



ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DE CHIMBORAZO

FACULTAD DE CIENCIAS

ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA

**“OPTIMIZACIÓN ENERGÉTICA DE LAS UNIDADES DE
TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS, MEDIANTE LA
REDUCCIÓN DEL CONSUMO DE VAPOR EN REFINERÍA
ESTATAL ESMERALDAS”**

AUTORA: VIVIEN IVETTE PILATÁSIG SÍCHIQUE

DIRECTOR: ING. HANNIBAL BRITO MOINA. PhD.

TRABAJO DE TITULACIÓN

TIPO: PROYECTOS TÉCNICOS

Previa a la obtención del Título de:

INGENIERA QUÍMICA

RIOBAMBA – ECUADOR

2017

©2017, Vivien Ivette Pilatásig Síchique

Se autoriza la reproducción total o parcial, con fines académicos, por cualquier medio o procedimiento, incluyendo la cita bibliográfica del documento, siempre y cuando se reconozca el Derecho de Autor.

ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DE CHIMBORAZO
FACULTAD DE CIENCIAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA

El Tribunal de trabajo de titulación certifica que: El trabajo técnico: **OPTIMIZACIÓN ENERGÉTICA DE LAS UNIDADES DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS, MEDIANTE LA REDUCCIÓN DEL CONSUMO DE VAPOR EN REFINERÍA ESTATAL ESMERALDAS**, de responsabilidad de la señorita Vivien Ivette Pilatásig Síchique, ha sido minuciosamente revisado por los Miembros del Tribunal de Titulación, quedando autorizada su presentación.

FIRMA

FECHA

PhD. Hannibal Brito M.
**DIRECTOR DE TRABAJO DE
TITULACIÓN**

Ing. Mario Villacrés
MIEMBRO DEL TRIBUNAL

Yo, VIVIEN IVETTE PILATÁSIG SÍCHIQUE, declaro que soy responsable de las ideas, doctrinas y resultados expuestos en esta Tesis y el patrimonio intelectual de la Tesis de Grado pertenece a la Escuela Superior Politécnica de Chimborazo.

VIVIEN IVETTE PILATÁSIG SÍCHIQUE

DECLARACIÓN DE AUTENTICIDAD

Yo, VIVIEN IVETTE PILATÁSIG SÍCHIQUE, declaro que el Trabajo de Titulación tipo Proyectos Técnicos denominado: “OPTIMIZACIÓN ENERGÉTICA DE LAS UNIDADES DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS, MEDIANTE EL CONSUMO DE VAPOR EN REFINERIA ESTATAL ESMERALDAS” es de mi autoría y que los resultados del mismo son auténticos y originales. Los textos constantes en el documento que provienen de otra fuente están debidamente citados y referenciados.

Como autor, asumo la responsabilidad legal y académica de los contenidos de este trabajo de titulación.

Riobamba, 12 de octubre del 2017

Vivien Ivette Pilatásig Síchique

Cédula de Identidad: 080378762-1

DEDICATORIA

A Dios por darme vida, salud, conocimiento y más que todo por permitirme compartir de este logro con cada uno de mis seres queridos.

A mis padres, por haberme inculcado desde pequeña luchar siempre por mis sueños; mostrando humildad y respeto hacia los demás. Así mismo, por estar siempre ahí cuando más los necesitaba, brindándome palabras de aliento y amor.

Vivien Pilatásig

*“Queda prohibido no sonreír a los problemas,
no luchar por lo que quieres, abandonarlo todo por miedo,
no convertir en realidad tus sueños.” (Pablo Neruda)*

ABREVIATURA

Δp	Caída de presión en el lado tubo (Kg/cm ² g)
ΔP	Caída de presión en el lado carcasa (Kg/cm ² g)
Δt	Diferencia de temperatura en el lado tubo (°C)
ΔT	Diferencia de temperatura en el lado carcasa (°C)
ε	Eficiencia térmica (%)
ρ_A	Densidad del agua amarga (Kg/m ³)
ω	Factor acéntrico (adimensional)
A	Área de transferencia de calor (m ²)
ASTM	Asociación Americana de Ensayo de Materiales
C	Razón de capacidad calorífica (KJ/s °C)
C_A	Razón de capacidad calorífica del agua amarga (KJ/s °C)
C_D	Razón de capacidad calorífica del agua despojada (KJ/s °C)
C_{\min}	Razón de capacidad calorífica mínima (KJ/s °C)
cp	Calor específico (KJ/Kg °C)
DCS	Sistema de Control Distribuido Master
f	Factor de corrección (adimensional)
LMTD	Diferencia Media Logarítmica de Temperatura (°C)
\dot{m}	Flujo másico (Kg/h)
\dot{m}_A	Flujo másico del agua amarga (Kg/h)
N	Número de pasos por el lado carcasa
NTU	Número de unidades de transferencia (adimensional)
P_c	Presión crítica (bar)
p_1	Presión del agua amarga a la entrada del lado tubo (Kg/cm ² g)

p_2	Presión del agua amarga a la salida del lado tubo (Kg/cm ² g)
P_1	Presión del agua despojada a la entrada del lado carcasa (Kg/cm ² g)
P_2	Presión del agua despojada a la salida del lado carcasa (Kg/cm ² g)
Q	Transferencia de calor real (W)
$Q_{\text{máx}}$	Transferencia máxima de calor (W)
R	Razón de capacidad (adimensional)
REE	Refinería Estatal Esmeraldas
R^2	Coefficiente de determinación (adimensional)
S	Razón de efectividad (adimensional)
SOTE	Sistema de Oleoducto Transecuatoriano
t_1	Temperatura del agua amarga a la entrada del lado tubo (°C)
t_2	Temperatura del agua amarga a la salida del lado tubo (°C)
T	Temperatura (°C)
T_c	Temperatura crítica (K)
T_r	Temperatura reducida (adimensional)
T_1	Temperatura del agua despojada a la entrada del lado carcasa (°C)
T_2	Temperatura del agua despojada a la salida del lado carcasa (°C)
U	Coefficiente global de transferencia de calor (Kcal/m ² h °C)
\dot{V}_A	Flujo volumétrico del agua amarga (m ³ /h)
V_m	Volumen molar (m ³ * mol ⁻¹)
x	Tiempo (h)

TABLA DE CONTENIDO

	Páginas
RESUMEN	xxii
ABSTRACT	xxiii
INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO 1	
1. DIAGNÓSTICO Y DEFINICIÓN DEL PROBLEMA	2
1.1. Identificación del problema	2
1.2. Justificación del proyecto	3
1.3. Línea base del proyecto	4
1.4. Beneficiarios directos e indirectos	7
CAPÍTULO 2	
2. OBJETIVOS DEL PROYECTO	8
2.1. General	8
2.2. Específicos	8
CAPÍTULO 3	
3. ESTUDIO TÉCNICO PRELIMINAR	9
3.1. Localización del proyecto	9
3.1.1. <i>Macrolocalización</i>	9
3.1.2. <i>Microlocalización</i>	10
3.2. Ingeniería del proyecto	11
3.2.1. <i>Marco conceptual</i>	11
3.2.1.1. <i>Refinería</i>	11
3.2.1.1.1. <i>Refinería Estatal Esmeraldas (REE)</i>	11
3.2.1.2. <i>Servicios Auxiliares</i>	12

3.2.1.2.1.	<i>Vapor de agua</i>	13
3.2.1.3.	<i>Unidades de tratamiento de aguas amargas</i>	13
3.2.1.3.1.	<i>Tratamiento de aguas amargas</i>	14
3.2.1.3.2.	<i>Proceso Químico</i>	14
3.2.1.4.	<i>Optimización de procesos industriales</i>	15
3.2.2.	<i>Metodología</i>	16
3.2.2.1.	<i>Recopilación de la documentación</i>	16
3.2.2.2.	<i>Reconocimiento del campo de investigación</i>	16
3.2.2.3.	<i>Toma de datos</i>	17
3.2.2.4.	<i>Registro de datos</i>	17
3.2.3.	<i>Métodos y técnicas</i>	18
3.2.3.1.	<i>Método del coeficiente global de transferencia de calor</i>	18
3.2.3.2.	<i>Simulación de procesos</i>	19
3.2.3.3.	<i>Análisis</i>	19
3.2.4.	<i>Desarrollo del proyecto</i>	22
3.2.4.1.	<i>Propuesta 1</i>	22
3.2.4.2.	<i>Propuesta 2</i>	30
3.2.4.2.1.	<i>Fase I</i>	31
3.2.4.2.2.	<i>Fase II</i>	38
3.2.4.2.3.	<i>Fase III</i>	42
3.2.5.	<i>Datos</i>	43
3.2.5.1.	<i>Datos Experimentales</i>	43
3.2.5.2.	<i>Datos Adicionales</i>	49
3.2.6.	<i>Cálculos y resultados</i>	51
3.2.6.1.	<i>Cálculos específicos</i>	51
3.2.6.1.1.	<i>Cálculo de la caída de presión en el lado carcasa</i>	51
3.2.6.1.2.	<i>Cálculo de la caída de presión en el lado tubo</i>	51
3.2.6.1.3.	<i>Cálculo del rango de temperaturas en el lado carcasa</i>	52
3.2.6.1.4.	<i>Cálculo del rango de temperaturas en el lado tubo</i>	52
3.2.6.1.5.	<i>Transferencia máxima de calor</i>	53
3.2.6.1.5.1.	<i>Determinación de la razón de capacidad calorífica</i>	53
3.2.6.1.5.2.	<i>Determinación de la razón de capacidad calorífica mínima</i>	54
3.2.6.1.5.3.	<i>Cálculo de la transferencia máxima de calor</i>	54
3.2.6.1.6.	<i>Eficiencia Térmica</i>	54
3.2.6.1.6.1.	<i>Determinación de la transferencia de calor real</i>	54
3.2.6.1.6.2.	<i>Cálculo de la eficiencia térmica</i>	55

3.2.6.1.7.	<i>Diferencia media logarítmica de temperatura corregida</i>	56
3.2.6.1.7.1.	<i>Determinación de los parámetros R y S</i>	56
3.2.6.1.7.2.	<i>Determinación de la diferencia media logarítmica de temperatura</i>	57
3.2.6.1.7.3.	<i>Determinación del parámetro S*</i>	57
3.2.6.1.7.4.	<i>Determinación del factor de corrección de la LMTD</i>	58
3.2.6.1.7.5.	<i>Cálculo de la LMTD corregida</i>	58
3.2.6.1.8.	<i>Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor</i>	58
3.2.6.1.9.	<i>Cálculo del número de unidades de transferencia</i>	59
3.2.6.1.10.	<i>Determinación del tiempo de operación continua del tren de precalentamiento</i>	59
3.2.6.2.	<i>Resultados</i>	62
3.2.6.2.1.	<i>Propuesta 1</i>	62
3.2.6.2.1.1.	<i>Variación del flujo de carga: Condiciones actuales vs. condiciones de prueba</i>	62
3.2.6.2.1.2.	<i>Variación del consumo de vapor: Condiciones actuales vs. condiciones de prueba</i>	63
3.2.6.2.1.3.	<i>Variación de la concentración de H₂S y NH₃ en la descarga: Condiciones actuales vs. condiciones de prueba</i>	64
3.2.6.2.1.4.	<i>Comportamiento del coeficiente global de transferencia de calor en función del tiempo</i>	66
3.2.6.2.2.	<i>Propuesta 2</i>	69
3.2.6.2.2.1.	<i>Comportamiento de la curva temperatura vs. número de platos de la unidad Z1</i>	69
3.2.6.2.2.2.	<i>Variación de la curva temperatura vs. número de platos de la unidad Z3.</i>	69
3.2.6.2.2.3.	<i>Comportamiento térmico del sistema de reflujo de la unidad Z1</i>	71
3.2.6.2.2.4.	<i>Variación de la temperatura del pumparound de la unidad Z3</i>	72
3.3.	Proceso de producción	75
3.3.1.	Propuesta 1	75
3.3.2.	Propuesta 2	76
3.4.	Requerimientos de tecnología, equipos y maquinaria	77
3.5.	Discusión de resultados	78
3.5.1.	Propuesta 1	78
3.5.2.	Propuesta 2	82
3.6.	Análisis de costo/beneficio del proyecto	83
3.6.1.	Propuesta 1	83
3.6.2.	Propuesta 2	91

3.7.	Conclusiones y recomendaciones.....	96
3.7.1.	<i>Conclusiones</i>.....	96
3.7.2.	<i>Recomendaciones</i>.....	97
3.8.	Cronograma de ejecución del proyecto.....	98

BIBLIOGRAFÍA

ANEXOS

ÍNDICE DE TABLAS

	Páginas
Tabla 1-3: Caracterización geográfica de la provincia de Esmeraldas.....	9
Tabla 2-3: Plan de muestreo de las variables (temperatura y presión) tomadas en Campo.....	17
Tabla 3-3: Formato de registro para los datos (flujos másicos y presiones) tomados en campo y del DCS correspondientes al Z1-E1.....	18
Tabla 4-3: Formato de registro para las temperaturas de entrada y salida tomadas en campo del Z1-E1 A/B.....	18
Tabla 5-3: Métodos químicos para caracterizar los flujos de descarga de las unidades de tratamiento de aguas amargas.....	19
Tabla 6-3: Temperaturas de entrada y salida del tren de precalentamiento (Z1-E1) operando en las condiciones de prueba.....	23
Tabla 7-3: Parámetros del vapor de baja presión consumido por la unidad Z1 durante las condiciones de prueba.....	24
Tabla 8-3: Resultados de los análisis realizados al agua amarga y despojada de la unidad Z1, durante las condiciones de prueba.....	24
Tabla 9-3: Temperaturas de entrada y salida del tren de precalentamiento (Z3-E1) operando en las condiciones de prueba.....	25
Tabla 10-3: Parámetros del vapor de baja presión consumido por la unidad Z3 durante las condiciones de prueba.....	26
Tabla 11-3: Resultados de los análisis realizados al agua amarga y despojada de la unidad Z3, durante las condiciones de prueba.....	26
Tabla 12-3: Temperaturas de entrada y salida del tren de precalentamiento (Z1-E1) operando en las condiciones actuales.....	27
Tabla 13-3: Parámetros del vapor de baja presión consumido por la unidad Z1 durante las condiciones actuales.....	28
Tabla 14-3: Resultados de los análisis realizados al agua amarga y despojada de la unidad Z1, durante las condiciones actuales.....	28
Tabla 15-3: Temperaturas de entrada y salida del tren de precalentamiento (Z3-E1) operando en las condiciones actuales.....	29
Tabla 16-3: Parámetros del vapor de baja presión consumido por la unidad Z3 durante las condiciones actuales.....	30
Tabla 17-3: Resultados de los análisis realizados al agua amarga y despojada de la unidad Z3, durante las condiciones actuales.....	30

Tabla 18-3:	Composición de las corrientes de carga y descarga de la unidad de tratamiento de aguas amargas Z1.....	31
Tabla 19-3:	Parámetros normales de operación de las corrientes de la unidad de tratamiento de aguas amargas Z1.....	32
Tabla 20-3:	Composición de las corrientes de carga y descarga de la unidad de tratamiento de aguas amargas Z3.....	33
Tabla 21-3:	Parámetros normales de operación de las corrientes de la unidad de tratamiento de aguas amargas Z3.....	34
Tabla 22-3:	Datos de diseño vs datos del simulador de la unidad de tratamiento de aguas amargas Z1.....	37
Tabla 23-3:	Datos de diseño vs datos del simulador de la unidad de tratamiento de aguas amargas Z3.....	38
Tabla 24-3:	Promedio de flujos (carga y descarga) tomados a través del sistema de control distribuido master (DCS) de la unidad Z1.....	44
Tabla 25-3:	Promedio del flujo de vapor (LP) tomado a través del sistema de control distribuido master (DCS) de la unidad Z1.....	44
Tabla 26-3:	Promedio de costos (Kg/semana) de la generación de vapor (LP) para el funcionamiento de la unidad Z1.....	45
Tabla 27-3:	Promedio de temperaturas tomadas en campo del tren de intercambiadores de calor (Z1-E1 A/B).....	45
Tabla 28-3:	Promedio de resultados de los análisis realizados al agua amarga y despojada de la unidad Z1.....	46
Tabla 29-3:	Promedio del flujo de vapor (LP) tomado a través del sistema de control distribuido master (DCS) en la unidad Z3.....	46
Tabla 30-3:	Promedio de costos (Kg/semana) de la generación de vapor (LP) para el funcionamiento de la unidad Z3.....	47
Tabla 31-3:	Promedio de flujos másicos tomados a través del sistema de control distribuido master (DCS) en la unidad Z3.....	47
Tabla 32-3:	Promedio de temperaturas tomadas en campo del tren de intercambiadores de calor (Z3-E1 A/B).....	48
Tabla 33-3:	Promedio de resultados de los análisis realizados al agua amarga y despojada de la unidad Z3.....	49
Tabla 34-3:	Datos adicionales de los flujos de carga y descarga de las unidades de tratamiento de aguas amargas Z1 y Z3.....	49
Tabla 35-3:	Datos adicionales de los principales equipos de la unidad de tratamiento de aguas amargas Z1.....	50

Tabla 36-3:	Datos adicionales de los principales equipos de la unidad de tratamiento de aguas amargas Z3.....	50
Tabla 37-3:	Capacidades de las bombas de la unidad de tratamiento de aguas amargas Z1.....	50
Tabla 38-3:	Capacidades de las bombas de la unidad de tratamiento de aguas amargas Z3.....	50
Tabla 39-3:	Resultados de la determinación del coeficiente global de transferencia de calor (U) de la unidad de tratamiento de aguas amargas Z1.....	67
Tabla 40-3:	Resultados de la determinación del coeficiente global de transferencia de calor (U) de la unidad de tratamiento de aguas amargas Z3.....	68
Tabla 41-3:	Resultados expuestos por el simulador, de acuerdo al comportamiento de la curva temperatura vs. número de platos de la despojadora Z1-V2.....	70
Tabla 42-3:	Resultados expuestos por el simulador, de acuerdo al comportamiento de la curva temperatura vs. número de platos de la despojadora Z3-V2.....	71
Tabla 43-3:	Resultados expuestos por el simulador, de acuerdo a la temperatura del pumparound en la despojadora Z1-V2.....	74
Tabla 44-3:	Resultados expuestos por el simulador, de acuerdo a la variación de la temperatura del pumparound en la despojadora Z3-V2.....	74
Tabla 45-3:	Listado de los programas computacionales empleados en el desarrollo del proyecto.....	78
Tabla 46-3:	Instrumentación empleada para la toma de temperaturas y presiones directamente en campo.....	78
Tabla 47-3:	Equipos de laboratorio utilizados para la caracterización de las cargas y descargas de las unidades de despojamiento.....	78
Tabla 48-3:	Costo mensual de la generación de vapor de alta, media y baja presión en el año 2016.....	84
Tabla 49-3:	Carga de alimentación (agua amarga) a la unidad Z1, operando en las condiciones actuales.....	86
Tabla 50-3:	Tasas de consumo (Kg/ m ³) por parte de la unidad Z1, operando en las condiciones actuales.....	86
Tabla 51-3:	Costo económico del consumo de vapor LP en la unidad Z1, operando en las condiciones actuales.....	86
Tabla 52-3:	Carga de alimentación (agua amarga) a la unidad Z1, operando en las condiciones de prueba.....	87
Tabla 53-3:	Tasas de consumo (Kg/ m ³) por parte de la unidad Z1, operando en las condiciones de prueba.....	87

Tabla 54-3:	Costo económico del consumo de vapor LP en la unidad Z1, operando en las condiciones de prueba.....	87
Tabla 55-3:	Carga de alimentación (agua amarga) a la unidad Z3, operando en las condiciones actuales.....	88
Tabla 56-3:	Tasas de consumo (Kg/ m ³) por parte de la unidad Z3, operando en las condiciones actuales.....	88
Tabla 57-3:	Costo económico del consumo de vapor LP en la unidad Z3, operando en las condiciones actuales.....	89
Tabla 58-3:	Carga de alimentación (agua amarga) a la unidad Z3, operando en las condiciones de prueba.....	89
Tabla 59-3:	Tasas de consumo (Kg/ m ³) por parte de la unidad Z3, operando en las condiciones de prueba.....	89
Tabla 60-3:	Costo económico del consumo de vapor LP en la unidad Z3, operando en las condiciones de prueba.....	90
Tabla 61-3:	Carga de alimentación (agua amarga) a la unidad Z1, operando en las condiciones de prueba.....	91
Tabla 62-3:	Tasa de consumo por parte de la unidad Z1, operando en las condiciones de prueba.....	92
Tabla 63-3:	Costo monetario del consumo de vapor LP en la unidad Z1, operando en las condiciones de prueba.....	92
Tabla 64-3:	Carga de alimentación (agua amarga) a la unidad Z3, operando en las condiciones actuales.....	92
Tabla 65-3:	Tasas de consumo (Kg/ m ³) por parte de la unidad Z3, operando en las condiciones actuales.....	93
Tabla 66-3:	Costo monetario del consumo de vapor en la unidad Z3 operando en las condiciones actuales.....	93
Tabla 67-3:	Carga de alimentación (agua amarga) a la unidad Z3, operando en las condiciones de prueba.....	93
Tabla 68-3:	Tasa de consumo por parte de la unidad Z3, operando en las condiciones de prueba.....	93
Tabla 69-3:	Costo monetario del consumo de vapor LP en la unidad Z3, operando en las condiciones de prueba.....	94
Tabla 70-3:	Detalle de la inversión para la optimización de las unidades de tratamiento de aguas amargas.....	95

ÍNDICE DE FIGURAS

	Páginas
Figura 1-3: Localización geográfica de la provincia de Esmeraldas.....	9
Figura 2-3: Vista satelital de la Refinería Estatal Esmeraldas (REE).....	10
Figura 3-3: Vista frontal de la entrada principal de Refinería Estatal Esmeraldas (REE).....	11
Figura 4-3: Diagrama de la unidad Z1, según las corrientes de carga y descarga.....	32
Figura 5-3: Diagrama de la unidad Z1, según los parámetros de las corrientes (PARTE 1).....	32
Figura 6-3: Diagrama de la unidad Z1, según los parámetros de las corrientes (PARTE 2).....	33
Figura 7-3: Diagrama de la unidad Z3, según las corrientes de carga y descarga.....	34
Figura 8-3: Diagrama de la unidad Z3, según los parámetros de las corrientes (PARTE 1).....	34
Figura 9-3: Diagrama de la unidad Z3, según los parámetros de las corrientes (PARTE 2).....	35
Figura 10-3: Modelo de simulación de la unidad Z1.....	39
Figura 11-3: Modelo de simulación de la unidad Z3.....	39
Figura 12-3: Especificaciones técnicas de la despojadora Z1-V2.....	40
Figura 13-3: Especificaciones técnicas de la despojadora Z3-V2.....	40
Figura 14-3: Comportamiento de la presión vs. número de platos en el stripper (Z3-V2).....	41
Figura 15-3: Perfil térmico de la despojadora Z3-V2.....	41
Figura 16-3: Modelo de simulación de la unidad Z1, con bypass.....	42
Figura 17-3: Modelo de simulación de la unidad Z3, con bypass.....	43
Figura 18-3: Especificaciones técnicas de la despojadora Z1-V2, con bypass.....	69
Figura 19-3: Conducta de la curva T vs. N° de platos, del Z3-V2 con bypass (CASO I).....	69
Figura 20-3: Conducta de la curva T vs. N° de platos, del Z3-V2 con bypass (CASO II).....	70

Figura 21-3:	Perfil térmico del stripper Z1-V2, con bypass.....	72
Figura 22-3:	Perfil térmico del stripper Z3-V2 con bypass (CASO III).....	72
Figura 23-3:	Especificaciones del vapor consumido (CASO III).....	72
Figura 24-3:	Perfil térmico del stripper Z3-V2 con bypass (CASO IV).....	73
Figura 25-3:	Especificaciones del vapor consumido (CASO IV).....	73
Figura 26-3:	Diagrama P&ID de la Unidad de Tratamiento de Aguas Amargas Z1.....	75

ÍNDICE DE GRÁFICOS

	Páginas
Gráfico 1-3: Variación del flujo de carga en la unidad Z1 durante ambas condiciones.....	62
Gráfico 2-3: Variación del flujo de carga en la unidad Z3 durante ambas condiciones.....	62
Gráfico 3-3: Variación del consumo de vapor frente a la temperatura de carga hacia Z1-V2.....	63
Gráfico 4-3: Variación del consumo de vapor frente a la temperatura de carga hacia Z3-V2.....	63
Gráfico 5-3: Concentración de H ₂ S y NH ₃ en la descarga de Z1, bajo las condiciones actuales.....	64
Gráfico 6-3: Concentración de H ₂ S y NH ₃ en la descarga Z1, bajo las condiciones de prueba.....	64
Gráfico 7-3: Concentración de H ₂ S y NH ₃ en la descarga de Z3, bajo las condiciones actuales.....	65
Gráfico 8-3: Concentración de H ₂ S y NH ₃ en la descarga Z3, bajo las condiciones de prueba.....	65
Gráfico 9-3: Comportamiento de U en f (t) del Z1-E1 A/B.....	66
Gráfico 10-3: Comportamiento de U en f (t) del Z3-E1 A/B.....	66

ÍNDICE DE FOTOGRAFÍAS

	Páginas
Fotografía 1-1: Vista frontal de la unidad de tratamiento de aguas amargas Z1 en REE.....	5
Fotografía 1-3: Vista lateral de las unidades de tratamiento de aguas amargas.....	13

INDICE DE ANEXOS

- ANEXO A.** Registro de Control de la Unidad de Tratamiento de Aguas Amargas Z1.
Figura 1A: Plantilla para cálculos de ingeniería en Excel.
- ANEXO B.** Ejecución de pruebas con el tren de precalentamiento de la unidad Z1.
Fotografía 1B: Alineación del Z1-E1 A/B/C/D.
Fotografía 2B: Desalineación del Z1-E1 C/D.
- ANEXO C.** Ejecución de pruebas con el tren de precalentamiento de la unidad Z3.
Fotografía 1C: Alineación del Z3-E1 A/B.
Fotografía 2C: Desalineación del Z3-E1 B.
- ANEXO D.** Plan de Mantenimiento Preventivo.
Tabla 1D: Plan de Mantenimiento Preventivo para la unidad de tratamiento de aguas amargas Z1.
Tabla 2D: Plan de Mantenimiento Preventivo para la unidad de tratamiento de aguas amargas Z3.
- ANEXO E.** Diseño del sistema de reflujo de la unidad Z1 bajo las condiciones actuales.
Figura 1E: Vista lateral derecha de las bombas de reflujo Z1_P4 A/B en las condiciones actuales.
Figura 2E: Vista lateral derecha de la bomba de reflujo Z1_P4 A en las condiciones actuales.
Figura 3E: Vista superior de las bombas de reflujo Z1_P4 A/B en las condiciones actuales.
- ANEXO F.** Diseño del sistema de reflujo de la unidad Z1 bajo las condiciones propuestas.
Figura 1F: Vista frontal de las Z1_P4 A/B en las condiciones propuestas.
Figura 2F: Vista lateral de la Z1_P4 A en las condiciones propuestas.
Figura 3F: Vista superior de las Z1_P4 A/B en las condiciones propuestas.

RESUMEN

Se optimizó energéticamente las unidades de tratamiento de aguas amargas, mediante la reducción del consumo de vapor en la Refinería Estatal Esmeraldas. Para ello, se plantearon dos propuestas: La primera, consistió en operar el tren de intercambiadores de calor completo; mientras que, la segunda se basó en la implementación de un spillback y una válvula de tres vías en el sistema de reflujo. Para la determinación de la propuesta más viable, se enfocó el análisis en los siguientes aspectos: Técnico, ambiental y económico, a través de la utilización de una metodología de tipo lógica deductiva. Durante el desarrollo de la propuesta 1, se estimó el tiempo de operación continua-eficiente del tren de precalentamiento; mediante el comportamiento del coeficiente global de transferencia de calor (U) a lo largo del tiempo. Mientras que, en la propuesta N° 2, se simuló la válvula de tres vías en el sistema de reflujo, por medio de una línea que sale del plato 7 de la despojadora y re-ingresa por el plato 1. Se calculó que, el tiempo de operación continua-eficiente para las unidades Z1 y Z3, es de 6 y 9 meses; con una tasa de consumo de vapor 42,378 y 44,228 puntos menos que el actual. Esto representa, un ahorro económico para la empresa de 70281,89 y 163790,13 dólares, respectivamente. Por su parte, la propuesta 2, generó un ahorro de 93963,41 y 132051,71 dólares; como consecuencia de una tasa de consumo de 152,253 y 200,993 Kg/m³ en las plantas Z1 y Z3, respectivamente. Se determinó que, la propuesta 1 es la más viable desde el punto de vista técnico, ambiental y económico. Se recomienda implementar el spillback, como medio de protección para las bombas de reflujo sobredimensionadas de la unidad Z3.

PALABRAS CLAVE: <INGENIERÍA Y TECNOLOGÍA QUÍMICA>, <TECNOLOGÍA DE LOS PROCESOS INDUSTRIALES>, <OPTIMIZACIÓN DE PROCESOS> <VAPOR> <AGUA AMARGA> <DESTILACIÓN> <PENG ROBINSON (MODELO DE SIMULACIÓN)> <ESMERALDAS (CANTÓN)>

ABSTRACT

The bitter water treatment units were optimized energetically by reducing steam consumption at the state-owned Esmeraldas refinery. For this purpose, two proposals were proposed: The first consisted of operating the complete heat exchanger train; while, the second was based on the implementation of a spillback and a three-way valve in the pump around. To the determination of the most viable proposal, the analysis focused on the following aspects: Technical, environmental and economic, with a deductive logic methodology. During the development of proposal 1, the continuous-efficient operation time of the preheating train was estimated; through the behavior of the global coefficient of heat transfer (U) over time. Whereas, in proposal N° 2, the three-way valve was simulated in the pump around, by means of a line exiting the tray 7 from stripper and reentering by the tray 1. It was calculated that the continuous efficient operation time for units Z1 and Z3 is 6 and 9 months; with a rate of steam consumption 42,378 and 44,228 points less than the current. This represents an economic saving to the company of 70281,89 and 163790,13 dollars respectively. On the other hand, proposal 2 generated a saving of 93963,41 and 132051,71 dollars, because of a consumption rate of 152,253 and 200,993 Kg/m³ in the plants Z1 and Z3 respectively. It was determined that proposal 1 is the most viable from the technical, environmental and economic point of view. It is recommended to implement the spillback as a means of protection for the oversized pumps around of the Z3 unit.

KEY WORDS: <ENGINEERING AND CHEMICAL TECHNOLOGY>, <INDUSTRIAL PROCESS TECHNOLOGY>, <OPTIMIZATION OF PROCESSES>, <STEAM>, <BITTER WATER>, <DISTILLATION>, <PENG ROBINSON (SIMULATION MODEL)>, <ESMERALDAS (CANTON)>

INTRODUCCIÓN

La Refinería Estatal Esmeraldas (REE) fue construida durante la década de los setenta, con la finalidad de procesar el crudo proveniente de la región amazónica del Ecuador, y obtener así un sinnúmero de productos derivados del petróleo (Gasolinas, LPG, lubricantes, asfaltos, entre otros); además de una considerable aportación en relación a los ingresos económicos del país.

No obstante, da inicio a sus actividades años más tarde de su fundación; contando con una capacidad de refinación de 55600 barriles diarios (BPD), y en 1987 sufre una primera ampliación que le permitiría procesar unos 90000 barriles de petróleo por día. Hoy por hoy, la Refinería Estatal Esmeraldas (REE), posee una capacidad productiva equivalente a los 110000 barriles diarios.

Sin embargo, con la rehabilitación llevada a cabo hace poco; se ha conseguido a más de incrementar la eficiencia de refinación como consecuencia de la adquisición de nuevos equipos para FCC, aumentar la producción de aguas amargas y por consiguiente que las unidades encargadas de tratar este tipo de aguas, operen con rendimientos energéticos poco óptimos.

Es por esta razón que, haciendo uso de una metodología de tipo lógica deductiva; se han planteado dos propuestas, cuyo principal objetivo busca: Optimizar energéticamente las unidades de tratamiento de aguas amargas (Z1 y Z3), mediante la reducción del consumo de vapor por parte de cada una de éstas. Para ello, primero se realizó un diagnóstico en cuanto al flujo de vapor inyectado en las plantas de despojamiento, bajo las condiciones normales de operación.

Luego, se construyó una línea base con las variables del proceso (temperaturas, presiones y flujos másicos) tomados en campo y del DCS en los escenarios actuales; con la intención de validar el modelo de simulación en estado estacionario de las unidades Z1 y Z3 para modificaciones técnicas en el sistema de reflujo (propuesta 2). Así también, se llevó a cabo el seguimiento diario del tren de precalentamiento correspondiente a cada una de estas plantas, con el propósito de calcular periódicamente el coeficiente global de transferencia de calor (propuesta 1).

