráfico 5, el esquema de la bomba.

Tabla 3. Especificaciones técnicas Bomba Selwood S-150

Parámetro	Unidad	Valor
Máxima potencia requerida	kW	24
Máxima velocidad de la bomba	rpm	1600
Máxima capacidad	m <sup>3</sup> /h	320
Máxima elevación por succión	m	9,1
Máximo paso de sólidos	mm	100
Capacidad manejo de aire	l/s	24
Diámetro de aspiración/descarga	mm	150
Máxima altura de descarga	m	21,3



Gráfico 5. Bomba Selwood S-150

### BOMBA Selwood PD-75

Este diseño de bomba se utiliza para recuperación de crudo en espacios abiertos, que puede complementarse con otros sistemas de recuperación y limpieza de superficies de líquidos. Esta bomba permite manipular aguas contaminadas, lodos, aceites ligeros y pesados y productos de la industria del petróleo, inclusive líquidos de alta viscosidad a una velocidad de flujo alta y sin turbulencias. Es posible instalar motores de gasolina, diesel, hidráulicos,

neumáticos y eléctricos para satisfacer necesidades individuales. En la Tabla 4 y Gráfico 6 se muestran las especificaciones técnicas y un esquema de la bomba.

Tabla 4. Especificaciones técnicas Bomba Selwood PD 75

Parámetro	Unidad	Valor
Máxima potencia requerida	kW	2,5
Máxima velocidad de la bomba	rpm	1500
Máxima capacidad	m <sup>3</sup> /h	30
Máxima elevación por succión	m	9,1
Máximo paso de sólidos	mm	6
Capacidad manejo de aire	l/s	3.77
Diámetro de aspiración/descarga	mm	75/75
Máxima altura de descarga	m	30,5



Gráfico 6. Bomba Selwood PD 75

## BOMBAS DE DESPLAZAMIENTO POSITIVO

Estas bombas se utilizan para bombear crudo con contenido de agua y sólidos entre los diferentes equipos y tanques de la Planta de Tratamiento y Recuperación de Crudo Intemperizado..

### BOMBAS NETZSCH

Es una bomba de cavidad progresiva de desplazamiento positivo. Está construida en un monobloque, consta de un rotor helicoidal y el estator está formado por una doble hélice con un sellante en ambos lados a base de elastómero. El ajuste entre el rotor y el estator crea una serie de cámaras selladas llamadas cavidades a través de las cuales se mueve el fluido, Gráfico 7.

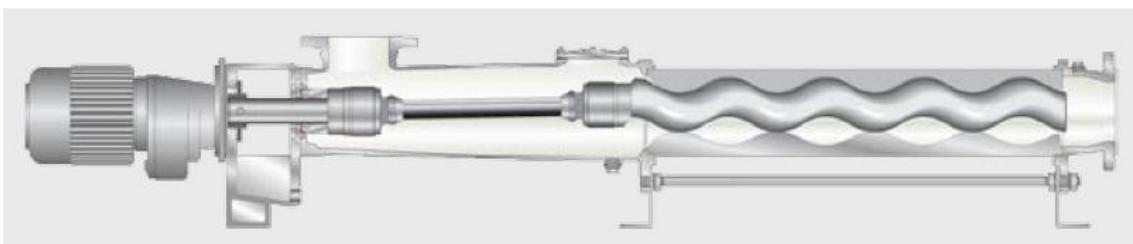


Gráfico 7. Bomba de cavidad progresiva Netzsch

Esta bomba no tiene válvula de presión o succión, el caudal es estable y proporcional a la velocidad de giro, tienen un levantamiento desde la succión de hasta 28 pies y su capacidad de vacío es de 24 a 25 pies. Permite bombear fluidos no homogéneos con contenido de sólidos variable o con ausencia de sólidos y de alta viscosidad. La entrada del estator tiene una abertura en forma de chimenea para mejorar la entrada del producto a la cámara de transporte.

Las bombas disponibles en la Planta son Marca Netzsch, Modelo Nemo NE-50B, Nemo 053 y Nemo 063. Las especificaciones de estas dos últimas bombas está dada por la siguiente nomenclatura del fabricante: NM053BY01S03B y NM063SY03S18K; cuyo significado se puede observar en el Gráfico 8. Así por ejemplo, se puede establecer que la bomba NM053BY01S03B es de tamaño 053, construcción en bloque, configuración estándar, una etapa, geometría en S, 3 bar de máxima presión permitida y junta tipo “pin”.

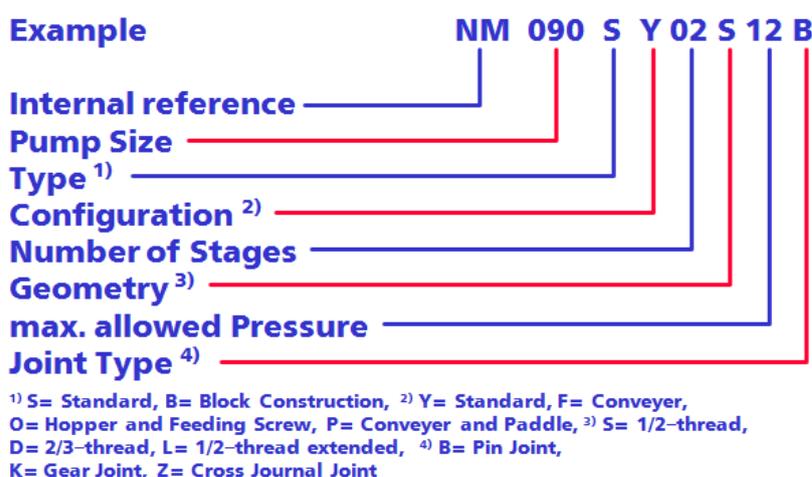


Gráfico 8. Significado de nomenclatura de bombas Netzsch

Por su parte, la bomba NM063SY03S18K, corresponde a una bomba de tamaño 063, tipo estándar, configuración estándar, de dos etapas, geometría en “S”, presión máxima permitida de 18 bar y junta tipo “gear joint”.

La bomba NE-50B es un modelo antiguo, de la cual se pudo obtener a través del fabricante la curva de desempeño de Caudal vs. Velocidad de giro. A continuación se presentan las curvas de desempeño de las bombas Netzsch NE-50B, NM 053 y NM 063; en base a las cuales se han obtenido los datos de caudal a partir de la velocidad de giro, con lo cual se obtuvo la potencia hidráulica; así como también, en el caso de las bombas NM 053 y NM 063, se obtuvo la potencia en el eje, en base a lo cual se calculó el rendimiento de la bomba.

**ANEXO 5**

**CARACTERÍSTICAS DE EQUIPOS ELÉCTRICOS DE PROCESO DE  
TRATAMIENTO QUÍMICO**

## CARACTERÍSTICAS DE EQUIPOS ELÉCTRICOS DE PROCESO DE FLUIDIZACIÓN Y PRETRATAMIENTO QUÍMICO

### BOMBA DURCO Mark 3 STD



Gráfico 1. Bomba Durco Mark 3 STD

Es una bomba centrífuga (Gráfico 1) utilizada para bombeo de aceite térmico a temperaturas entre 80 y 110°C. El cuerpo, sello, rodetes e impeller de la bomba están contruidos en acero inoxidable 316, su montaje está hecho en bancada sobre cimientos. Los álabes invertidos permiten obtener presiones altas de cierre de los sellos mecánicos. Esta bomba es del tipo 2K4x3-13RV M3 ST, lo cual corresponde a las siguientes dimensiones: Diámetro de succión 4 plg, Diámetro de descarga 3plg, Diámetro de impeller 11,8 plg, las juntas de conexión son de tipo NPT. El motor eléctrico asíncrono acoplado, tiene una potencia eléctrica nominal de 37 kW con conexión para 480 V y trabaja a una velocidad de giro de 1775 rpm. La curva característica según designación del fabricante es MIII 7500 BV y se presentó en la Figura 20 del presente estudio.

### BOMBA VIKING HJ 4195



Gráfico 2. Bomba Viking HJ 4195

Es una bomba de engranajes (Gráfico 1) utilizada para bombear Jet A1 desde el tanque TK-18 para incrementar el ° API del crudo y facilitar el proceso de deshidratación, está hecha en acero inoxidable.

El diseño de guiado directo elimina la necesidad de reductores de velocidad, lo cual resulta en una huella más compacta. Puede entregar presiones más altas en líquidos ligeros como solventes, combustible, aceite ligero. Es una bomba conducida magnéticamente, lo cual elimina la necesidad de uso de sellos mecánicos en el eje. Tiene alta resistencia a la fricción a altas presiones. Su montaje está hecho en orientación horizontal, con el motor eléctrico asíncrono acoplado, el cual gira a una velocidad de 1725 rpm y tiene conexión para 480 V. El diámetro de succión y descarga es de 1,5 plg. Su curva característica para las condiciones de operación actuales en la Planta, se obtuvo del

fabricante a través del link: <http://www.vikingpump.com/pumpselector/selectValues.aspx>, la cual se presenta en el Gráfico 3.

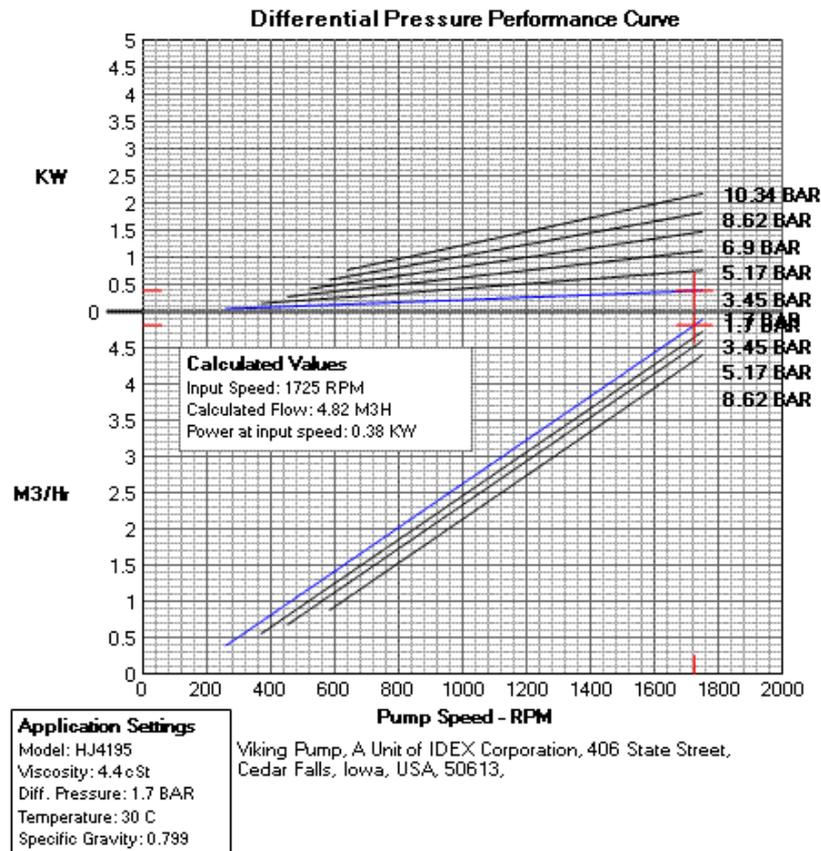


Gráfico 3. Curva característica bomba HJ 4195

## BOMBAS DOSIFICADORAS DOSIVAC

En la Planta PTRCI se disponen de 8 bombas dosificadoras a diafragma, Marca Dosivac para inyección de diferentes productos químicos necesarios para la deshidratación del crudo, Gráfico 4. Cuatro bombas son del modelo DD 300 y cuatro del modelo DD150. Las especificaciones técnicas se muestran en la Tabla 1. La succión en estos modelos es vertical inferior y la descarga vertical superior. Las conexiones son mediante rosca tipo BSPT de ¾ de pulgada.

