UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA

Evaluación del desaireador de agua de calderas de la unidad de manufactura de hidrógeno (HMU) de un mejorador de crudo extrapesado

Realizado por:

Alejandro Enrique Pérez Vegas

Trabajo de grado presentado ante la Universidad de Oriente como requisito parcial para optar al título de:

INGENIERO QUÍMICO

Puerto La Cruz, marzo de 2025

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA

EVALUACIÓN DEL DESAIREADOR DE AGUA DE CALDERAS DE LA UNIDAD DE MANUFACTURA DE HIDROGENO (HMU) DE UN MEJORADOR DE CRUDO EXTRAPESADO

ASESORES

Ing. Quím. Domingo Millán
Asesor académico

Ing. Quím. Marcos Acosta
Asesor industrial

Puerto La Cruz, marzo 2025

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA

EVALUACIÓN DEL DESAIREADOR DE AGUA DE CALDERAS DE LA UNIDAD DE MANUFACTURA DE HIDROGENO (HMU) DE UN MEJORADOR DE CRUDO EXTRAPESADO

JURADO CALIFICADOR

Ing. Quìm. Domingo Millán
Asesor académico

Ing. Quìm. Yaneis Obando (MSc**)**
Jurado principal

Ing. Quìm. Rosangel Cabrera
Jurado principal

Puerto La Cruz, marzo de 2025

RESOLUCIÓN

DE ACUERDO AL ARTÍCULO 41 DEL REGLAMENTO DE TRABAJO DE GRADO:

"LOS TRABAJOS DE GRADO SON DE LA EXCLUSIVA PROPIEDAD DE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE, Y SOLO PODRÁN SER UTILIZADOS PARA OTROS FINES CON EL CONSENTIMIENTO DEL CONSEJO DE NÚCLEO RESPECTIVO, QUIEN DEBERÁ PARTICIPARLO PREVIAMENTE AL CONSEJO UNIVERSITARIO, PARA SU AUTORIZACIÓN".

DEDICATORIA

A Dios, principalmente por haberme dado el derecho a la vida, guiarme en el logro de esta meta, permitir que sea una persona sana y completa con todos mis sentidos y además, por regalarme tantas aptitudes y capacidades que me han servido de muchísimo para defenderme en la vida.

A mis padres, Alexis E. Perez y Dayhalis Vegas, por toda su paciencia y sacrificio de quienes siempre recibí apoyo, colaboración y estímulo.

AGRADECIMIENTOS

En primer lugar, agradezco a Dios, por iluminar mi vida, brindarme las oportunidades y ponerme en el camino a las personas que contribuyeron a mi crecimiento académico y personal, está etapa universitaria ha representado una parte muy importante para mí, ya que es el cumplimiento de mi primera meta de muchas.

A mis padres Alexis E. Perez y Dayhalis Vegas, gracias por permitirme conocer el mundo y darme siempre todo su apoyo, por confiar en mí y por todo el sacrificio que han hecho para el logro de esta meta; son mi guía a seguir en el transcurso de mi vida, los amo.

A mi hermano Alexis José Perez, que de una y otra forma contribuyó como pieza esencial en la formación de mi vida y amor a la familia.

A toda mi familia por estar pendiente de mí y motivarme en todo momento, por las alegrías y la confianza que pusieron en mí.

A Fabiola Carrera, cuyo cariño y apoyo ha sido un regalo inesperado desde mi último semestre. Su presencia constante, sus consejos sabios y su apoyo incondicional me han acompañado no solo en la realización de este trabajo, sino en cada paso de mi camino. Gracias, Fabi, por ser un faro de luz en mi vida.

A Karem Sifontes, desde que te conocí, tu generosidad y buen corazón se han convertido en una bendición permanente en mi vida. Tu paciencia, cariño y respaldo fiel me han acompañado en cada etapa del recorrido. Gracias Karem, por ser mi amuleto de la suerte y por estar siempre ahí. Te quiero mucho.

A mi primer grupo de estudio, Francis Mundaray, Marianny Llanos y Rafael Córdova. Ustedes fueron mis primeros amigos en la universidad y más que enseñanzas académicas, me ayudaron a vencer miedos y exigirme siempre a dar lo mejor de mí. Gracias por marcar el inicio de este viaje con tanto apoyo y amistad.

A mis dos mosqueteros, José Valdiviezo y Juan Brito. Su amistad, apoyo constante y compañía en cada paso hicieron que este camino fuera más llevadero. Gracias por siempre estar ahí, estudiando, motivándome y demostrando lo que significa una verdadera amistad.