Una vez validados los modelos con el programa PETRO-SIM V.6.1, se procedió a simular la acción de una válvula de tres vías y un spillback en el pumparound. De igual manera con los valores de U calculados, se estimó el tiempo de operación continua-eficiente del tren de precalentamiento operando bajo las condiciones de la propuesta 1, para así finalmente, elegir la propuesta con los resultados más óptimos, en cuanto al consumo de vapor se refiere.

CAPITULO 1

1. DIAGNÓSTICO Y DEFINICIÓN DE PROBLEMA

1.1. Identificación del problema

Actualmente, la eficiencia energética de las Unidades de Tratamiento de Aguas Amargas en la Refinería Estatal Esmeraldas (REE), se ha visto reducida a causa de la rehabilitación sufrida hace poco por la Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado (FCC). Pues si bien es cierto, dicha rehabilitación no solamente provocó un aumento de productividad en FCC, sino que también significó un incremento en la carga de alimentación a estas plantas de tratamiento de aguas amargas.

Motivo por el cual, Refinería Estatal Esmeraldas se vio en la necesidad de implementar una tercera planta de Despojamiento (Z3); con el propósito de suplir la demanda de tratamiento de estas aguas ricas en NH_3 y H_2S . Ahora bien, al verse modificada una de las variables del proceso, como ocurre en este caso con el flujo de alimentación; el resto de las variables termodinámicas (temperaturas y presiones) también se han visto afectadas.

Y es ahí, en donde radica el presente problema a tratar; puesto que en su momento se realizaron ciertos ajustes en el proceso, con la finalidad de mantener la puesta en marcha, al igual que la estabilidad de estas unidades de despojamiento. Re-ajustes, sin embargo, que no han sido del todo evaluados, y que más bien ocasionaron que dichas plantas se encuentren operando con rendimientos por debajo del 50% y con un consumo de vapor para nada conveniente.

De igual forma, la implementación de una tercera unidad de despojamiento (Z3), representó un incremento en el consumo de vapor, y debido a que los costos monetarios para la generación del mismo en la unidad de Utilidades, son significativos a largo plazo; resulta ser un proceso en cuanto a términos financieros se refiere, poco rentable para la empresa.

1.2. Justificación del proyecto

Al pasar de los años, el tema sobre la contaminación del medio ambiente ha venido tratándose con un mayor grado de responsabilidad por parte de cada una de las naciones del mundo, creando leyes de Prevención y Control para asegurar el bienestar del planeta; y a su vez estableciendo severas sanciones en caso de llegar a incumplirse con lo expuesto en la Legislación.

Por tal motivo, es que las diferentes industrias generadoras de los principales contaminantes, son hoy en día las más preocupadas por regir sus actividades de modo que sean lo más amigables posible con la naturaleza. Es ahí, en donde las refinerías juegan un papel imprescindible para preservar el entorno que nos rodea, pues si bien es cierto, constituyen la mayor fuente de polución.

Claro está, Refinería Estatal Esmeraldas (REE) también dispone de unidades especialmente diseñadas para el tratamiento de cada uno de estos gases y líquidos tóxicos tanto para la salud de la población, así como la del ambiente. Tal es el caso de las plantas de tratamiento de aguas amargas, en cuyo proceso, el vapor juega un papel trascendental con respecto a la eficiencia energética de cada una de ellas.

Sin embargo, al ser el vapor el primordial elemento para conseguir un buen despojamiento de estos contaminantes, y sabiendo de antemano que la producción del mismo le genera al país importantes costos a largo plazo; resulta ser de vital importancia la búsqueda de potenciales propuestas, las cuales permitan conseguir similares o porque no, mejores resultados energéticos; además de una reducción considerable en el consumo de vapor dentro del proceso.

Finalmente, es preciso destacar que desde el inicio del presente trabajo de titulación se ha contado con el respaldo de EP PETROECUADOR, misma que ha brindado todas las facilidades para el desarrollo del proyecto; poniendo a disposición recursos económicos, técnicos y humanos.

1.3. Línea base del proyecto

Las unidades de tratamiento de aguas amargas en la Refinería Estatal Esmeraldas (REE), se encuentran operando hoy por hoy con capacidades por debajo del 70%. De igual forma, el tren de precalentamiento en cada una de ellas; se maneja con rendimientos mínimos (< 50%), como consecuencia de mantener en funcionamiento la mitad del tren de intercambiadores de calor. Esto indudablemente, provoca que variables como temperaturas y flujos másicos, no se estén aproximando a los parámetros de diseño; causando así, un desperdicio en cuanto a recursos económicos se refiere.

Resulta preciso denotar que, estas plantas de despojamiento (Z1 y Z3) son estructuralmente similares, y se encuentran constituidas por: Un tambor desgasificador, un tren de precalentamiento, una torre despojadora, un rehervidor de tipo termosifón y un sistema de reflujo; con la excepción de que el tren de precalentamiento de la unidad Z1, está compuesto por 4 intercambiadores de calor de tipo carcasa y tubos; mientras que el de la Z3, lo conforman únicamente 2 intercambiadores de calor de tipo doble tubo.

De igual forma, las aguas amargas enviadas a estas plantas con la finalidad de remover el 99% de H_2S y el 80% de NH_3 , son químicamente iguales. Puesto que, dichas aguas provienen de un mismo cabezal, en el cual se juntan las descargas provenientes de los recipientes C-V4, C-V16, TV1-V16 y F-V10. A propósito, estas cargas de alimentación, son repartidas convenientemente, para que las plantas de tratamiento no operen por debajo del 60% de su capacidad (23710 kg/h).

Ahora bien, el proceso da inicio con la entrada del agua amarga a un tambor desgasificador (Z1-V1), en este recipiente se separan los hidrocarburos presentes en la misma, como consecuencia del sobre flujo causado por la diferencia de sus densidades. La parte de hidrocarburos es dirigida, internamente en el tambor, hacia un compartimiento, y de ahí por medio de la bomba (Z1-P1), es enviada al tanque de SLOP.

El agua amarga separada, continúa en la línea del proceso, y mediante la bomba de carga (Z1-P2 A/B) alimenta la despojadora (Z1-V2). Antes de ingresar la carga a la torre; ésta es previamente calentada al pasar a través de un tren de precalentamiento (Z1-E1 A/B/C/D), más específicamente por el lado tubo de los intercambiadores de calor; mientras que por el lado carcasa, circula el agua despojada, procedente del fondo de la despojadora o stripper.

Cabe recalcar que, este tren de precalentamiento opera en forma de relevo, es decir; durante un determinado periodo de tiempo, se manejan los intercambiadores de calor Z1-E1 A/B, y después, de dar por terminado dicho ciclo, opera la otra mitad Z1-E1 C/D. Sin embargo, esto ocasiona que, la despojadora sea alimentada con una carga de aproximadamente 67 °C; lo cual implica, un mayor consumo de vapor por parte del rehervidor (Z1-E2).

Una vez pre-calentada el agua amarga, ésta es enviada hacia la torre Z1-V2. La razón de flujo con la que se alimenta el stripper es controlada por medio de un controlador de flujo (Z1_FC11). Además, la despojadora o stripper está compuesta por 26 platos. Los 6 primeros actúan como condensadores de contacto; mientras que los 20 restantes como medios filtrantes para el despojamiento.



Fotografía 1-1. Vista frontal de la unidad de tratamiento de aguas amargas Z1 en REE.

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

El principio de funcionamiento de la columna, consiste esencialmente en calentar la carga hasta su punto de ebullición; con la finalidad de despojar el NH_3 y H_2S presentes en el agua amarga. Esto ocurre, puesto que, al calentar dicha carga a una temperatura de 120 °C, se produce la evaporación tanto del agua como de los contaminantes presentes; y a medida que éstos van ascendiendo plato a plato, se va dando lugar al proceso de remoción.

Por otro lado, al mantener una temperatura de 85 °C en el domo de la despojadora, se asegura la condensación únicamente del vapor de agua; mas no la de los gases amoniacales, logrando de esta

manera su salida hacia un tratamiento final. Así mismo, es necesario controlar una presión de 0,85 kg/cm²g en el domo, al igual que una temperatura de 120 °C en el fondo de la torre.

No obstante, la despojadora también cuenta con un sistema de reflujo; mediante el cual se logra controlar la temperatura en el domo de la torre en 85 °C. Esto es posible, debido a que en el interior de la torre se encuentra un platillo acumulador, entre los platos 6 y 7. A continuación, este flujo es enviado por medio de las bombas de reflujo (Z1-P4 A/B) hacia un aerofriador (Z1-E4), con la intención de disminuir su temperatura, para luego, re-ingresarlo a la despojadora por el plato 1.

La relación que se maneja para controlar la temperatura de la cima del stripper en 85 °C con el reflujo, es inversamente proporcional; es decir que, al aumentar el reflujo, disminuye la temperatura en el domo; mientras que, al disminuir el reflujo, la temperatura en el domo aumenta. De igual forma, para mantener la temperatura del fondo de la torre en 120 °C, se dispone de un rehervidor de tipo termosifón; el cual actúa como un sistema de calentamiento, por medio de la inyección del vapor de baja presión (50 PSI g).

Esto sucede, puesto que al ser el rehervidor, un tipo de intercambiador de calor, se permite que el fluido de menor temperatura (agua de fondo), incremente su valor, como resultado del contacto indirecto con un fluido de mayor temperatura (vapor de baja presión).

Finalmente, el agua despojada (120 °C), es transportada mediante las bombas (Z1-P3 A/B) hacia el tren de intercambiadores de calor (Z1-E1 A/B/C/D), para dar paso al pre-calentamiento de la carga; cumplido dicho objetivo, el agua despojada, con una temperatura entre los 85 – 95 °C es enviada a la unidad de crudo para su reutilización.

1.4. Beneficiarios directos e indirectos

EP PETROECUADOR, es el principal beneficiario con el desarrollo del presente trabajo de titulación; debido a que la finalidad del mismo, consiste básicamente en la reducción del consumo de vapor en las Unidades de Tratamiento de Aguas Amargas de la Refinería Estatal Esmeraldas (REE). Es decir que, de darse dicha disminución en el consumo de vapor; se le estaría generando a la empresa, así como al Estado, un significativo ahorro en cuanto al marco financiero se refiere.

Por otro lado, la ciudadanía esmeraldeña también se vería beneficiada de manera indirecta; pues si bien es cierto, al lograrse la optimización energética de estas Unidades de Despojamiento, se estaría de igual forma disminuyendo el ataque agresivo contra el Ambiente y por ende hacia la salud de las personas que habitan en sus cercanías.

CAPITULO 2

2. OBJETIVOS DEL PROYECTO

2.1. General:

- ✓ Optimizar energéticamente las Unidades de Tratamiento de Aguas Amargas, mediante la reducción del consumo de vapor en Refinería Estatal Esmeraldas.

2.2. Específicos:

- ✓ Evaluar el actual desempeño energético de las Unidades de Tratamiento de Aguas Amargas (Z1 y Z3); mediante el seguimiento diario del proceso, para la determinación del consumo de vapor en cada una de ellas.
- ✓ Determinar la viabilidad de operación del tren de intercambiadores de Calor de las unidades Z1 y Z3 sin relevo; por medio de la ejecución de pruebas en campo con la finalidad de obtener una reducción en el consumo de vapor dentro del proceso.
- ✓ Estimar el tiempo de operatividad eficiente de los trenes de intercambiadores de calor de las unidades de despojamiento manejándose en las condiciones propuestas; por medio de cálculos de ingeniería, para la elaboración de un plan de mantenimiento preventivo.
- ✓ Construir una línea base para la simulación del proceso de las Unidades de Tratamiento de Aguas Amargas; mediante la utilización de los datos adquiridos en campo y del Sistema de Control Distribuido Master (DCS).
- ✓ Sugerir la propuesta más viable desde el punto de vista técnico, ambiental y económico; mediante el análisis de los resultados obtenidos por cada una de las propuestas planteadas, para una posible implementación de la misma por parte de EP PETROECUADOR.

CAPITULO 3

3. ESTUDIO TÉCNICO

3.1. Localización del proyecto

3.1.1. Macrolocalización

Tabla 1-3: Caracterización geográfica de la provincia de Esmeraldas.

País	Ecuador
Región	Costa
Zona de Planificación	1
Provincia	Esmeraldas
Cantón	Esmeraldas
Parroquia	Esmeraldas
Clima	Es variado, se encuentra entre tropical subhúmedo y subtropical húmedo.

Fuente: (Morejón, 2012)

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.



Figura 1-3: Localización geográfica de la provincia de Esmeraldas.

Fuente: (Morejón, 2012)

3.1.2. Microlocalización

El desarrollo del presente proyecto técnico es llevado a cabo en la Refinería Estatal Esmeraldas (REE), específicamente en el área de Azufre, bajo las coordenadas geográficas UTM WGS 84 (X:645.591; Y:103.287; ZONA:17N). Su localización, es en efecto, un espacio idóneo para los trabajos a ser realizados por una instalación de este tipo; puesto que, al estar rodeada de otras plantas, como es el caso de TERMOESMERALDAS, contribuye al establecimiento de una zona meramente industrial.



Figura 2-3: Vista satelital de la Refinería Estatal Esmeraldas (REE).

Fuente: (Google Earth, 2016)

Cabe recalcar que, esta plataforma petrolera fue construida estratégicamente al suroeste de la ciudad de Esmeraldas, en el km 7 ½ de la vía que conduce al cantón Atacames y a unos 300 metros del río Teaone; con la intención de aislar los gases contaminantes lo más posible de la población. Sin embargo, hoy en día, debido a la creciente expansión urbana hacia sus alrededores, se ha generado un considerable impacto socio-ambiental. Pues si bien es cierto, constantemente los barrios vecinos se quejan de las perjudiciales emisiones causadas por las actividades de ésta.

Por otro lado, se conoce que Esmeraldas posee una humedad con un rango del 50 – 80%; al igual de una dirección del viento que va desde el sureste y suroeste hacia el norte de la ciudad. Así mismo, gracias a la exorbitante vegetación, de la cual es propietaria esta provincia, es que, acertadamente se le ha denominado como, “tierra verde”. Razón por la cual, y además en combinación con la corriente del Niño, le permiten mantener a la capital, temperaturas que varían

entre los 22 y 36 °C; mientras que su precipitación anual oscila entre los 800 y 5500 mm. (Gordillo, 2008).



Figura 3-3: Vista frontal de la entrada principal de la Refinería Estatal Esmeraldas (REE).

Fuente: (Google Earth, 2016)

3.2. Ingeniería del proyecto

3.2.1. Marco conceptual

3.2.1.1. Refinería

Es una planta industrial destinada a procesar el crudo, con el propósito de obtener diversos productos, tales como: Gases licuados de petróleo, gasolinas, querosenos, destilados, fuelóleos, aceites lubricantes, asfaltos, y entre otros derivados petroquímicos. El esquema de producción de cada refinería es diferente, depende de: La complejidad de su proceso, costes de refinación, tipo de crudo, capacidad, etc. (Benítez, 2005)

3.2.1.1.1. Refinería Estatal Esmeraldas (REE)

Es la plataforma industrial encargada de la refinación del petróleo más grande del país. Actualmente procesa 110000 barriles de crudo entre 24 y 25 °API, que son transportados desde los campos petroleros de la Amazonía Ecuatoriana a través del Sistema de Oleoducto Transecuatoriano (SOTE).

La Refinería Estatal Esmeraldas está constituida por:

Unidades de Proceso:

- ✓ Destilación atmosférica
- ✓ Destilación al vacío
- ✓ Reductoras de viscosidad
- ✓ Tratamiento Merox: Para Jet Fuel, Gasolina y LPG.
- ✓ Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado (FCC)
- ✓ Unidades de oxidación de asfaltos
- ✓ Hidrodesulfuradora de Nafta Pesada (HDT)
- ✓ Unidades de Reformación Catalítica con Regeneración Continua (CCR)
- ✓ Hidrodesulfuradora de diésel (HDS)

Unidades de Servicios Auxiliares:

- ✓ Calderas de Vapor de Alta Presión
- ✓ Turbogeneradores
- ✓ Compresores de Aire
- ✓ Sistema de tratamiento de agua para calderas

Unidades para Reducir el Impacto sobre el Medio Ambiente:

- ✓ Unidades de Tratamiento de Gas Combustible
- ✓ Unidades de Tratamiento de Aguas Amargas

3.2.1.2. *Servicios Auxiliares*

Son unidades imprescindibles para una planta industrial, cuya función consiste en mantener una operación óptima, confiable y continua de los procesos; sin siquiera llegar a participar directamente en los mismos, pero que sin su presencia el funcionamiento de la planta sería insostenible. Entre los principales servicios auxiliares, se pueden citar los siguientes: (Miranda, 2016)

- Calderas de vapor
- Instalaciones de aire comprimido
- Tratamiento de aguas residuales
- Torres de enfriamiento
- Electricidad
- Equipos antiincendios
- Gases

3.2.1.2.1. Vapor de agua

Es el gas obtenido a partir de la ebullición o evaporación del agua líquida, así como de la sublimación del hielo, lo cual sucede; ya que las moléculas de agua en estado líquido se encuentran constantemente uniéndose y separándose; razón por la cual al adicionar suficiente calor las moléculas de agua se rompen más rápido de lo que vuelven a formarse, hasta conseguir definitivamente romper las uniones que las mantienen juntas (TLV Compañía Especialista en vapor, 2013).

3.2.1.3. Unidades de Tratamiento de Aguas Amargas

Son instalaciones industriales encargadas de remover alrededor del 99% de H_2S y el 95% de NH_3 presentes en las aguas ácidas, provenientes de las actividades realizadas por cada una de las unidades de proceso de una refinería, principalmente: FCC, HDS, HDT Crudo y Visbreaking. Con el propósito de poder reutilizar o verter dicha agua al río con valores reducidos de estos contaminantes (REFINERÍA ESTATAL ESMERALDAS REE, 2005, p.3).



Fotografía 1-3: Vista lateral de las unidades de tratamiento de aguas amargas.

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Cada una de estas plantas de tratamiento (Z1 y Z3), posee una capacidad de procesamiento equivalente a los 23700 kg/h de agua amarga. Además, están divididas en tres secciones:

- Zona de Desgasificación
- Zona de Despojamiento
- Zona de Inyección de Sosa Cáustica

3.2.1.3.1. *Tratamiento de aguas amargas*

En las refinerías el tratamiento aplicado a las aguas de proceso, empleadas principalmente en el desalado del crudo, consiste esencialmente en una destilación con vapor. Para lo cual, se requiere de una columna despojadora, un rehervidor y un condensador. La carga de agua amarga es alimentada por la parte superior de la despojadora y desde esta etapa empieza su descenso a través de la columna.

A su vez, en el rehervidor se suministra el calor necesario, para que el agua de fondos pase de estado líquido a gaseoso, facilitando así su ascenso por medio de los platos perforados. A medida que el vapor asciende y el líquido desciende, se da un contacto en equilibrio que permite la transferencia de los componentes más volátiles (NH_3 y H_2S) desde la fase líquida hacia el vapor, logrando de esta forma, el enriquecimiento del vapor a costa del empobrecimiento del líquido.

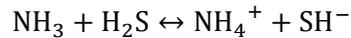
Dicho principio se repite en cada plato de la columna. El vapor ascendente, es evacuado de la despojadora como un destilado rico en contaminantes, manejándose antes de su salida una temperatura de $85\text{ }^\circ\text{C}$; misma que asegura únicamente la condensación del vapor de agua mas no las de los gases amoniacales, los cuales serán quemados en un tratamiento posterior.

El condensado pobre en NH_3 y H_2S es regresado a la despojadora, mientras que, en un plato acumulador ubicado por encima de la etapa de alimentación, se maneja un reflujo con el condensado rico en contaminantes, el cual permite controlar la temperatura de este reflujo en $60\text{ }^\circ\text{C}$. Por último, en el fondo de la columna, el líquido despojado, es retirado y enviado hacia un tren de intercambiadores de calor, con la finalidad de disminuir su temperatura en $58\text{ }^\circ\text{C}$ (Asociación Alemana de Saneamiento, 1986).

3.2.1.3.2. *Proceso Químico*

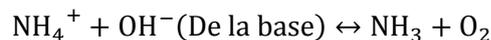
El proceso de despojamiento, da inicio con la etapa de desgasificación, en la cual parte del amoníaco y sulfuro de hidrógeno (fase gaseosa), presentes en el agua amarga son separados por efecto de una evaporación instantánea; misma que es producida debido a un aumento en el volumen, lo cual, a su vez disminuye la presión y permite que los componentes más livianos alcancen su punto de ebullición, siendo luego arrastrados por la parte superior del tambor.

Por otro lado, el amoníaco y sulfuro de hidrógeno restantes en el agua amarga, al ser una base y ácido débil respectivamente, se ionizan parcialmente en solución acuosa, estabilizando el equilibrio de la siguiente manera:



El principio de despojamiento de agua amarga, se basa en la adición de calor para reducir la solubilidad del NH_4^+ y SH^- en fase gaseosa, más la dilución y reducción de amoníaco gaseoso y H_2S por la acción de los vapores que se elevan del rehervidor. Dando como resultado final, el desplazamiento efectivo del equilibrio de la ecuación anterior hacia la izquierda; es decir, que el NH_3 y H_2S , serían fácilmente despojados como un gas.

Sin embargo, al ser el amoníaco extremadamente soluble en agua, puede permanecer en ésta, así como algunas de sus sales; tal es el caso del NH_4Cl , quien es capaz de causar problemas de ensuciamiento. Este amonio residual puede ser separado de la solución por medio de la inyección de una base fuerte, como es el caso del NaOH , dando lugar a la siguiente reacción:



Finalmente, resultando posible despojar este amonio libre (REE, 2005, p.4).

3.2.1.4. *Optimización de procesos industriales*

Es la acción a ser ejecutada por las industrias con el propósito de hallar el máximo o mínimo de una variable cualquiera, tomando en consideración ciertas restricciones; es decir, ya sea maximizando o minimizando una función, se está optando por el mejor proceso de entre varias posibles alternativas. Para que un proceso sea considerado como el mejor, debe cumplir con las siguientes metas: (Monsalve, 2014)

- ✓ Evitar desperdicios (materia prima).
- ✓ Reducir costos de operación.
- ✓ Disminuir los tiempos de producción.
- ✓ Incrementar la calidad del producto.
- ✓ Seguridad en el trabajo.

Básicamente, en las industrias, el término optimización de procesos es equivalente a un incremento en la productividad; claro está, recurriendo siempre al mejor método. Existen esencialmente dos alternativas para que esto ocurra:

- ✓ Obteniendo la misma producción, a costa de la utilización de menos recursos.
- ✓ Aumentando la producción, a costa de la utilización de los mismos recursos.

3.2.2. Metodología

En cuanto a la metodología empleada, a continuación, se detalla paso a paso cada una de sus etapas:

3.2.2.1. Recopilación de la documentación

- ✓ Se realizó una búsqueda de toda aquella información (Data Sheet, Diagramas P&ID, Certificados de Inspección, Manual de Procedimientos, etc.) necesaria para entender el funcionamiento de las Unidades de Tratamiento de Aguas Amargas de la Refinería Estatal Esmeraldas (REE).
- ✓ Así también, se llevaron a cabo varias entrevistas de tipo presencial tanto con el jefe, así como ingenieros de proceso, supervisores y operadores del área de Catalíticas III; con la finalidad de plantear posibles propuestas que permitan dar una solución al problema en cuestión.
- ✓ Una vez planteadas las potenciales propuestas a desarrollarse, se dio inicio a la revisión bibliográfica pertinente, es decir; procedimientos y técnicas que hayan sido sustentados en proyectos de naturaleza similar al del presente trabajo de titulación; para de esta manera asegurar la validez de los resultados a obtenerse al finalizar el estudio.

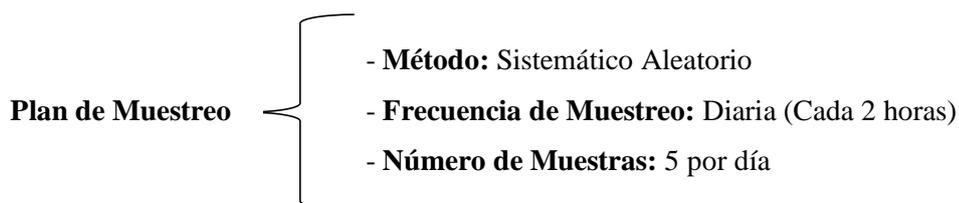
3.2.2.2. Reconocimiento del campo de investigación

- ✓ Durante esta etapa, se llevó a cabo un recorrido a través de las Unidades de Tratamiento de Aguas Amargas (Z1 y Z3), mismo que permitió identificar cada uno de los equipos con interés de estudio (intercambiadores de calor); así como también, verificar si la instrumentación a utilizarse (Manómetros, Termómetros, etc.) se hallaba instalada de forma estratégica, con la intención de realizar mediciones.

- ✓ Por otro lado, se efectuó el respectivo seguimiento de líneas, con el propósito de comprender a cabalidad tanto la distribución de flujos de aguas amargas y despojadas, así como el proceso operativo realizado por las unidades citadas anteriormente.

3.2.2.3. Toma de datos

- ✓ Es preciso indicar, que los diferentes parámetros (Temperaturas, presiones y flujos másicos) a manejar; han sido tomados directamente en campo, así como con ayuda del Sistema de Control Distribuido Master (DCS) propiedad de EP PETROECUADOR.



A continuación, se detalla en la siguiente tabla el horario aplicado para la toma de datos en las plantas de tratamiento de aguas amargas:

Tabla 2-3: Plan de muestreo de las variables (temperatura y presión) tomadas en campo. *

TURNO	MEDICIÓN	LUNES	MARTES	MIERCOLES	JUEVES	VIERNES	SÁBADO
07H30 – 16H30	1	08H00	08H00	08H00	08H00	08H00	08H00
	2	10H00	10H00	10H00	10H00	10H00	10H00
	3	12H00	12H00	12H00	12H00	12H00	12H00
	4	14H00	14H00	14H00	14H00	14H00	14H00
	5	16H00	16H00	16H00	16H00	16H00	16H00

Realizado por: Vivien Pilatásig. 2017.

* El horario exhibido pertenece exclusivamente al turno N° 2, para el área operativa de la Refinería Estatal Esmeraldas, incluyendo el día domingo.

3.2.2.4. Registro de datos

- ✓ Para el registro de los valores tomados en planta, se construyó el siguiente formato en Excel; de manera que el almacenamiento de datos sea por día, así como los cálculos de eficiencia con respecto a los intercambiadores de calor de las unidades de tratamiento de aguas amargas Z1 y Z3. (Ver Anexo A)

Tabla 3-3: Formato de registro para los datos (flujos másicos y presiones) tomados en campo y del DCS correspondientes al Z1-E1.

PARÁMETRO	FLUIDO	UNIDADES	MEDICIÓN 1	MEDICIÓN 2	MEDICIÓN 3	MEDICIÓN 4	MEDICIÓN 5	PROMEDIO
FLUJO MÁSICO	A. AMARGA	Kg/h						
	A. DESPOJADA							
	VAPOR DE BAJA							
PRESIÓN (Z1-E1)	A. AMARGA (IN)	Kg/cm ² -g						
	A. AMARGA (OUT)							
	A. DESPOJ (IN)							
	A. DESPOJ (OUT)							

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 4-3: Formato de registro para las temperaturas de entrada y salida tomadas en campo del Z1-E1 A/B.

IDENTIFICACIÓN DEL EQUIPO	FLUIDO	TEMPERATURA (°C)	MEDICIÓN 1	MEDICIÓN 2	MEDICIÓN 3	MEDICIÓN 4	MEDICIÓN 5	PROMEDIO
Z1-E1	AGUA AMARGA	ENTRADA						
		SALIDA						
	AGUA DESPOJADA	ENTRADA						
		SALIDA						
Z1-E2	VAPOR DE BAJA	ENTRADA						
	AGUA DE FONDOS	ENTRADA						
		SALIDA						
Z1-E4	AGUA DE REFLUJO	ENTRADA						
		SALIDA						

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

3.2.3. Métodos y Técnicas

3.2.3.1. Método del coeficiente global de transferencia de calor

Este método permite supervisar el rendimiento de un intercambiador de calor, y consiste esencialmente en:

- ✓ Calcular periódicamente el coeficiente global de transferencia de calor del tren de intercambiadores de calor, mediante el uso de los datos (temperaturas y flujos másicos) tomados en campo.
- ✓ Construir un diagrama coeficiente global de transferencia de calor en función del tiempo $U f$ (t).
- ✓ Calcular el tiempo (meses) de operatividad continua del tren de intercambiadores de calor, a través de la ecuación de la recta hallada.
- ✓ Elaborar un plan de mantenimiento preventivo en base a los resultados obtenidos.

3.2.3.2. Simulación de procesos

- ✓ Por medio de la utilización de herramientas computacionales, como es el caso del simulador PETRO-SIM V.6.1, propiedad de EP PETROECUADOR; se procedió a realizar las respectivas modificaciones en el proceso de despojamiento de aguas amargas, con la finalidad de poner en marcha la propuesta N° 2 y así determinar su viabilidad técnica y económica.

3.2.3.3. Análisis

- ✓ Los análisis empleados para controlar que el proceso realizado por las Unidades de Tratamiento de Aguas Amargas se encuentre en correcto funcionamiento, consisten esencialmente en determinar el contenido de H_2S y NH_3 , presentes en los flujos de descarga. En la siguiente tabla, se detallará cada una de las principales características en cuanto a estos ensayos:

Tabla 5-3: Métodos químicos para caracterizar los flujos de descarga de las unidades de tratamiento de aguas amargas.

Parámetro	Método	Rango Permisible	Unidad
Concentración de NH_3	ASTM D-1426	2-110	mg/L
Concentración de H_2S	UOP -163	0 -1,3	mg/L % M

Fuente: (Laboratorio REE, 2017)

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Para cumplir con el objetivo general de este trabajo de titulación, mismo que consiste en optimizar energéticamente las Unidades de Tratamiento de Aguas Amargas de la Refinería Estatal Esmeraldas (REE), mediante la reducción del consumo de vapor; se han planteado las siguientes propuestas:

✓ **Propuesta 1:** Tren de Pre calentamiento

Trata básicamente en operar el tren de intercambiadores de calor completo (Z1-E1 A/B/C/D), debido a que, en la actualidad, operan únicamente dos; mientras que los dos restantes se mantienen como relevo, en caso de presentarse algún inconveniente técnico. Se optó por esta resolución puesto que, Z1 era la única unidad encargada de tratar las aguas amargas procedentes de las actividades de Crudo I y II, Visbreaking II y FCC.

Sin embargo, es preciso destacar que dicha maniobra no es considerada del todo inadmisibles; sino por el contrario, significó en su momento y bajo las condiciones explicadas recientemente, una solución lo suficientemente razonable para lograr mantener en equilibrio tanto la continuidad del proceso como los intereses del Medio Ambiente.

Por otro lado, para los cálculos de ingeniería efectuados en el diseño original de esta unidad, se considera a los 4 intercambiadores de calor (A/B/C/D) en operación. Razón por la cual, la temperatura de diseño con la que se alimenta a la despojadora (Z1-V2) es de 106,10 °C. Lo cual permite que, al ingresar la carga con una temperatura considerablemente alta, no se requiera inyectar demasiado vapor (50 PSI g) con el objeto de conservar el perfil térmico de la torre.

Ahora bien, la ventaja con la que se cuenta para el desarrollo de esta propuesta, es que al disponer de válvulas que permitan restringir el paso tanto de la carga como la descarga a través del tren de intercambiadores de calor; es que se pueden desalinear dos intercambiadores y mantener en operación los otros dos, sin tener que paralizar el proceso de la planta, lo cual es muy conveniente para la ejecución de este proyecto.

No obstante, la desventaja que presenta el poner en funcionamiento el tren de intercambiadores de calor completo, radica en que al no poder controlar el flujo de agua amarga que llega a la planta de tratamiento; puesto que, se depende de la carga que esté enviando FCC, Visbreaking y Crudo, se corre el riesgo de que por a o b motivo dichas unidades envíen más hidrocarburo que agua; ocasionando que el hidrocarburo incremente el “fouling” en el tren de pre calentamiento y por ende disminuya su eficiencia térmica.

Considerando cada uno de estos aspectos, se procedió a realizar un seguimiento en campo de cada uno de los parámetros que intervienen en el rendimiento del Z1-E1 A/B (operación vigente), con la finalidad de calcular periódicamente el coeficiente global de transferencia de calor (U) y determinar así gráficamente el comportamiento del mismo a través del tiempo.

Por último, es preciso indicar que, este procedimiento es aplicable para ambas plantas, con la única diferencia de que en Z3, al alinear el tren de precalentamiento completo (Z3-E1 A/B), simplemente se manipularan dos intercambiadores de calor, como se ha expuesto anteriormente, en la línea base del proyecto.

✓ **Propuesta 2:** Sistema de Reflujo

Por su parte, esta propuesta tiene que ver con el sistema de reflujo, del cual disponen cada una de las unidades de despojamiento. Pues si bien es cierto, para controlar una de las variables del proceso, se puede hacer uso de éste; ya que mantiene una relación inversamente proporcional con la temperatura del domo del stripper; es decir, si se disminuye la cantidad de reflujo en el sistema, aumenta la temperatura en el domo y viceversa. No obstante, dicha relación se ha visto limitada por el flujo mínimo de las bombas Z3-P4 A/B, encargadas de gobernar el reflujo del sistema.