Tabla 1. Especificaciones técnicas bombas dosificadoras DOSIVAC

Parámetro	Unidad	Modelo DD 150	Modelo DD300
Potencia	kW	0,246	0,373
Velocidad de giro	rpm	1400	2800
Caudal mínimo	l/h	15	30
Caudal máximo	l/h	150	300
Presión máxima	kg/cm <sup>2</sup>	10	10
Frecuencia de bombeo	l/min	70	140

La succión de estas bombas está conectada directamente a los tanques de almacenamiento de cada producto químico, el cual una vez que ha pasado a través de la bomba, es conducido a través de tubería capilar de acero inoxidable de ½ plg o ¾ plg hasta el punto de inyección en el proceso.



Gráfico 4. Bomba dosificadora marca DOSIVAC

El sistema de inyección dispone también de mirillas visualizadoras de nivel en cada tanque de almacenamiento. La regulación de caudal se realiza moviendo la perilla reguladora en sentido antihorario para aumentar y en sentido inverso para disminuirlo. La indicación del regulador es proporcional a la carrera del diafragma y además está en función de la presión y viscosidad del fluido a dosificar; por ello es recomendable controlar la dosificación con una mirilla dosificadora que permita visualizar el nivel del tanque de almacenamiento. En los Gráficos 5 y 6 se muestran las curvas características de los modelos DD150 y DD300.

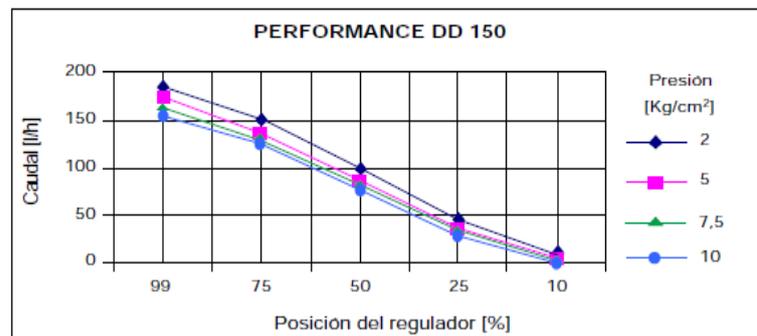


Gráfico 5. Curva de desempeño bomba Dosivac DD 150

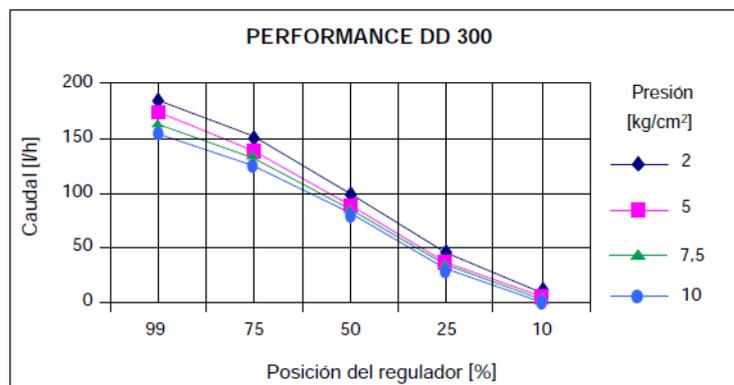


Gráfico 6. Curva de desempeño bomba Dosivac DD 300

Las especificaciones de la bomba Netzsch NE-50 B utilizada para el bombeo de crudo del tanque TK-18 al calentador, son similares a las mostradas en el Anexo 8.

## **ANEXO 6**

### **CARACTERÍSTICAS DE EQUIPOS ELÉCTRICOS DE PROCESO DE TRATAMIENTO MECÁNICO MÓDULO A**

## CARACTERÍSTICAS DE EQUIPOS ELÉCTRICOS DE PROCESO DE TRATAMIENTO MECÁNICO MÓDULO A

### DECANTADOR FLOTTWEG MODELO Z 3L

El decantador Flottweg es utilizado para la separación continua de sólidos en líquidos, en este caso, crudo, es una centrífuga de eje horizontal con tambor maciso y tornillo sin fin. Debido a que el año de fabricación del modelo 3L es aproximadamente 1985 existe poca información disponible respecto a este modelo; sin embargo, en los Gráficos 1 y 2 se muestra una ilustración de un equipo de este tipo así como el esquema de funcionamiento.



Gráfico 1. Visualización de decantador Flottweg

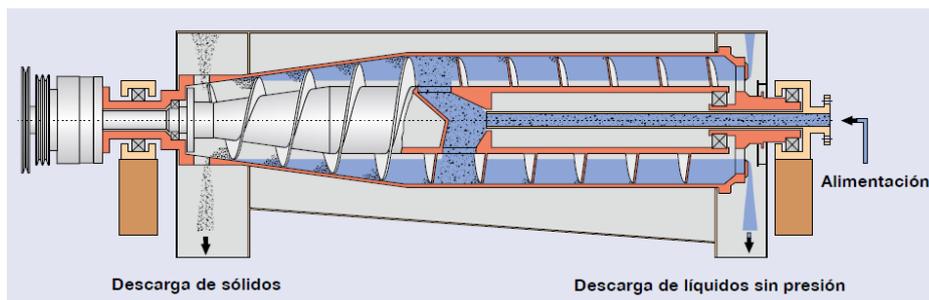


Gráfico 2. Esquema de funcionamiento de decantador Flottweg

El equipo opera a una velocidad de 1770 rpm, el rotor tiene un diámetro de 0,32 m con una fuerza centrífuga de 1800 G. La capacidad de proceso es de 1500 kg/h. El motor eléctrico que alimenta este equipo es asíncrono, de 22 kW, 480V/60 Hz.

### BOMBAS DE DESPLAZAMIENTO POSITIVO NETZSCH NE-50B

Las características y especificaciones de las Bombas Netzsch NE-50B utilizadas para bombear el crudo de los tanques TK-10 y TK-11 se muestran en el Anexo 8. La bomba del tanque TK-11 dispone de un variador de frecuencia.

### BOMBA DURCO MARK III

La bomba Durco Mark 3, es una bomba centrífuga tipo 1K1.5x1-82RV M3 ST se utiliza para el bombeo de agua con trazas de hidrocarburo desde el Sumidero 1. El cuerpo, sello, rodetes e impeller de la bomba están contruidos en acero inoxidable 316, su montaje está hecho en bancada sobre cimientos. Es una bomba de álabes invertidos, lo cual permite obtener presiones altas de cierre de los sellos mecánicos. Sus dimensiones son: Diámetro de succión 1,5 plg; diámetro de descarga 1 plg y diámetro de impeller 208 mm. Es accionada por un motor asíncrono acoplado a la bomba tiene una tensión de entrada de 480 V/60 Hz. La curva de desempeño de la bomba según nomenclatura del fabricante corresponde a la curva Mark III 7040 AV, la cual se muestra en el Gráfico 3.

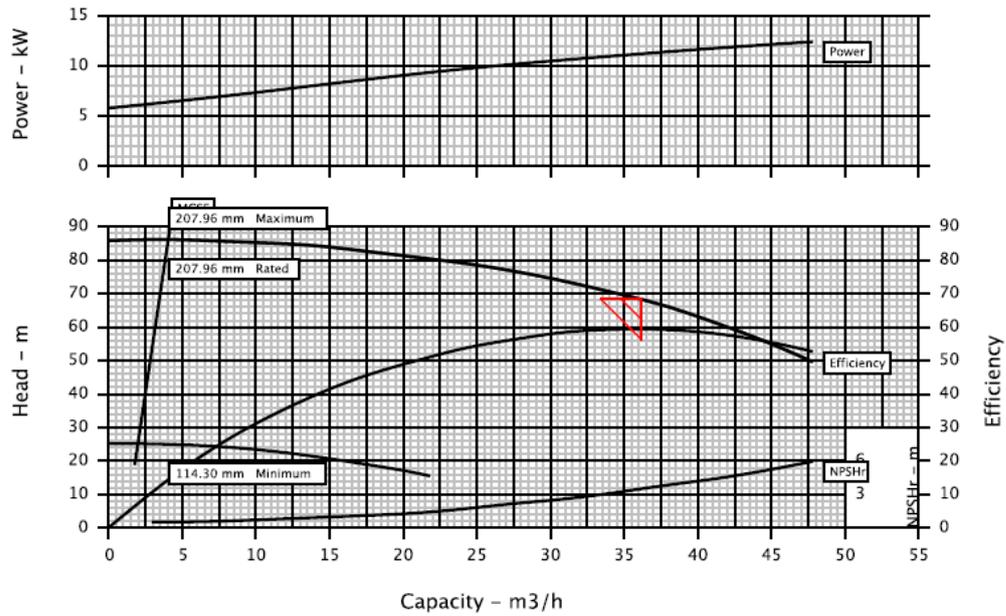


Gráfico 3. Curva de desempeño bomba Durco Mark 3 1K1.5x1-82RV M3 ST.

### BOMBA DEAN PUMP

La bomba centrífuga Dean Pump, Modelo pH 2111, construida en acero inoxidable 316, se utiliza para bombear el agua contaminada con hidrocarburo desde el sumidero del tanque TK-8, Gráfico 4. El diámetro máximo de sólidos permitido es 5/16 plg, tiene un motor eléctrico acoplado de 3,73 kW con conexión a una tensión de 480 V que gira a 1770 rpm. La curva característica se muestra en el Gráfico 5.