A los demás compañeros que fueron parte de esta etapa, Isolmary Morón, Robert Paiva, Jesús Romero y Alejandro Gómez. Cada uno de ustedes, a su manera, me brindó apoyo, compartió consejos valiosos y dejó una huella en mi formación. Su capacidad para tender una mano amiga y sus palabras alentadoras hicieron que este trayecto fuera más llevadero. Gracias por ser esa voz que invitaba a seguir, a no rendirme y a creer en mí mismo.

A la Universidad de Oriente por haberme permitido hacer de esta institución mi segundo hogar y haberme acogido en sus aulas en las que no solo me formé como profesional y persona, sino que también conocí personas maravillosas.

A todos esos profesores que durante toda la carrera siempre estuvieron dispuestos a brindarnos sus conocimientos, como también su amistad, sus consejos y todo su apoyo. Sin ustedes este logro no hubiese sido posible.

A mi asesor académico ing. Domingo Millán, por brindarme la asesoría académica de mi tesis y por su ayuda incondicional durante la ejecución de este trabajo.

A mi asesor industrial ing. Marcos Acosta quien es el supervisor del área 2 encargado de las unidades de hidrotratamiento, por brindarme todo el apoyo, tiempo y esfuerzo dedicado al cumplimiento de todos los objetivos propuestos.

A la empresa PDVSA-Petrocedeño, por permitirme realizar las pasantías de grado y ofrecerme esta primera experiencia profesional.

A todos los ingenieros que laboran en el Mejorador Petrocedeño, por su ayuda y dedicación en los momentos que más necesite, en especial los ingenieros de procesos, Cristian Campos, Roger Arias, José Placid, Luz Tenia, Milagros Martínez, Tony Velásquez, Manuel Oliveira, Jenifer López, Sandra, además del personal de operaciones, técnicos de campo y procesos del área.

¡A todos ustedes gracias totales

RESUMEN

Se evaluó los parámetros de eficiencia operacional del desaireador perteneciente a la unidad de manufactura de hidrogeno (HMU) de Petrocedeño, siguiendo el procedimiento establecido en la norma ASME PTC 12.3 para lo cual fue necesario la determinación del calor transferido al agua, el diferencial de temperatura terminal y el residual de oxígeno disuelto. Se comenzó identificando todas las variables que intervienen en el proceso para conocer cómo se monitorea y controla. Luego se creó una hoja de cálculo en MS Excel que permitió evaluar el desaireador durante un período de 66 días evidenciándose la insuficiencia de calor para calentar el agua que va hacia la caldera hasta la temperatura de operación establecida por el diseño. Por otra parte, se estimó el diferencial de temperatura según los procedimientos establecidos por las normas obteniendo gradientes de temperaturas. En cuanto al oxígeno disuelto se hicieron mediciones en un periodo comprendido de dos meses obteniéndose resultados que luego fueron comparados con los de diseño mostrando una lejanía a estos. El porcentaje de desviación que tiene cada parámetro con respecto a su condición de diseño fue: para el calor transferido un 68,11%, para el diferencial de temperatura terminal un -48,08% y para el diferencial de oxígeno disuelto de -67.771%. Finalmente, se realizaron dos propuestas en base al estudio y comportamiento observado, orientadas a la mejora del proceso de desaireación: la primera hizo énfasis en la inyección de mayor flujo de vapor y la segunda, la reactivación completa del sistema de inyección de químicos.

INDICE

RESOLUCIÓN iv
DEDICATORIA v
AGRADECIMIENTOS vi
RESUMEN viii
INDICE ix
INDICE DE TABLAS xii
INDICE DE FIGURAS xiii
CAPÍTULO I 14
1.1. Planteamiento del problema 14
1.2. Objetivos 16
1.2.1. Objetivo General 16
1.2.2 Objetivos específicos 16
1.3 Reseña histórica de la empresa 16
1.4 Conformación de la empresa 16
1.5 Visión del mejorador 17
1.6 Misión del mejorador 18
1.7 Identificación y descripción del complejo mejorador 18
CAPÍTULO II 23
2.1. Antecedentes 23
2.2. Generación de vapor 24
2.3. Desgasificación mecánica 25
2.3.1. Ionización 25
2.3.2. Presiones parciales 25
2.3.3. Temperatura 26
2.3.4. Agitación 26
2.3.5. Remoción de gases 26
2.4. Eliminación química del oxígeno 27
2.4.1. Sulfito de sodio 27
2.4.2. Hidrazina 27
2.4.3. Carbohidrazida 27