Asimismo, es importante mencionar el fenómeno que se presenta a medida que se va aumentando la temperatura en el domo; puesto que al incrementar ésta, por medio de una transferencia de calor por conducción, también aumenta la temperatura en el fondo de la despojadora. Pudiéndose controlar de esta forma, la temperatura, mediante dos alternativas, y ya no exclusivamente por la inyección de vapor (50 PSI g).

Ahora bien, con respecto a la limitación antes mencionada, se han considerado los siguientes arreglos técnicos con la intención de dar solución a dicho inconveniente: El primero de ellos, consiste esencialmente en tratar el problema que existe al instante de controlar la temperatura del domo con el reflujo; debido a que, para ello no es posible disminuir el reflujo por debajo de los 27710 kg/h, valor que expresa el flujo mínimo de las bombas Z3-P4 A/B.

Y es que, en realidad, no resulta factible, ya sea refiriéndose en términos financieros o técnicos, operar una bomba por debajo de su flujo mínimo; porque se está corriendo el riesgo de que la misma experimente un fenómeno de cavitación que, en caso de prolongarse por un periodo largo de tiempo, afectaría en gran medida el rendimiento del equipo.

Motivo por el cual, se ha optado por la implementación de un spillback como medio de protección para las bombas. La función del spillback radica en que al tener como restricción un flujo mínimo equivalente a los 27710 kg/h, se podrá alimentar un reflujo mucho menor a éste; sin siquiera afectar la integridad mecánica de las Z3-P4 A/B, mismas que disponen de un flujo máximo equivalente a los 95600 kg/h.

Además, resulta preciso enfatizar el sobredimensionamiento al cual han sido expuestas las bombas del sistema de reflujo. Ya que, al tener una capacidad de carga de tal magnitud, representa un gran inconveniente al instante de manipular la planta; pues si bien es cierto, no es posible disminuir el reflujo, con el propósito de incrementar aún más la temperatura en el domo y por consiguiente disminuir la cantidad de vapor que se está inyectando al rehervidor (Z3-E2), para mantener una temperatura de 120 °C en el fondo de la despojadora.

Por otro lado, el sistema de reflujo también cuenta con unos aero-enfriadores (Z3-E4 A/B); cuyo objetivo consiste en re-ingresar el flujo hacia la despojadora con una temperatura entre los 50 y 60 °C; manifestándose en este punto la necesidad del segundo ajuste técnico. Esto se debe, puesto que al enviar un flujo másico menor por estos Z3-E4 A/B; el proceso de enfriamiento lo estaría afectando en una mayor proporción, que en el caso de que el flujo másico fuera un poco mayor.

Razón por la cual, para corregir este inconveniente, se ha resuelto asimismo por la implementación de una válvula de tres vías, conectada a la línea después de los enfriadores; en donde, controladamente parte del flujo másico será enviado a través de los aero-enfriadores; mientras que el resto del flujo los rodeará (bypass), con la finalidad de mantener un set point de la temperatura en 60 °C.

Finalmente, el procedimiento explicado, es el mismo para la unidad Z1; empleando como técnica, la simulación del proceso. Pues indiscutiblemente, dichos ajustes no pueden ser llevados a cabo en la realidad; sin antes haber evaluado sus ventajas y desventajas desde un punto de vista operativo, económico y ambiental.

3.2.4. *Desarrollo del proyecto*

3.2.4.1. *Propuesta 1*

Para la ejecución de esta propuesta, las autoridades e ingenieros de procesos del área de Azufre, inicialmente concedieron un plazo de una semana, para realizar las respectivas pruebas con el tren de precalentamiento de cada una de las unidades de despojamiento.

Las pruebas consisten esencialmente en alinear el tren de intercambiadores de calor completo tanto de la unidad Z1, como el de la Z3; para así evaluar su desempeño, a través de los datos emitidos por ellas en dichas condiciones (Ver Anexos: B-C). A continuación, se presentan tabulados los datos tomados en campo y del Sistema de Control Distribuido Master (DCS) durante el periodo de prueba:

Tabla 6-3: Temperaturas de entrada y salida del tren de precalentamiento (Z1-E1) operando en las condiciones de prueba. *

No.	FLUIDO	FLUJO MÁSIICO (Kg/h)	TEMPERATURA (°C)	CONDICIONES DE PRUEBA
				OPERANDO Z1-E1 A/B/C/D
1	A. Amarga	15192,437	INLET	40,667
			OUTLET	96,333
	A. Despojada	15780,063	INLET	120,000
			OUTLET	64,000
2	A. Amarga	16289,553	INLET	40,000
			OUTLET	98,375
	A. Despojada	14426,148	INLET	120,000
			OUTLET	64,788
3	A. Amarga	16034,236	INLET	39,800
			OUTLET	95,700
	A. Despojada	16201,888	INLET	119,800
			OUTLET	63,450
4	A. Amarga	15418,616	INLET	38,980
			OUTLET	91,000
	A. Despojada	16116,662	INLET	119,400
			OUTLET	68,000
5	A. Amarga	18168,852	INLET	39,400
			OUTLET	80,500
	A. Despojada	17257,046	INLET	118,200
			OUTLET	78,600

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

* Los valores exhibidos, han sido tomados durante el periodo comprendido entre el 03 hasta el 07 de marzo del 2017.

Tabla 7-3: Parámetros del vapor de baja presión consumido por la unidad Z1 durante las condiciones de prueba. *

No.	FLUIDO	FLUJO MÁSIKO (Kg/h)
1	VAPOR DE BAJA PRESIÓN (50 PSI g, 148 °C)	2694,973
2		2641,828
3		2602,126
4		3012,818
5		3727,592

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

* Los valores exhibidos, han sido tomados durante un lapso de cinco días, comprendidos entre el 03 hasta el 07 de marzo del 2017.

Tabla 8-3: Resultados de los análisis realizados al agua amarga y despojada de la unidad Z1, durante las condiciones de prueba. *

No.	Condiciones de Prueba	Método	Concentración de NH ₃		UNIDADES	Método	Concentración de H ₂ S		UNIDADES
			INLET	OUTLET			INLET	OUTLET	
1	OPERANDO Z1 – E1 A/B/C/D	ASTM D-1426 Rango Permisible (< 110)	1450,000	13,800	mg/L	UOP -163 Rango Permisible (< 1,3)	5,290	0,000	mg/L % M
2			1575,000	10,310			6,000	0,000	
3			1637,000	10,000			5,750	0,000	
4			1161,000	22,350			6,060	0,000	
5			1022,000	11,120			5,820	0,000	

Fuente: (Laboratorio REE, 2017)

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

* Los valores exhibidos, han sido tomados durante un lapso de cinco días, comprendidos entre el 03 hasta el 07 de marzo del 2017.

Tabla 9-3: Temperaturas de entrada y salida del tren de precalentamiento (Z3-E1) operando en las condiciones de prueba. *

No.	FLUIDO	FLUJO MÁSICO (Kg/h)	TEMPERATURA (°C)	CONDICIONES DE PRUEBA
				OPERANDO Z3-E1 A/B
1	A. Amarga	18967,148	INLET	38,680
			OUTLET	91,700
	A. Despojada	18420,532	INLET	122,550
			OUTLET	69,700
2	A. Amarga	19540,652	INLET	39,250
			OUTLET	91,100
	A. Despojada	18832,142	INLET	121,300
			OUTLET	68,800
3	A. Amarga	19209,508	INLET	39,850
			OUTLET	92,100
	A. Despojada	19022,548	INLET	122,450
			OUTLET	69,850
4	A. Amarga	21195,478	INLET	38,294
			OUTLET	97,700
	A. Despojada	21303,898	INLET	124,200
			OUTLET	66,600
5	A. Amarga	21798,098	INLET	40,954
			OUTLET	100,600
	A. Despojada	22144,758	INLET	122,300
			OUTLET	65,250

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

* Los valores exhibidos, han sido tomados durante un lapso de cinco días, comprendidos entre el 17 hasta el 21 de enero del 2017.

Tabla 10-3: Parámetros del vapor de baja presión consumido por la unidad Z3 durante las condiciones de prueba. *

No.	FLUIDO	FLUJO MÁSIKO (Kg/h)
1	VAPOR DE BAJA PRESIÓN (50 PSI g, 148 °C)	3831,160
2		3969,328
3		3855,362
4		3876,433
5		3900,007

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

* Los valores exhibidos, han sido tomados durante un lapso de cinco días, comprendidos entre el 17 hasta el 21 de enero del 2017.

Tabla 11-3: Resultados de los análisis realizados al agua amarga y despojada de la unidad Z3, durante las condiciones de prueba. *

No.	Condiciones de Prueba	Método	Concentración de NH ₃		UNIDADES	Método	Concentración de H ₂ S		UNIDADES
			INLET	OUTLET			INLET	OUTLET	
1	OPERANDO Z3 - E1 A/B	ASTM D-1426 Rango Permisible (< 110)	2139,000	10,000	mg/L	UOP -163 Rango Permisible (< 1,3)	5,200	0,000	mg/L % M
2			1798,000	8,300			11,540	0,000	
3			2010,000	6,880			5,860	0,000	
4			1122,000	6,280			9,820	0,000	
5			1102,000	7,680			6,450	0,000	

Fuente: (Laboratorio REE, 2017)

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

* Los valores exhibidos, han sido tomados durante un lapso de cinco días, comprendidos entre el 17 hasta el 21 de enero del 2017.

Una vez terminada la fase de prueba, se desalinearon los intercambiadores de calor que en un inicio se hallaban en estado no operativo, para así luego; poder tomar los datos en campo y del DCS de las unidades de tratamiento de aguas amargas, funcionando bajo las condiciones actuales de operación.

Cabe recalcar que, durante esta etapa, también se iba controlando que variables tales como: Flujo de alimentación (agua amarga), temperatura de carga y flujo de pumparound, se encuentren lo más cercanos posible a los valores considerados para el periodo de prueba; todo esto, con la

intención de poder comparar posteriormente, los resultados conseguidos en ambas condiciones. Dichos valores, se muestran en las siguientes tablas:

Tabla 12-3: Temperaturas de entrada y salida del tren de precalentamiento (Z1-E1) operando en las condiciones actuales. *

No.	FLUIDO	FLUJO MÁSICO (Kg/h)	TEMPERATURA (°C)	CONDICIONES ACTUALES
				OPERANDO Z1-E1 A/B
1	A. Amarga	16197,982	INLET	40,700
			OUTLET	69,100
	A. Despojada	16181,318	INLET	119,500
			OUTLET	92,100
2	A. Amarga	16364,136	INLET	39,100
			OUTLET	67,800
	A. Despojada	16582,752	INLET	119,800
			OUTLET	91,500
3	A. Amarga	16286,180	INLET	37,800
			OUTLET	67,200
	A. Despojada	16496,534	INLET	119,900
			OUTLET	91,300
4	A. Amarga	16027,964	INLET	39,500
			OUTLET	68,600
	A. Despojada	16500,122	INLET	119,900
			OUTLET	91,400
5	A. Amarga	16373,104	INLET	39,250
			OUTLET	67,600
	A. Despojada	16320,748	INLET	120,050
			OUTLET	92,600

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

* Los valores exhibidos, han sido tomados durante un lapso de cinco días, comprendidos entre el 08 hasta el 12 de marzo del 2017.

Tabla 13-3: Parámetros del vapor de baja presión consumido por la unidad Z1 durante las condiciones actuales. *

No.	FLUIDO	FLUJO MÁSSICO (Kg/h)
1	VAPOR DE BAJA PRESIÓN (50 PSI g, 148 °C)	3197,436
2		3299,000
3		3413,446
4		3490,832
5		4381,874

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

* Los valores exhibidos, han sido tomados durante un lapso de cinco días, comprendidos entre el 08 hasta el 12 de marzo del 2017.

Tabla 14-3: Resultados de los análisis realizados al agua amarga y despojada de la unidad Z1, durante las condiciones actuales. *

No.	Condiciones Actuales	Método	Concentración de NH ₃		UNIDADES	Método	Concentración de H ₂ S		UNIDADES
			INLET	OUTLET			INLET	OUTLET	
1	OPERANDO Z1 – E1 A/B	ASTM D-1426 Rango Permisible (< 110)	2317,000	35,000	mg/L	UOP -163 Rango Permisible (< 1,3)	5,620	0,000	mg/L % M
2			539,000	37,960			6,310	0,000	
3			708,500	19,960			5,200	0,000	
4			2075,000	16,340			5,600	0,000	
5			1765,000	13,600			5,400	T	

Fuente: (Laboratorio REE, 2017)

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

* T: Fuera de especificación.

Tabla 15-3: Temperaturas de entrada y salida del tren de precalentamiento (Z3-E1) operando en las condiciones actuales. *

No.	FLUIDO	FLUJO MÁSICO (Kg/h)	TEMPERATURA (°C)	CONDICIONES ACTUALES
				OPERANDO Z3-E1 A
1	A. Amarga	18927,376	INLET	37,468
			OUTLET	74,500
	A. Despojada	19587,472	INLET	121,580
			OUTLET	84,000
2	A. Amarga	18471,824	INLET	38,830
			OUTLET	75,600
	A. Despojada	18650,178	INLET	121,640
			OUTLET	84,600
3	A. Amarga	19214,470	INLET	37,100
			OUTLET	79,700
	A. Despojada	18455,852	INLET	121,250
			OUTLET	77,700
4	A. Amarga	28841,664	INLET	36,038
			OUTLET	77,350
	A. Despojada	28402,880	INLET	124,150
			OUTLET	82,950
5	A. Amarga	30500,000	INLET	38,400
			OUTLET	76,150
	A. Despojada	30870,000	INLET	123,800
			OUTLET	84,900

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

* Los valores exhibidos, han sido tomados durante un lapso de cinco días, comprendidos entre el 22 hasta el 26 de enero del 2017.

Tabla 16-3: Parámetros del vapor de baja presión consumido por la unidad Z3 durante las condiciones actuales. *

No.	FLUIDO	FLUJO MÁSSICO (Kg/h)
1	VAPOR DE BAJA PRESIÓN (50 PSI g, 148 °C)	4663,916
2		4545,168
3		4377,332
4		6078,810
5		6081,550

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

* Los valores exhibidos, han sido tomados durante un lapso de cinco días, comprendidos entre el 22 hasta el 26 de enero del 2017.

Tabla 17-3: Resultados de los análisis realizados al agua amarga y despojada de la unidad Z3, durante las condiciones actuales. *

No.	Condiciones Actuales	Método	Concentración de NH ₃		UNIDADES	Método	Concentración de H ₂ S		UNIDADES
			INLET	OUTLET			INLET	OUTLET	
1	OPERANDO Z3 - E1 A	ASTM D-1426 Rango Permisible (< 110)	1212,000	13,860	mg/L	UOP -163 Rango Permisible (< 1,3)	5,090	0,000	mg/L % M
2			1308,500	11,940			26,720	0,010	
3			1781,000	8,910			5,600	0,000	
4			1380,000	9,660			5,850	0,000	
5			1973,000	9,500			5,260	0,020	

Fuente: (Laboratorio REE, 2017)

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

* Los valores exhibidos, han sido tomados durante un lapso de cinco días, comprendidos entre el 22 hasta el 26 de enero del 2017.

3.2.4.2. Propuesta 2

Para llevar a cabo la propuesta N° 2, misma que consiste en determinar la viabilidad técnica de implementar un spillback y una válvula de tres vías al sistema de reflujo de las Unidades de Tratamiento de Aguas Amargas, con la finalidad de disminuir el consumo de vapor por parte de cada una de éstas. Se ha optado por la simulación del proceso mediante el programa PETRO-SIM V.6.1. A continuación la descripción de cada una de las fases desempeñadas:

3.2.4.2.1. Fase I

El objetivo de esta fase, se basa principalmente en validar la simulación del proceso de cada una de estas unidades de despojamiento; mediante el uso de los datos de diseño (Flujos másicos, composiciones, temperaturas, presiones, etc.) disponibles en los diagramas P&ID, Data Sheet y manuales de procedimientos correspondientes a cada una de las plantas mencionadas anteriormente.

Así mismo, la ejecución de esta etapa es de vital importancia, puesto que de esta forma se asegura que las posibles modificaciones a realizarse en el sistema, proporcionen resultados, si bien es cierto, lo más próximo posible a la realidad. Los datos de diseño empleados para la validación de las plantas Z1 y Z3, se presentan en las siguientes tablas:

Tabla 18-3: Composición de las corrientes de carga y descarga de la unidad de tratamiento de aguas amargas Z1.

No. Corriente	1 Agua Amarga procedente de la unidad de Crudo	2 Agua Amarga procedente de la unidad de Visbreaking	3 Agua Amarga procedente de la unidad de FCC	4 Gas procedente del tambor desgasificador	5 Gas Ácido	6 Agua Despojada
H ₂ S	10,1	196,8	23,7	1,0	229,5	0,1
NH ₃	4,7	98,2	10,1	-	110,9	2,1
HC	2,4	0,7	1,6	3,9	0,8	-
H ₂ O	11734,0	1147,6	8000,0	0,1	80,2	20801,3
TOTAL (Kg/h)	11751,2	1443,3	8035,4	5,0	421,4	20803,5

Fuente: (REE, 1993, p.2)

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

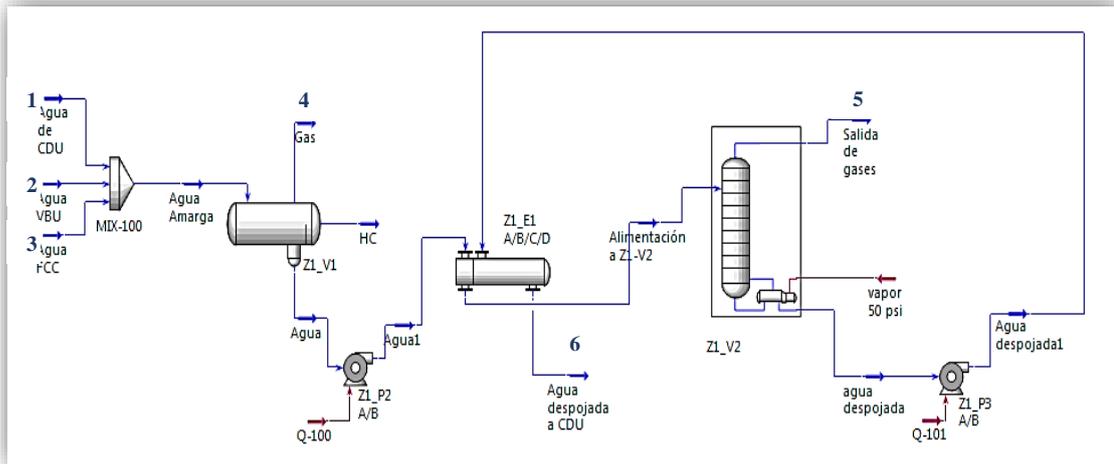


Figura 4-3: Diagrama de la unidad Z1, según las corrientes de carga y descarga.

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 19-3: Parámetros normales de operación de las corrientes de la unidad de tratamiento de aguas amargas Z1.

No. Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
Temperatura °C	43,6	60	85	43	43,3	104	95	57	121	120	121	148	43
Presión Kg/cm ² g	1,5	4,6	1,0	0,35	5,3	5,3	0,84	0,84	4,6	1,05	1,05	3,5	5,6

Fuente: (REE, 1993, p.2)

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

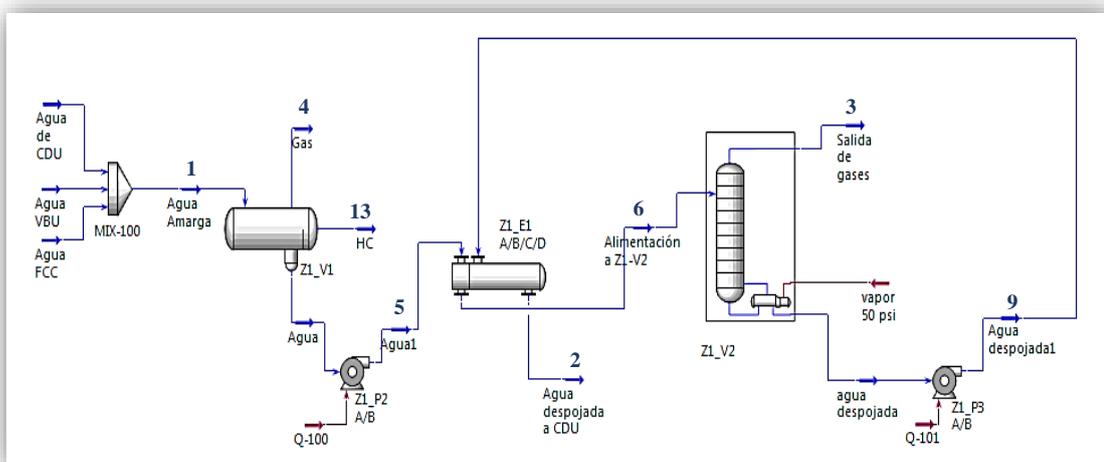


Figura 5-3: Diagrama de la unidad Z1, según los parámetros de las corrientes (PARTE 1).

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

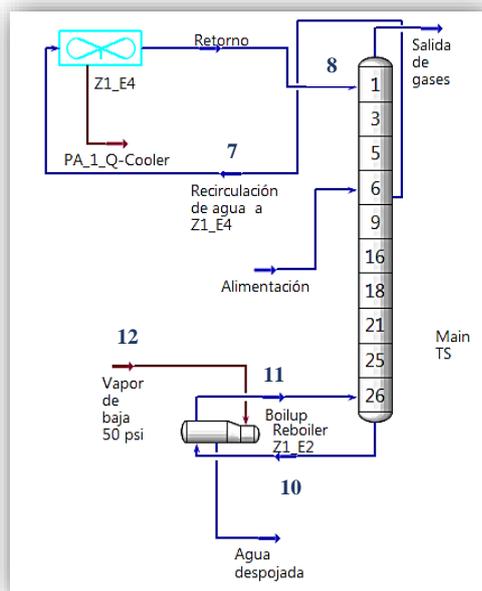


Figura 6-3: Diagrama de la unidad Z1, según los parámetros de las corrientes (PARTE 2).

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 20-3: Composición de las corrientes de carga y descarga de la unidad de tratamiento de aguas amargas Z3.

No. Corriente	1 Agua Amarga procedente de las unidades de crudo, Visbreaking y FCC.	2 Agua Despojada	3 Gas Ácido	4 Gas procedente del tambor desgasificador
H ₂ O	1291,14	1286,66	4,48	-
H ₂ S	1,855	0,001	1,854	Trazas
NH ₃	3,526	0,042	3,484	-
HC	Trazas	-	Trazas	0,02
Cianuros	0,0142	0,0142	-	-
Fenoles	3,582	3,578	0,004	-
TOTAL (Kmol/h)	1300,12	1290,30	9,82	0,02

Fuente: (REE, 2015, p.5)

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

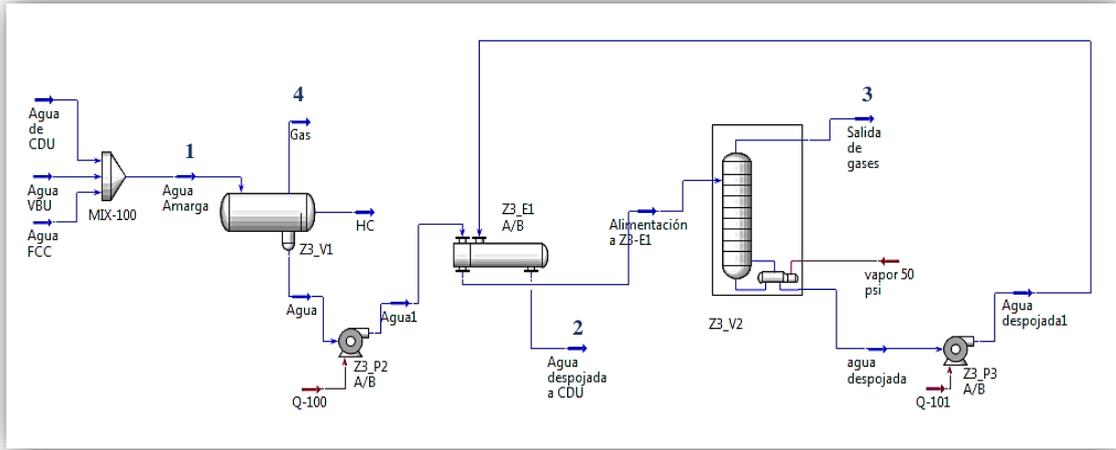


Figura 7-3: Diagrama de la unidad Z3, según las corrientes de carga y descarga.

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 21-3: Parámetros normales de operación de las corrientes de la unidad de tratamiento de aguas amargas Z3.

No. Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
Temperatura °C	43,6	60	97,1	43	43,8	104,5	101,3	59,6	120,8	120,9	121	150	43
Presión Kg/cm ² g	1,5	4,88	0,8	0,4	5,2	4,96	0,84	0,84	4,6	1,05	1,05	3,5	5,6

Fuente: (REE, 2015, p.5)

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

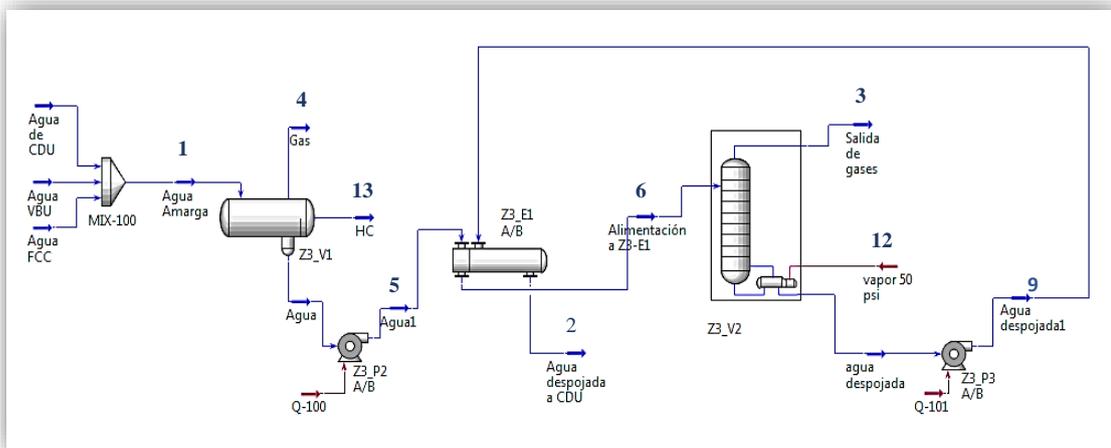


Figura 8-3: Diagrama de la unidad Z3, según los parámetros de las corrientes (PARTE 1).

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

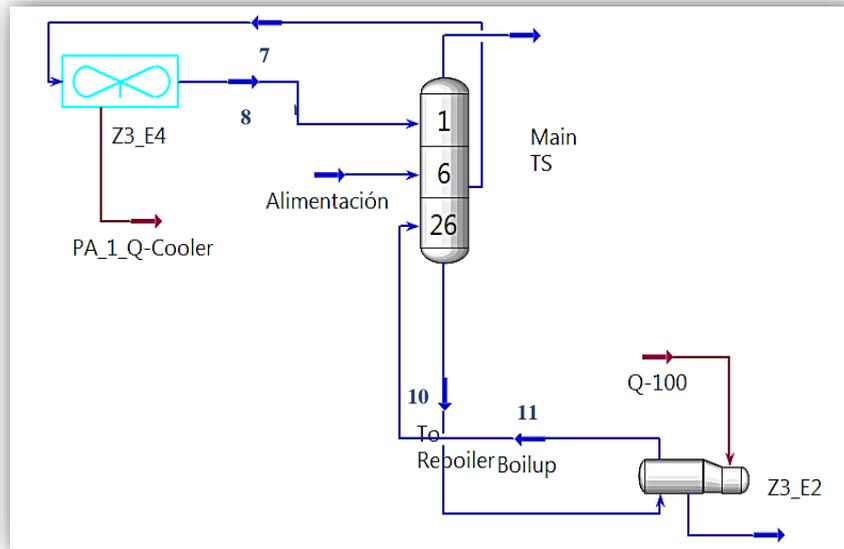


Figura 9-3: Diagrama de la unidad Z3, según los parámetros de las corrientes (PARTE 2).

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

A propósito, para la simulación de estas plantas de despojamiento en estado estacionario, se ha seleccionado el paquete termodinámico Sour Peng – Robinson. Este modelo termodinámico combina la ecuación de estado Peng Robinson y el API Sour de Wilson; lo cual, es muy conveniente al momento de realizar las predicciones con respecto a las propiedades termodinámicas de una amplia gama de compuestos, especialmente de hidrocarburos livianos; a través de cálculos de ingeniería.

Además, se caracteriza por ser idóneo para manejarse con sistemas de aguas agrias, es decir; con presencia de H_2S , NH_3 y CO_2 . No obstante, debido a la falta de datos experimentales, dicho modelo es ajustable solamente para un rango de temperatura entre 20 y 140 °C; con presiones moderadas, de hasta 50 PSI g.

Sin embargo, es preciso señalar, que debido a la versatilidad del modelo en cuanto a su aplicación a torres despojadoras de aguas amargas, hidrotratadoras o de cualquier otro proceso que manipule hidrocarburos, gases ácidos y agua; es que se justifica plenamente la elección de este paquete termodinámico para llevar a cabo la simulación del proceso.

Entonces, la ecuación de estado utilizada por el modelo Sour Peng Robinson para efectuar la simulación del proceso de las Unidades de Tratamiento de Aguas Amargas, es la siguiente:

$$P = \left(\frac{RT}{V_m - b} \right) - \left(\frac{a\alpha}{V_m^2 + 2bV_m - b^2} \right) \quad \text{Ecuación. 1}$$

$$a = \frac{0,45723553R^2T_c^2}{P_c} \quad \text{Ecuación. 2}$$

$$b = \frac{0,07779607RT_c}{P_c} \quad \text{Ecuación. 3}$$

$$\alpha = \left(1 + (0,37464 + 1,54226\omega - 0,26992\omega^2)(1 - T_r^{0,5}) \right)^2 \quad \text{Ecuación. 4}$$

$$T_r = \frac{T}{T_c} \quad \text{Ecuación. 5}$$

Dónde:

a y b = Son parámetros que se encuentran en función del factor acéntrico y las propiedades críticas (adimensional)

ω = Factor acéntrico (adimensional)

V_m = Volumen molar (m³ * mol⁻¹)

P_c = Presión crítica (bar)

R = Constante universal de los gases ideales (J/mol K).

T_r = Temperatura reducida (adimensional)

T_c = Temperatura crítica (K)

Ahora bien, en las siguientes tablas, se muestran los datos de diseño ingresados para las respectivas simulaciones de las unidades de despojamiento (Z1 y Z3), así como los datos calculados por éstas. Como se puede apreciar, estos valores poseen un alto grado de confiabilidad; lo cual, resulta favorable para realizar ajustes en ambos modelos.

Tabla 22-3: Datos de diseño vs datos del simulador de la unidad de tratamiento de aguas amargas Z1.

Punto de Origen		Variables	Diseño	Simulador
Carga	Agua Amarga	Flujo Másico (Kg/h)	21229,900	21229,900
		Temperatura (°C)	43,600	43,600
		Presión (Kg/cm ² g)	1,500	1,500
		Concentración de H ₂ S (wt %)	1,086	1,086
		Concentración de NH ₃ (wt %)	0,532	0,532
Proceso	Pumparound	Flujo Másico (Kg/h)	66700,000	66700,000
		Temperatura (°C)	96,000	105,600
		Temperatura de retorno (°C)	57,000	58,860
	Cima	Presión de cima (Kg/cm ² g)	0,85	0,85
		Temperatura de cima (°C)	85,000	85,000
	Fondo	Presión (Kg/cm ² g)	1,050	1,050
		Temperatura (°C)	120,000	120,100
Descarga	Gases de cima	Flujo másico (Kg/h)	421,400	423,000
		Temperatura (°C)	85,000	85,000
		Presión (Kg/cm ² g)	1,050	1,000
	Agua despojada	Flujo másico (Kg/h)	20803,500	20840,000
		Temperatura (°C)	59,000	59,280
		Presión (Kg/cm ² g)	5,200	5,200
		Concentración de H ₂ S (wt %)	4,807 * 10 ⁻⁴	0,000
		Concentración de NH ₃ (wt %)	0,010	0,000

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 23-3: Datos de diseño vs datos del simulador de la unidad de tratamiento de aguas amargas Z3.