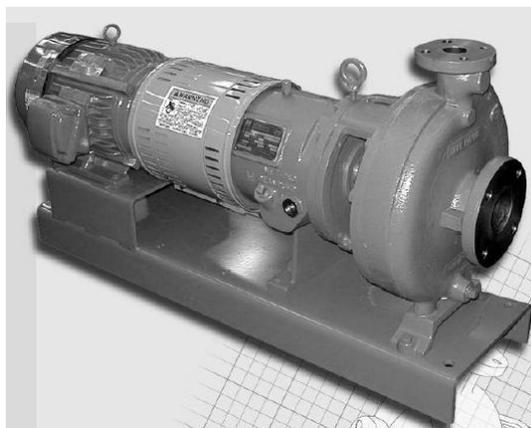


Gráfico 4. Bomba Dean Pump pH 2111

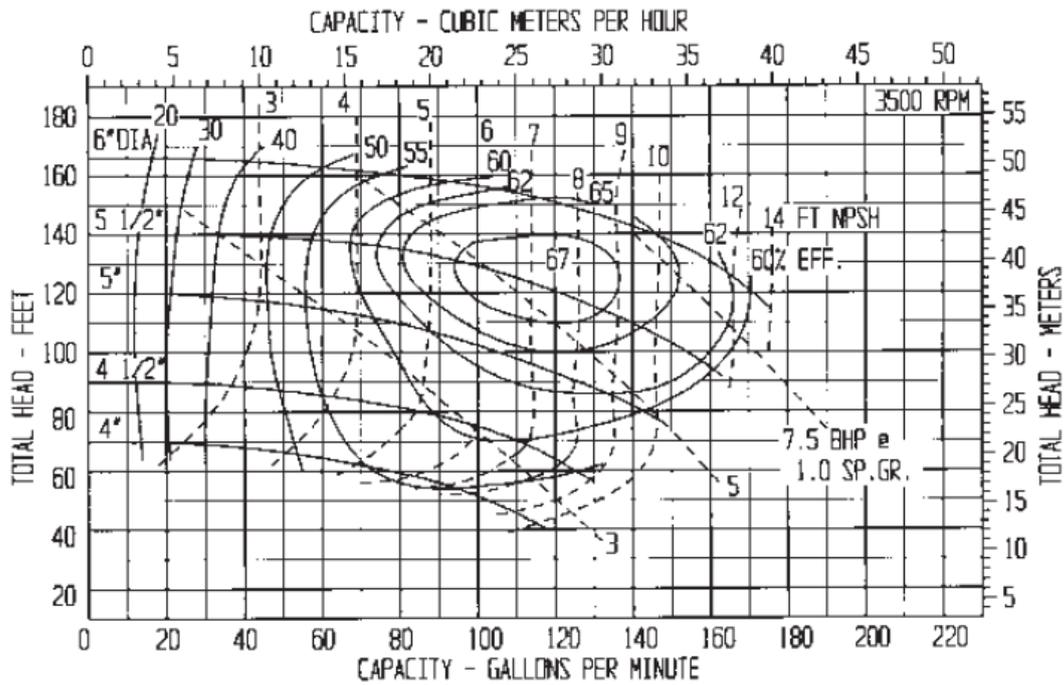


Gráfico 5. Curva de desempeño bomba DEAN PUMP 2111

### BOMBA VIKING HL124A

Es una bomba de engranajes empleada en el Sumidero 3, se adecúa a diferentes tipos de sello, tiene un diseño sencillo con solo dos partes móviles, montaje en pie, juntas NPT. Es una bomba conducida magnéticamente, lo cual elimina la necesidad de uso de sellos mecánicos en el eje; en el Gráfico 6 se presenta la curva de desempeño de la bomba.

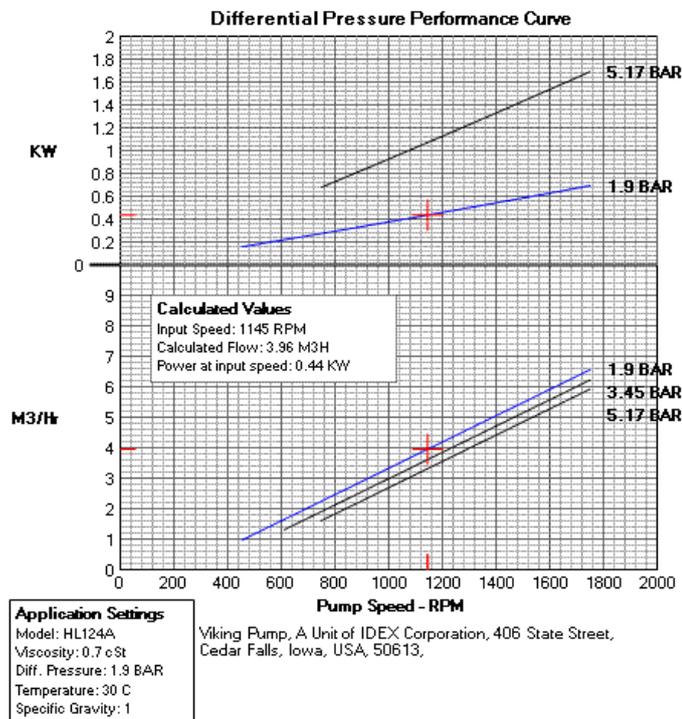


Gráfico 6. Bomba Viking Modelo HL124A

## CENTRÍFUGAS DORR OLIVER

En la Planta PTRCI existen dos bombas centrífugas verticales de boquillas, marca Dorr Oliver cuyas características se resumen en la Tabla 2. Se estima que el año de fabricación de este equipo es 1985; por lo cual, existe poca información disponible sobre sus especificaciones técnicas. En el Gráfico 7 se muestra una ilustración de una centrífuga de este tipo. El motor eléctrico que alimenta este equipo es asíncrono, de 37,2 kW, 480 V/60 Hz.

La velocidad de giro es de 5000 rpm, diámetro del rotor de 0,33 m., largo de 2,25 m. con un factor centrífugo nominal de 5000 y una capacidad de proceso de 1500 kg/h a 90°C.



Gráfico 7. Centrífuga Dorr Oliver

## BOMBA DURCO MARK III

La bomba Durco Mark 3, es una bomba centrífuga de tipo 1K1.5x1-62RV M3 ST, se utiliza para el bombeo de agua desde el tanque TK-17 hasta el calentador de agua. El cuerpo, sello, rodetes e impeller de la bomba están contruidos en acero inoxidable 316, su montaje está hecho en bancada sobre cimientos.

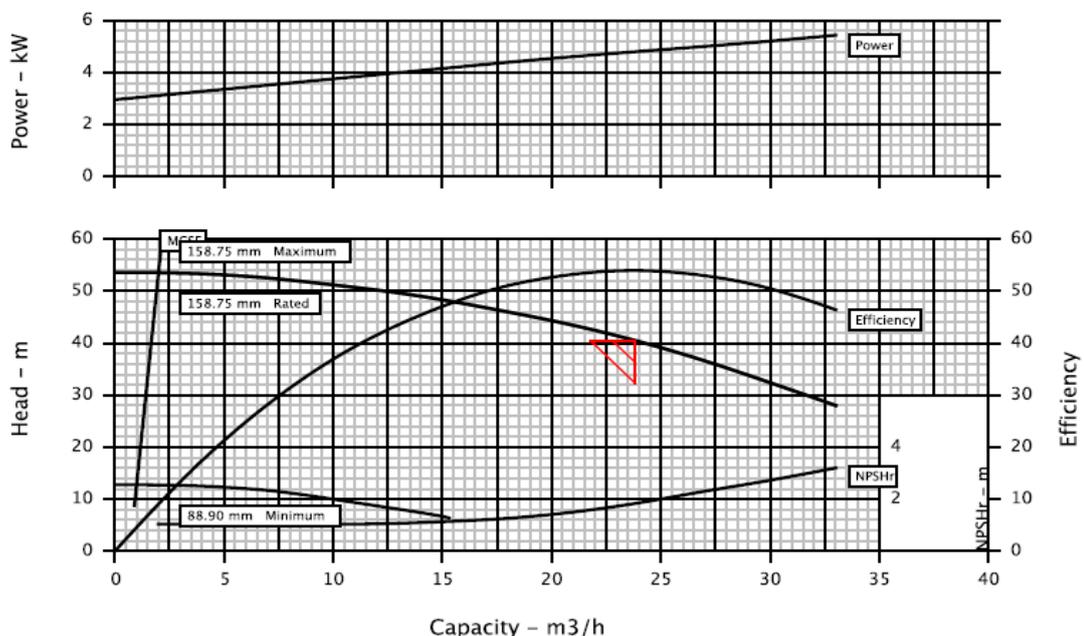


Gráfico 8. Curva de desempeño (MIII 7030V) bomba Durco Mark 3 1K1.5x1-62RV M3 ST

Es una bomba de álabes invertidos, lo cual permite obtener presiones altas de cierre de los sellos mecánicos. Sus dimensiones son: Diámetro de succión 1,5 plg; diámetro de descarga 1 plg y diámetro de impeller 159 mm. Tiene un motor asíncrono acoplado a la bomba tiene una tensión de

entrada de 480 V/60 Hz que gira a 3545 rpm. La curva de desempeño de la bomba según nomenclatura del fabricante corresponde a la curva MIII 7030V, la cual se muestra en el Gráfico 8.

### COMPRESOR ESTACIONARIO SULLAIR 3000

El compresor estacionario Sullair Modelo 3010<sup>a</sup> es de velocidad fija, maneja un caudal máximo de 3,9 m<sup>3</sup>/min a una presión de 10 bar, es enfriado por aire, alimentado por un motor asíncrono NEMA 4 estándar de 40 HP, su nivel de ruido es de 69 dB. Su tamaño en pie es de 53.2" x 31.5" x 53.2". En el Gráfico 9 se presenta una ilustración del compresor.



Gráfico 9. Compresor estacionario Sullair 3000.

### BOMBA IMO G3DB-187Y

La bomba de desplazamiento positivo IMO G3DB-187Y es utilizada para bombear crudo limpio desde el tanque TK-12. En el Gráfico 10 se presenta la curva de desempeño de esta bomba y en el Gráfico 11, se muestran las especificaciones y características de la bomba.

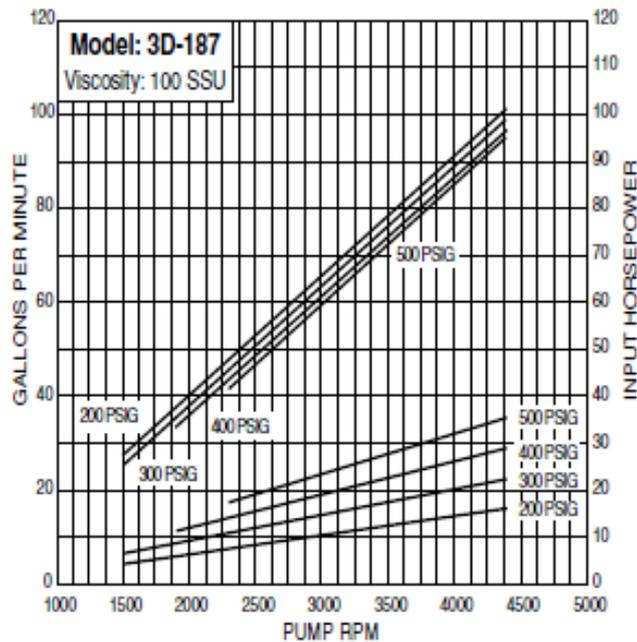


Gráfico 10. Curva de desempeño bomba IMO G3DB-187Y

Specifications and Features	
Rotor Housing	Iron
Power Rotor	Ground Alloy Steel
Idler Rotors	Ground Pearlitic Iron
Operating Pressure	To 500 psig – Belt Drive (see Performance Charts*) To 600 psig – (contact Factory for details)
Viscosity	100 SSU minimum at maximum temperature**
Temperature	0°F – 160°F
Drive	Direct or Belt
Rotation	Clockwise, facing pump shaft
Mounting	Any attitude
Shaft Seal	Mechanical seal with Buna N bellows, carbon rotating face and iron stationary seat
Bearing	Cartridge-type, permanently grease-packed, single row radial deep groove ball bearing
O-Rings	Buna N
Gaskets	Cellulose fiber
Filtration	60 – 100 mesh suction strainer recommended

\* Sizes 275-350 suitable for 600 psi belt drive. Consult Imo for details.  
\*\* Lower viscosities may be permissible with review and approval by Imo Pump.

Gráfico 11. Especificaciones y características bomba IMO G3DB-187Y

### BOMBA GOULDS 3196

La bomba centrífuga Goulds 3196 se utiliza para movilizar el crudo limpio desde el tanque TK-13 hasta las unidades de bombeo de alta presión del oleoducto. Los impellers son completamente abiertos, reduciendo la presión sobre el sello del eje y el empuje axial. Tiene un sistema de sello de BigBore y TaperBore que son patentados por esta marca, lo cual permite lubricación y refrigeración adecuadas.

La bomba está montada en una placa base sobre cimientos. Los diámetros de succión y descarga son 3,5 plg. y 2,0 plg., respectivamente y el diámetro del impeller es de 7,5 plg. Es alimentada por un motor eléctrico asíncrono de 15 kW 480V/60 Hz, el cual se encuentra acoplado a la bomba.

En el Gráfico 12 se presenta una ilustración de la misma y en el Gráfico 13, la curva característica correspondiente.



Gráfico 12. Bomba Goulds 3196

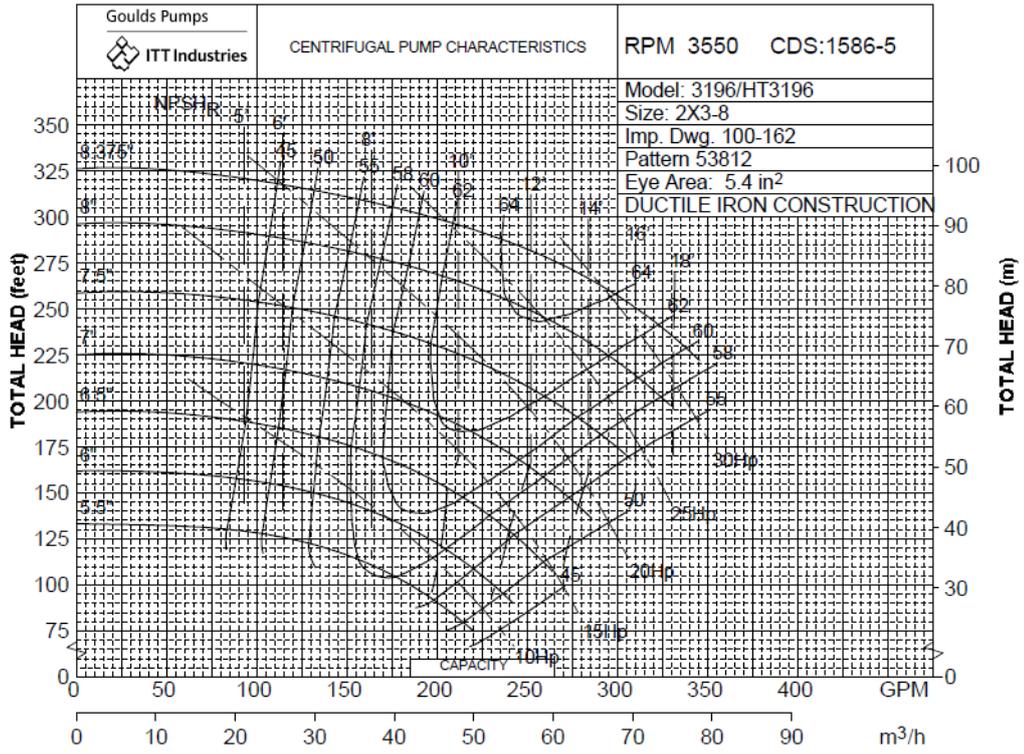


Gráfico 13. Curva característica bomba Gould 3196.

**ANEXO 7**

**CARACTERÍSTICAS DE EQUIPOS ELÉCTRICOS DE  
PROCESO DE TRATAMIENTO MECÁNICO MÓDULO B**

## CARACTERÍSTICAS DE EQUIPOS ELÉCTRICOS DE PROCESO DE TRATAMIENTO MECÁNICO MÓDULO B

### DECANTADOR ALFA LAVAL

El decantador Alfa Laval SONX-418 es utilizado para la separación continua de sólidos en crudo, es parte de un módulo semiautomático conjuntamente con la centrífuga OFPX-413 TGD 24-CGY. Es una centrífuga de eje horizontal con tambor maciso y tornillo sin fin. En el Gráfico 1 se muestra una ilustración de un equipo de este tipo. El decantador gira a una velocidad de 3000 rpm, tiene un diámetro del rotor de 0,42 m, con una fuerza centrífuga de 3000 G. La capacidad de procesamiento es de 5000 kg/h a 90°C. Este equipo es alimentado por un motor eléctrico asíncrono de 22 kW, 480V/60Hz.

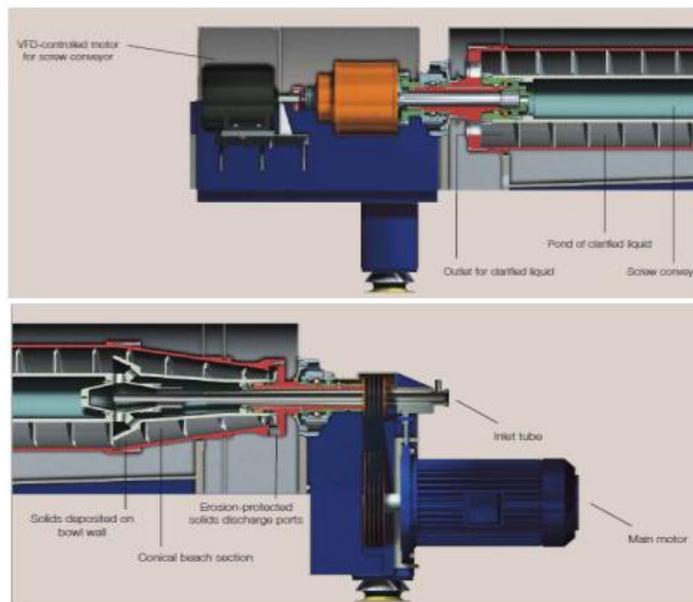


Gráfico 1. Visualización de decantador ALFA LAVAL

### BOMBAS DE DESPLAZAMIENTO POSITIVO NETZSCH NM053BY01S03B

Las características y especificaciones de las tres bombas Netzsch NM053BY01S03B, utilizadas para transferir crudo entre los tanques de almacenamiento temporal del proceso de decantación, son similares a las mostradas en el Anexo 8.

### CENTRÍFUGA ALFA LAVAL

Este equipo separa el agua presente en el crudo para obtener en la salida menos de 0,2% de sólidos. La centrífuga OFPX-413 TGD 24-CGY es vertical de platos cónicos, gira a una velocidad de 6500 rpm, con una fuerza centrífuga de 6000 G, tiene 0,32 m. de diámetro. La capacidad de tratamiento es de 5000 kg/h a 90°C. Es alimentada por un motor asíncrono de 18 kW, 480/60 Hz. En el Gráfico 2 se visualiza una centrífuga de este tipo.



Gráfico 2. Centrífuga Alfa Laval

**ANEXO 8**  
**CARACTERÍSTICAS DE EQUIPOS ELÉCTRICOS**  
**DE PROCESO DE TRATAMIENTO DE AGUA**

# CARACTERÍSTICAS DE EQUIPOS ELÉCTRICOS DE PROCESO DE TRATAMIENTO DE AGUA

## BOMBA GOULDS 3196

En este proceso se utilizan tres bombas Goulds 3196 para los tanques TK-15, TK-21 y TK-24. Las características y curvas de desempeño de estas bombas corresponden a la bomba Goulds 3196 mostradas en el Anexo 10. Las bombas de los tanques TK-15 y TK-24 son de 8 plg. de diámetro de impeller, mientras que la bomba utilizada entre los tanques TK-21 y TK-22 tiene 7,5 plg. de diámetro; sin embargo, su punto de operación de todas ellas se puede visualizar en el Gráfico 13 del Anexo 10.

## BOMBA IMBIL INI 40 160

Esta bomba centrífuga se utiliza para desalojar agua del tanque de desnatado TK-14. Es de eje horizontal, de una etapa, succión horizontal y descarga vertical, con unidad desmontable por el lado del accionamiento, carcasa espiral fundida en una sola pieza. Es accionada por un motor eléctrico de 3,73 HP que gira a 3500 rpm, con alimentación de 480 V/60 Hz. La curva de desempeño se presenta en el Gráfico 1.