Punto de Origen		Variables	Diseño	Simulador
Carga	Agua Amarga	Flujo Másico (Kg/h)	23721,000	23721,000
		Temperatura (°C)	43,600	43,600
		Presión (Kg/cm ² g)	1,500	1,500
		Concentración de H ₂ S (Kmol/h)	1,855	1,855
		Concentración de NH ₃ (Kmol/h)	3,526	3,526
Proceso	Pumparound	Flujo Másico (Kg/h)	72525,000	72525,000
		Temperatura (°C)	101,300	105,600
		Temperatura de retorno (°C)	59,600	58,860
	Cima	Presión de cima (Kg/cm ² g)	0,850	0,850
		Temperatura de cima (°C)	85,000	85,000
	Fondo	Presión (Kg/cm ² g)	1,050	1,050
		Temperatura (°C)	120,900	120,100
Descarga	Gases de cima	Flujo másico (Kg/h)	203,700	161,900
		Temperatura (°C)	97,100	85,000
		Presión (Kg/cm ² g)	0,800	0,900
	Agua despojada	Flujo másico (Kg/h)	23518,000	23560,000
		Temperatura (°C)	60,000	59,280
		Presión (Kg/cm ² g)	4,880	4,600
		Concentración de H ₂ S (Kmol/h)	0,001	0,000
		Concentración de NH ₃ (Kmol/h)	0,042	0,000

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

3.2.4.2.2. Fase II

Para esta etapa, la simulación ha sido realizada mediante la utilización de los datos tomados en campo y del DCS de las unidades de despojamiento operando en las condiciones actuales, por un periodo de aproximadamente cuatro meses (diciembre 2016 – marzo 2017). Dichos valores se pueden ver en los datos experimentales; empleados así mismo para el desarrollo de la propuesta N° 1. A continuación los modelos de las simulaciones de cada una de las plantas:

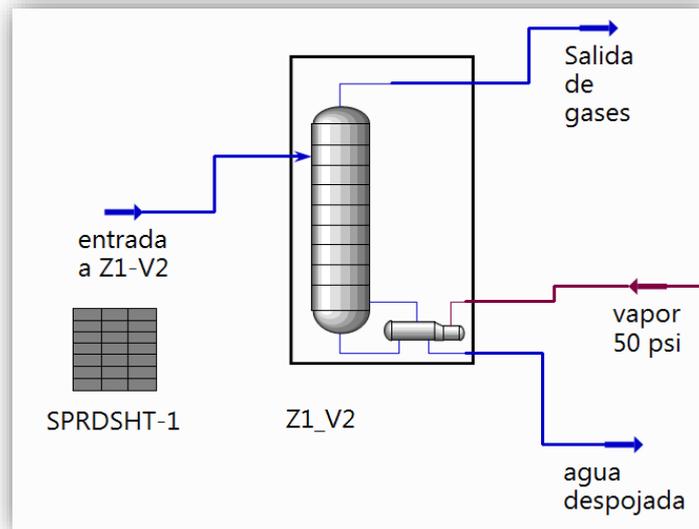


Figura 10-3: Modelo de simulación de la unidad Z1.

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

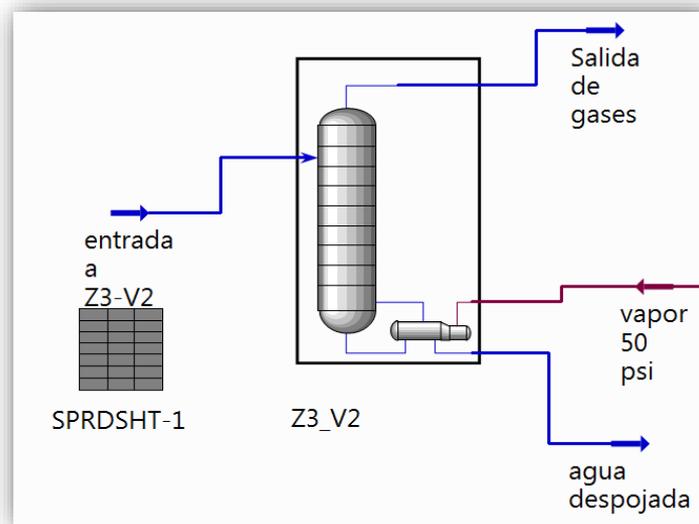


Figura 11-3: Modelo de simulación de la unidad Z3.

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

En la Figura 12-3, se puede apreciar que el comportamiento que presenta la curva temperatura vs. número de platos, es de tipo no lineal; una particularidad propia del equilibrio físico entre las fases líquido-vapor de una columna de destilación.

Sin embargo, al ser alimentada la despojadora, con la carga de agua amarga (43,60 °C) entre los platos 6 y 7; a medida que ésta va descendiendo plato por plato hasta llegar al N° 26, la temperatura aumenta, debido a que en los primeros platos (cima de Z1-V2) se van acumulando los compuestos más volátiles, mientras que en el fondo de la torre los más pesados.

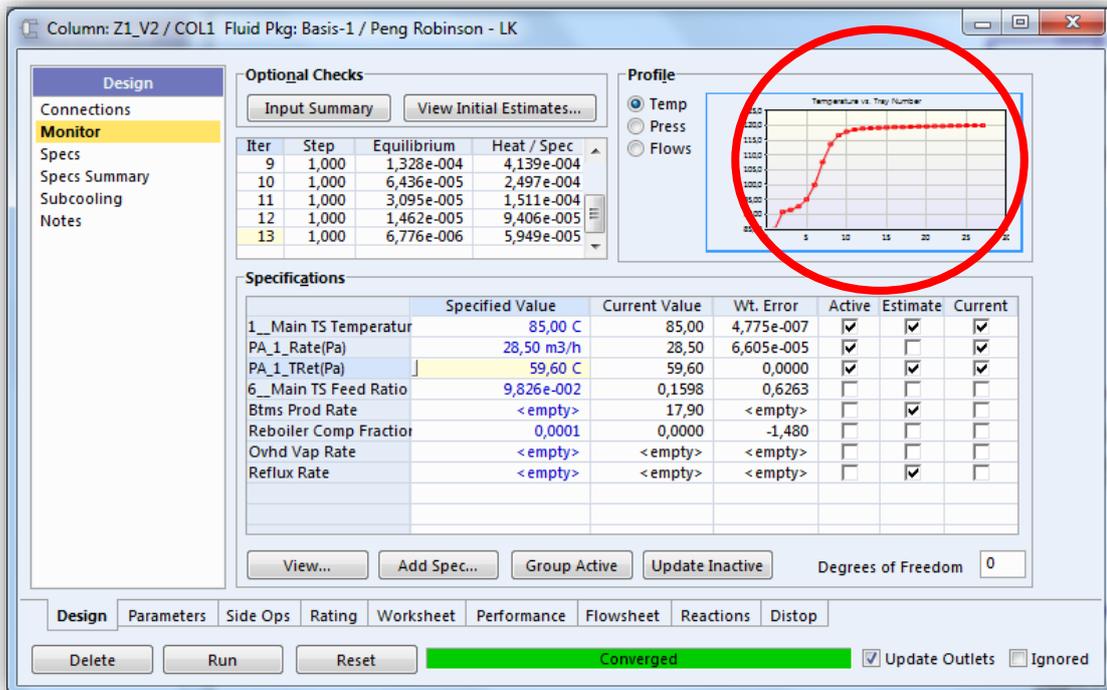


Figura 12-3: Especificaciones técnicas de la despojadora Z1-V2.

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

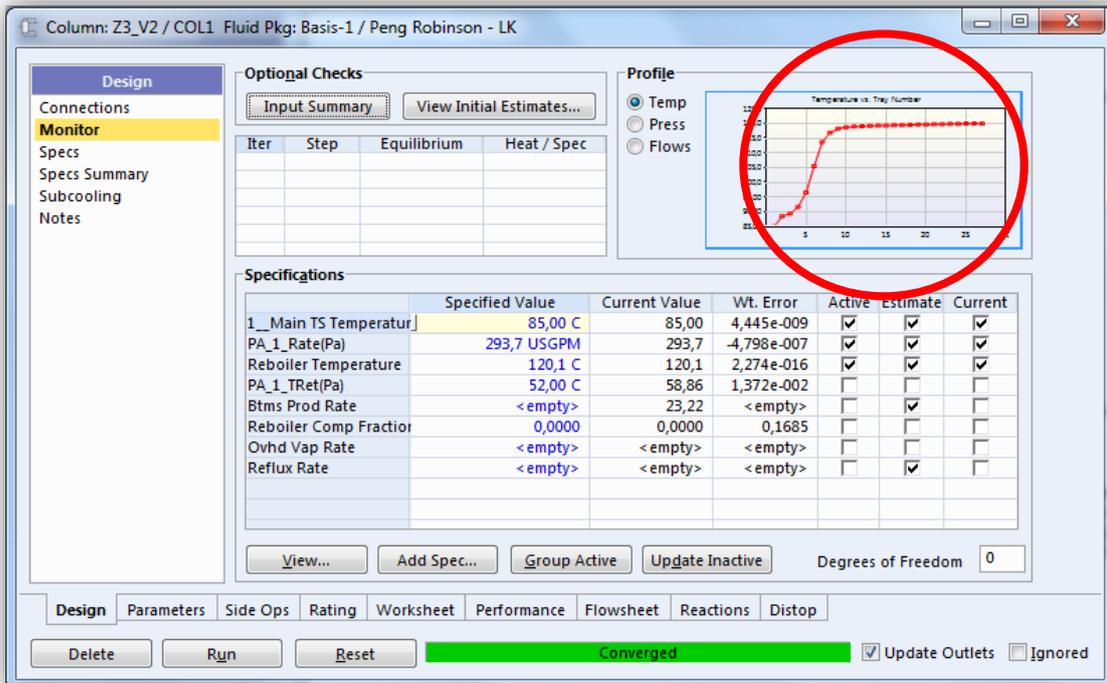


Figura 13-3: Especificaciones técnicas de la despojadora Z3-V2

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

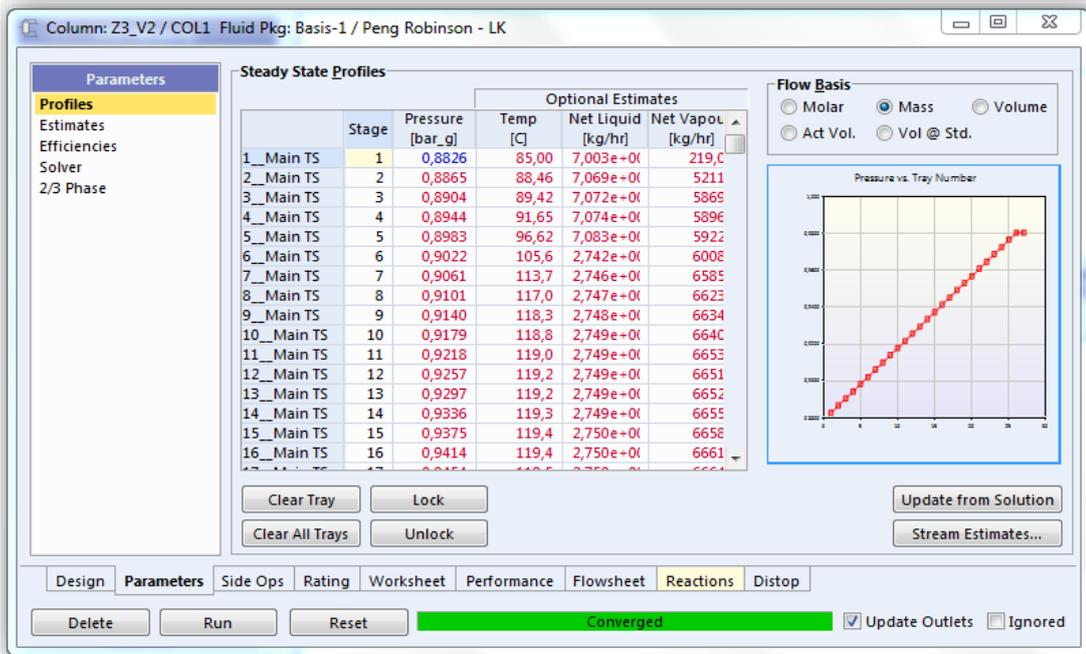


Figura 14-3: Comportamiento de la presión vs. número de platos en el stripper (Z3-V2).

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

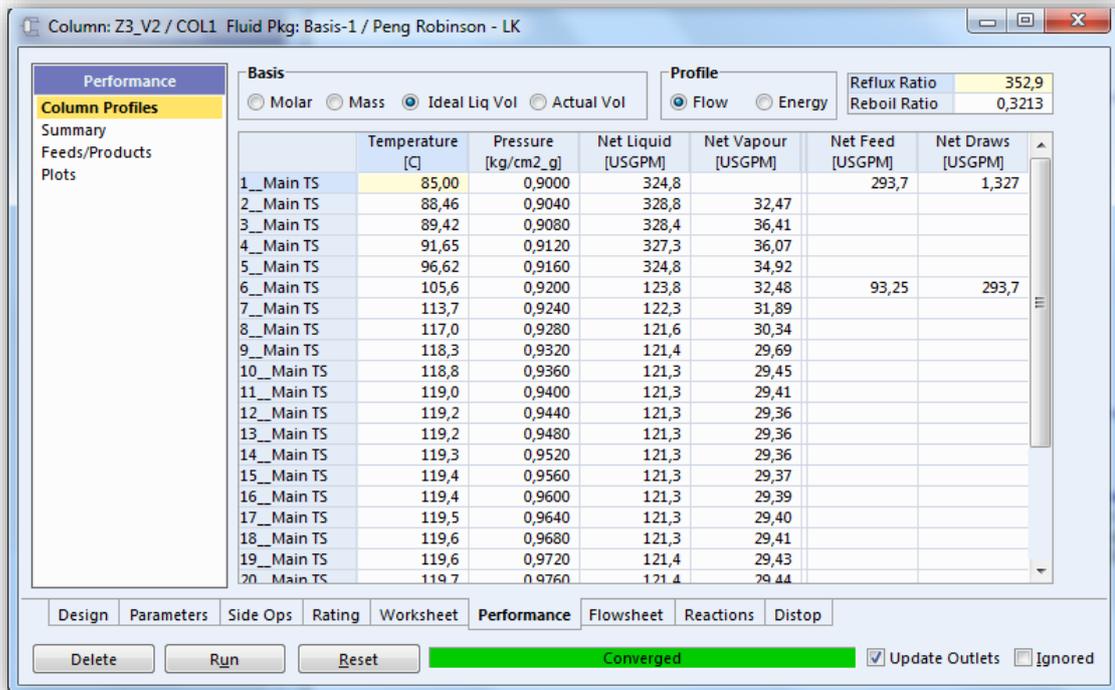


Figura 15-3: Perfil térmico de la despojadora Z3-V2.

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Es imprescindible, que el perfil térmico de la torre manifieste una conducta no lineal, puesto que de esta manera se está asegurando la integridad mecánica de la despojadora (stripper), la cual

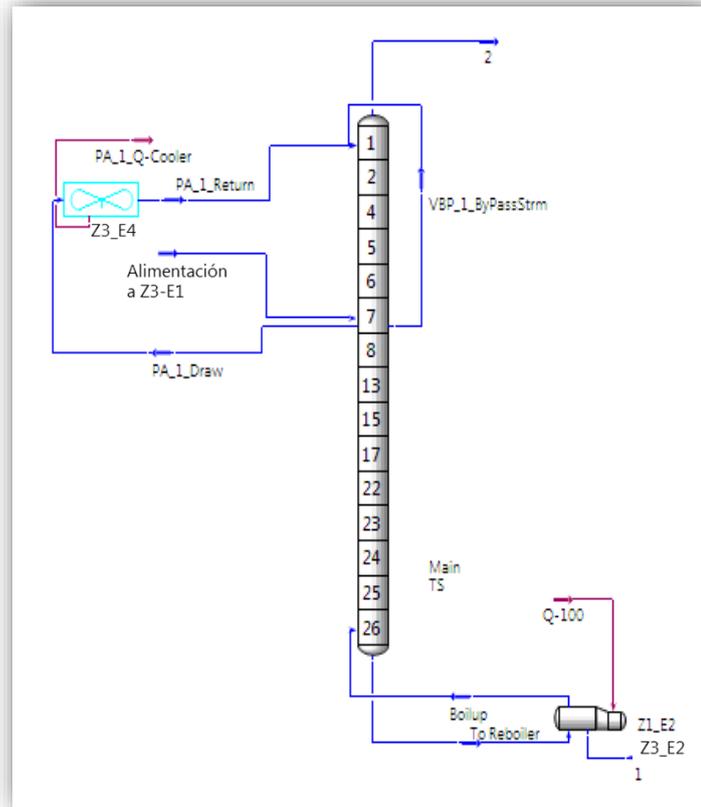


Figura 17-3: Modelo de simulación de la unidad Z3, con bypass.

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Es preciso mencionar que, para la simulación de estas plantas, se realizaron un sinnúmero de ensayos, mismos que consistían esencialmente en ir variando el reflujo del sistema; así como el flujo a ser enviado por el bypass (Figurando la acción de una válvula de tres vías), con la intención de evaluar su efecto sobre el consumo de vapor por parte del rehervidor en cada una de las unidades de despojamiento.

3.2.5. Datos

3.2.5.1. Datos Experimentales

A continuación, se presentan tabulados los datos tomados en campo y con ayuda del Sistema de Control Distribuido Master (DCS) de cada una de las Unidades de Tratamiento de aguas amargas en las condiciones de operatividad actuales, a excepción de Z3 que, por ser una unidad nueva, se ha podido operarla bajo las condiciones de la propuesta N° 1.

Tabla 24-3: Promedio de flujos (carga y descarga) tomados a través del sistema de control distribuido master (DCS) de la unidad Z1.

SEMANA	FLUIDO	FLUJO MÁSIICO (Kg/h)	SEMANA	FLUIDO	FLUJO MÁSIICO (Kg/h)
1	A. Amarga	17498,416	8	A. Amarga	15219,954
	A. Despojada	21619,623		A. Despojada	14930,737
2	A. Amarga	17161,544	9	A. Amarga	15713,899
	A. Despojada	21847,052		A. Despojada	15277,274
3	A. Amarga	17000,156	10	A. Amarga	15229,267
	A. Despojada	20114,415		A. Despojada	15145,042
4	A. Amarga	17358,367	11	A. Amarga	F/S POR
	A. Despojada	16844,570		A. Despojada	MANTENIMIENTO
5	A. Amarga	16296,177	12	A. Amarga	16281,059
	A. Despojada	17574,452		A. Despojada	16382,035
6	A. Amarga	16663,971	13	A. Amarga	15407,337
	A. Despojada	16802,994		A. Despojada	15603,163
7	A. Amarga	16991,385	14	A. Amarga	16388,440
	A. Despojada	16733,680		A. Despojada	16994,980

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 25-3: Promedio del flujo de vapor (LP) tomado a través del sistema de control distribuido master (DCS) de la unidad Z1.

SEMANA	FLUIDO	FLUJO MÁSIICO (Kg/h)	SEMANA	FLUIDO	FLUJO MÁSIICO (Kg/h)
1	VAPOR DE BAJA PRESIÓN (50 PSI g, 148 °C)	3667,450	8	VAPOR DE BAJA PRESIÓN (50 PSI g, 148 °C)	3199,990
2		3567,928	9		3199,317
3		3489,851	10		3296,008
4		3578,519	11		F/S POR MANTENIMIENTO
5		3512,071	12		3248,218
6		3451,521	13		3800,538
7		3438,033	14		3496,050

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 26-3: Promedio de costos (Kg/semana) de la generación de vapor (LP) para el funcionamiento de la unidad Z1.

SEMANA	FLUIDO	\$/Kg	SEMANA	FLUIDO	\$/Kg
1	VAPOR DE BAJA PRESIÓN (50 PSI g, 148 °C)	8046,679	8	VAPOR DE BAJA PRESIÓN (50 PSI g, 148 °C)	7021,034
2		7828,319	9		7019,557
3		7657,013	10		7231,705
4		7851,557	11		F/S POR MANTENIMIENTO
5		7705,766	12		7126,850
6		7572,914	13		8338,685
7		7543,319	14		7670,613

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 27-3: Promedio de temperaturas tomadas en campo del tren de intercambiadores de calor (Z1-E1 A/B).

SEMANA	FLUIDO	TEMPERATURA (°C)		SEMANA	FLUIDO	TEMPERATURA (°C)	
		INLET	OUTLET			INLET	OUTLET
1	A. Amarga	38,150	74,875	8	A. Amarga	40,271	77,050
	A. Despojada	120,395	87,650		A. Despojada	121,575	89,900
2	A. Amarga	38,072	76,500	9	A. Amarga	38,200	76,083
	A. Despojada	121,952	89,092		A. Despojada	120,900	88,667
3	A. Amarga	39,773	73,457	10	A. Amarga	39,200	77,525
	A. Despojada	120,717	87,953		A. Despojada	120,755	88,600
4	A. Amarga	34,788	73,315	11	A. Amarga	F/S POR	
	A. Despojada	120,800	83,615		A. Despojada	MANTENIMIENTO	
5	A. Amarga	38,550	74,893	12	A. Amarga	39,900	68,450
	A. Despojada	121,810	87,067		A. Despojada	119,650	91,800
6	A. Amarga	37,068	74,652	13	A. Amarga	38,921	68,379
	A. Despojada	121,270	86,580		A. Despojada	119,965	91,331
7	A. Amarga	38,600	72,410	14	A. Amarga	39,75	69,500
	A. Despojada	120,750	87,500		A. Despojada	120,25	94,000

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 28-3: Promedio de resultados de los análisis realizados al agua amarga y despojada de la unidad Z1.

SEMANA	Método	Concentración de NH ₃ (mg/L)		Método	Concentración de H ₂ S (mg/L %M)	
		INLET	OUTLET		INLET	OUTLET
1	ASTM D-1426 Rango Permisible (< 110)	1283,750	5,753	UOP -163 Rango Permisible (< 1,3)	8,948	0,015
2		1394,400	5,902		6,434	0,080
3		1439,500	9,960		16,730	0,187
4		1377,250	6,750		16,080	0,010
5		1525,667	9,503		10,807	0,013
6		1327,000	10,848		3,190	0,020
7		833,000	5,980		3,365	0,005
8		1296,500	25,260		4,560	0,015
9		1455,850	4,790		11,298	0,013
10		1464,250	9,710		32,000	0,000
11		F/S POR MANTENIMIENTO	F/S POR MANTENIMIENTO			
12		1696,500	36,480		5,723	0,000
13		1613,700	17,667		5,494	0,620
14		1973,000	20,710		5,260	0,000

Fuente: (Laboratorio REE, 2017)

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017

Tabla 29-3: Promedio del flujo de vapor (LP) tomado a través del sistema de control distribuido master (DCS) en la unidad Z3.

SEMANA	FLUIDO	FLUJO MÁSICO (Kg/h)	SEMANA	FLUIDO	FLUJO MÁSICO (Kg/h)
1	VAPOR DE BAJA PRESIÓN (50 PSI g, 148 °C)	4281,034	8	VAPOR DE BAJA PRESIÓN (50 PSI g, 148 °C)	3227,122
2		4225,017	9		2622,162
3		4200,990	10		4528,805
4		4355,308	11		4181,755
5		3992,650	12		4164,033
6		4528,712	13		2822,979
7		2055,850	14		2796,375

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 30-3: Promedio de costos (Kg/semana) de la generación de vapor (LP) para el funcionamiento de la unidad Z3.

SEMANA	FLUIDO	\$/Kg	SEMANA	FLUIDO	\$/Kg
1	VAPOR DE BAJA PRESIÓN (50 PSI g, 148 °C)	55910,304	8	VAPOR DE BAJA PRESIÓN (50 PSI g, 148 °C)	42146,213
2		55178,722	9		34245,436
3		54864,929	10		59146,193
4		56880,322	11		54613,720
5		52144,009	12		54382,271
6		59144,979	13		36868,106
7		26849,401	14		36520,658

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 31-3: Promedio de flujos máxicos tomados a través del sistema de control distribuido master (DCS) en la unidad Z3.

SEMANA	FLUIDO	FLUJO MÁXICO (Kg/h)	SEMANA	FLUIDO	FLUJO MÁXICO (Kg/h)
1	A. Amarga	15748,200	8	A. Amarga	20334,528
	A. Despojada	15553,639		A. Despojada	21296,372
2	A. Amarga	15622,977	9	A. Amarga	17703,317
	A. Despojada	14936,645		A. Despojada	18602,490
3	A. Amarga	14649,451	10	A. Amarga	18871,223
	A. Despojada	14108,483		A. Despojada	18897,834
4	A. Amarga	15814,466	11	A. Amarga	17020,328
	A. Despojada	15727,908		A. Despojada	16705,888
5	A. Amarga	19057,470	12	A. Amarga	17571,754
	A. Despojada	18316,291		A. Despojada	17511,694
6	A. Amarga	19119,538	13	A. Amarga	17151,463
	A. Despojada	19155,567		A. Despojada	18108,425
7	A. Amarga	22055,102	14	A. Amarga	17327,255
	A. Despojada	22787,784		A. Despojada	17553,315

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 32-3: Promedio de temperaturas tomadas en campo del tren de intercambiadores de calor (Z3-E1 A/B).

SEMANA	FLUIDO	TEMPERATURA (°C)		SEMANA	FLUIDO	TEMPERATURA (°C)	
		INLET	OUTLET			INLET	OUTLET
1	A. Amarga	38,096	96,750	8	A. Amarga	39,987	94,850
	A. Despojada	118,808	59,497		A. Despojada	121,788	71,467
2	A. Amarga	39,397	96,035	9	A. Amarga	39,370	96,015
	A. Despojada	117,250	60,800		A. Despojada	120,535	69,070
3	A. Amarga	39,656	98,277	10	A. Amarga	37,799	89,497
	A. Despojada	120,385	60,400		A. Despojada	121,490	64,557
4	A. Amarga	36,112	94,790	11	A. Amarga	38,915	92,100
	A. Despojada	117,900	59,000		A. Despojada	122,445	63,280
5	A. Amarga	37,820	96,505	12	A. Amarga	39,001	93,050
	A. Despojada	121,300	67,550		A. Despojada	121,745	67,010
6	A. Amarga	40,292	95,375	13	A. Amarga	38,534	91,350
	A. Despojada	123,400	66,630		A. Despojada	121,010	67,747
7	A. Amarga	39,859	92,500	14	A. Amarga	38,394	92,643
	A. Despojada	120,400	71,700		A. Despojada	120,508	68,350

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 33-3: Promedio de resultados de los análisis realizados al agua amarga y despojada de la unidad Z3.

SEMANA	Método	Concentración de NH ₃ (mg/L)		Método	Concentración de H ₂ S (mg/L %M)	
		INLET	OUTLET		INLET	OUTLET
1	ASTM D-1426 Rango Permisible: (< 110)	1283,750	7,316	UOP -163 Rango Permisible: (< 1,3)	8,948	0,054
2		1394,400	9,055		6,434	0,025
3		1439,500	11,983		16,730	0,127
4		1377,250	9,975		16,080	0,000
5		1525,667	6,193		10,807	0,007
6		1327,000	9,546		3,190	0,000
7		833,000	7,285		3,365	0,000
8		1296,500	6,160		4,560	0,000
9		1455,850	5,163		11,298	0,000
10		1464,250	5,410		32,000	0,000
11		1447,143	8,643		5,776	0,000
12		1696,500	17,475		5,723	0,000
13		1613,700	10,878		5,494	0,000
14		1973,000	16,680		5,260	0,000

Fuente: (Laboratorio REE, 2017)

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

3.2.5.2. Datos Adicionales

Tabla 34-3: Datos adicionales de los flujos de carga y descarga de las unidades de tratamiento de aguas amargas Z1 y Z3.

Propiedad	Sustancia	Unidad	Valor
Capacidad Calorífica	Agua Amarga	KJ/Kg °C	4,159
	Agua Despojada		4,251
Densidad	Agua Amarga	Kg/m ³	993,000
	Agua Despojada		998,500

Fuente: (REE, 1993, p.18)

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 35-3: Datos adicionales de los principales equipos de la unidad de tratamiento de aguas amargas Z1.

Parámetro	Equipo	Unidad	Valor
Dutty	Z1-E1 A/B/C/D	10 ⁶ Kcal/h	1,330
	Z1-E2		3,010
	Z1-E4		2,590
Área	Z1-E1 A/B/C/D	m ²	164,000

Fuente: (REE, 1993, p.18)

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 36-3: Datos adicionales de los principales equipos de la unidad de tratamiento de aguas amargas Z3.

Parámetro	Equipo	Unidad	Valor
Dutty	Z3-E1 A/B	10 ⁶ Kcal/h	1,446
	Z3-E2		3,345
	Z3-E4 A/B		2,854
Área	Z3-E1 A/B	m ²	164,000

Fuente: (REE, 2015, p.20)

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 37-3: Capacidades de las bombas de la unidad de tratamiento de aguas amargas Z1.

Identificación de la bomba	Flujo Mínimo (Kg/h)	Flujo Máximo (Kg/h)
Z1_P1	1500,000	4500,000
Z1_P2 A/B	3400,000	27500,000
Z1_P3 A/B	3400,000	29100,000
Z1_P4 A/B	16000,000	95600,000

Fuente: (REE, 1993, p.18)

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 38-3: Capacidades de las bombas de la unidad de tratamiento de aguas amargas Z3.

Identificación de la bomba	Flujo Mínimo (Kg/h)	Flujo Máximo (Kg/h)
Z3_P1	1650,000	4500,000
Z3_P2 A/B	11490,000	27500,000
Z3_P3 A/B	8300,000	29100,000
Z3_P4 A/B	27710,000	95600,000

Fuente: (REE, 2015, p.12)

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

3.2.6. Cálculos y resultados

3.2.6.1. Cálculos específicos

3.2.6.1.1. Cálculo de la caída de presión en el lado carcasa.

Es la diferencia entre las presiones en la entrada y a la salida del lado carcasa del intercambiador de calor. La presión de diseño en el lado carcasa es igual a 8,8 kg/cm²g. Motivo por el cual, se debe cumplir con la siguiente expresión:

$$P_1 \leq 8,8$$

Caso contrario, se estaría poniendo en riesgo la integridad mecánica del equipo.

$$\Delta P = P_2 - P_1 \quad \text{Ecuación. 6}$$

Dónde:

P_2 = Presión a la salida del lado carcasa, Kg/cm²g.

P_1 = Presión a la entrada del lado carcasa, Kg/cm²g.

$$\Delta P = (4,94 - 4,54)$$

$$\Delta P = 0,4 \text{ Kg/cm}^2\text{g}$$

3.2.6.1.2. Cálculo de la caída de presión en el lado tubo.

Es la diferencia entre las presiones en la entrada y a la salida del lado tubo del intercambiador de calor. Existe un valor permisible para este cálculo:

$$\Delta p \leq 0,5$$

Si no se cumple con esta condición, es muy probable que el haz de tubos esté presentando fugas a lo largo de su trayectoria. La presión de diseño en el lado tubo es igual a 9,8 kg/cm²g. Razón por la cual, se debe cumplir con la siguiente expresión:

$$p_1 \leq 9,8$$

Caso contrario, se estaría poniendo en riesgo la integridad mecánica del equipo.

$$\Delta p = p_2 - p_1 \quad \text{Ecuación. 7}$$

Dónde:

p_2 = Presión a la salida del lado tubo, Kg/cm²g.

p_1 = Presión a la entrada del lado tubo, Kg/cm²g.

$$\Delta p = (5,36 - 5,00)$$

$$\Delta p = 0,36 \text{ Kg/cm}^2\text{g}$$

3.2.6.1.3. *Cálculo del rango de temperaturas en el lado carcasa.*

Es la diferencia entre las temperaturas de entrada y salida del fluido caliente en el lado carcasa del intercambiador de calor. La temperatura de diseño en el lado carcasa es de 149 °C.

$$\Delta T = T_1 - T_2 \quad \text{Ecuación. 8}$$

Dónde:

T_2 = Temperatura del agua despojada a la salida del lado carcasa, °C.

T_1 = Temperatura del agua despojada a la entrada del lado carcasa, °C.

$$\Delta T = (120,85 - 88,60)$$

$$\Delta T = 32,25 \text{ °C}$$

3.2.6.1.4. *Cálculo del rango de temperaturas en el lado tubo.*

Es la diferencia entre las temperaturas de entrada y salida del fluido frío en el lado tubo del intercambiador de calor. La temperatura de diseño en el lado tubo es de 132 °C.

$$\Delta t = t_2 - t_1 \quad \text{Ecuación. 9}$$

Dónde:

t_2 = Temperatura del agua amarga a la salida del lado tubo, °C.

t_1 = Temperatura del agua amarga a la entrada del lado tubo, °C.

$$\Delta t = (76,80 - 38,50)$$

$$\Delta t = 38,30 \text{ °C}$$

3.2.6.1.5. *Transferencia máxima de calor.*

3.2.6.1.5.1. *Determinación de la razón de capacidad calorífica*

$$C = \dot{m} * c_p \quad \text{Ecuación. 10}$$

Dónde:

\dot{m} = Flujo másico del fluido, Kg/h.

c_p = Calor específico del fluido, KJ/Kg °C.

- Agua despojada (D)

$$C_D = (15490,47 * 4,2509)$$

$$C_D = 65848,4389 \frac{\text{KJ}}{\text{h } ^\circ\text{C}} * \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}$$

$$C_D = 18,2912 \frac{\text{KJ}}{\text{s } ^\circ\text{C}}$$

- Agua amarga (A)

$$C_A = (15650,69 * 4,1589)$$

$$C_A = 65089,6546 \frac{\text{KJ}}{\text{h } ^\circ\text{C}} * \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}$$

$$C_A = 18,0805 \frac{\text{KJ}}{\text{s } ^\circ\text{C}}$$

3.2.6.1.5.2. *Determinación de la razón de capacidad calorífica mínima.*

- Si $C_D > C_A$

$$C_{\min} = C_A$$

- Si $C_D < C_A$

$$C_{\min} = C_D$$

Entonces, al cumplirse la primera condición es decir, $C_D > C_A$, la razón de capacidad calorífica mínima es:

$$C_{\min} = 18,0805 \frac{\text{KJ}}{\text{s } ^\circ\text{C}}$$

3.2.6.1.5.3. *Cálculo de la transferencia máxima de calor.*

$$Q_{\max} = C_{\min} * (T_1 - t_1) \quad \text{Ecuación. 11}$$

Dónde:

C_{\min} = Razón de capacidad calorífica mínima, KJ/s °C

T_1 = Temperatura del agua despojada a la entrada del lado carcasa, ° C.

t_1 = Temperatura del agua amarga a la entrada del lado tubo, ° C.

$$Q_{\max} = 18,0805 * (120,85 - 38,50)$$

$$Q_{\max} = 1488,9292 \frac{\text{KJ}}{\text{s}} * \frac{10^3\text{J}}{1 \text{KJ}}$$

$$Q_{\max} = 1488929,20 \text{ W}$$

3.2.6.1.6. *Eficiencia Térmica.*

3.2.6.1.6.1. *Determinación de la transferencia de calor real.*

- Si $C_D > C_A$

$$Q = C_D (T_1 - T_2) \quad \text{Ecuación. 12}$$

Dónde:

C_D = Razón de capacidad calorífica del agua despojada, KJ/ s °C.

T_1 = Temperatura del agua despojada a la entrada del lado carcasa, ° C.

T_2 = Temperatura del agua despojada a la salida del lado carcasa, ° C.

- Si $C_D < C_A$

$$Q = C_A (t_2 - t_1) \quad \text{Ecuación. 13}$$

Dónde:

C_A = Razón de capacidad calorífica del agua amarga, KJ/ s °C.

t_1 = Temperatura del agua amarga a la entrada del lado tubo, ° C.

t_2 = Temperatura del agua amarga a la salida del lado tubo, ° C.

Entonces, al cumplirse la primera condición es decir, $C_D > C_A$, la transferencia de calor real es:

$$Q = 18,2912 * (120,85 - 88,60)$$

$$Q = 589,8912 \frac{\text{KJ}}{\text{s}} * \frac{10^3 \text{J}}{1 \text{KJ}}$$

$$Q = 589891,20 \text{ W}$$

3.2.6.1.6.2. Cálculo de la eficiencia térmica

Es la relación entre el calor que se transfiere en el equipo y el máximo valor que termodinámicamente es posible conseguirse.

$$\varepsilon = \frac{Q}{Q_{\text{máx}}} \quad \text{Ecuación. 14}$$

Dónde:

Q = Transferencia de calor real, W.

$Q_{\text{máx}}$ = Máxima transferencia de calor, W.

$$\varepsilon = \frac{589891,20}{1488929,20} * 100$$

$$\varepsilon = 39,60 \%$$

3.2.6.1.7. Diferencia media logarítmica de temperatura corregida.

3.2.6.1.7.1. Determinación de los parámetros R y S.

Los parámetros R y S se definen en función de las temperaturas de entrada y salida de ambos fluidos. Así también, el parámetro R es el cociente entre la ganancia o pérdida de temperatura del fluido que va por el lado carcasa y la ganancia o pérdida de temperatura del fluido que se transporta por el lado tubo.

Mientras que, el parámetro S, permite medir el grado de eficiencia en cuanto a la transferencia de calor que se produce en un intercambiador, es decir; si S posee un valor bajo, significa que el equipo está logrando poco intercambio de calor con un gradiente de temperatura grande y viceversa. (González, 2011, pp. 48-49)

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad \text{Ecuación. 15}$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad \text{Ecuación. 16}$$

Dónde:

T_1 = Temperatura del agua despojada a la entrada del lado carcasa, °C.

T_2 = Temperatura del agua despojada a la salida del lado carcasa, °C.

t_1 = Temperatura del agua amarga a la entrada del lado tubo, ° C.

t_2 = Temperatura del agua amarga a la salida del lado tubo, ° C.

$$R = \frac{120,85 - 88,60}{76,80 - 38,50}$$

$$R = 0,8420$$

$$S = \frac{76,80 - 38,50}{120,85 - 38,50}$$

$$S = 0,4651$$

3.2.6.1.7.2. *Determinación de la diferencia media logarítmica de temperatura.*

Es el promedio logarítmico de la diferencia de temperaturas de los extremos del intercambiador de calor, constituye además la verdadera fuerza impulsora del equipo en contracorriente, paralelo o en una combinación de ellas (González, 2011, p.43).

$$\text{LMTD}_{\text{contracorriente}} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} \quad \text{Ecuación. 17}$$

Dónde:

T_1 = Temperatura del agua despojada a la entrada del lado carcasa, °C.

T_2 = Temperatura del agua despojada a la salida del lado carcasa, °C.

t_1 = Temperatura del agua amarga a la entrada del lado tubo, ° C.

t_2 = Temperatura del agua amarga a la salida del lado tubo, ° C.

$$\text{LMTD}_{\text{contracorriente}} = \frac{(120,85 - 76,80) - (88,60 - 38,50)}{\ln \left(\frac{120,85 - 76,80}{88,60 - 38,50} \right)}$$

$$\text{LMTD}_{\text{contracorriente}} = 47,0101 \text{ °C}$$

3.2.6.1.7.3. *Determinación del parámetro S^**

$$S^* = \frac{1 - \left(\frac{(R * S) - 1}{S - 1} \right)^{1/N}}{R - \left(\frac{(R * S) - 1}{S - 1} \right)^{1/N}} \quad \text{Ecuación. 18}$$

Dónde:

N = Número de pasos por el lado carcasa.

$$S^* = \frac{1 - \left(\frac{(0,8420 * 0,4651) - 1}{0,4651 - 1} \right)^{1/2}}{0,8420 - \left(\frac{(0,8420 * 0,4651) - 1}{0,4651 - 1} \right)^{1/2}}$$

$$S^* = 0,2961$$

3.2.6.1.7.4. Determinación del factor de corrección de la LMTD.

El factor de corrección f , depende de R y S^* , además de la disposición de los flujos (contracorriente, paralelo o en flujo cruzado). Es preciso multiplicar el LMTD en contracorriente pura, por este factor de corrección, con el propósito de conseguir el valor de la diferencia media logarítmica de temperatura de acuerdo a la disposición considerada (González, 2011, p.48).

$$f = \frac{\sqrt{R^2 + 1}}{R - 1} * \frac{\ln\left(\frac{1 - S^*}{1 - (R * S^*)}\right)}{\ln\left(\frac{\frac{2}{S^*} - 1 - R + \sqrt{R^2 + 1}}{\frac{2}{S^*} - 1 - R - \sqrt{R^2 + 1}}\right)} \quad \text{Ecuación. 19}$$

$$f = \frac{\sqrt{0,8420^2 + 1}}{0,8420 - 1} * \frac{\ln\left(\frac{1 - 0,2961}{1 - (0,8420 * 0,2961)}\right)}{\ln\left(\frac{\frac{2}{0,2961} - 1 - 0,8420 + \sqrt{0,8420^2 + 1}}{\frac{2}{0,2961} - 1 - 0,8420 - \sqrt{0,8420^2 + 1}}\right)}$$

$$f = 0,9763$$

3.2.6.1.7.5. Cálculo de la LMTD corregida.

$$\text{LMTD}_{\text{corregido}} = \text{LMTD} * f \quad \text{Ecuación. 20}$$

$$\text{LMTD}_{\text{corregido}} = 47,0101 * 0,9763$$

$$\text{LMTD}_{\text{corregido}} = 45,8960 \text{ } ^\circ\text{C}$$

3.2.6.1.8. Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor.

$$U = \frac{Q}{A * \text{LMTD}_{\text{corregido}}} \quad \text{Ecuación. 21}$$

Dónde:

Q = Transferencia de Calor real, W.

A = Área de transferencia de calor, m^2 .

$$U = \frac{589891,20}{82 * 45,8960}$$

$$U = 156,7412 \frac{W}{m^2 \text{ } ^\circ C}$$

$$U = 156,7412 \frac{J}{m^2 \text{ s } ^\circ C} * \frac{1 \text{ Kcal}}{4184 \text{ J}} * \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}}$$

$$U = 134,86 \frac{\text{Kcal}}{m^2 h \text{ } ^\circ C}$$

3.2.6.1.9. Cálculo del número de unidades de transferencia.

Es un parámetro adimensional empleado para evaluar el rendimiento de los intercambiadores de calor.

$$NTU = \frac{U * A}{C_{\min}} \quad \text{Ecuación. 22}$$

Dónde:

U = Coeficiente global de transferencia de calor, W/m² °C.

A = Área de transferencia de calor, m².

C_{min} = Razón de capacidad calorífica mínima, KJ/s °C.

$$NTU = \frac{(156,7412)}{1000} * 82$$

$$NTU = \frac{12852,7864}{18,0805}$$

$$NTU = 0,71$$

3.2.6.1.10. Determinación del tiempo de operación continua del tren de precalentamiento.

Este cálculo predictivo, es realizado en base a la ecuación de la recta hallada, con la construcción de la gráfica coeficiente global de transferencia de calor vs. tiempo, para cada una de las unidades de tratamiento de aguas amargas.

- Planta de despojamiento Z1

$$y = -0,0401x + 194,73 \quad \text{Ecuación. 23}$$

Dónde:

y = Coeficiente global de transferencia de calor, $\frac{\text{Kcal}}{\text{m}^2\text{h}^\circ\text{C}}$

x = Tiempo, h.

Entonces, reemplazando $y = 0$, en la Ecuación. 23, se tiene:

$$0 = -0,0401x + 194,73$$

$$-194,73 = -0,0401x$$

$$\frac{-194,73}{-0,0401} = x$$

$$4749,51 \text{ horas} = x$$

$$4749,51 \text{ h} * \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} * \frac{1 \text{ mes}}{30 \text{ días}} = 6,60 \text{ meses}$$

- Planta de despojamiento Z3

$$y = -0,0769x + 578,04 \quad \text{Ecuación. 24}$$

Dónde:

y = Coeficiente global de transferencia de calor, $\frac{\text{Kcal}}{\text{m}^2\text{h}^\circ\text{C}}$

x = Tiempo, h.

Ahora bien, reemplazando $y = 0$, en la Ecuación. 24, se tiene:

$$0 = -0,0769x + 578,04$$

$$0,0769x = 578,04$$

$$x = 7516,775 \text{ horas}$$

$$7516,775 \text{ horas} * \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ horas}} * \frac{1 \text{ mes}}{30 \text{ días}} = 10,44 \text{ meses}$$

No obstante, para este caso, se debe considerar un factor de seguridad del 15%, dando como resultado el siguiente pronóstico definitivo:

$$10,44 \text{ meses} * 0,15 = 1,566 \text{ meses}$$

$$(10,44 - 1,566) \text{ meses} = 8,874 \text{ meses}$$

$$8,874 \text{ meses} \approx 9 \text{ meses}$$

3.2.6.2. Resultados

3.2.6.2.1. Propuesta N° 1

3.2.6.2.1.1. Variación del flujo de carga: Condiciones actuales vs. condiciones de prueba.

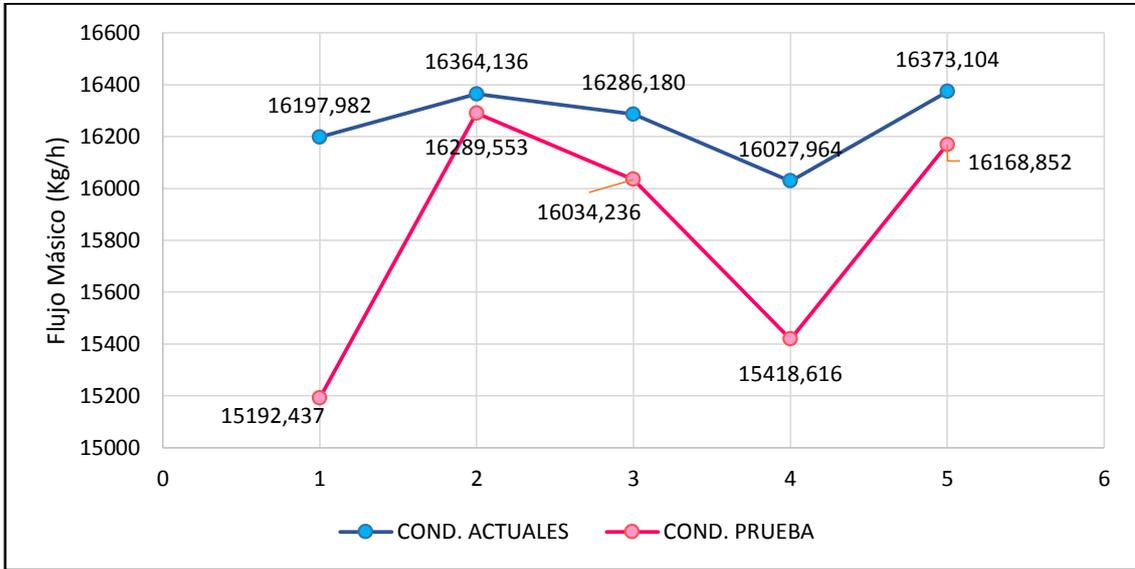


Gráfico 1-3: Variación del flujo de carga en la unidad Z1 durante ambas condiciones.

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

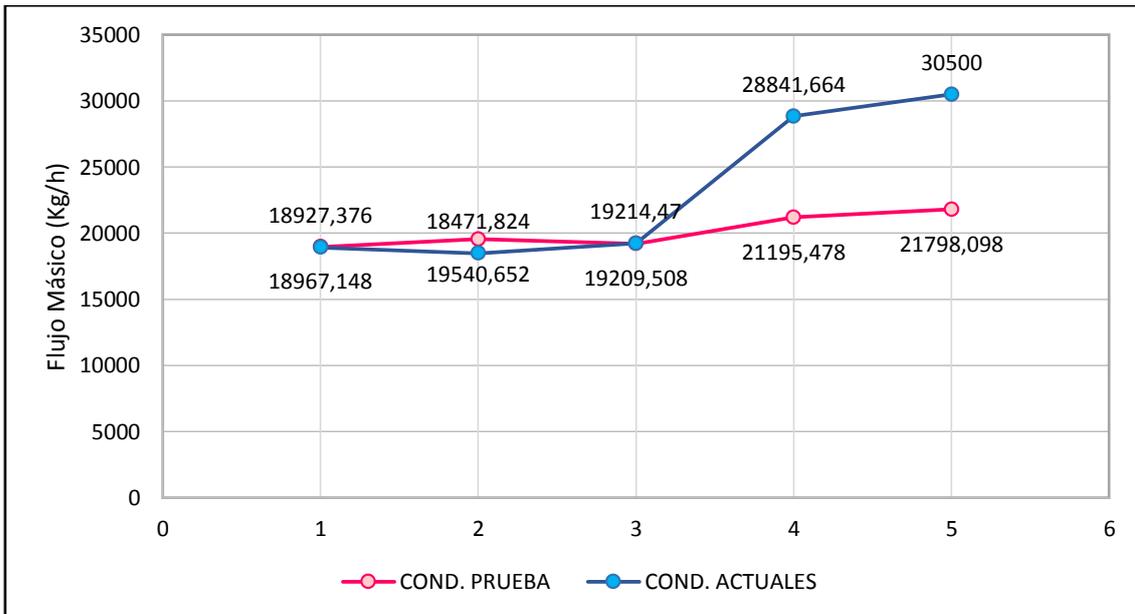


Gráfico 2-3: Variación del flujo de carga en la unidad Z3 durante ambas condiciones.

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

3.2.6.2.1.2. Variación del consumo de vapor: Condiciones actuales vs. condiciones de prueba.

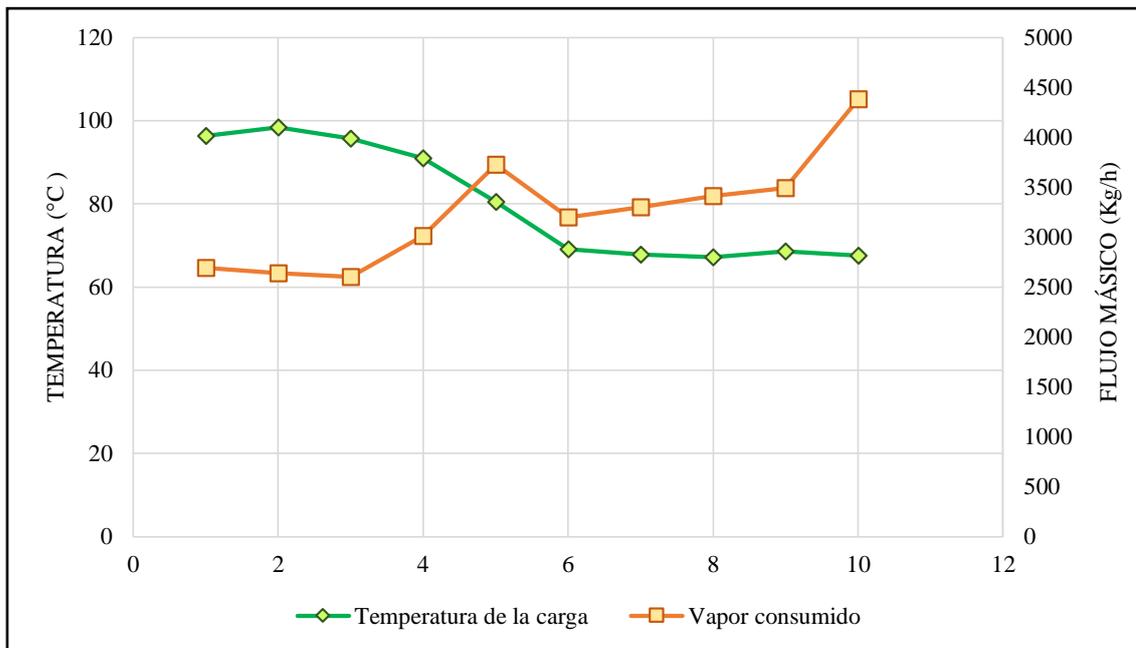


Gráfico 3-3: Variación del consumo de vapor frente a la temperatura de carga hacia Z1-V2.

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

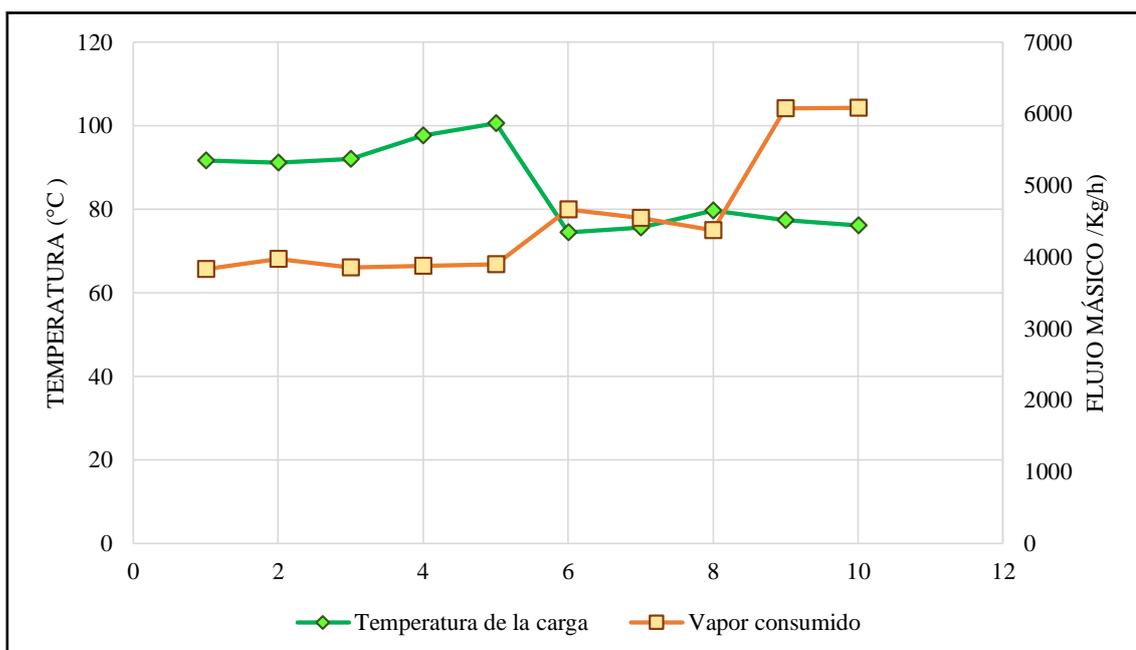


Gráfico 4-3: Variación del consumo de vapor frente a la temperatura de carga hacia Z3-V2.

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

3.2.6.2.1.3. Variación de la concentración de H_2S y NH_3 en la descarga: Condiciones actuales vs. condiciones de prueba.

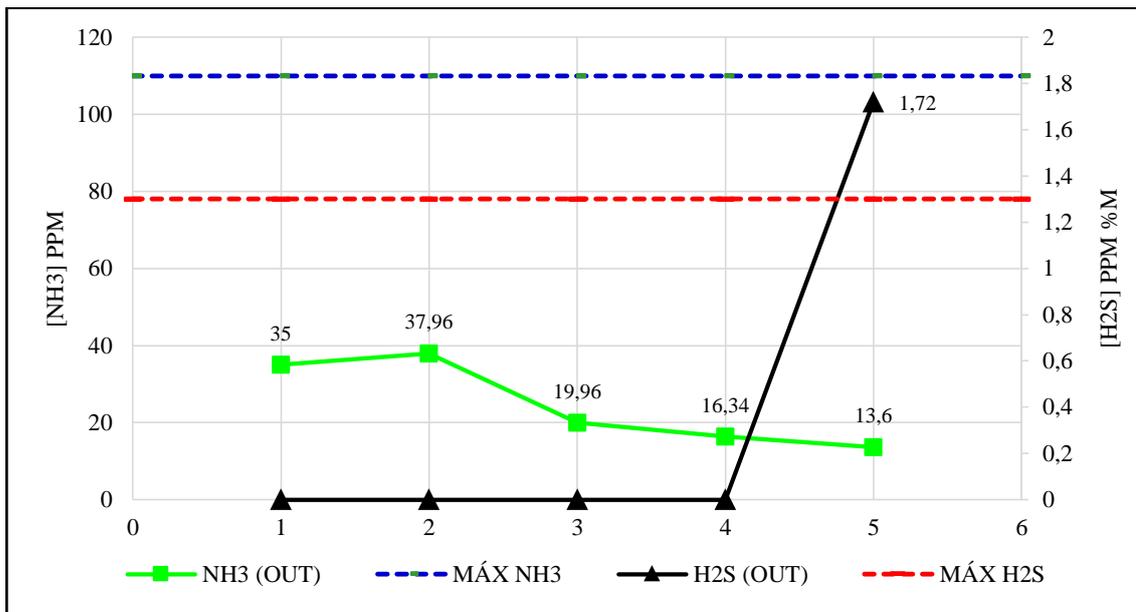


Gráfico 5-3: Concentración de H_2S y NH_3 en la descarga de Z1, bajo las condiciones actuales.

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

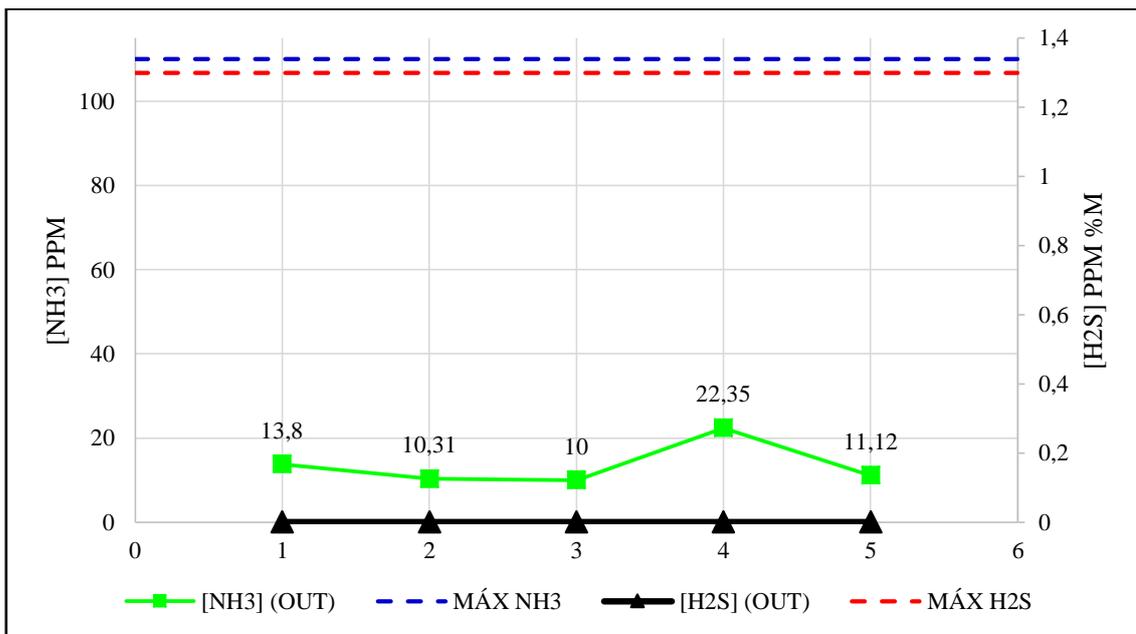


Gráfico 6-3: Concentración de H_2S y NH_3 en la descarga Z1, bajo las condiciones de prueba.

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

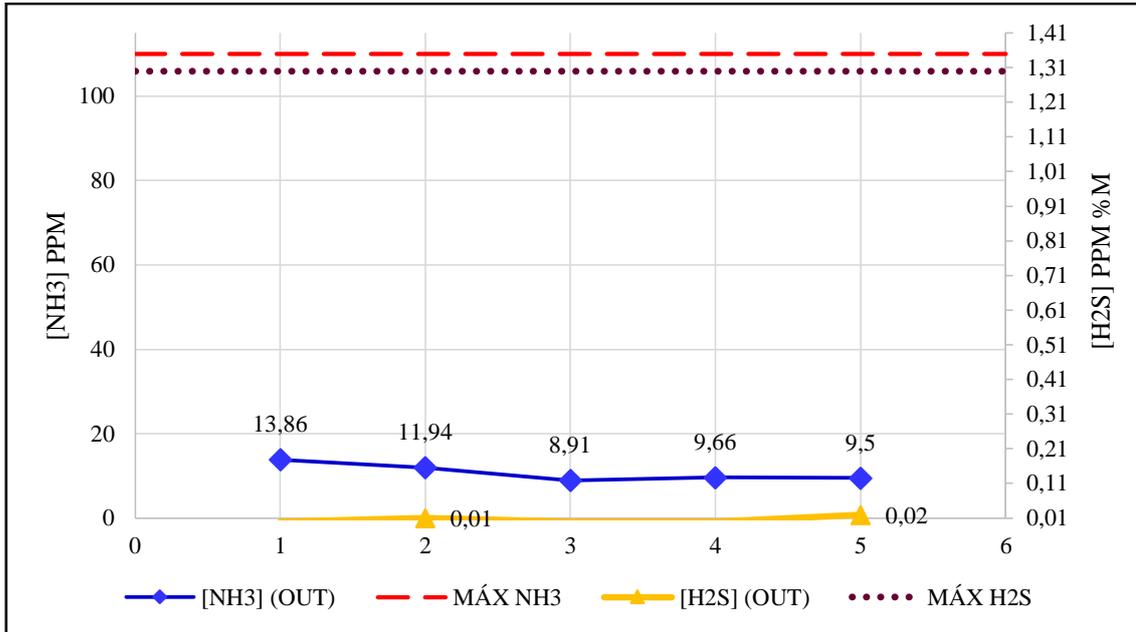


Gráfico 7-3: Concentración de H₂S y NH₃ en la descarga de Z3, bajo las condiciones actuales.

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

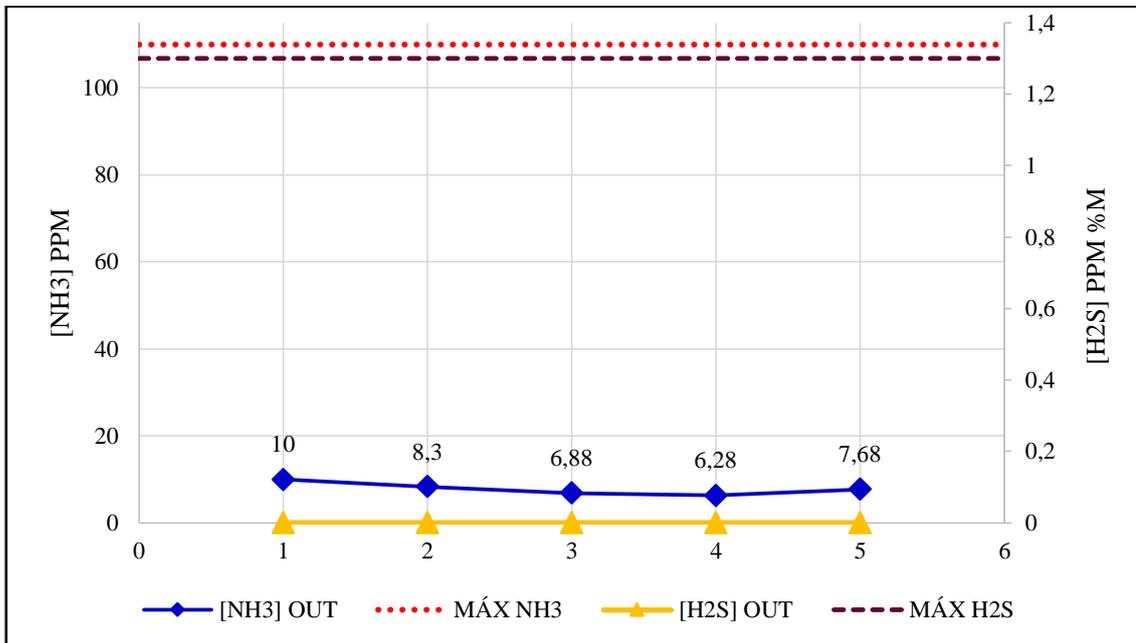


Gráfico 8-3: Concentración de H₂S y NH₃ en la descarga Z3, bajo las condiciones de prueba.

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

3.2.6.2.1.4. Comportamiento del coeficiente global de transferencia de calor en función del tiempo.

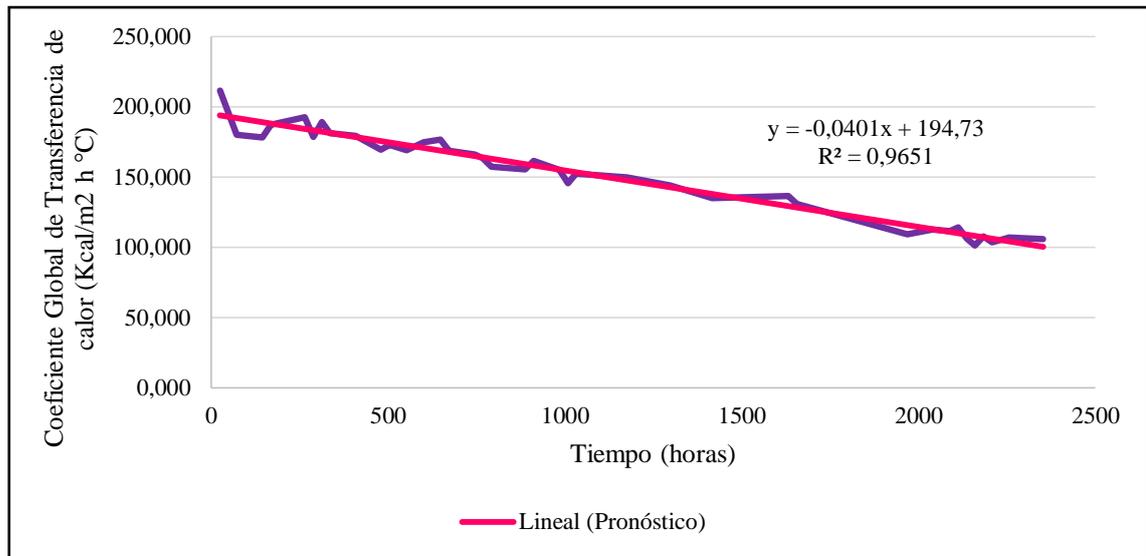


Gráfico 9-3: Comportamiento de U en f (t) del Z1-E1 A/B.