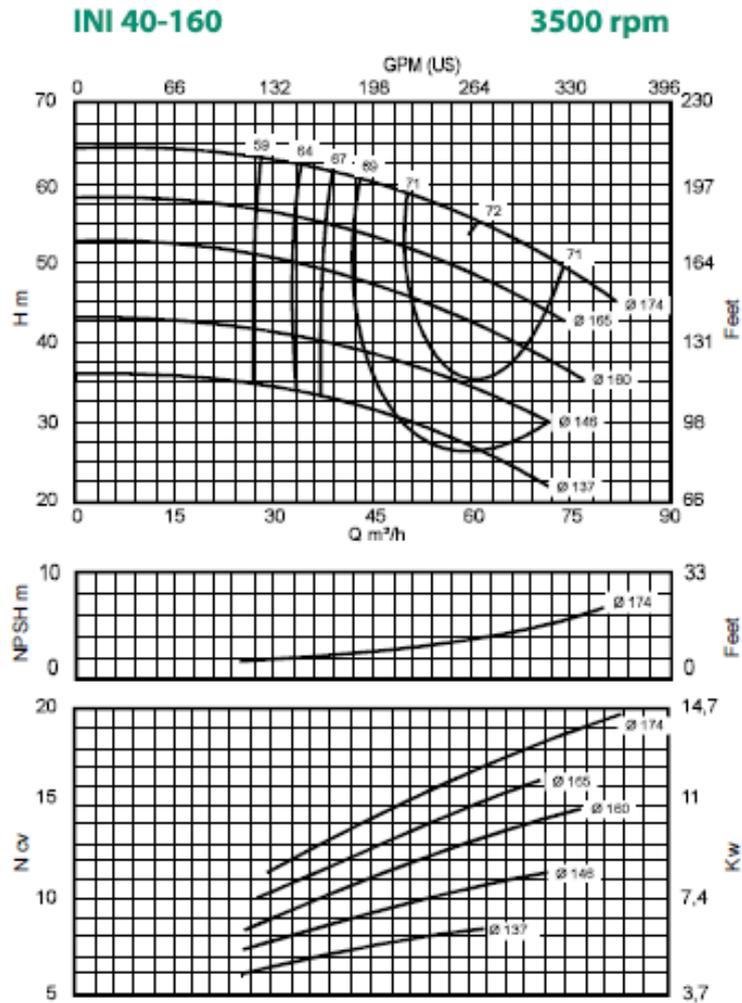


Gráfico 2. Curva de desempeño bomba IMBIL INI 40-160

**ANEXO 9**

**CURVAS CARACTERÍSTICAS Y DATOS DE OPERACIÓN DE**

**BOMBAS DURCO MARK 3 PARA ACEITE TÉRMICO**

**Y TANQUE TK-17, Y BOMBA GOULDS 3196 PARA TANQUE TK-21**

# Bomba Aceite Opción 1: Durco Mark 3, 1K3x1.5-82RV M3 ST



## Hydraulic Datasheet

Customer : EP Petroecuador	Pump / Stages : 1K3x1.5-82RV M3 ST / 1		
Customer reference : Default	Based on curve no. : MIII7140V		
Item number : -	Vendor reference : Default 0.1		
Service : -	Date : June 7, 2012		
Operating Conditions		Materials / Specification	
Capacity : 30.0 m3/h	Material column code : DCI	Pump specification : ANSI B73.1	<b>Other Requirements</b> Hydraulic selection : No specification Construction : No specification Test tolerance : Hydraulic Institute Level B Driver Sizing : Max Power(MCSF to EOC)with SF Performance data based on standard Impeller Seal configuration : Single Seal
Water capacity (CQ=1.00) : 30.1 m3/h			
Normal capacity : -			
Total Developed Head : 44.71 m			
Water head (CH=1.00) : 44.78 m			
NPSH available (NPSHa) : Ample			
NPSHa less NPSH margin : -			
Maximum suction pressure : 0.0 kPa.g			
Liquid			
Liquid type : Other			
- : 100 C / 0.870			
Solid Size - Actual / Limit : - / -			
Viscosity / Vapor pressure : 6.5 cP / -			
Performance			
Hydraulic power : 3.17 kW	Impeller diameter		
Pump speed : 3500 rpm	Rated : 160.1 mm		
Efficiency (CE=0.96) : 54.6 %	Maximum : 207.8 mm		
	Minimum : 101.6 mm		
NPSH required (NPSHr) : 1.8 m	Suction specific speed : 7810 US units		
Rated power : 5.81 kW	Minimum continuous flow : 4.4 m3/h		
Maximum power : 7.47 kW	Maximum head @ rated dia : 49.34 m		
Driver power : 11.2 kW / 15.0 hp	Flow at BEP : 40.0 m3/h		
Casing working pressure : 420.3 kPa.g	Flow as % of BEP : 74.9 %		
(based on shut off and Rated specific	Efficiency at normal flow : -		
Maximum allowable : 1603.7 kPa.g	Impeller dia ratio (rated/max) : 77.1 %		
Hydrostatic test pressure : 2585.5 kPa.g	Head rise to shut off : 10.4 %		
Est. rated seal chamb. press. : -	Total head ratio (rated/max) : 50.7 %		
<small>CURVES ARE APPROXIMATE. PUMP IS GUARANTEED FOR ONE SET OF CONDITIONS, CAPACITY, HEAD, AND EFFICIENCY.                  MCSF PROVIDES MECHANICAL PROTECTION ONLY. MINIMUM THERMAL FLOW MUST BE CALCULATED FOR THE SPECIFIC FLUID AND OPERATING CONDITIONS.</small>			

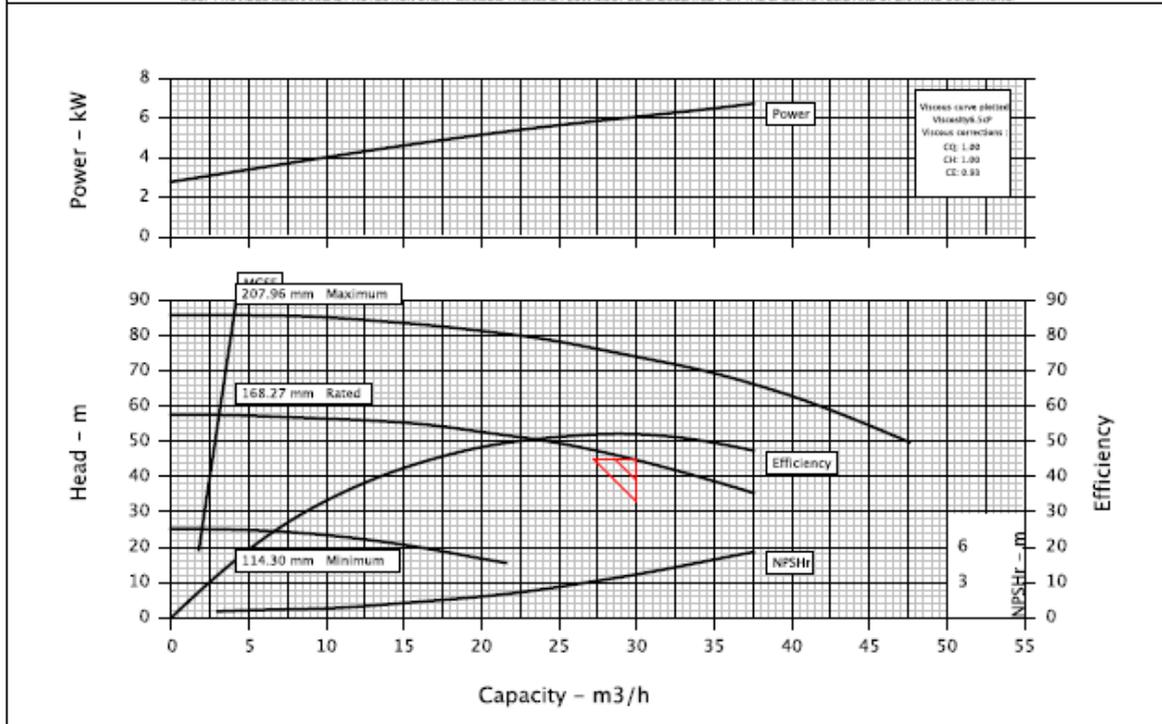
# Bomba Aceite Opción 2: Durco Mark 3, 1K1.5x1-82RV M3 ST



## Hydraulic Datasheet

Customer : EP Petroecuador	Pump / Stages : 1K1.5x1-82RV M3 ST / 1
Customer reference : Default	Based on curve no. : MIII7040AV
Item number : -	Vendor reference : Default 0.1
Service : -	Date : June 7, 2012
<b>Operating Conditions</b>	
Capacity : 30.0 m3/h	<b>Materials / Specification</b> Material column code : DCI Pump specification : ANSI B73.1  <b>Other Requirements</b> Hydraulic selection : No specification Construction : No specification Test tolerance : Hydraulic Institute Level B Driver Sizing : Max Power(MCSF to EOC)with SF Performance data based on standard impeller Seal configuration : Single Seal
Water capacity (CQ=1.00) : 30.1 m3/h	
Normal capacity : -	
Total Developed Head : 44.71 m	
Water head (CH=1.00) : 44.92 m	
NPSH available (NPSHa) : Ample	
NPSHa less NPSH margin : -	
Maximum suction pressure : 0.0 kPa.g	
<b>Liquid</b>	
Liquid type : Other	
- : 100 C / 0.870	
Solid Size - Actual / Limit : - / -	
Viscosity / Vapor pressure : 6.5 cP / -	
<b>Performance</b>	
Hydraulic power : 3.17 kW	Impeller diameter
Pump speed : 3500 rpm	Rated : 168.3 mm
Efficiency (CE=0.93) : 52.2 %	Maximum : 208.0 mm
	Minimum : 114.3 mm
NPSH required (NPSHr) : 3.3 m	Suction specific speed : 7660 US units
Rated power : 6.09 kW	Minimum continuous flow : 2.9 m3/h
Maximum power : 6.69 kW	Maximum head @ rated dia : 57.48 m
Driver power : 7.46 kW / 10.00 hp	Flow at BEP : 28.8 m3/h
Casing working pressure : 489.7 kPa.g	Flow as % of BEP : 104.2 %
(based on shut off and Rated specific	Efficiency at normal flow : -
Maximum allowable : 1603.7 kPa.g	Impeller dia ratio (rated/max) : 80.9 %
Hydrostatic test pressure : 2585.5 kPa.g	Head rise to shut off : 28.6 %
Est. rated seal chamb. press. : -	Total head ratio (rated/max) : 60.3 %

CURVES ARE APPROXIMATE. PUMP IS GUARANTEED FOR ONE SET OF CONDITIONS, CAPACITY, HEAD, AND EFFICIENCY. MCSF PROVIDES MECHANICAL PROTECTION ONLY. MINIMUM THERMAL FLOW MUST BE CALCULATED FOR THE SPECIFIC FLUID AND OPERATING CONDITIONS.