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

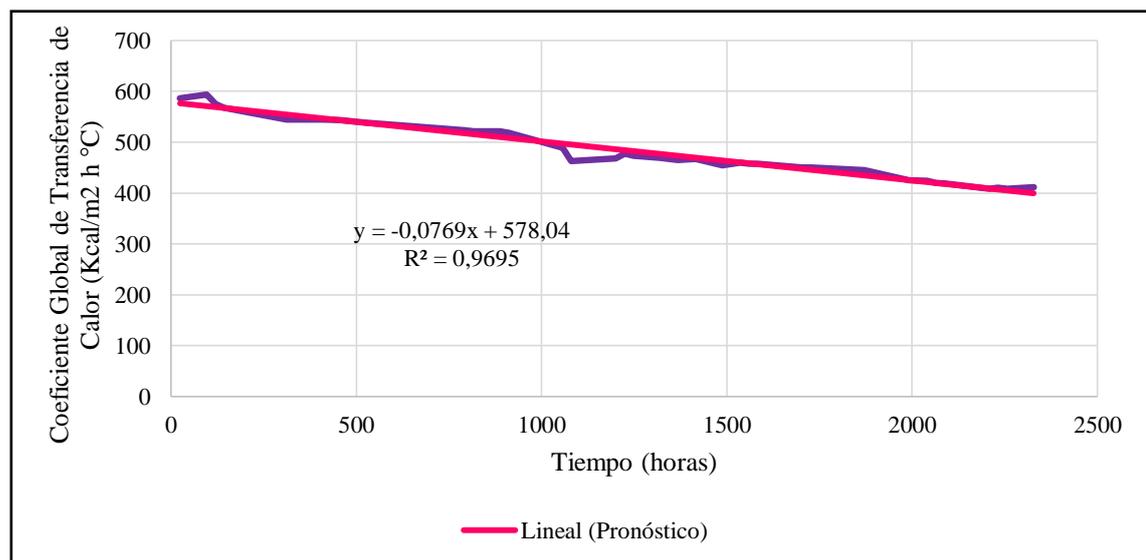


Gráfico 10-3: Comportamiento de U en f (t) del Z3-E1 A/B.

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 39-3: Resultados de la determinación del coeficiente global de transferencia de calor (U) de la unidad de tratamiento de aguas amargas Z1.

No.	Tiempo (h)	$U \left(\frac{\text{Kcal}}{\text{m}^2\text{h}^\circ\text{C}} \right)$	No.	Tiempo (h)	$U \left(\frac{\text{Kcal}}{\text{m}^2\text{h}^\circ\text{C}} \right)$
1	24	211,61	20	912	161,69
2	72	179,99	21	984	154,98
3	144	178,25	22	1008	145,45
4	168	187,30	23	1032	152,56
5	264	192,36	24	1176	149,68
6	288	178,67	25	1200	148,70
7	312	189,07	26	1296	144,28
8	336	181,35	27	1416	134,87
9	408	179,26	28	1632	136,72
10	480	169,60	29	1656	130,82
11	504	172,69	30	1968	109,31
12	552	169,04	31	2040	112,81
13	600	174,85	32	2088	111,49
14	648	176,59	33	2112	114,42
15	672	168,59	34	2136	106,18
16	744	166,08	35	2160	101,48
17	768	163,49	36	2184	107,96
18	792	157,28	37	2208	103,48
19	888	155,46	38	2256	107,18

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 40-3: Resultados de la determinación del coeficiente global de transferencia de calor (U) de la unidad de tratamiento de aguas amargas Z3.

No.	Tiempo (h)	$U \left(\frac{Kcal}{m^2 h^{\circ}C} \right)$	No.	Tiempo (h)	$U \left(\frac{Kcal}{m^2 h^{\circ}C} \right)$
1	24	586,23	19	1320	469,41
2	96	594,05	20	1368	465,31
3	120	574,38	21	1416	467,45
4	144	567,60	22	1488	454,86
5	288	547,19	23	1536	459,90
6	312	544,78	24	1560	457,75
7	408	543,90	25	1584	458,09
8	456	542,84	26	1704	450,39
9	528	537,92	27	1728	449,76
10	792	523,76	28	1872	445,32
11	816	521,14	29	1992	425,13
12	888	520,90	30	2040	423,82
13	912	518,47	31	2064	420,45
14	1056	489,20	32	2088	418,97
15	1080	462,44	33	2208	408,77
16	1200	467,97	34	2232	410,08
17	1224	477,81	35	2256	408,27
18	1248	473,00	36	2328	411,13

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

3.2.6.2.2. Propuesta N° 2

3.2.6.2.2.1. Comportamiento de la curva temperatura vs. número de platos de la unidad Z1.

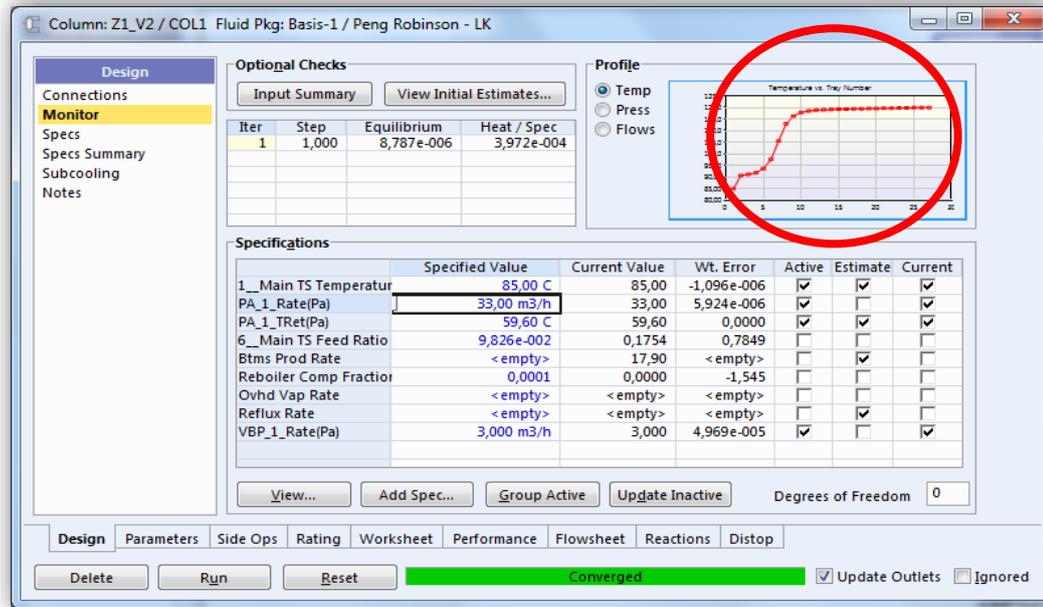


Figura 18-3: Especificaciones técnicas de la despojadora Z1-V2, con bypass.

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

3.2.6.2.2.2. Variación de la curva temperatura vs. número de platos de la unidad Z3.

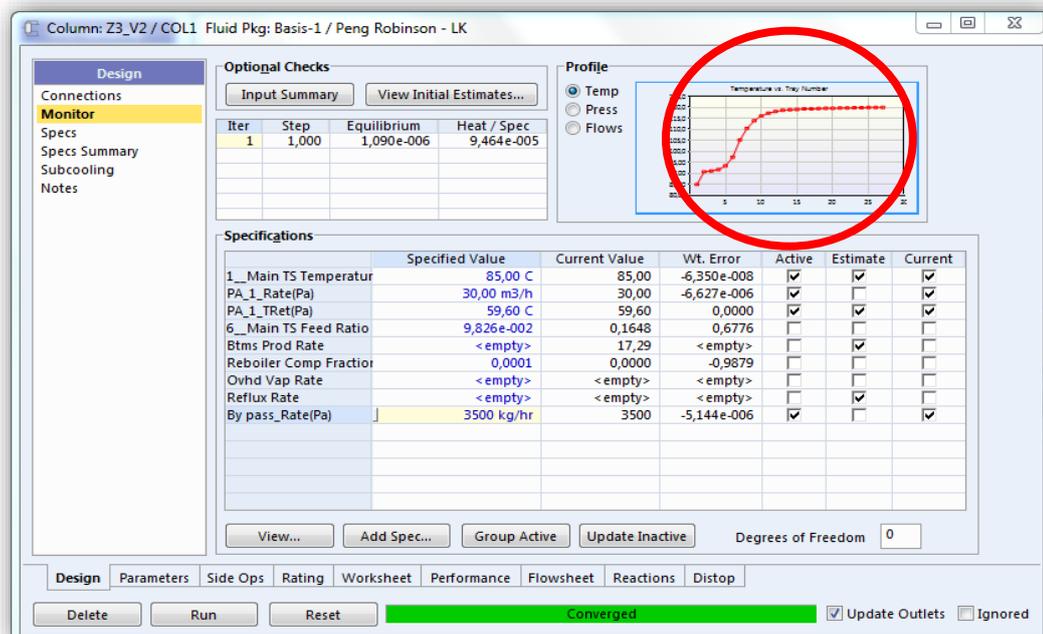


Figura 19-3: Conducta de la curva T vs. N° de platos, del Z3-V2 con bypass (CASO I).

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

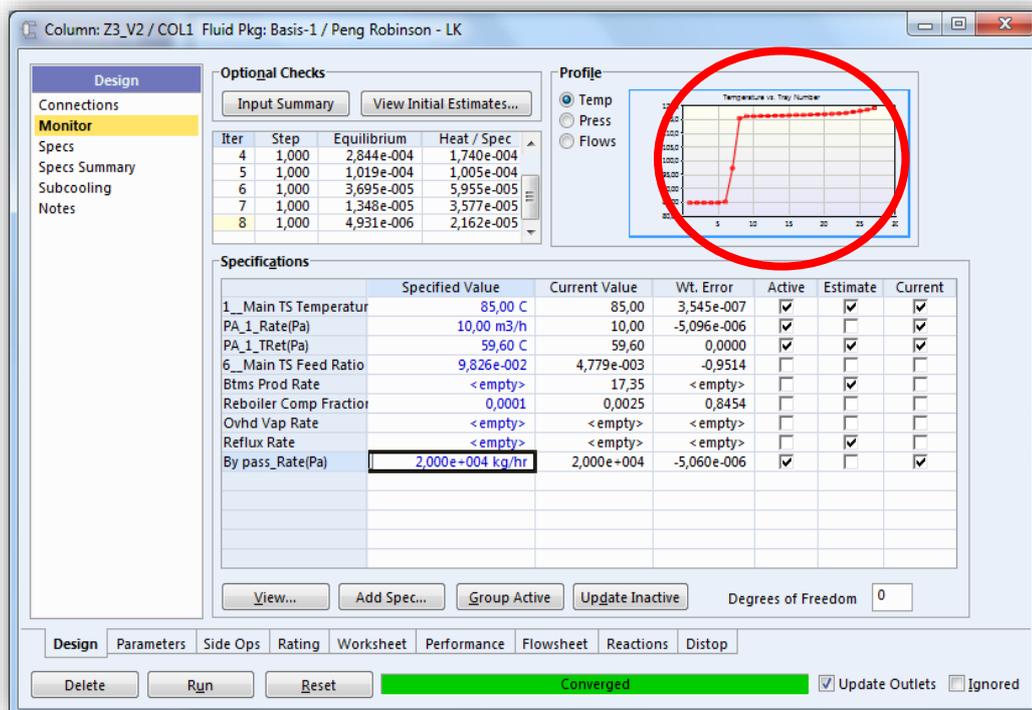


Figura 20-3: Conducta de la curva T vs. N° de platos, del Z3-V2 con bypass (CASO II).

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 41-3: Resultados expuestos por el simulador, de acuerdo al comportamiento de la curva temperatura vs. número de platos de la despojadora Z1-V2.

CATEGORÍA		VARIABLES	Z1
Carga	Agua Amarga	Flujo Másico (m ³ /h)	16,420
		Temperatura (°C)	67,800
		Presión (Kg/cm ² g)	4,960
		Concentración de H ₂ S (wt %)	0,267
		Concentración de NH ₃ (wt %)	0,253
Proceso	Cima	Temperatura de cima (°C)	85,000
	Pumparound	Flujo másico (m ³ /h)	33,000
	Bypass	Flujo másico (m ³ /h)	3,000
	Vapor consumido	Flujo másico (Kg/h)	2500,000
		Temperatura (°C)	147,500
Descarga	Agua Despojada	Concentración de H ₂ S (wt %)	0,000
		Concentración de NH ₃ (wt %)	0,000

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 42-3: Resultados expuestos por el simulador, de acuerdo al comportamiento de la curva temperatura vs. número de platos de la despojadora Z3-V2.

CATEGORÍA		VARIABLES	Z3	
			CASO I	CASO II
Carga	Agua Amarga	Flujo Másico (Kg/h)	15800,000	15800,000
		Temperatura (°C)	104,500	104,500
		Presión (Kg/cm ² g)	4,960	4,960
		Concentración de H ₂ S (wt %)	0,267	0,267
		Concentración de NH ₃ (wt %)	0,253	0,253
Proceso	Cima	Temperatura de cima (°C)	85,000	85,000
	Pumparound	Flujo másico (m ³ /h)	30,000	10,000
	Bypass	Flujo másico (Kg/h)	3500,000	20000,000
	Vapor consumido	Flujo másico (Kg/h)	3198,000	1215,000
		Temperatura (°C)	147,500	147,500
Descarga	Agua Despojada	Concentración de H ₂ S (wt %)	0,000	0,000
		Concentración de NH ₃ (wt %)	0,000	0,000

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

3.2.6.2.2.3. Comportamiento térmico del sistema de reflujo de la unidad Z1.

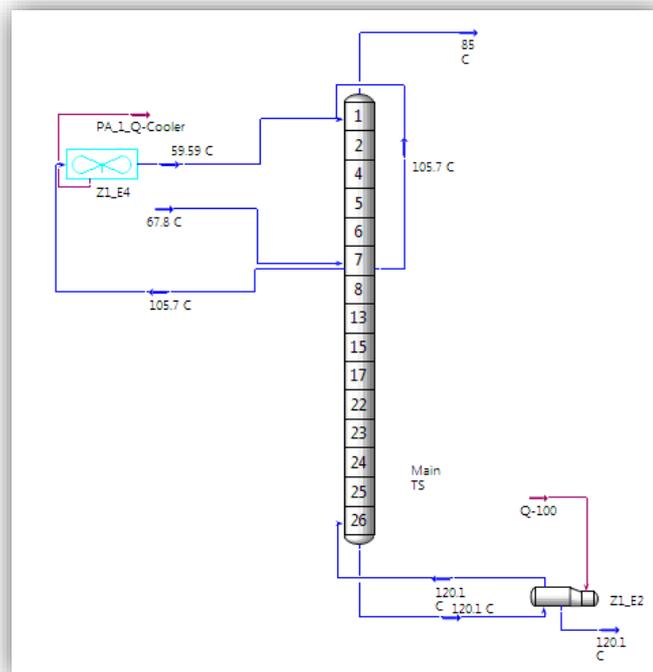


Figura 21-3: Perfil térmico del stripper Z1-V2, con bypass.

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

3.2.6.2.2.4. Variación de la temperatura del pumparound de la unidad Z3.

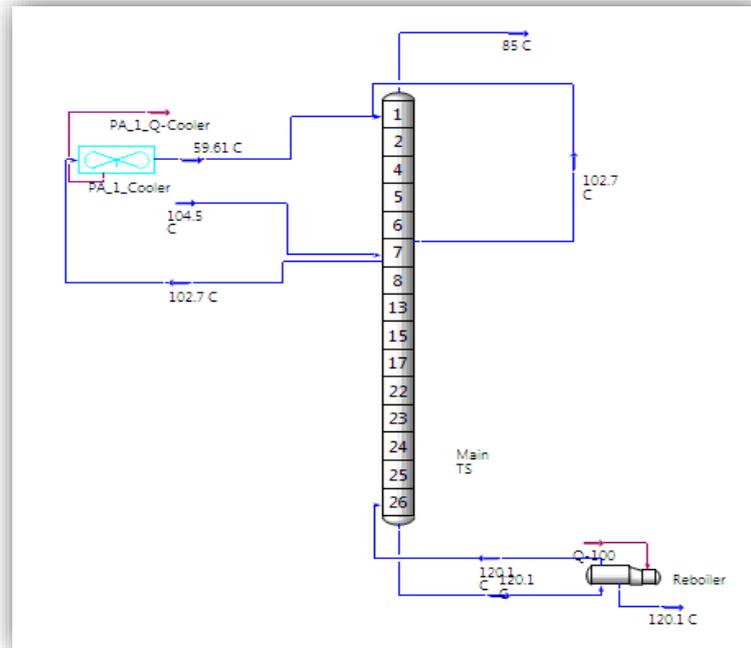


Figura 22-3: Perfil térmico del stripper Z3-V2 con bypass (CASO III).

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

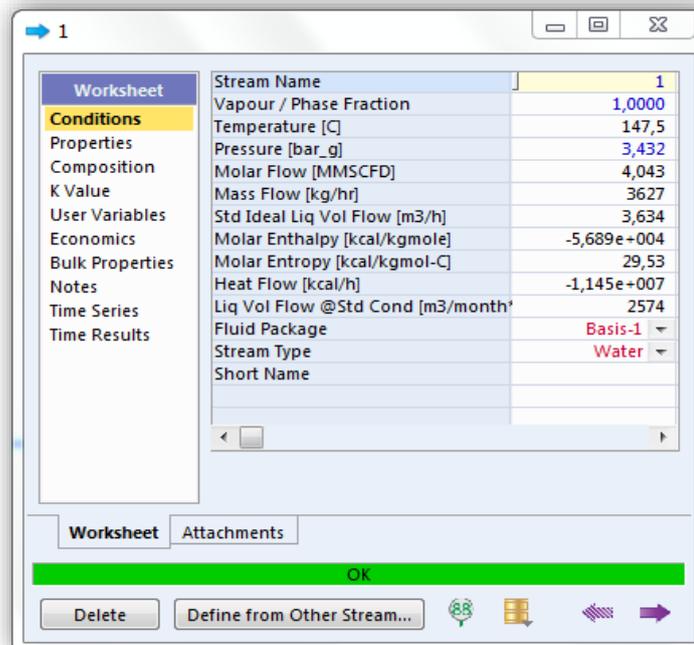


Figura 23-3: Especificaciones del vapor consumido (CASO III).

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

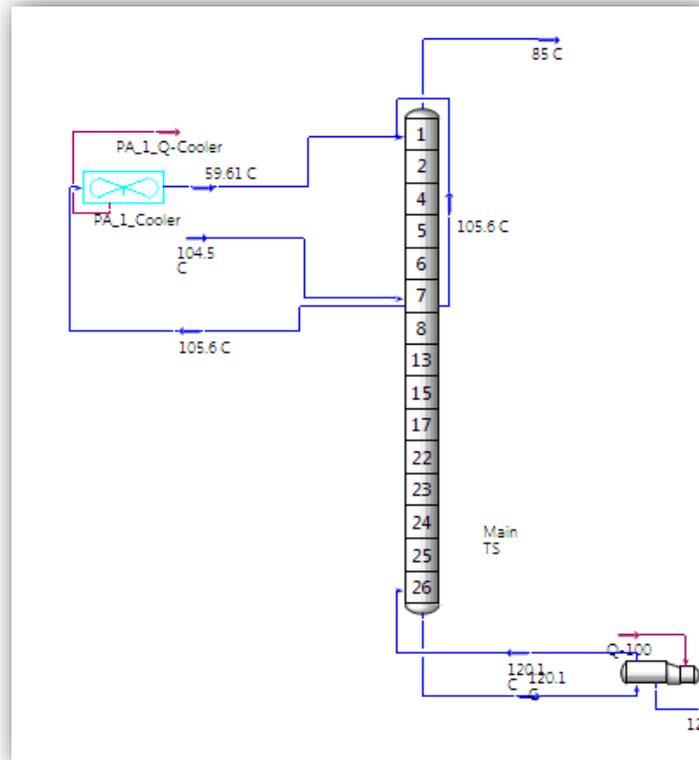


Figura 24-3: Perfil térmico del stripper Z3-V2 con bypass (CASO IV).

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

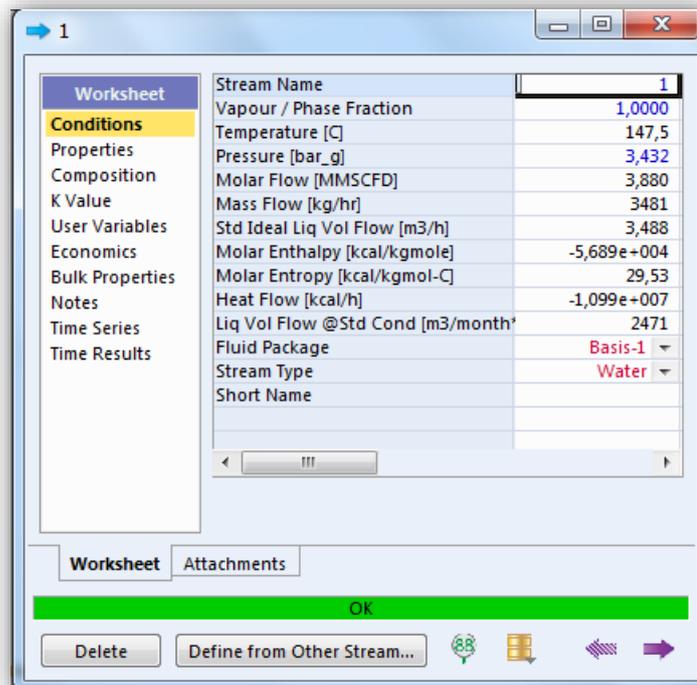


Figura 25-3: Especificaciones del vapor consumido (CASO IV).

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 43-3: Resultados expuestos por el simulador, de acuerdo a la temperatura del pumparound en la despojadora Z1-V2.

CATEGORÍA		VARIABLES	Z1
Carga	Agua Amarga	Flujo Másico (m ³ /h)	16,420
		Temperatura (°C)	67,800
		Concentración de H ₂ S (wt %)	0,267
		Concentración de NH ₃ (wt %)	0,253
Proceso	Pumparound	Temperatura (°C)	105,700
		Temperatura de retorno (°C)	59,590
	Cima	Temperatura (°C)	85,000
	Bypass	Temperatura (°C)	105,700
	Fondo	Temperatura (°C)	120,100
	Vapor Consumido	Flujo másico (Kg/h)	2500,000
Descarga	Agua Despojada	Concentración de H ₂ S (wt %)	0,000
		Concentración de NH ₃ (wt %)	0,000

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 44-3: Resultados expuestos por el simulador, de acuerdo a la variación de la temperatura del pumparound en la despojadora Z3-V2.

CATEGORÍA		VARIABLES	Z3	
			CASO III	CASO IV
Carga	Agua Amarga	Flujo Másico (Kg/h)	17800,000	17800,000
		Temperatura (°C)	104,500	104,500
		Concentración de H ₂ S (wt %)	0,267	0,267
		Concentración de NH ₃ (wt %)	0,253	0,253
Proceso	Pumparound	Temperatura (°C)	102,700	105,600
		Temperatura de retorno (°C)	59,610	59,610
	Cima	Temperatura (°C)	85,000	85,000
	Bypass	Temperatura (°C)	102,700	105,600
	Fondo	Temperatura (°C)	120,100	120,100
	Vapor Consumido	Flujo másico (Kg/h)	3627,000	3481,000
Descarga	Agua Despojada	Concentración de H ₂ S (wt %)	0,000	0,000
		Concentración de NH ₃ (wt %)	0,000	0,000

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

3.3. Proceso de producción

3.3.1. Propuesta 1

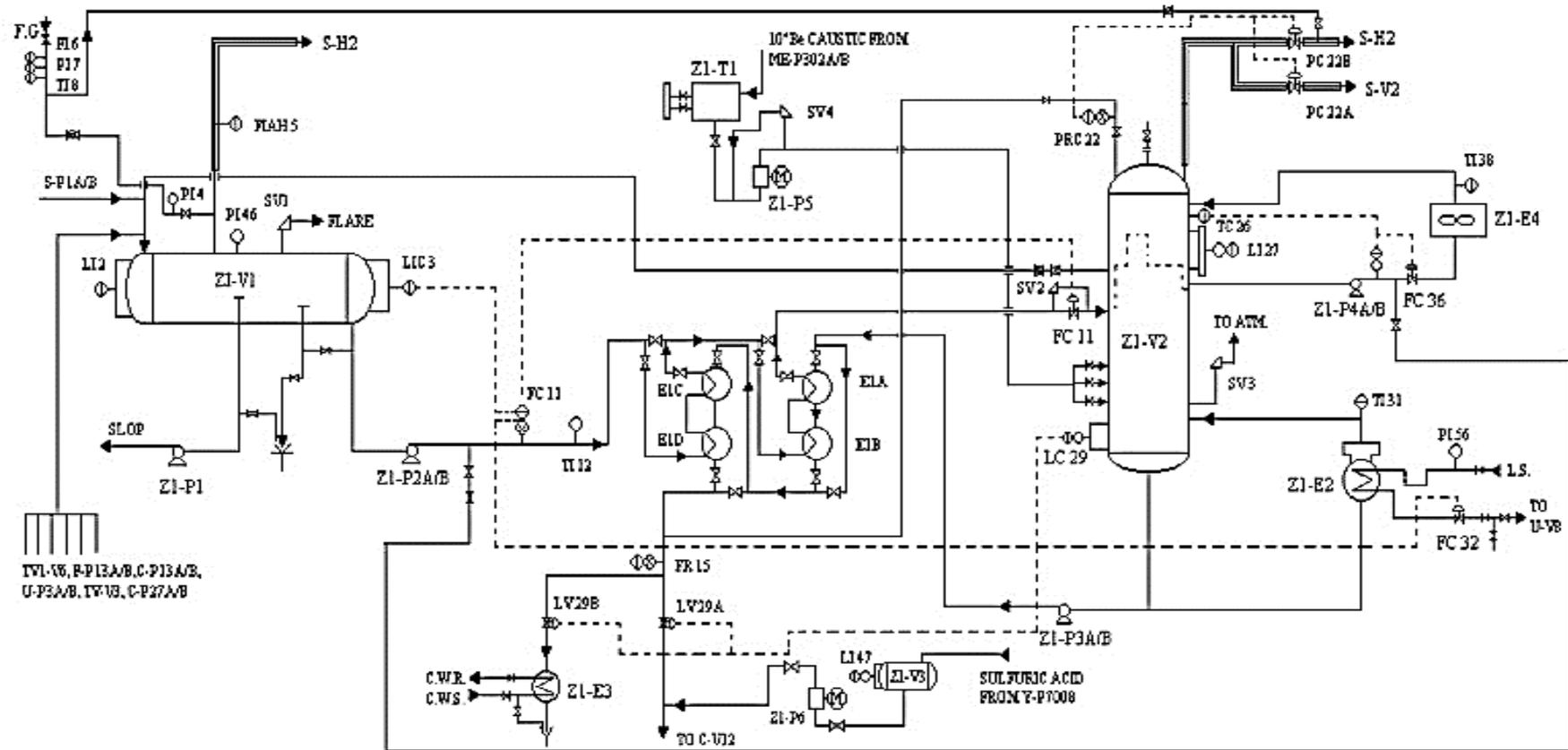


Figura 26-3: Diagrama P&ID de la Unidad de Tratamiento de Aguas Amargas Z1.

Fuente: (REE, 2005, p.38)

La unidad de tratamiento de aguas amargas Z1, continuará operando como en la actualidad, con la única diferencia de que la disposición de su tren de precalentamiento es ahora de tipo 4-8, es decir; cuatro pasos por el lado carcasa, por parte del fluido caliente (agua despojada) y 8 pasos por el lado tubo, por parte del fluido frío (agua amarga).

Dicha disposición, provoca que la temperatura con la que se alimenta a la despojadora sea de 96 °C (prácticamente 30° más que la temperatura vigente), lo cual facilita la remoción de los contaminantes presentes, mediante una inyección de vapor (LP) en el rehervidor, mucho menor.

De igual manera, el proceso de funcionamiento de la unidad Z3, se mantiene inalterable, con excepción de la disposición de su tren de precalentamiento, mismo que ocasiona que la temperatura con la que se alimenta a la despojadora sea de 98, °C; permitiendo así que la adición de calor en el rehervidor para el despojamiento del NH₃ y H₂S, disminuya.

3.3.2. Propuesta 2

El proceso de funcionamiento de la unidad Z3, sigue siendo el mismo, a diferencia de su sistema de reflujo, el cual dispone ahora de un spillback, como medio de protección para las Z3_P4 A/B, permitiendo de esta forma operar el reflujo con un valor menor a los 27710 Kg/h. Así también, se cuenta con la implementación de una válvula de tres vías ubicada después de los enfriadores Z3_E4 A/B.

De igual forma, la planta Z1, cuenta con un spillback para la protección de las Z1_P4 A/B, mismo que facilita que el reflujo, pueda ser disminuido por debajo de los 16000 Kg/h; logrando de esta forma, inyectar en el rehervidor una menor cantidad de vapor LP que la actual. Por su lado, la válvula de tres vías, es manejada a través de un controlador para conservar un set point de la temperatura a la salida de los enfriadores en 60 °C. (Ver Anexo G)

3.4. Requerimientos de tecnología, equipos y maquinaria.

Para la realización de cada una de las propuestas explicadas anteriormente, han sido necesarios los siguientes requerimientos tecnológicos e instrumentales:

Tabla 45-3: Listado de los programas computacionales empleados en el desarrollo del proyecto.

Programas Computacionales	Función
PETRO - SIM V.6.1 (Simulador)	<ul style="list-style-type: none"> • Simular el proceso operativo de las Unidades de Tratamiento de Aguas Amargas.
Sistema de Control Distribuido Master (DCS)	<ul style="list-style-type: none"> • Facilitar el histórico del perfil termodinámico de las Unidades de Tratamiento de Aguas Amargas.
EXCEL	<ul style="list-style-type: none"> • Registro y Tabulación de datos (Temperaturas y Presiones) tomados en el campo y del DCS. • Construcción de diagramas, tendencias del comportamiento de las Unidades de Tratamiento de Aguas Amargas y hojas de cálculo.

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 46-3: Instrumentación empleada para la toma de temperaturas y presiones directamente en campo.

Instrumentos	Cantidad	Función	Unidades
Termómetros de Lámina Bimetálica	8	Medidores de Temperatura	°C
Termocuplas	13	Medidores de Temperatura	°C
Manómetros	8	Medidores de Presión	Kg/cm ² g

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 47-3: Equipos de laboratorio utilizados para la caracterización de las cargas y descargas de las unidades de despojamiento.

Equipo	Cantidad	Función	Unidades
Espectrofotómetro DR 2800	1	Análisis de agua amarga y despojada (Contenido de NH ₃)	Transmitancia (%), absorbancia (abs) y la concentración (mg/l)
Potenciógrafo	1	Análisis de agua amarga y despojada (Contenido de H ₂ S)	Potencial de Hidrógeno (pH), temperatura (°C)

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

3.5. Discusión de resultados

3.5.1. Propuesta 1

En el gráfico 1-3 se puede apreciar que la variación del flujo de carga (agua amarga), no fluctúa más de 150 kg/h; a excepción de los días iniciales en cada una de las condiciones de operación. Y es que, en realidad, esto sucede puesto que al realizar un ajuste en el proceso; la planta necesita estabilizarse después de cada uno de ellos.

Cabe recalcar que, al mantener flujos de carga cercanos a los actuales, durante la ejecución de la prueba con el tren de intercambiadores de calor, se asegura que los resultados a obtenerse, se evalúen bajo las mismas condiciones; pudiéndose luego realizar una comparación con respecto al consumo de vapor en cada uno de los casos.

Por otro lado, como se puede ver en el gráfico 2-3, la carga de agua amarga con la que se ha alimentado a la planta de tratamiento Z3, durante el período de prueba, mantiene un flujo másico constante a lo largo de los días, entre los 19000 y 21000 kg/h; valor que regularmente se maneja cuando las unidades de Crudo, FCC y Visbreaking se encuentran operando al 100% de su capacidad.

Sin embargo, durante los días de operación normal, es decir; antes de someter a la planta Z3 a trabajar con un solo intercambiador de calor (Z3-E1 A), se ha dado un aumento considerable en el flujo de carga, con el que habitualmente se opera, debido a las paradas inesperadas sufridas por la unidad Z1 en aquellos días; lo cual evidentemente ocasionó un incremento en el flujo de alimentación, al tener que desviar toda la carga hacia una sola de sus unidades de despojamiento.

Dicha variación, no es limitante suficiente, para no poder realizar comparaciones fehacientes con respecto a los resultados emitidos por la planta de tratamiento (Z3) en ambas condiciones de operación. Puesto que, en realidad, en la mayor parte de los días, la fluctuación del flujo de carga es mínima.

En el gráfico 3-3, resulta evidente la relación inversamente proporcional que existe entre la temperatura de carga hacia Z1-V2 y el consumo de vapor; puesto que a medida que ésta disminuye (curva verde), la inyección de vapor (50 PSI g) necesaria para la remoción, aumenta (recta anaranjada) y viceversa.

Así también, debido a la similitud entre ambas unidades de despojamiento, es lógico esperar que, la conducta presentada por parte del vapor consumido frente a la variación de la temperatura, termine siendo muy parecida al de las curvas de Z1, recientemente explicadas. Lo cual, claramente se puede apreciar en el gráfico 4-3, ya que la recta verde (temperatura de la carga), tiende a disminuir a razón del incremento sufrido por la recta anaranjada (vapor consumido).

Es importante señalar que, en los primeros cinco escenarios de estas gráficas, las unidades de tratamiento de aguas amargas (Z1 y Z3) se encontraban operando con el tren de precalentamiento completo; mientras que, en los últimos puntos, ya funcionan bajo las condiciones actuales de operación.

Como se puede apreciar en el gráfico 5-3, en los primeros cuatros escenarios se cumple satisfactoriamente con el rango permisible ($<1,3 \text{ mg/L \% M}$) estipulado en el método para la concentración de H_2S en el agua despojada. Sin embargo, en el último escenario, al tener una concentración de $1,72 \text{ ppm \% M}$, claramente es visible como la recta sobrepasa el límite máximo (recta roja) tolerado de H_2S en el agua despojada, lo cual indica una descarga fuera de especificación.

Por otra parte, la concentración de NH_3 en los 5 escenarios, se cumple igualmente de manera satisfactoria, debido a que estos valores se encuentran por debajo de los 110 ppm permitidos en la descarga. Aunque es preciso señalar, que en promedio la concentración de NH_3 resulta ser de $24,574 \text{ ppm}$, un valor moderadamente alto. No obstante, operando la unidad Z1 bajo las condiciones propuestas, es notorio que la concentración tanto de H_2S como NH_3 en los 5 escenarios mostrados en el gráfico 6-3, se encuentran por debajo de sus límites máximos. Dando como resultado, un agua despojada con un pH medianamente básico.

En el gráfico 7-3, se puede ver como la concentración de H₂S del agua despojada por la unidad Z3, funcionando bajo las condiciones actuales; se encuentra en la mayoría de los casos, dentro del rango permisible (indicado en el método UOP – 163). Aunque, si bien es cierto, es evidente que, en los puntos 2 y 5 la concentración de H₂S, posee un valor mayor a 0 mg/L %M; lo cual indica un incremento con respecto a la retención de dicho contaminante, a causa de la formación de ácidos fuertes, como por ejemplo el HCl, secuela tal vez de una adición de calor poco eficiente.

Razón por la cual, el amoníaco en estas condiciones ligeramente ácidas, tampoco puede ser despojado fácilmente; como se puede apreciar en los escenarios 2, 4 y 5, en donde su concentración posee valores entre los 9,5 y 12 ppm de NH₃. Ahora bien, resulta innegable que al operar esta misma unidad, bajo las condiciones de prueba (gráfico 8-3), la remoción de H₂S y NH₃ mejora considerablemente en comparación a los resultados emitidos por ésta al funcionar con la mitad de su tren de precalentamiento.

Y es que, en realidad, la suficiente adición de calor a la reacción, permite que la solubilidad de estos contaminantes, disminuya, de modo que salgan de la solución y sean despojados fácilmente como un gas.

En la gráfica 9-3 se muestra el comportamiento del coeficiente global de transferencia de calor (U) que ha presentado el tren de intercambiadores de calor (Z1-E1 A/B) durante el seguimiento llevado a cabo por aproximadamente cuatro meses. Nótese que dicho comportamiento tiende a ser lineal (inversa) además de poseer un coeficiente de determinación (R²) igual a 0,9651; y teniendo en cuenta que mientras más se cumpla la siguiente expresión:

$$R^2 \cong 1$$

Más cerca de la realidad se está, es posible predecir el tiempo de funcionamiento continuo del tren de intercambiadores de calor antes de requerir una limpieza; como consecuencia de una reducción en su rendimiento. Ahora bien, considerando que el coeficiente global de transferencia de calor disminuya hasta el punto de que ya no exista un intercambio de calor entre los fluidos que circulan a través del Z1-E1 (A/B); es decir cuándo y sea igual a 0. Se ha podido pronosticar por medio de la ecuación de la recta, el número de meses que Z1-E1 (A/B) operaría de forma continua y eficiente.

Es preciso indicar que, aunque el cálculo predictivo no se haya realizado bajo las condiciones de prueba (propuesta 1); es decir operando Z1-E1 A/B/C/D, sino más bien en las condiciones de operatividad actuales; no quiere decir que los resultados obtenidos no puedan ser considerados

para demostrar la viabilidad de poner en funcionamiento el tren de intercambiadores de calor completo.

Puesto que, si bien es cierto, al determinar a diario el coeficiente global de transferencia de calor de Z1 – E1 A/B en servicio; la confiabilidad del proyecto se estaría evaluando desde sus puntos más débiles, es decir cuando estén operando únicamente dos de los cuatro intercambiadores.

Lo que lógicamente implica que, los dos primeros intercambiadores de calor en el tren, a través de los cuales la carga de agua amarga atraviesa en primera instancia, se ensucien con mucha más rapidez que los otros dos, por lo cual el tiempo para realizar el mantenimiento va a ser menor en comparación a si el cálculo se lo hiciera con el tren de precalentamiento completo.

Razón por la cual, al realizar tal valoración considerando dicho aspecto; es que la propuesta de poner en funcionamiento Z1 –E1 A/B/C/D de forma continua durante 6 meses, antes de necesitar recibir mantenimiento alguno; es ciertamente viable pues con ello se ha disminuido aún más el margen de error entre el tiempo pronosticado y el tiempo real.

Por otra parte, se puede apreciar que, en la gráfica 10-3 el modelo se ajusta a la realidad con un coeficiente de determinación igual a 0,9695. Lo cual significa que el comportamiento con respecto a la eficiencia térmica del Z3-E1 A/B, queda determinado por la Ec. 24, hallada a través de los coeficientes globales de transferencia de calor calculados periódicamente.

De manera similar que, en el caso del Z1-E1 A/B, se consideró $y = 0$, para la determinación del número de meses de operación continua-eficiente del tren de precalentamiento, antes de llegar a necesitar un mantenimiento como consecuencia del incremento del factor de ensuciamiento.

No obstante, es preciso aclarar, que la proyección ha sido realizada bajo las condiciones de prueba; es decir manteniendo en funcionamiento el tren de intercambiadores de calor completo (Z3-E1 A/B), y como se había explicado con anterioridad, el tiempo de operación continuo-eficiente, antes de requerir mantenimiento alguno, es mayor en comparación a si el pronóstico se lo hubiese calculado con la mitad del tren de precalentamiento en marcha.

Esto se debe, puesto que, el primer intercambiador de calor en recibir la carga de agua amarga, sufrirá un mayor impacto en cuanto a ensuciamiento se refiere; razón por la cual su tiempo de operación continua-eficiente será menor al del resto de intercambiadores de calor en el tren. Además, otro aspecto que debe considerarse, es la reciente puesta en marcha de Z3; pues como es de conocimiento fue construida recientemente y lleva poco tiempo en operación.

Entonces, una vez realizado el respectivo cálculo, se encontró que, durante un lapso de 10 meses; el tren de precalentamiento completo (Z3-E1 A/B), operará de forma continua y eficiente. Sin embargo, con la finalidad de prever la condición explicada brevemente, se ha tomado en cuenta un factor de seguridad equivalente al 15%.

De modo que, el número de meses finalmente calculado, antes de que el tren de precalentamiento de la unidad Z3 llegase a necesitar recibir un mantenimiento, operando bajo las condiciones propuestas, es de 9 meses.

3.5.2. Propuesta 2

Como se puede apreciar en las figuras 18-3 y 19-3, las curvas temperatura vs. número de platos, cumplen con el comportamiento no lineal, característico de las columnas de destilación, factor de gran relevancia como se lo ha explicado anteriormente, durante la fase II de la presente propuesta. No obstante, es preciso destacar que, con la adición del bypass, resulta posible disminuir el flujo del pumparound mucho más por debajo de los 27710 kg/h (refiriéndose al flujo mínimo de las Z3_P4 A/B).

Motivo por el cual, hay que tener mayor precaución al instante de manipular este reflujo, ya que, al disminuir el mismo, la conducta de la curva temperatura vs. número de platos, se puede ver altamente perturbada, acción que ha sido llevada a cabo y es claramente perceptible en la figura 20-3. Nótese que, en los 6 primeros platos del stripper, la temperatura se mantiene constante y luego a partir de este plato hasta el N° 9, tiende a un comportamiento lineal, para definitivamente, manifestar un crecimiento progresivo por parte de la temperatura, a medida que ésta va descendiendo hasta el plato 26.

Aun así, el modelo de simulación converge, es decir; es técnicamente posible, más no factible, puesto que, si se llegase a operar la despojadora de ambas plantas (Z1 y Z3) bajo estas condiciones, se puede ver gravemente afectada la integridad mecánica de los platos, causando de esta manera un problema considerablemente costoso, al tener que adquirir un equipo nuevo. Por otra parte, con respecto a la composición química de la descarga, al ser calculada por el simulador bajo las condiciones dadas, presenta excelentes resultados, con concentraciones de 0,000 % wt.

Es indudable que, a medida que se disminuye la temperatura del pumparound, la inyección de vapor al sistema también se reduce, es decir; que existe una relación directamente proporcional entre ambas. Lo cual claramente es visible al comparar las figuras 22-3 y 24-3, ya que, en la primera al mantener una temperatura en el reflujo de 102,70 °C, el vapor inyectado hacia el

rehervidor es de 3627, 00 Kg/h; mientras que, en la segunda, al manejar una temperatura de 105,60 °C, el vapor inyectado es de 3481, 00 Kg/h.

A propósito, por motivos estrictamente interpretativos, se han llevado a cabo un sinnúmero de ensayos con el sistema de reflujo de la unidad Z3, mismos que consistían básicamente en ir variando el flujo del pumparound, y por consiguiente su temperatura con la finalidad de determinar su efecto sobre el consumo de vapor por parte del sistema.

No obstante, para evitar explicaciones redundantes, solamente se han presentado los casos III y IV, para su respectivo análisis. De igual forma, es preciso indicar que, la unidad Z1 también ha sido expuesta a ensayos; pero debido a que sus resultados manifiestan el mismo comportamiento que el de la Z3, no se ha visto la necesidad de mostrarlos.

Finalmente, es de vital importancia recalcar que, aunque sea posible disminuir mucho más la temperatura del pumparound, es necesario establecer límites permisibles, de modo que se respete el perfil térmico (no lineal) de la despojadora; pues si bien es cierto, aunque dichos ajustes permitan correr el simulador, no representa garantía alguna, de que el proceso tendrá en la realidad un correcto funcionamiento.

3.6. Análisis de costo/beneficio del proyecto

3.6.1. Propuesta 1

Para el análisis de costo/beneficio de esta primera propuesta, se ha centrado el cálculo esencialmente en el consumo de vapor LP (50 PSI g) manifestado por las unidades de tratamiento de aguas amargas Z1 y Z3, operando tanto, bajo las condiciones actuales como las de prueba. Resultando factible de este modo, poder comparar dicho consumo para ambas situaciones. En la tabla 48-3, se muestran los costos de la generación del vapor de alta, media y baja presión, emitidos por la Refinería Estatal Esmeraldas (REE):

Tabla 48-3: Costo mensual de la generación de vapor de alta, media y baja presión en el año 2016.

Meses \ Precios (\$/ton)	Alta presión	Media Presión	Baja Presión
Enero	11,567	9,754	8,754
Febrero	11,553	9,741	8,743
Marzo	13,645	11,505	10,326
Abril	13,221	11,148	10,006
Mayo	16,228	13,683	12,281
Junio	18,237	15,378	13,802
Julio	18,442	15,551	13,957
Agosto	17,336	14,618	13,12
Septiembre	19,816	16,709	14,997
Octubre	21,847	18,422	16,534
Noviembre	20,715	17,467	15,677
Diciembre	24,481	20,643	18,528
PROMEDIO (Anual)	17,257	14,552	13,060

Fuente: (REE, 2016)

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Ahora bien, para la determinación de este consumo generado por las unidades de despojamiento, es necesario realizar antes las conversiones correspondientes, teniendo en cuenta un precio del vapor de baja presión de 13,06 \$/ton (asumiendo un 100% de retorno de condensado del rehervidor) y un tiempo de operación por año de 8400 h.

- Flujo volumétrico del agua amarga (m³/h)

$$\dot{V}_A = \frac{\dot{m}_A}{\rho_A} \quad \text{Ecuación. 25}$$

Dónde:

\dot{m}_A = Flujo másico del agua amarga, Kg/h.

ρ_A = Densidad del agua amarga, Kg/m³.

$$\dot{V}_A = \frac{16197,982 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}}{993 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}}$$

$$\dot{V}_A = 16,312 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

- Consumo de vapor (kg/m³)

$$\frac{3197,436 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}}{16,312 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}} = 196,015 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

- Costo anual del vapor inyectado

$$3197,436 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} * \frac{1 \text{ ton}}{10^3 \text{ Kg}} = 3,197 \frac{\text{ton}}{\text{h}}$$

$$3,197 \frac{\text{ton}}{\text{h}} * \frac{8400 \text{ h}}{1 \text{ año operación}} = 26858,462 \frac{\text{ton}}{\text{año}}$$

$$26858,462 \frac{\text{ton}}{\text{año}} * \frac{13,060 \$}{\text{ton}} = 350771,519 \frac{\$}{\text{año}}$$

Cabe recalcar que, para dichos cálculos se han empleado las cantidades procedentes del periodo de prueba al cual han sido sometidas cada una de las plantas de despojamiento (mismas que pueden ser apreciadas en el desarrollo de la propuesta 1); y aunque son un número limitado de datos, al haber sido contrastados con valores experimentales, tomados a lo largo de catorce semanas de seguimiento; muestran una tendencia similar. A continuación, los resultados obtenidos por las unidades Z1 y Z3 respectivamente:

Tabla 49-3: Carga de alimentación (agua amarga) a la unidad Z1, operando en las condiciones actuales.

No.	FLUIDO	FLUJO MÁSICO (Kg/h)	FLUJO VOLUMÉTRICO (m ³ /h)
1	Agua Amarga	16197,982	16,312
2		16364,136	16,479
3		16286,180	16,401
4		16027,964	16,141
5		16373,104	16,489
PROMEDIO		16249,873	16,364

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 50-3: Tasas de consumo (Kg/ m³) por parte de la unidad Z1, operando en las condiciones actuales.

No.	CONSUMO	UNIDADES
1	196,015	$\frac{\text{Kg}_{\text{vapor}}}{\text{m}^3 \text{ agua amarga}}$
2	200,188	
3	208,124	
4	216,272	
5	205,105	
PROMEDIO	205,141	

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 51-3: Costo económico del consumo de vapor LP en la unidad Z1, operando en las condiciones actuales.

No.	FLUIDO	FLUJO MÁSICO (Kg/h)	FLUJO MÁSICO (ton/h)	FLUJO MÁSICO (ton/año)	\$/año
1	Vapor de Baja Presión (50 PSI g, 148°C)	3197,436	3,197	26858,462	350771,519
2		3299,000	3,299	27711,600	361913,496
3		3413,446	3,413	28672,946	374468,680
4		3490,832	3,491	29322,989	382958,234
5		3381,874	3,382	28407,742	371005,105
PROMEDIO		3356,518	3,356	28194,748	368223,407

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 52-3: Carga de alimentación (agua amarga) a la unidad Z1, operando en las condiciones de prueba.

No.	FLUIDO	FLUJO MÁSSICO (Kg/h)	FLUJO VOLUMÉTRICO (m ³ /h)
1	Agua Amarga	15192,437	15,300
2		16289,553	16,404
3		16034,236	16,147
4		15418,616	15,527
5		18168,852	18,297
PROMEDIO		16220,739	16,335

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 53-3: Tasas de consumo (Kg/ m³) por parte de la unidad Z1, operando en las condiciones de prueba.

No.	CONSUMO	UNIDADES
1	176,147	$\frac{\text{Kg}_{\text{vapor}}}{\text{m}^3 \text{ agua amarga}}$
2	161,044	
3	161,150	
4	194,034	
5	143,608	
PROMEDIO	167,197	

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 54-3: Costo económico del consumo de vapor LP en la unidad Z1, operando en las condiciones de prueba.

No.	FLUIDO	FLUJO MÁSSICO (Kg/h)	FLUJO MÁSSICO (ton/h)	FLUJO MÁSSICO (ton/año)	\$/año
1	Vapor de Baja Presión (50 PSI g, 148 °C)	2694,973	2,695	22637,773	295649,318
2		2641,828	2,642	22191,355	289819,099
3		2602,126	2,602	21857,858	285463,631
4		3012,818	3,013	25307,671	330518,186
5		2627,592	2,628	22071,773	288257,353
PROMEDIO		2715,867	2,716	22813,286	297941,517

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

$$\text{Ahorro Anual}_{Z1} = \text{Costo}_{\text{Cond. Actuales}} - \text{Costo}_{\text{Cond. Prueba}}$$

$$\text{Ahorro Anual}_{Z1} = (368223,407 - 297941,517)$$

$$\text{Ahorro Anual}_{Z1} = \$ 70281,89$$

Tabla 55-3: Carga de alimentación (agua amarga) a la unidad Z3, operando en las condiciones actuales.

No.	FLUIDO	FLUJO MÁSICO (Kg/h)	FLUJO VOLUMÉTRICO (m ³ /h)
1	Agua Amarga	18927,376	19,061
2		18471,824	18,602
3		19214,470	19,350
4		28841,664	29,045
5		30500,000	30,715
PROMEDIO		23191,067	23,355

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 56-3: Tasas de consumo (Kg/ m³) por parte de la unidad Z3, operando en las condiciones actuales.

No.	CONSUMO	UNIDADES
1	244,686	$\frac{\text{Kg}_{\text{vapor}}}{\text{m}^3 \text{ agua amarga}}$
2	244,337	
3	285,683	
4	209,290	
5	197,999	
PROMEDIO	236,399	

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 57-3: Costo económico del consumo de vapor LP en la unidad Z3, operando en las condiciones actuales.

No.	FLUIDO	FLUJO MÁSICO (Kg/h)	FLUJO MÁSICO (ton/h)	FLUJO MÁSICO (ton/año)	\$/año
1	Vapor de Baja Presión (50 PSI g, 148 °C)	4663,916	4,664	39176,894	511650,241
2		4545,168	4,545	38179,411	498623,110
3		5527,940	5,528	46434,696	606437,130
4		6078,810	6,079	51062,004	666869,772
5		6081,550	6,082	51085,020	667170,361
PROMEDIO		5379,477	5,380	45187,605	590150,123

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 58-3: Carga de alimentación (agua amarga) a la unidad Z3, operando en las condiciones de prueba.

No.	FLUIDO	FLUJO MÁSICO (Kg/h)	FLUJO VOLUMÉTRICO (m ³ /h)
1	Agua Amarga	18967,148	19,101
2		19540,652	19,678
3		19209,508	19,345
4		21195,478	21,345
5		21798,098	21,952
PROMEDIO		20142,177	20,284

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 59-3: Tasas de consumo (Kg/ m³) por parte de la unidad Z3, operando en las condiciones de prueba.

No.	CONSUMO	UNIDADES
1	200,575	$\frac{\text{Kg}_{\text{vapor}}}{\text{m}^3_{\text{agua amarga}}}$
2	201,710	
3	199,296	
4	181,609	
5	177,663	
PROMEDIO	192,171	

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 60-3: Costo económico del consumo de vapor LP en la unidad Z3, operando en las condiciones de prueba.

No.	FLUIDO	FLUJO MÁSICO (Kg/h)	FLUJO MÁSICO (ton/h)	FLUJO MÁSICO (ton/año)	\$/año
1	Vapor de Baja Presión (50 PSI g, 148 °C)	3831,160	3,831	32181,744	420293,577
2		3969,328	3,969	33342,355	435451,159
3		3855,362	3,855	32385,041	422948,633
4		3876,433	3,876	32562,037	425260,206
5		3900,007	3,900	32760,059	427846,368
PROMEDIO		3886,458	3,886	32646,247	426359,988

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

$$\text{Ahorro Anual}_{Z3} = \text{Costo}_{\text{Cond. Actuales}} - \text{Costo}_{\text{Cond. Prueba}}$$

$$\text{Ahorro Anual}_{Z3} = (590150,123 - 426359,988)$$

$$\text{Ahorro Anual}_{Z3} = \$ 163790,13$$

$$\text{Ahorro}_{\text{Anual}} = \text{Ahorro Anual}_{Z1} + \text{Ahorro Anual}_{Z3}$$

$$\text{Ahorro}_{\text{Anual}} = (70281,89 + 163790,13)$$

$$\text{Ahorro}_{\text{Anual}} = \$ 234072,02$$

La planta Z1 funcionando bajo las condiciones actuales, procesó un promedio de 16,364 m³/h de agua amarga; consumiendo a su vez 3,356 ton/h de vapor LP en el rehervidor de tipo termosifón. Esto significa una tasa de consumo equivalente a 205,141 Kg/m³. Mientras que, operando bajo las condiciones de prueba, procesó un promedio de 16,335 m³/h (con una diferencia < 0,03), y consumió 2,716 ton/h de vapor LP. Lo cual representa una tasa de consumo equivalente a 167,197 Kg/m³ y un ahorro de 70281,89 \$/año.

Por su parte, la planta Z3 funcionando bajo las condiciones actuales, procesó un promedio de 23,355 m³/h de agua amarga; y consumió 5,380 ton/h de vapor LP en el rehervidor. Esto significa una tasa de consumo de 236,399 Kg/m³. Mientras que, operando bajo las condiciones de prueba, procesó un promedio de 20,284 m³/h de agua amarga (con una diferencia < 3,10), consumiendo

en cambio 3,886 ton/h de vapor LP. Esto indica una tasa de consumo equivalente a 192,171 Kg/m³ y un ahorro de 163790,13 \$/año.

Finalmente, sumando ambos valores dan un total de 234072,02 \$/año. Dicho valor, representa un ahorro anual de aproximadamente ¼ de millón de dólares, beneficio económico considerablemente sustancioso; recordando que estas unidades han sido construidas, si bien es cierto, para fines meramente ecológicos, mas no productivos. Así también, es preciso señalar, que \$ 234072,02 equivale a la remuneración anual de once obreros bajo el cargo de Técnico de Operaciones de Catalíticas III: Tratamiento de Diésel (Equipo Rotativo), pudiendo de esta forma contratar más mano de obra para el buen funcionamiento del área.

Sin embargo, el destino de estos fondos ya es decisión de EP PETROECUADOR de acuerdo a su política interna. Ahora bien, con respecto a la inversión necesaria para llevar a cabo esta propuesta, resulta factible analizarla en dos partes. Primero, como la inversión requerida antes de ponerla en marcha, la cual es de cero; puesto que ventajosamente, como ya se ha explicado con anterioridad, se dispone de todo para su ejecución.

Y segundo como la inversión durante su puesta en marcha, ya que cada determinado tiempo es necesario realizar un mantenimiento del equipo de precalentamiento, aunque dicho gasto ya es un requisito considerado por la empresa para cada una de sus unidades.

3.6.2. *Propuesta 2*

Con respecto al análisis costo/beneficio de esta propuesta, también ha sido realizado principalmente, en base al consumo de vapor (LP) mostrado por parte de las plantas de despojamiento Z1 y Z3.

Tabla 61-3: Carga de alimentación (agua amarga) a la unidad Z1, operando en las condiciones de prueba.

No.	FLUIDO	FLUJO MÁSICO (Kg/h)	FLUJO VOLUMÉTRICO (m ³ /h)
1	Agua Amarga	16305,060	16,420

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 62-3: Tasa de consumo por parte de la unidad Z1, operando en las condiciones de prueba.

No.	CONSUMO	UNIDADES
1	152,253	$\frac{\text{Kg}_{\text{vapor}}}{\text{m}^3_{\text{agua amarga}}}$

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 63-3: Costo monetario del consumo de vapor LP en la unidad Z1, operando en las condiciones de prueba.

No.	FLUIDO	FLUJO MÁSICO (Kg/h)	FLUJO MÁSICO (ton/h)	FLUJO MÁSICO (ton/año)	\$/año
1	Vapor de Baja Presión (50 PSI g, 148 °C)	2500,000	2,500	21000,000	274260,000

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

$$\text{Ahorro Anual}_{Z1} = \text{Costo}_{\text{Cond. Actuales}} - \text{Costo}_{\text{Cond. Prueba}}$$

$$\text{Ahorro Anual}_{Z1} = (368223,407 - 274260,000)$$

$$\text{Ahorro Anual}_{Z1} = \$ 93963,407$$

Tabla 64-3: Carga de alimentación (agua amarga) a la unidad Z3, operando en las condiciones actuales.

No.	FLUIDO	FLUJO MÁSICO (Kg/h)	FLUJO VOLUMÉTRICO (m ³ /h)
1	Agua Amarga	16000,438	16,113
2		15978,000	16,091
3		16134,560	16,248
4		15785,090	15,896
5		16084,332	16,198
PROMEDIO		15996,484	16,109

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 65-3: Tasas de consumo (Kg/ m³) por parte de la unidad Z3, operando en las condiciones actuales.

No.	CONSUMO	UNIDADES
1	266,897	$\frac{\text{Kg}_{\text{vapor}}}{\text{m}^3 \text{ agua amarga}}$
2	264,549	
3	275,467	
4	276,821	
5	282,441	
PROMEDIO	273,235	

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 66-3: Costo monetario del consumo de vapor en la unidad Z3 operando en las condiciones actuales.

No.	FLUIDO	FLUJO MÁSICO (Kg/h)	FLUJO MÁSICO (ton/h)	FLUJO MÁSICO (ton/año)	\$/año
1	Vapor de Baja Presión (50 PSI g, 148 °C)	4300,567	4,301	36124,763	471789,402
2		4256,756	4,257	35756,750	466983,160
3		4475,870	4,476	37597,308	491020,842
4		4400,453	4,400	36963,805	482747,296
5		4574,900	4,575	38429,160	501884,830
PROMEDIO		4401,709	4,402	36974,357	482885,106

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 67-3: Carga de alimentación (agua amarga) a la unidad Z3, operando en las condiciones de prueba.

No.	FLUIDO	FLUJO MÁSICO (Kg/h)	FLUJO VOLUMÉTRICO (m ³ /h)
1	Agua Amarga	15800	15,911

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 68-3: Tasa de consumo por parte de la unidad Z3, operando en las condiciones de prueba.

No.	CONSUMO	UNIDADES
1	200,993	$\frac{\text{Kg}_{\text{vapor}}}{\text{m}^3 \text{ agua amarga}}$

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 69-3: Costo monetario del consumo de vapor LP en la unidad Z3, operando en las condiciones de prueba.

No.	FLUIDO	FLUJO MÁSICO (Kg/h)	FLUJO MÁSICO (ton/h)	FLUJO MÁSICO (ton/año)	\$/año
1	Vapor de Baja Presión (50 PSI g, 148 °C)	3198,000	3,198	26863,200	350833,392

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

$$\mathbf{Ahorro\ Anual}_{Z3} = \mathbf{Costo}_{Cond.\ Actuales} - \mathbf{Costo}_{Cond.\ Prueba}$$

$$\mathbf{Ahorro\ Anual}_{Z3} = (482885,106 - 350833,392)$$

$$\mathbf{Ahorro\ Anual}_{Z3} = \$ 132051,714$$

$$\mathbf{Ahorro}_{Anual} = \mathbf{Ahorro\ Anual}_{Z1} + \mathbf{Ahorro\ Anual}_{Z3}$$

$$\mathbf{Ahorro}_{Anual} = (93963,407 + 132051,714)$$

$$\mathbf{Ahorro}_{Anual} = \$ 226015,121$$

La planta Z1 operando bajo las condiciones actuales, procesó un promedio de 16,364 m³/h de agua amarga; y consumió 3,356 ton/h de vapor LP en el rehervidor. Esto significa una tasa de consumo equivalente a 205,141 Kg/m³. Mientras que, funcionando bajo las condiciones de prueba, procesó un promedio de 16,420 m³/h (con una diferencia < 0,06), consumiendo por su parte 2,5 ton/h de vapor LP. Lo cual representa una tasa de consumo equivalente a 152,253 Kg/m³ y un ahorro de 93963,407 \$/año.

Por su parte, la planta Z3 trabajando bajo las condiciones actuales, procesó un promedio de 16,109 m³/h de agua amarga; y consumió 4,402 ton/h de vapor LP en el rehervidor. Esto significa una tasa de consumo de 273,235 Kg/m³. Mientras que, operando bajo las condiciones de prueba, procesó un promedio de 15,911 m³/h de agua amarga (con una diferencia < 0,2), consumiendo a su vez 3,198 ton/h de vapor LP. Esto indica una tasa de consumo equivalente a 200,993 Kg/m³ y un ahorro de 132051,714 \$/año.

Tabla 70-3: Detalle de la inversión para la optimización de las unidades de tratamiento de aguas amargas. *

Descripción	Material	Cantidad Requerida	Medida	Costo Unitario (\$)	Costo Total (\$)
Válvula Tipo: Globo Función: De Control	Acero Inoxidable	2	u	3073,16	6146,32
Válvula Tipo: Compuerta con extremos bridados 1"	Acero Forjado ASTM A105N	4		61,31	245,24
Codos de 90° 2" B16.9	Acero Forjado ASTM A105N	12		6,48	77,76
Bridas de cuello soldable 2"	Acero Inoxidable ASTM A105N	8		31,50	252,00
Bridas de cuello soldable 1"	Acero Inoxidable ASTM A105N	4		12,37	49,48
Sellos Espiro-metálicos ASME B16.20 2"	Acero Inoxidable	4		4,08	16,32
Tubería sin costura 2"	ASTM A192	32	m	50,00	1600,00
Aislante	Lana de vidrio	14,40	m ²	33,10	476,64
				TOTAL	8863,76

Fuente: (COSMOPLAS, 2017)

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

* Los precios no incluyen IVA.

CONCLUSIONES

- ✓ Se evaluó el actual desempeño energético de las unidades Z1 y Z3, y se encontró que la eficiencia de transferencia de calor en el tren de precalentamiento de ambas plantas está operando por debajo del 50%; con un consumo entre los 209,575 y 236,399 Kg de vapor por m³ de agua amarga, respectivamente.
- ✓ Se determinó que la viabilidad de operar el tren de intercambiadores de calor de las unidades Z1 y Z3 sin relevo, es completamente factible; debido a que estas plantas no solamente mejoran hasta un 75% su eficiencia energética, sino que también, despojan los contaminantes presentes en el agua amarga con una tasa de consumo de vapor 42, 378 y 44, 228 puntos menos que el actual.
- ✓ Se estimó el tiempo de operatividad eficiente de los trenes de intercambiadores de calor de las unidades Z1 y Z3, manejándose en las condiciones propuestas, mismos que resultaron ser de: 6 y 9 meses, respectivamente.
- ✓ Se construyó una línea base para la simulación del proceso de las unidades Z1 y Z3; con el propósito de evaluar la viabilidad de la propuesta N° 2. Dando como resultado, un ahorro económico para la empresa de 93963,41 y 132051,71 dólares; como consecuencia de una tasa de consumo 57,322 y 72,242 puntos menos que el actual, respectivamente.
- ✓ Se sugiere a la propuesta N° 1, como la más viable desde el punto de vista técnico, ambiental y económico. Primero, por ser técnicamente ejecutable; segundo, porque permite remover hasta un 99% de H₂S y un 95% de NH₃, presentes en el agua amarga. Y finalmente, porque genera un ahorro económico de 234072,02 dólares para EP PETROECUADOR, sin requerir inversión inicial alguna, en caso de llevar a cabo su implementación.

RECOMENDACIONES

- Se recomienda la implementación de un spillback en las Z3_P4 A/B, como medio de protección, a causa de su sobredimensionamiento volumétrico; para de esta manera poder operar el sistema de reflujo de la unidad Z3, en su flujo óptimo, mas no por debajo de su flujo mínimo, incitando la cavitación de las bombas.
- Es recomendable modificar el formato del reporte de resultados de análisis de rutina, emitidos por el laboratorio de Refinería Estatal Esmeraldas para el área Catalíticas III, de modo que se incluya el tag Z3-V1, es decir; la carga de agua amarga que ingresa a la unidad Z3. Ya que, en la actualidad, únicamente se dispone de los tags: Z1-V1, Z1-V2 y Z3-V2. Lo cual, ocasiona que al estar fuera de servicio la unidad Z1, no exista registro alguno de los análisis realizados a la carga de alimentación de la planta Z3.
- Se recomienda mantener toda la instrumentación necesaria instalada en sus respectivos termopozos, con la finalidad de que el operador pueda verificar en campo, las condiciones operativas de cada uno de los equipos.
- Es recomendable que cada uno de los venteos y drenajes en estas unidades, se encuentren debidamente tapados; pues si bien es cierto, se trata de plantas con ambientes considerablemente ácidos, en donde se manejan gases contaminantes incoloros e inodoros, mismos que pueden llegar a afectar gravemente la salud de los trabajadores.
- Se recomienda arreglar el controlador automático de nivel en la Z3_P1, puesto que actualmente es el operador, quien se encarga de ir al campo cada cierto tiempo a presionar el botón, para descargar manualmente dicho nivel de hidrocarburos; motivo por el cual, de darse el caso de que éste se demore en hacerlo, podría incrementarse el fouling en el tren de intercambiadores de calor de la unidad.
- Es recomendable cumplir a cabalidad con lo expuesto en el plan de mantenimiento preventivo de las unidades de tratamiento de aguas amargas, para así asegurar el correcto funcionamiento de los equipos; así como la calidad de su descarga (agua despojada).