# Bomba tanque TK-17: Durco Mark 3, 1K1.5x1-62RV M3 ST



## Hydraulic Datasheet

Customer	: EP Petroecuador	Pump / Stages	: 1K1.5x1-62RV M3 ST / 1
Customer reference	: Default	Based on curve no.	: MIII7030V
Item number	: -	Vendor reference	: Default 0.1
Service	: -	Date	: May 12, 2012

Operating Conditions		Materials / Specification	
Capacity	: 5.8 m3/h	Material column code	: DCI
Water capacity (CQ=1.00)	: 5.8 m3/h	Pump specification	: ANSI B73.1
Normal capacity	: -	<b>Other Requirements</b>	
Total Developed Head	: 24.14 m	Hydraulic selection : No specification	
Water head (CH=1.00)	: 24.14 m	Construction : No specification	
NPSH available (NPSHa)	: Ample	Test tolerance : Hydraulic Institute Level B	
NPSHa less NPSH margin	: -	Driver Sizing : Max Power(MCSF to EOC)with SF	
Maximum suction pressure	: 0.0 kPa.g	Performance data based on standard impeller	
<b>Liquid</b>		Seal configuration : Single Seal	
Liquid type	: Other		
-	: 16 C / 1.000		
Solid Size - Actual / Limit	: - / -		
Viscosity / Vapor pressure	: 1.0 cP / -		

Performance			
Hydraulic power	: 0.38 kW	Impeller diameter	
Pump speed	: 3500 rpm	Rated	: 119.1 mm
Efficiency (CE=1.00)	: 21.7 %	Maximum	: 158.7 mm
		Minimum	: 88.9 mm
NPSH required (NPSHr)	: 1.0 m	Suction specific speed	: 9980 US units
Rated power	: 1.75 kW	Minimum continuous flow	: 1.7 m3/h
Maximum power	: 2.66 kW	Maximum head @ rated dia	: 24.81 m
Driver power	: 3.73 kW / 5.00 hp	Flow at BEP	: 14.5 m3/h
Casing working pressure	: 243.0 kPa.g	Flow as % of BEP	: 40.0 %
(based on shut off and Rated specific		Efficiency at normal flow	: -
Maximum allowable	: 1723.7 kPa.g	Impeller dia ratio (rated/max)	: 75.0 %
Hydrostatic test pressure	: 2585.5 kPa.g	Head rise to shut off	: 2.8 %
Est. rated seal chamb. press.	: -	Total head ratio (rated/max)	: 46.8 %

CURVES ARE APPROXIMATE. PUMP IS GUARANTEED FOR ONE SET OF CONDITIONS, CAPACITY, HEAD, AND EFFICIENCY. MCSF PROVIDES MECHANICAL PROTECTION ONLY. MINIMUM THERMAL FLOW MUST BE CALCULATED FOR THE SPECIFIC FLUID AND OPERATING CONDITIONS.

# Bomba tanque TK-21: Goulds 3196 MTi, 3x4-10H

Model: 3196	Size: 3X4-10H	Group: MTi	60Hz	RPM: 1750	Stages: 1
-------------	---------------	------------	------	-----------	-----------

Job/Inq.No. :  
 Purchaser : UNDEFINED  
 End User :  
 Item/Equip.No. : ITEM 001  
 Service : Bomba TK-21  
 Order No. :

Issued by :  
 Quotation No. :  
 Date : 05/18/2012  
 Rev. : 0

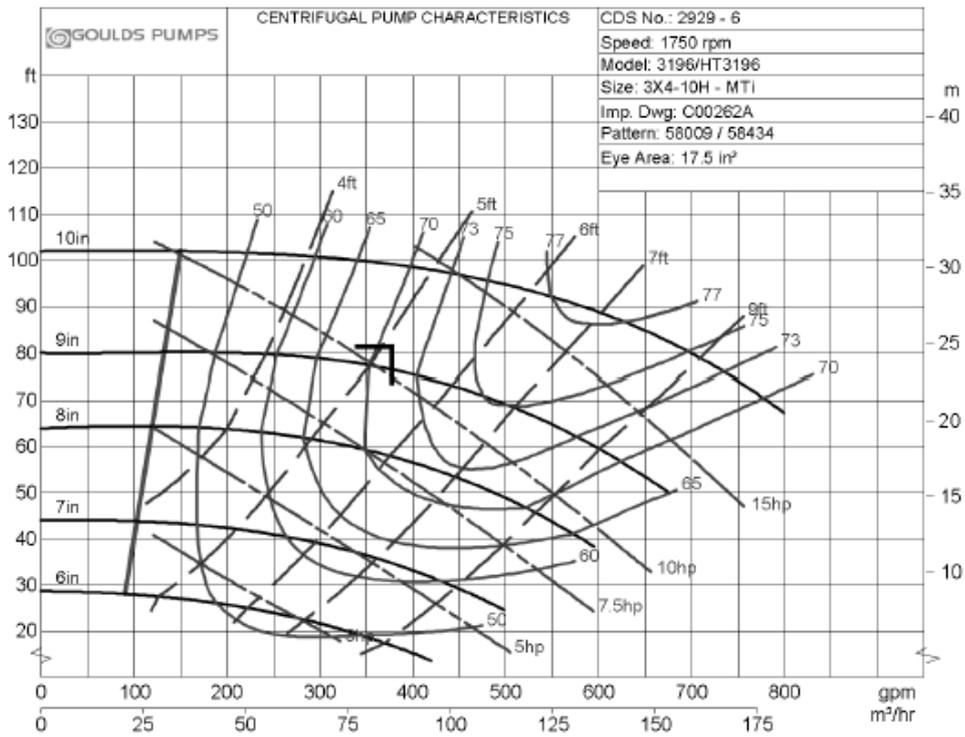
### Operating Conditions

Liquid: Water  
 Temp.: 90.0 deg F  
 S.G./Visc.: 1.000/1.000 cp  
 Flow: 380.0 gpm  
 TDH: 79.2 ft  
 NPSHa: 60.8 ft  
 Solid size:  
 % Susp. Solids (by wtg):  
 Max. Solids Size: 0.6250 in

### Pump Performance

Published Efficiency: 71.0 %  
 Rated Pump Efficiency: 71.0 %  
 Rated Total Power: 11.0 hp  
 Non-Overloading Power: 14.6 hp  
 Imp. Dia. First 1 Stg(s): 9.2500 in  
 NPSHr: 5.2 ft  
 Shut off Head: 85.2 ft  
 Vapor Press: 1.41 psi abs  
 Suction Specific Speed: 9,877 gpm(US) ft  
 Min. Hydraulic Flow: 138.8 gpm  
 Min. Thermal Flow: N/A

**Notes:** 1.The Mechanical seal increased drag effect on power and efficiency is not included, unless the correction is shown in the appropriate field above. 2. Magnetic drive eddy current and viscous effect on power and efficiency is not included. 3. Elevated temperature effects on performance are not included. 4. Non Overloading power does not reflect v-belt/gear losses.



## **ANEXO 10**

### **EJEMPLO DE CÁLCULO DEL COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR, U, PARA EL NUEVO DISEÑO DE CALENTADOR DE ACEITE**

## EJEMPLO DE CÁLCULO DE COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSMISIÓN DE CALOR, U, PARA EL NUEVO DISEÑO DE CALENTADOR DE ACEITE

Una vez conocido el producto  $U \cdot A$  (1517,68 W/°C) en base al método de NTU para diseño de intercambiadores, se desarrolla el presente ejemplo de cálculo para las dimensiones del calentador mostradas en la Tabla 1.

Tabla 1. Dimensiones inicialmente propuestas para calentador de aceite

Parámetro	Unidad	Valor
Diámetro de coraza	metros	1,6
Diámetro tubo de fuego	metros	0,4064
Diámetro tubo de humos	metros	0,508
Longitud	metros	6,0
Número de tubos de humos	---	150

Desde el punto de vista de las formas de intercambio de calor que se producen en el diseño seleccionado, se separa al calentador en dos sectores que se visualizan en la Figura 1:

- Zona 1) segmento circular adyacente al tubo de fuego, donde internamente existe transmisión de calor por conducción, convección y radiación debido a la alta temperatura de entrada de los gases de combustión y
- Zona 2) sector de haz de tubos, donde existe transmisión de calor por el interior de los tubos únicamente por convección y conducción. Al exterior del tubo de fuego y del haz de tubos, el aceite recibirá calor por convección forzada.

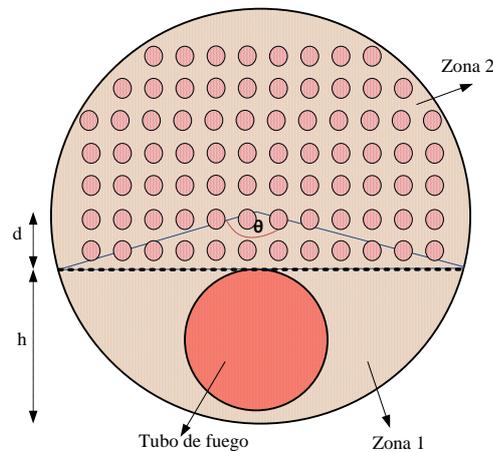


Figura 1. Zonas de intercambio de calor de nuevo calentador de aceite

De modo que los coeficientes globales de transmisión de calor en cada zona, referidos al área exterior son:

$$U_{zona\ 1} = \frac{1}{\frac{1}{h_o} + r_o + r_i \left(\frac{A_e}{A_i}\right)_{zona\ 1} + r_w + \frac{1}{(h_i + h_r) \left(\frac{A_e}{A_i}\right)_{zona\ 1}}$$

$$U_{zona\ 2} = \frac{1}{\frac{1}{h_o} + r_o + r_i \left(\frac{A_e}{A_i}\right)_{zona\ 2} + r_w + \frac{1}{(h_i) \left(\frac{A_e}{A_i}\right)_{zona\ 2}}$$

Donde:

ho: coeficiente de convección exterior  
 hi: coeficiente de convección interior  
 ro: resistencia de ensuciamiento exterior  
 ri: resistencia de ensuciamiento interior  
 rw: resistencia térmica por conducción

$\left(\frac{A_e}{A_i}\right)_{zona 1}$ : relación de área exterior e interior de tubo de fuego

$\left(\frac{A_e}{A_i}\right)_{zona 2}$ : relación de área exterior e interior de tubo de humos

Por lo tanto, el coeficiente global de transmisión de calor del calentador está dado por:

$$U_{calentador} = \frac{U_{zona 1} * A_{zona 1} + U_{zona 2} * A_{zona 2}}{A_{total}}$$

A partir de las dimensiones del intercambiador se calcula el área total de intercambio de calor,  $A_{total}$ , dada por:

$$A_{total} = A_{zona 1} + A_{zona 2} = A_{int tubo fuego} + A_{int tubos humos} =$$

$$A_{total} = \pi * d_{tubo fuego} * L + \pi * \#_{tubos humos} * d_{tubos humos} * L$$

$$A_{total} = \pi * 0,4064 m * 6m + \pi * 150 * 0,0508m * 6m = 151,29 m^2$$

$$U = \frac{NTU * C_{min}}{A_{total}} = \frac{2,9136 * 520 \left(\frac{W}{K}\right)}{151,29 m^2} = 10,03 \frac{W}{m^2 K}$$

### Verificación de restricciones de diseño

Para verificar que las dimensiones seleccionadas son adecuadas, se debe cumplir con las siguientes restricciones de diseño:

#### Velocidad de erosión

Está dada por<sup>1</sup>:

$$v_{erosión} = \frac{100}{\sqrt{\rho_{aceite} \left(\frac{lb}{pie^3}\right)}} = \frac{100}{\sqrt{54,24 \frac{lb}{pie^3}}} = 13,58 \left(\frac{pie}{s}\right) = 4,14 \left(\frac{m}{s}\right)$$

Para estimar la velocidad del aceite que circula por el exterior de los tubos se calcula el diámetro hidráulico, que en este caso, considerando el tubo de fuego y los tubos de humos, está dado por:

$$d_H = \frac{4 * Ap}{P} = \frac{4 * \frac{\pi}{4} (* d_{coraza}^2 - d_{tubo fuego}^2 - \#_{tubos humos} * d_{tubo humos}^2)}{\pi * (d_{coraza} + d_{tubo fuego} + \#_{tubos humos} * d_{tubo humos})}$$

Reemplazando los valores se obtiene  $d_H = 0,218$  (m/s), con lo cual, conociendo que el caudal de aceite que circula es 30 m<sup>3</sup>/h (0,0083 m<sup>3</sup>/s) se estima la velocidad del aceite:

$$v_{aceite} = \frac{Caudal}{\frac{\pi}{4} * d_H^2} = \frac{0,0083 \left(\frac{m^3}{s}\right)}{\frac{\pi}{4} * 0,218 m^2} = 0,06 \left(\frac{m}{s}\right)$$

El valor resultante es mucho menor que la velocidad de erosión, por lo cual cumple este criterio.

<sup>1</sup> Arnold, K; Surface Production Operating; 1986; pág. 232.

## Esbeltez

Es recomendable que el calentador mantenga una relación l/d adecuada. Para recipientes grandes horizontales se utiliza el siguiente criterio<sup>2</sup>:

$$2,5 < l/d < 4$$

Para las dimensiones seleccionadas, la relación es de 3,8; por lo que cumple esta restricción.

## Caída de presión en la coraza

El máximo valor permitido es el 1% de la presión del sistema y se calcula mediante la siguiente expresión<sup>3</sup>:

$$\Delta P = f * \frac{l}{d_H} * \rho * \frac{v^2}{2}$$

Para el cálculo de f (factor de fricción de Moody), inicialmente se calcula el número de Reynolds en base a las propiedades del aceite térmico a la temperatura media entre la entrada y salida, 96,11°C. Obteniéndose un número de Reynolds de 8695. Para régimen turbulento se calcula f según la expresión<sup>4</sup>:

$$f = 0,316 * Re^{-1/4}$$

Con lo cual se obtiene  $f = 0,03272$  y reemplazando todos los valores, la caída de presión es de  $2,76 * 10^{-6}$  bar. Al comparar este valor con la presión de operación del sistema obtenida a partir de la presión de descarga de la bomba de aceite (4,068 bar) se tiene que es inferior al 1%; por lo cual, cumple esta restricción.

## **Comprobación del cálculo del coeficiente global de transmisión de calor**

Para comprobar que las dimensiones del calentador son adecuadas, se calcula el coeficiente de transmisión de calor con las resistencias térmicas existentes en cada zona que se visualiza en la **¡Error! No se encuentra el origen de la referencia..**

### Cálculo de $U_{zona 1}$

Para el cálculo de  $U_{zona 1}$ , se considera que al interior del tubo de fuego existe transmisión de calor por convección forzada y radiación debido a la alta temperatura a la que entran los gases, mientras que en el exterior al tubo de fuego existe convección forzada. La expresión del coeficiente global de transmisión de calor en esta zona es:

$$U_{zona 1} = \frac{1}{\frac{1}{h_o} + r_o + r_i \left(\frac{A_e}{A_i}\right)_{zona 1} + r_w + \frac{1}{(h_i + h_r) \left(\frac{A_e}{A_i}\right)_{zona 1}}$$

### Resistencias térmicas por ensuciamiento

Las resistencias térmicas por impurezas dentro y fuera de las tuberías<sup>5</sup> para gas natural y aceite térmico, respectivamente, son:

Resistencia de ensuciamiento externo,  $r_o$ :  $0,17225 \text{ m}^2\text{C/kW}$

<sup>2</sup> Martínez, M; Diseño Conceptual de Separadores, pág. 72.

<sup>3</sup> Arnold, K; Surface Production Operating; 1986; pág. 232.

<sup>4</sup> Incropera; Fundamentos de Transferencia de Calor; 1999; pág 424.

<sup>5</sup> Tablas y gráficas de Intercambiadores de Calor-Ingeniería Térmica-UVA.

Resistencia de ensuciamiento interno,  $r_i$ : 0,17225 m<sup>2</sup>°C/kW

**Resistencia térmica por conducción**

La resistencia térmica por conducción,  $r_w$ , referida al área exterior, está dada por:

$$r_w = \frac{do}{2k} \left( \ln \left( \frac{do}{do - 2t} \right) \right)$$

Donde:

do: diámetro exterior tubo de fuego, m.

k: conductividad térmica del material, W/m°C.

t: espesor, m.

Debido a la alta temperatura a la que está expuesto el tubo de fuego, el material seleccionado es acero inoxidable refractario AISI 310, cuya conductividad térmica es 12,8 W/m°C y para el diámetro seleccionado (16 plg.), el espesor es de 8,4 mm (SCH 40). Reemplazando los valores se obtiene que  $r_w = 0,65391$  m<sup>2</sup>°C/kW.

**Coefficiente de convección externo,  $h_o$**

Se calcula en base a convección forzada exterior a tubo. Para ello, inicialmente se calculan las propiedades del aceite térmico a tres temperaturas:

Temperatura media,  $T_\infty$ :

$$T_\infty = \frac{T_{ent\ aceite} + T_{salida\ aceite}}{2} = \frac{(82,2 + 110)^\circ C}{2} = 96,1^\circ C$$

Temperatura de superficie,  $T_s$ :

$$T_s = \frac{T_{ent\ humos} + T_\infty}{2} = \frac{(1142,62 + 96,1)^\circ C}{2} = 619,3^\circ C$$

Temperatura promedio del fluido exterior,  $T_m$ :

$$T_m = \frac{T_s + T_\infty}{2} = \frac{(619,3 + 96,1)^\circ C}{2} = 357,7^\circ C$$

En la Tabla 2 se presentan las propiedades del aceite térmico a cada una de estas temperaturas, las cuales se emplearán para el cálculo de los números adimensionales.

Tabla 2. Propiedades del aceite térmico a diferentes temperaturas

Propiedad	Aceite térmico		
	$T_s$	$T_\infty$	$T_m$
Temperatura, °C	619,3	96,1	357,7
Calor específico, kJ/kgK	2,62	2,61	2,70
Viscosidad, kg/ms	0,00156	0,004875	0,00195
Conductividad térmica, W/m°C	0,130	0,135	0,131
Densidad, kg/m <sup>3</sup>	800	862	820
Número de Pr	31,475	94,250	40,250

El número de Reynolds, Re, está dado por:

$$Re = \frac{U_{\infty} * d_H * \rho}{\mu}$$

A su vez, para el cálculo de  $U_{\infty}$  se requiere previamente obtener el diámetro hidráulico de la Zona 1, el mismo que se calcula considerando que esta Zona corresponde a un segmento circular como el mostrado en la Figura 1:

$$d_H = \frac{4 * A_{paso}}{\text{Perímetro mojado}} = \frac{4 * \left( \frac{d_{coraza}^2}{4} (\theta - \text{sen}\theta) - A_{paso_{tubo\ fuego}} \right)}{\frac{d_{coraza}}{2} * \theta + \pi * d_{tubo\ fuego}}$$

Para la determinación del ángulo  $\theta$ , se consideró que  $h = d_{tubo\ fuego} + 0,15$  m; esto debido a que se estima una distancia de 15 cm entre el fondo del calentador y el tubo de fuego. De modo que,  $\theta$  está dado por:

$$\theta = 2\cos^{-1}\left(\frac{d}{r_{coraza}}\right) = 2\cos^{-1}\left(\frac{r_{coraza} - h}{r_{coraza}}\right) = 2\cos^{-1}\left(\frac{r_{coraza} - (d_{tubo\ fuego} + 0,15)}{r_{coraza}}\right)$$

Reemplazando los valores se obtiene que  $\theta = 2,52277$  radianes =  $144,5^\circ$  y  $d_H = 0,5972$  m. Por lo tanto,  $U_{\infty}$  y Re evaluado a  $T_m$  serán:

$$U_{\infty} = \frac{\text{Caudal aceite}}{\frac{\pi}{4} * d_H^2} = \frac{0,0083 \frac{m^3}{s}}{\frac{\pi}{4} * 0,5972^2} = 0,02975 \left(\frac{m}{s}\right)$$

$$Re = \frac{U_{\infty} * d_H * \rho}{\mu} = \frac{0,02975 \left(\frac{m}{s}\right) * 0,5972 \text{ m} * 820 \left(\frac{kg}{m^3}\right)}{0,00195 \left(\frac{kg}{ms}\right)} = 7471,08$$

Como  $Re > 2300$  se utiliza una correlación para calcular el número de Nusselt en flujo turbulento. En este caso se usa la ecuación de Zhuskauskas, la cual es válida para  $0,7 < Pr < 500$  y  $1 < Re < 10^6$ :

$$Nu = C * Re^m * Pr^n * \left(\frac{Pr_{\infty}}{Pr_s}\right)^{1/4}$$

Para el número de Reynolds calculado, los valores de las constantes son los siguientes:

$$C: 0,26 \quad m: 0,6 \quad n: 0,37$$

Reemplazando los valores, se tiene que el número de Nusselt,  $Nu = 283,04$  y despejando el coeficiente de convección exterior, se obtiene:

$$h_o = \frac{Nu * k}{d_{tubo\ fuego}} = \frac{283,04 * 0,131 \left(\frac{W}{m^2C}\right)}{0,4064 \text{ m}} = 0,091 \left(\frac{kW}{m^2C}\right)$$

### Coefficiente de convección interno, $h_i$

Se calcula según convección forzada interior a tubos, para lo cual se evalúan las propiedades de los humos a las temperaturas  $T_m$  y  $T_s$ :

Temperatura de superficie,  $T_s$ , se considera igual que para convección exterior, es decir  $619,3^\circ\text{C}$

Temperatura media,  $T_{\infty}$ :

$$T_{\infty} = \frac{T_{ent\ humos} + T_s}{2} = \frac{(1142,6 + 619,3)^{\circ}C}{2} = 880,96^{\circ}C$$

Temperatura promedio del fluido interior, Tm:

$$T_m = \frac{T_s + T_{\infty}}{2} = \frac{(619,3 + 880,96)^{\circ}C}{2} = 750,15^{\circ}C$$

En la Tabla 3 se muestran las propiedades de los humos evaluadas a Ts y Tm; para lo cual se ponderaron las propiedades de CO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, CO y H<sub>2</sub>O según la fracción molar que fue obtenida en la Tabla 22 para el calentador de crudo con un exceso de aire cercano al 100%.