CRONOGRAMA DE EJECUCIÓN DEL PROYECTO

TIEMPO ACTIVIDADES	MESES																							
	1°				2°				3°				4°				5°				6°			
	SEMANAS																							
	1	2	3	4	1	2	3	4	1	2	3	4	1	2	3	4	1	2	3	4	1	2	3	4
Revisión bibliográfica	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■
Diagnóstico del desempeño energético de las Unidades de Tratamiento de Aguas Amargas (Z1 y Z3)	■	■																						
Instalación de la Instrumentación necesaria (Manómetros y Termómetros) para la realización de mediciones en cada una de las Plantas.			■																					
Toma de datos (Temperaturas, Presiones y Flujos Másicos) en el campo y en el tablero (Sistema DCS), así como también el registro de las diferentes cantidades de vapor consumidas por Z1 y Z3.			■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■								
Registro de los valores tomados en el campo y del DCS, en un archivo de Excel para la determinación de eficiencias de los intercambiadores de calor, correspondientes a las Plantas: Z1 y Z3.			■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■								
Control de Calidad de las cargas y descargas de las Unidades Z1 y Z3.			■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■								
Ejecución de pruebas en el campo con respecto a los intercambiadores de calor de Z3.						■	■			■	■			■	■									
Validación de la simulación del proceso de Z1 y Z3, por medio de la utilización de los Diagramas de Flujo y Data Sheet.						■	■			■	■			■	■									
Evaluación de viabilidad con respecto a la implementación de una válvula de tres vías y un spillback en el sistema de reflujo								■	■			■			■									
Elaboración y corrección de borradores									■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■
Redacción del trabajo final									■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■
Empastado y presentación del trabajo final																					■	■	■	
Auditoría Académica																						■	■	■
Defensa del trabajo																								■

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

BIBLIOGRAFÍA

ASOCIACIÓN ALEMANA DE SANEAMIENTO. *Principios para el diseño y la operación de plantas de tratamiento de aguas residuales de refinerías de petróleo.* [En línea]. San José-Costa Rica: 1986. [Consulta: 16 julio 2017]. Disponible en: <http://www.bvsde.paho.org/bvsacd/scan2/027589/027589.pdf>

BENÍTEZ, G. *La Refinería Estatal de Esmeraldas, un puntal para la economía nacional* [En línea]. París: Roseau Voltaire International, 21 marzo 2005. [Consulta: 15 mayo 2017]. Disponible en: <http://www.voltairenet.org/article124328.html>

BIBLIOTECA UNIVERSIDAD ALCALÁ. *Guía de Estilo Harvard para citar Sitios Web y medios sociales* [En línea]. [Consulta: 16 julio 2017]. Disponible en: https://biblioteca.uah.es/investigacion/documentos/ejemplosHarvard_Web-MMSS.pdf

BLUEMAT S.A. *Lana de Vidrio en rollos* [En línea]. [Consulta: 09 julio 2017]. Disponible en: <http://www.bluemat.com.ar/productos/aislante-termico-isoroof-aislantes-termicos-para-techos-membrana/precio-lana-de-vidrio-en-rollo-para-techos-venta>

CÁRDENAS, Priscila; & TINGO, Carolina. *Vida útil u horizonte del proyecto* [En línea]. [Consulta: 11 junio 2017]. Disponible en: <https://prezi.com/v1w7ep7t5vp4/vida-util-u-horizonte-del-proyecto/>

CIFUNSA. *Lista de precios en dólares* [En línea]. [Consulta: 09 julio 2017]. Disponible en: http://www.conexionescifunsa.com/descargas/listas_precios/BRIDAS%20A105%20dolares%20ABRIL%202015.pdf

COSMOPLAS. *Lista de Precios 2016-2017* [En línea]. [Consulta: 15 julio 2017]. Disponible en: <http://www.cosmoplas.cl/img/catalogo-digital.pdf>

ECUADOR. SECRETARÍA NACIONAL DE PLANIFICACIÓN Y DESARROLLO (SENPLADES). *Agenda Resumen Zona 1: Provincias de Carchi, Esmeraldas, Imbabura y Sucumbíos.* [En línea]. Ecuador: 2013. [Consulta: 15 mayo 2017]. Disponible en: <http://www.buenvivir.gob.ec/agenda-zona1>

EMPRESA PÚBLICA PETROECUADOR. *Parámetros aplicables a la Información Financiera* [En línea]. Ecuador: 2015. [Consulta: 11 junio 2017]. Disponible en: http://www4.eppetroecuador.ec/lotaip/pdfs/vigente/remuneracion_cargo.pdf

GARY, James; & HANDWERK Glenn. *Petroleum Refining. Technology and Economics* [En línea]. New York-USA: Editorial REVERTÉ, S.A., 1980. [Consulta: 05 junio 2017]. Disponible en: <https://books.google.com.ec/books?id=uGK8J8fK4F4C&pg=PA5&dq=refineria&hl=es-419&sa=X&ved=0ahUKEwiTvdbnnqfUAhWD5SYKHfLICM4Q6AEIJTABNo.v=onepage&q=refineria&f=false>

GONZÁLEZ, M. *Intercambiadores de Calor* [En línea]. [Consulta 20 diciembre 2016]. Disponible en: <https://operacionesunitarias1.files.wordpress.com/2011/07/unidad-iv-intercambiadores-de-calor.pdf>

GORDILLO, D. El conflicto socio-ambiental de la Propicia, visto con una mirada de género (Tesis) (Maestría). [En línea] Facultad Latinoamericana de Ciencias Sociales. Quito, Ecuador. 2008. pp. 48-49. [Consulta: 03 mayo 2017]. Disponible en: <http://repositorio.flacsoandes.edu.ec/bitstream/10469/231/3/TFLACSO-2008DMGG.pdf>

LABORATORIO REFINERÍA ESTATAL ESMERALDAS. *Reporte de Resultados de Análisis de Rutina* [Base de datos en línea]. Esmeraldas-Ecuador: 2017. [Consulta: 20 abril 2017]. Con acceso limitado a funcionarios de la Refinería Estatal Esmeraldas.

MONSALVE, A. *Optimización de Procesos Industriales* [En línea]. [Consulta: 07 junio 2017]. Disponible en: <https://prezi.com/3o56saslewi/optimizacion-de-procesos-industriales/>

MOREJÓN, J. *Clima de la Provincia* [blog]. [Consulta: 03 mayo 2017]. Disponible en: <http://esprovinciaverde.blogspot.com/2012/12/clima-de-la-provincia.html>

PERRY, R. *Manual del Ingeniero Químico*. USA: Mc Graw Hill, 2001, pp.300-1910

REFINERÍA BALBOA, S.A. *¿Qué es una refinería?* [En línea]. [Consulta: 05 junio 2017]. Disponible en: <http://www.grupoag.es/refineriabalboa/proyecto/que-es-una-refineria.php>

REFINERÍA ESTATAL ESMERALDAS (REE). *Manual de Operación de la Unidad de Tratamiento de Aguas Amargas Z1*. Esmeraldas – Ecuador: Editorial Institucional, 2005, pp.3-40

REFINERÍA ESTATAL ESMERALDAS (REE). *Diagrama P&ID de la Unidad de Tratamiento de Aguas Amargas Z1.* Esmeraldas – Ecuador: Proyecto N° 93101, 1993, p.2

REFINERÍA ESTATAL ESMERALDAS (REE). *Diagrama P&ID de la Unidad de Tratamiento de Aguas Amargas Z3.* Esmeraldas – Ecuador: Proyecto N° 408005, 2015, p.5

REFINERÍA ESTATAL ESMERALDAS (REE). *Heat Exchanger Process Specification Sheet.* Esmeraldas – Ecuador: Proyecto N° 93101, 1993, p.18

REFINERÍA ESTATAL ESMERALDAS (REE). *Manual de Operaciones de la Unidad de Tratamiento de Amargas Z3.* Esmeraldas – Ecuador: 2015, pp. 12-38

REFINERÍA ESTATAL ESMERALDAS (REE). *Costo mensual de la generación de vapor de alta, media y baja presión en el año 2016* [Base de datos]. Esmeraldas – Ecuador: 2016. [Consulta 20 abril 2017]. Con acceso limitado a funcionarios de la Refinería Estatal Esmeraldas.

SEGUEL, R. *Optimización de Procesos - Parte I* [blog]. Chile: 2008. [Consulta: 08 junio 2017]. Disponible en: <http://blog.bpm-latam.org/2008/06/optimizacin-de-procesos-parte-i.html>

SHILLING, Richard; et al. *Heat Transfer Equipment.* USA. 1999, pp. 36-37

SISTEMA BIBLIOTECARIO UNIVERSIDAD FRANCISCO GAVIDIA. *Redacción de referencias bibliográficas, citas bibliográficas y bibliografía según Norma ISO 690* [En línea]. [Consulta: 19 julio 2017]. Disponible en: <https://es.slideshare.net/SBUFG/norma-iso-690-para-redaccion-de-referencias-bibliograficas>

TLV Compañía Especialista en Vapor. *¿Qué es el vapor de agua?* [En línea]. Japón: TLV CO., LTDA. [Consulta: 17 julio 2017]. Disponible en: <http://www.tlv.com/global/LA/steam-theory/what-is-steam.html>

ANEXOS

ANEXO A. Registro de Control de la Unidad de Tratamiento de Aguas Amargas Z1.

The image shows an Excel spreadsheet with the following data tables:

DATOS ADICIONALES					Δp (Kg/cm ²)	ΔP (Kg/cm ²)	ΔT (°C)	ΔT (°C)	Q (w)	R	S	LMTD	S*	F	LMTD Correg	U (w/m ² °C)	U (Kcal/m ² h °C)
					0,44	0,3	36,84	30,70	752191,82	0,83	0,43	52,67	0,26	0,98	51,76	177,21	152,4776098

PROPIEDAD	SUSTANCIA	UNIDAD	VALOR	(w·Cp)
CAPACIDAD CALORIFICA	AGUA AMARGA	KJ/Kg °C	4,158896	20,42
	AGUA DESFOJADA	KJ/Kg °C	4,250944	19,23
ÁREA	AMARGA/DESFOJ	m ²	82	

VARIABLE	SUSTANCIA	UNIDAD	1	2	3	4	5	PROMEDIO
FLUJO MÁSSICO	AGUA AMARGA	Kg/h	18319,38	16346,46	18704,97	16973,13	18025,77	17673,942
	AGUA DESFOJADA	Kg/h	18110,07	13173,34	15634,29	16254,22	18255,11	16285,406
	VAPOR DE BAJA	Kg/h	3555,39	3544,43	3570,14	3545,85	3596,37	3562,568
PRESIÓN (Z1-E1)	A. AMARGA (IN)	kg/cm ²	5,00	5,30	4,30	5,20	5,10	5,10
	A. AMARGA (OUT)	kg/cm ²	4,50	4,30	4,40	4,80	4,70	4,66
	A. DESFOJ (IN)	kg/cm ²	3,90	2,80	3,90	3,60	5,00	3,84
	A. DESFOJ (OUT)	kg/cm ²	3,50	2,70	3,50	3,40	4,60	3,54

IDENTIFICACION	SUSTANCIA	TEMPERATURA	1	2	3	4	5	PROMEDIO
Z1-E1	AGUA AMARGA	ENTRADA	32,50	33,00	34,00	34,00	34,00	34,50
		SALIDA	73,00	72,00	70,00	75,00	75,00	71,34
	AGUA DESFOJADA	ENTRADA	122,00	122,50	121,00	122,50	122,00	121,00
		SALIDA	86,00	79,00	82,00	84,00	87,00	80,20
Z1-E2	VAPOR DE BAJA	ENTRADA	150,00	150,00	150,00	150,00	150,00	150,00
	AGUA DEFONDOS	ENTRADA	122,00	122,50	121,00	122,50	122,00	122,00
Z1-E4	RECIRC. L-G	SALIDA	121,55	122,96	119,85	123,28	122,60	122,05
	AGUA DE REFLUJO	ENTRADA	97,00	98,00	98,00	98,00	98,00	97,80
		SALIDA	38,80	41,15	42,32	41,42	41,77	41,09

Figura 1A: Plantilla para cálculos de ingeniería en Excel.

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

ANEXO B. Ejecución de pruebas con el tren de precalentamiento de la unidad Z1.



Fotografía 1B: Alineación del Z1-E1 A/B/C/D.

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.



Fotografía 2B: Desalineación del Z1-E1 C/D.

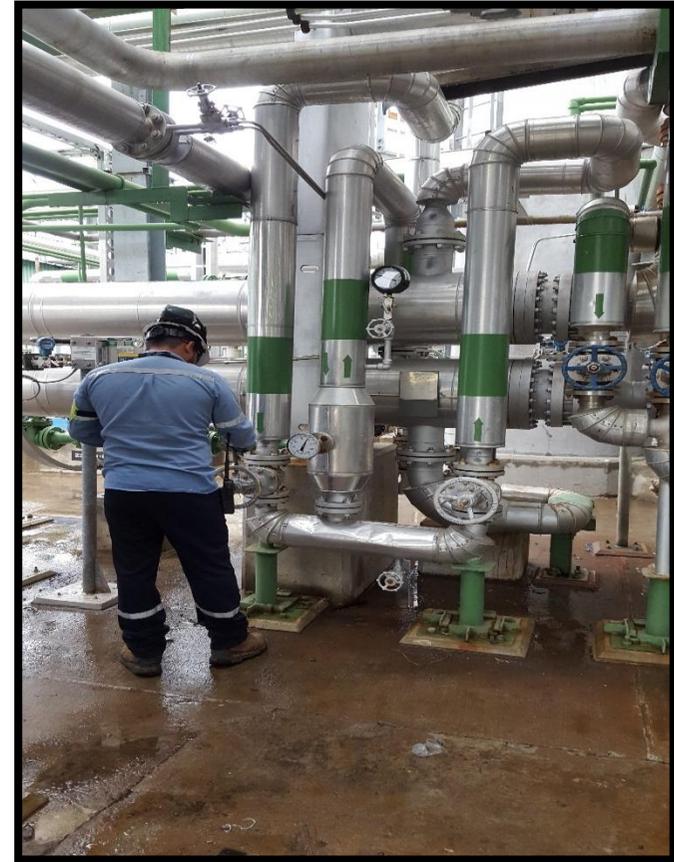
Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

ANEXO C. Ejecución de pruebas con el tren de precalentamiento de la unidad Z3.



Fotografía 1C: Alineación del Z3-E1 A/B.

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.



Fotografía 2C: Desalineación del Z3-E1 B.

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017

ANEXO D. Plan de Mantenimiento Preventivo.

Tabla 1D: Plan de Mantenimiento Preventivo para la unidad de tratamiento de aguas amargas Z1.

PLAN DE MANTENIMIENTO PREVENTIVO																																													
Área: Catalíticas III														Frecuencia: Semestral																															
Unidad: Z1														Duración/ Periodo: 15 días																															
Equipo: Intercambiadores de calor Z1-E1 A/B/C/D																																													
Actividades	Periodo No.1														Periodo No.2																														
	1era Semana							2da Semana							1era Semana							2da Semana																							
	1	2	3	4	5	6	7	1	2	3	4	5	6	7	1	2	3	4	5	6	7	1	2	3	4	5	6	7																	
Drenado del equipo.																																													
Lavado interno de los haces de tubos con chorro de agua a presión (Licuablasting).																																													
Lavado interno de las carcassas con chorro de agua a presión.																																													
Empaquetado del equipo con agua.																																													
Liberación y junta cegado del equipo.																																													
Vaporizado del equipo.																																													
Retiro de los cabezales y haces de tubos, respectivamente.																																													
Limpieza interna (manual-mecánica) de los cabezales, chaneles y tapas.																																													
Limpieza interna de los haces de tubos, mediante el uso de un mandril.																																													
Limpieza externa de los haces de tubos con espátula y cepillo.																																													
Medición ultrasónica de espesores en pared metálica de las boquillas, cabezales y carcassas.																																													
Montaje de los haces de tubos y cabezales, respectivamente.																																													
Ejecución de prueba hidrostática en el lado tubo y lado carcassa.																																													

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

Tabla 2D: Plan de Mantenimiento Preventivo para la unidad de tratamiento de aguas amargas Z3.

PLAN DE MANTENIMIENTO PREVENTIVO																												
Área: Catalíticas III														Frecuencia: Cada 9 meses														
Unidad: Z3														Duración/ Periodo: 15 días														
Equipo: Intercambiadores de calor Z3-E1 A/B																												
Actividades	Periodo No.1														Periodo No.2													
	1era Semana							2da Semana							1era Semana							2da Semana						
	1	2	3	4	5	6	7	1	2	3	4	5	6	7	1	2	3	4	5	6	7	1	2	3	4	5	6	7
Drenado del equipo.																												
Lavado interno de los haces de tubos con chorro de agua a presión (Licuablasting).																												
Lavado interno de las carcasas con chorro de agua a presión.																												
Empaquetado del equipo con agua.																												
Liberación y junta cegado del equipo.																												
Vaporizado del equipo.																												
Retiro de los cabezales y haces de tubos, respectivamente.																												
Limpieza interna (manual-mecánica) de los cabezales, chaneles y tapas.																												
Limpieza interna de los haces de tubos, mediante el uso de un mandril.																												
Limpieza externa de los haces de tubos con espátula y cepillo.																												
Medición ultrasónica de espesores en pared metálica de las boquillas, cabezales y carcasas.																												
Montaje de los haces de tubos y cabezales, respectivamente.																												
Ejecución de prueba hidrostática en el lado tubo y lado carcasa.																												

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

ANEXO E. Diseño del sistema de refluo de la unidad Z1 bajo las condiciones actuales.

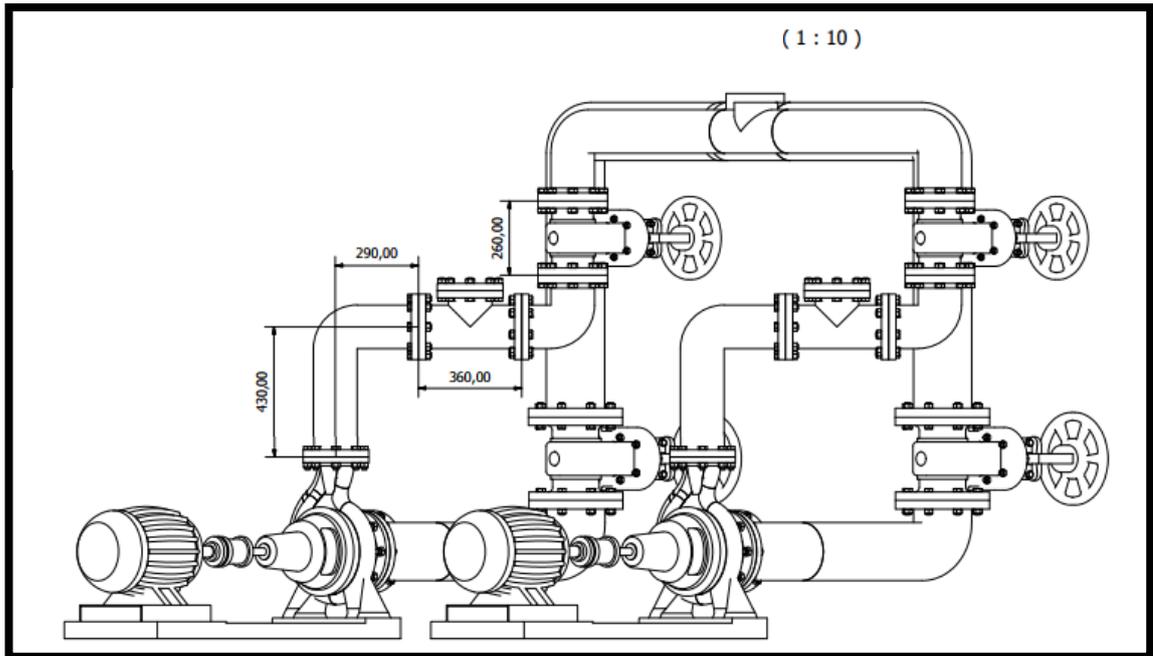


Figura 1E: Vista lateral derecha de las bombas de refluo Z1_P4 A/B en las condiciones actuales.

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

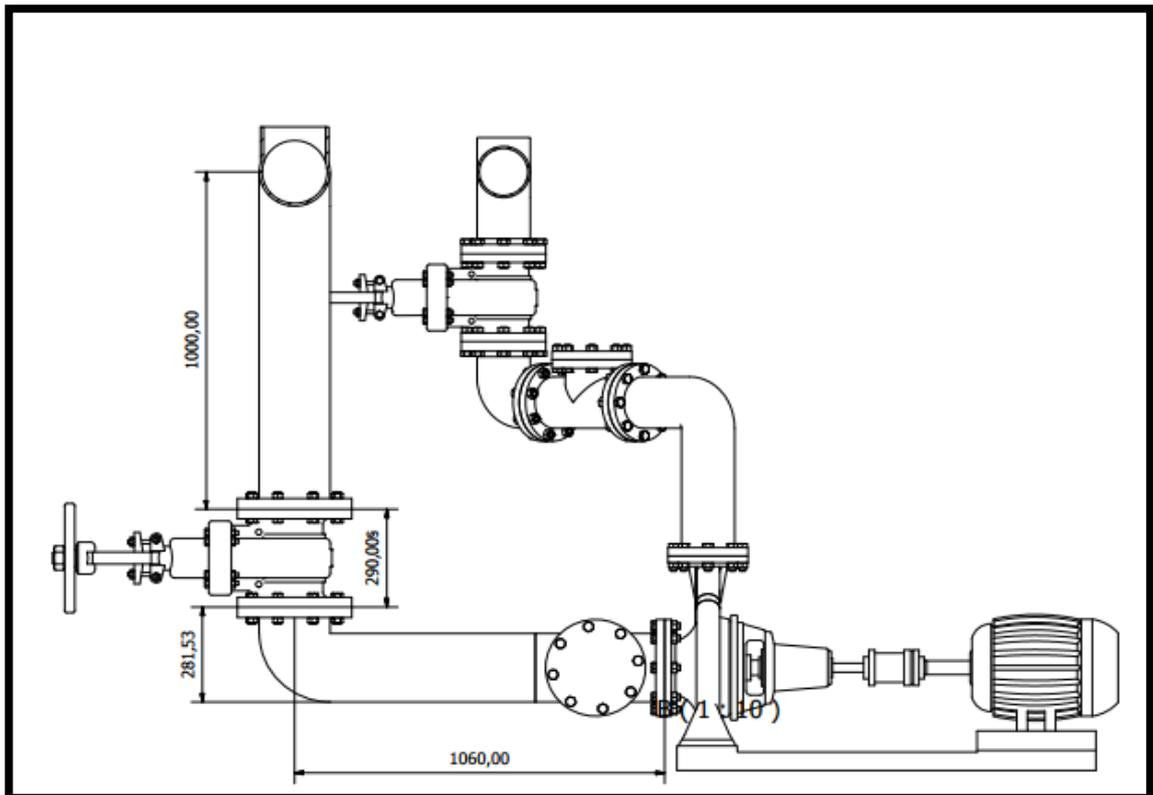


Figura 2E: Vista lateral derecha de la bomba de refluo Z1_P4 A en las condiciones actuales.

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

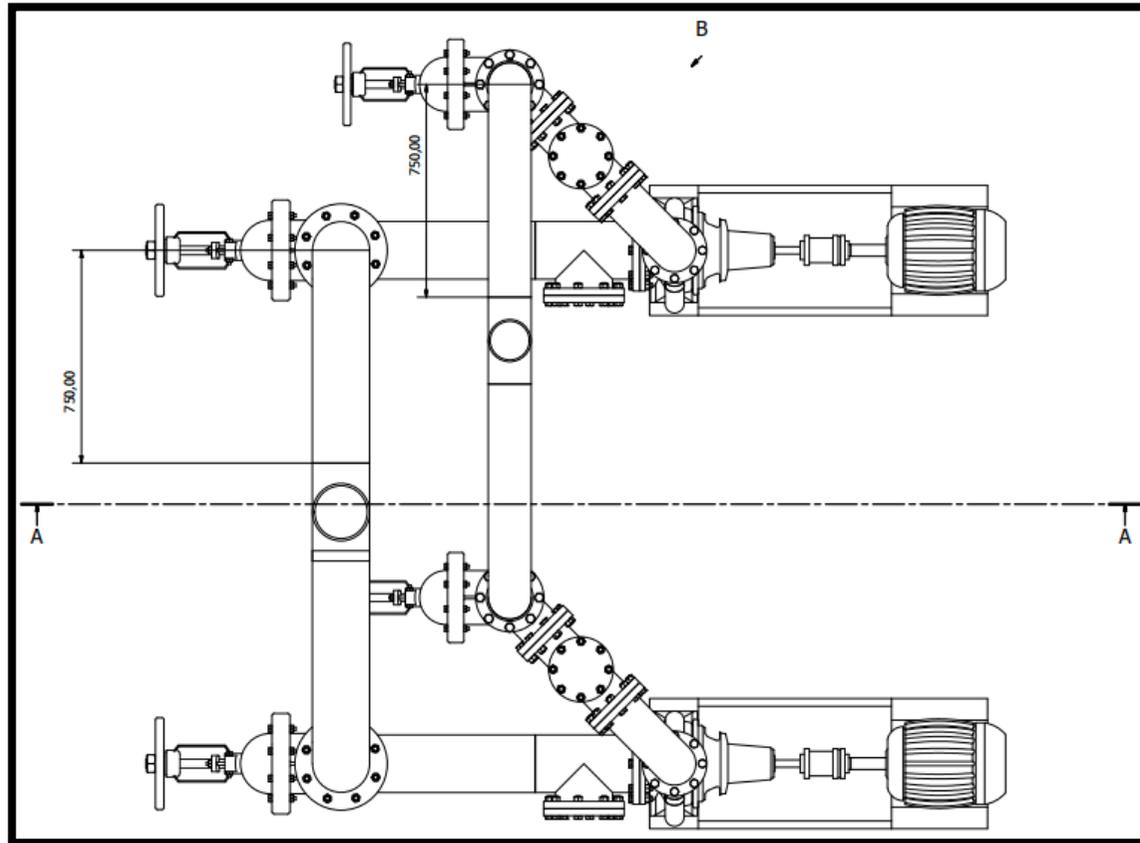


Figura 3E: Vista superior de las bombas de reflujos Z1_P4 A/B en las condiciones actuales.

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

ANEXO F. Diseño del sistema de refluo de la unidad Z1 bajo las condiciones propuestas.

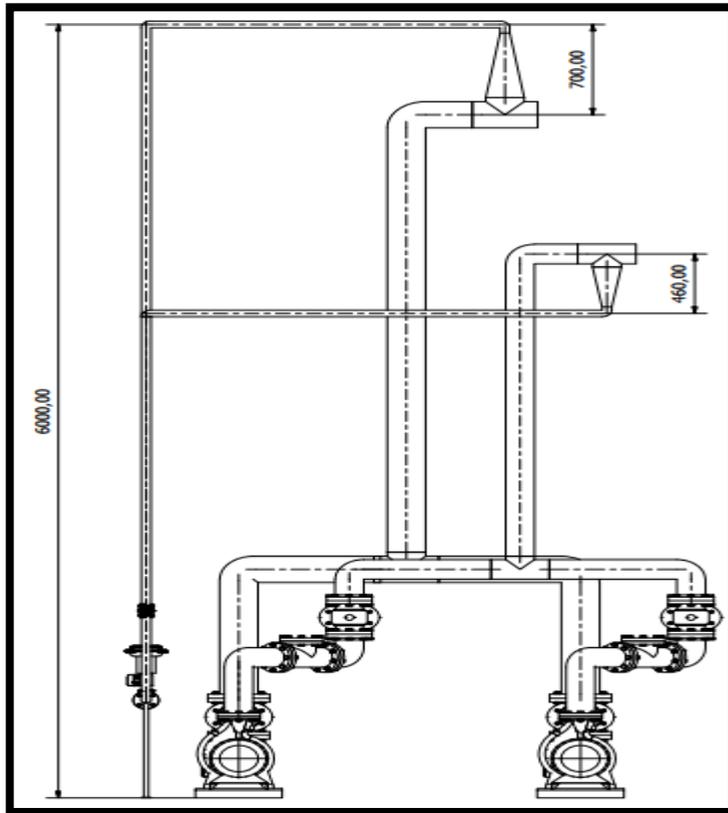


Figura 1F: Vista frontal de las Z1_P4 A/B en las condiciones propuestas.

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

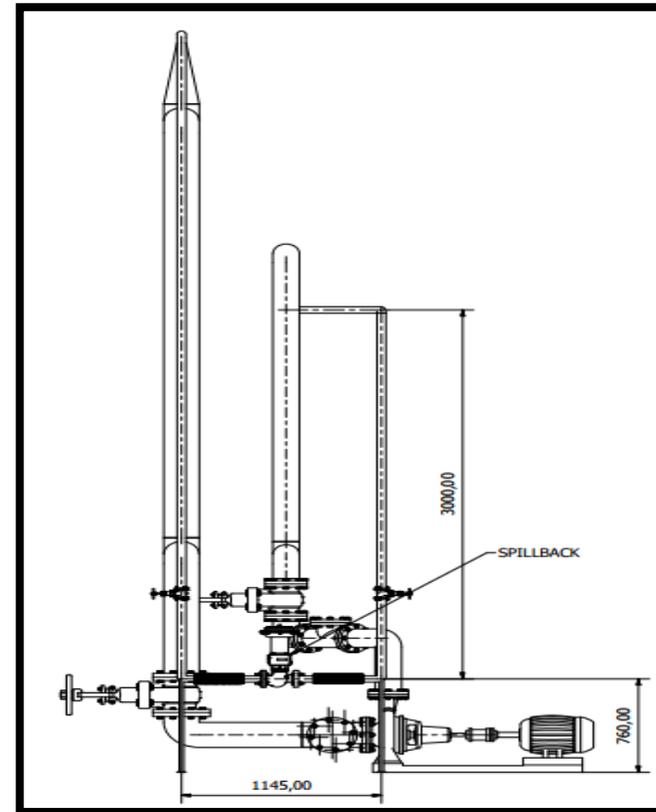


Figura 2F: Vista lateral de la Z1_P4 A en las condiciones propuestas.

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.

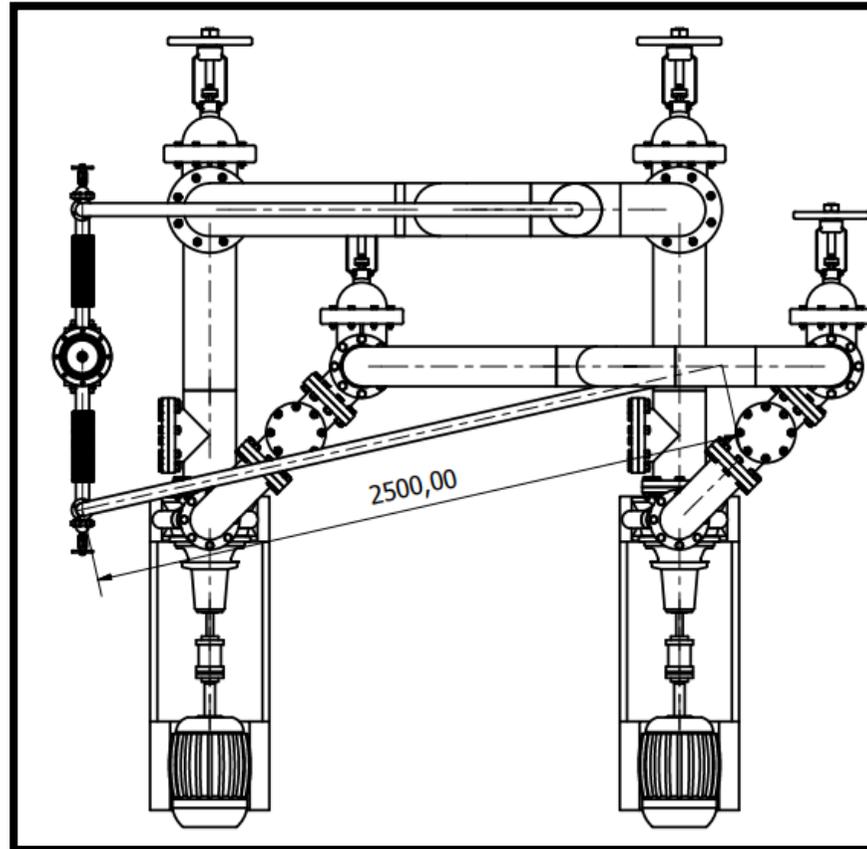


Figura 3F: Vista superior de las Z1_P4 A/B en las condiciones propuestas.

Realizado por: Vivien Pilatásig, 2017.