Tabla 3. Propiedades de humos a diferentes temperaturas

Propiedad	Humos	
	Tm	Ts
Temperatura, °C	750,15	619,34
Calor específico, kJ/kgK	1,276	1,252
Viscosidad, kg/ms	4,2E-05	3,8E-05
Conductividad térmica, W/m°C	0,0679	0,0627
Densidad, kg/m <sup>3</sup>	0,3214	0,3744
Número de Prandtl	0,7803	0,7687

La velocidad de paso en el interior de los humos es:

$$U_{\infty} = \frac{\text{Caudal humos}}{\frac{\pi}{4} * d_{tubo\ fuego}^2} = \frac{0,45 \left(\frac{kg}{s}\right)}{\frac{\pi}{4} * 0,4064^2} = \frac{0,3214 \left(\frac{kg}{m^3}\right)}{\frac{\pi}{4} * 0,4064^2} = 10,794 \left(\frac{m}{s}\right)$$

El número de Reynolds para el flujo interior del tubo de fuego, reemplazando la velocidad de paso, U<sub>∞</sub> y las propiedades de los humos a Tm se obtiene que Re = 33965,63 que corresponde a régimen turbulento. El número de Nusselt se calcula con la correlación de Dittus Boelter, la cual es válida para 0,7 < Pr < 160:

$$Nu = 0,023 * Re^{0,8} * Pr^n$$

Donde n=0,3 si el fluido se enfría como es el presente caso. Reemplazando los valores de Re y Pr a Tm se obtiene que el número de Nusselt es 89,997 y despejando el coeficiente de convección interna, hi será:

$$hi = \frac{Nu * k}{d_{tubo\ fuego}} = \frac{89,997 * 0,06789 \left(\frac{W}{m^{\circ}C}\right)}{0,4064\ m} = 0,015 \left(\frac{kW}{m^2^{\circ}C}\right)$$

### Coefficiente de radiación al interior del tubo de fuego, hr

El calor cedido por radiación es

$$q_R = \sigma * \varepsilon * (T_{ent\ humos}^4 - T_{\infty}^4)$$

Conociendo la constante de Stefan Boltzman, σ (5,67\*10<sup>-8</sup> W/m<sup>2</sup>K<sup>4</sup>) y la emisividad, ε para el acero inoxidable AISI 310 (0,64) se obtiene que q<sub>R</sub> = 623,29 kW. Por otra parte, se sabe que:

$$q_R = h_R * A_R * (T_{\text{ent humos}} - T_{\infty})$$

Por lo cual despejando  $h_R$  y reemplazando los datos respectivos se tiene:

$$h_R = \frac{q_R}{A_R * (T_{\text{ent humos}} - T_{\infty})} = \frac{623,29}{7,66 \text{ m}^2 * (1142,6 - 881)^{\circ}\text{C}} = 0,311 \frac{\text{kW}}{\text{m}^2 \text{ } ^{\circ}\text{C}}$$

Una vez calculadas todas las resistencias térmicas y coeficientes de convección y radiación, se calcula el coeficiente global,  $U_{\text{zona 1}}$ , obteniéndose  $65,95 \text{ W/m}^2 \text{ } ^{\circ}\text{C}$ .

### Cálculo de $U_{\text{zona 2}}$

En la zona 2 existe convección forzada tanto al interior del haz de tubos como por el exterior al mismo. Las resistencias de ensuciamiento interior y exterior son las mismas que las indicadas para  $U_{\text{zona 1}}$ :

$$U_{\text{zona 2}} = \frac{1}{\frac{1}{h_o} + r_o + r_i \left(\frac{A_e}{A_i}\right)_{\text{zona 2}} + r_w + \frac{1}{(h_i)} \left(\frac{A_e}{A_i}\right)_{\text{zona 2}}}$$

### Resistencia térmica por conducción

Considerando la conductividad térmica del acero de baja aleación (material seleccionado para los tubos de humos),  $26,085 \text{ W/m}^{\circ}\text{C}$  y el espesor comercial para tubería de 2 plg, el cual es  $4,5 \text{ mm}$  (SCH 40), se obtiene  $r_w = 0,1899 \text{ m}^2 \text{ } ^{\circ}\text{C/kW}$ .

### Coefficiente de convección externo, $h_o$

Se calcula para convección forzada exterior a un haz de tubos. Las propiedades del aceite térmico son las mostradas en la Tabla 2. El diámetro hidráulico en esta zona está dado por:

$$d_H = \frac{4 * A_{\text{paso}}}{\text{Perímetro mojado}}$$

$$d_H = \frac{4 * \left(\frac{\pi}{4} d_{\text{coraza}}^2 - A_{\text{paso zona 1}} - \#_{\text{tubos humos}} * A_{\text{paso tubo humos}}\right)}{\pi * d_{\text{coraza}} + \#_{\text{tubo humos}} * \pi * d_{\text{tubo humos}} - \frac{d_{\text{coraza}}}{2} * \theta}$$

Reemplazando todos los datos se obtiene  $d_H = 0,1823 \text{ m}$ , con lo cual se calcula la velocidad de paso,  $U_{\infty}$ :

$$U_{\infty} = \frac{\text{Caudal aceite}}{\frac{\pi}{4} * d_H^2} = \frac{0,0083 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{\frac{\pi}{4} * 0,1823^2} = 0,3192 \left(\frac{\text{m}}{\text{s}}\right)$$

El número de tubos es 150, los cuales se consideran repartidos en 10 hileras de 15 tubos cada una según configuración rectangular, ya que no se dispone de datos bibliográficos para distribución en regiones circulares. El espaciamiento entre tubos,  $S_T$  considerado es  $1,25 * d_{\text{tubo humos}}$ ; lo cual, en este caso corresponde a  $0,0635 \text{ m}$ . Con lo cual  $U_{\text{max}}$  y  $Re$  son:

$$U_{\text{max}} = \frac{U_{\infty} * S_T}{S_T - d_{\text{tubo humos}}} = \frac{0,3192 \left(\frac{\text{m}}{\text{s}}\right) * 0,0635 \text{ m}}{(0,0635 - 0,0508) \text{ m}} = 1,596$$

$$Re = \frac{U_{max} * d_H * \rho}{\mu} = \frac{1,596 \left(\frac{m}{s}\right) * 0,1823 m * 820 \left(\frac{kg}{m^3}\right)}{0,00195 \left(\frac{kg}{ms}\right)} = 147420,04$$

Para el número de Nusselt se utiliza la correlación de Zhukauskas, la cual es válida para  $0,7 < Pr < 500$  y  $10 < Re < 10^6$  y un número de hileras  $> 20$ .

$$Nu = 0,21 * Re^{0,84} * Pr^{0,36} * \left(\frac{Pr_{\infty}}{Pr_s}\right)^{0,25}$$

Donde Re y Pr se evalúan a Tm, excepto Pr $\infty$  y Prs. Reemplazando los valores respectivos, se obtiene que el número de Nusselt es 22940. Luego es necesario realizar usar un factor de corrección debido a que el número de hileras en el diseño del calentador es menor a 20. El factor de corrección obtenido gráficamente es 0,98<sup>6</sup>; con lo cual el número de Nusselt es 22481,8. Despejando hi y reemplazando los datos del aceite térmico evaluados a Tm, se obtiene:

$$h_o = \frac{Nu * k}{d_{tubo\ humos}} = \frac{22481,8 * 0,131 \left(\frac{W}{m^2C}\right)}{0,0508 m} = 57,975 \left(\frac{kW}{m^2C}\right)$$

### Coefficiente de convección interno, hi

Se calcula para convección forzada interior en un haz de tubos. Las temperaturas Tm, Ts y T $\infty$  son las consideradas para la zona 1, por lo cual se toman las propiedades de los humos mostradas en la Tabla 3. La velocidad de paso está dada por:

$$U_{\infty} = \frac{\text{Caudal humos}}{\#_{tubo\ humos} * \frac{\pi}{4} * d_{tubo\ humos}^2} = \frac{0,45 \left(\frac{kg}{s}\right)}{150 * \frac{\pi}{4} * 0,0508^2} = 4,6055 \left(\frac{m}{s}\right)$$

El número de Reynolds, Re, está dado por:

$$Re = \frac{U_{\infty} * d_{tubo\ humos} * \rho}{\mu}$$

Reemplazando los valores se obtiene un número de Reynolds, Re, de 1811,5; que corresponde a flujo laminar. El número de Nusselt para flujo laminar se calcula la correlación de Mijeev Mijeeva

$$Nu = 4 * \left(\frac{Pr_m}{Pr_s}\right)^{0,25}$$

válida si  $l/d_{tubo\ humos} > 0,067 * Re * Pr^{5/6}$  y  $0,06 < Pr < 10$ , y

$$Nu = 1,4 * Re^{0,4} * \left(\frac{d_{tubo\ humos}}{L}\right)^{0,4} * \left(\frac{Pr_m}{Pr_s}\right)^{0,25}$$

Válida si  $l/d_{tubo\ humos} < 0,067 * Re * Pr^{5/6}$  y  $0,06 < Pr < 10$

Para las dimensiones consideradas en este ejemplo de cálculo:

$l/d_{tubo\ humos} < 0,067 * Re * Pr^{5/6}$  y  $0,06 < Pr < 10$ ; por lo cual se utiliza la segunda expresión, obteniéndose que el número de Nusselt es 4,015. Despejando hi y reemplazando los datos de los humos evaluados a Tm, se tiene:

<sup>6</sup> Calor y Frío Industrial, Universidad de Valladolid, pág. 126.

$$h_o = \frac{Nu * k}{d_{tubo\ humos}} = \frac{4,015 * 0,06789 \left(\frac{W}{m^2 \cdot C}\right)}{0,0508\ m} = 0,0054 \left(\frac{kW}{m^2 \cdot C}\right)$$

Una vez calculadas todas las resistencias térmicas y coeficientes de convección, se calcula el coeficiente global,  $U_{zona\ 2}$ , obteniéndose  $4,40\ W/m^2 \cdot C$ . A su vez reemplazando los coeficientes globales de transmisión de calor de ambas zonas, se calcula finalmente  $U_{calentador}$ :

$$U_{calentador} = \frac{U_{zona\ 1} * A_{zona\ 1} + U_{zona\ 2} * A_{zona\ 2}}{A_{total}}$$

$$U_{calentador} = \frac{65,95 \left(\frac{W}{m^2 \cdot C}\right) * 7,66\ m^2 + 4,40 \left(\frac{W}{m^2 \cdot C}\right) * 143,63\ m^2}{151,29\ m^2} = 7,52 \left(\frac{kW}{m^2 \cdot C}\right)$$

Finalmente, el producto  $U * A$  es  $1137,8\ W/^\circ C$ . Al comparar con el  $U_{calentador}$  calculado a partir del número de unidades de transferencia, NTU, en base a las dimensiones propuestas, se obtiene una diferencia del 25,03%. Por lo cual es necesario modificar las dimensiones planteadas hasta conseguir que la diferencia entre ambos sea inferior al 5%.