2.4.4. Dietilhidroxilamina (DEHA) 28
2.5. Desaireador 28
2.5.1. Tipo bandeja 28
2.5.2. Tipo atomizador 29
2.6 Sistema de desaireación de la planta 30
2.7. Balances de masa y energía 31
2.8. Diferencial de temperatura terminal 33
2.9. Intervalo de confianza 34
2.10. La media aritmética (Ẋ) 34
2.11. Desviación estándar 35
2.12. Desviación de la media (D_i) 35
CAPITULO III 37
DESARROLLO DEL TRABAJO 37
3.1. Descripción de las condiciones actuales del desaireador de agua de alimentación de calderas de la unidad de manufactura de hidrógeno. 37
3.2. Análisis del desempeño del desaireador de agua de calderas en términos de remoción de oxígeno disuelto, diferencial de temperatura y calor transferido. 39
3.2.1. Balance de masa en el proceso de desaireación 39
3.2.2. Balance de energía del proceso de desaireación. 40
3.2.3 Determinación del diferencial de temperatura terminal (TTD) 41
3.2.4. Medición de oxígeno disuelto en el agua desaireada 42
3.2.5. Comparación del funcionamiento operacional actual con el de diseño del desaireador 26-V-60-02. 44
3.2.5. Cálculo de la media aritmética (**X**) 44
3.3. Propuestas de modificaciones que permitan la optimización del proceso de desaireado del agua de calderas de la unidad de manufactura de hidrógeno. 46
CAPITULO IV 49
4.1. Descripción de las condiciones actuales del desaireador de agua de alimentación de calderas de la unidad de manufactura de hidrógeno. 49
4.2. Análisis del desempeño del desaireador de agua de calderas en términos de remoción de oxígeno disuelto, diferencial de temperatura y calor transferido. 51
4.2.1. Balance de materia (diferencia entre las corrientes de entra y salida) y aporte calórico del vapor en la desaireación a través de balance de energía. 51
4.2.2. Determinación del diferencial de temperatura terminal (TTD) 52
4.2.3. Medición de oxígeno disuelto en el agua desaireada 53
4.2.4. Comparación del funcionamiento operacional actual con el de diseño del desaireador 20-V-60-02. 54
4.3. Propuestas de modificaciones que permitan la optimización del proceso de desaireado

del agua de calderas de la unidad de manufactura de hidrógeno. 55
4.3.1. Inyección de mayor flujo de vapor 56
4.3.2. Activación completa del sistema de inyección de químicos 57
4.4. Conclusiones 58
4.5. Recomendaciones 58
BIBLIOGRAFIA 60
ANEXOS 61
ANEXO A 62
ANEXO B 68
METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO 70

INDICE DE TABLAS

Tabla 1.1 Listado de áreas por unidades del mejorador PDVSA Petrocedeño. (PDVSA Petrocedeño, 2008) 18
Tabla 3.1. Parámetros principales del agua desmineralizada. 38
Tabla 3.2. Parámetros principales del vapor de baja presión. 38
Tabla 3.3. Parámetros principales del agua de alimentación a la caldera. 39
Tabla 3.4. Entalpias de las corrientes el día 04/1/2024 40
Tabla 3.5 Temperatura del vapor de baja presión y del agua de alimentación a calderas. 42
Tabla 3.6. Medición de oxígeno disuelto presente en el agua desaireada. 43
Tabla 3.7. Nivel de significancia para 95 y 99 % de probabilidad. 44
Tabla.3.8. Entalpias de las corrientes cuando el desaireador trabaja a 0,40 barg. 47
Tabla 4.1. Valores estadísticos de parámetros influyentes en la eficiencia del desaireador 54
Tabla 4.1. Valores estadísticos de parámetros influyentes en la eficiencia del desaireador. (continuación). 55
Tabla 4.4. Porcentaje de desviación de los parámetros que afectan la eficiencia del desaireador y parámetros de diseño. 55

INDICE DE FIGURAS

Figura 1.1 Ubicación geográfica de PDVSA Petrocedeño. (Google Maps, 2025)..... 17
Figura 1.2 Diagrama de bloques del proceso de la planta PDVSA Petrocedeño..... 22
(PDVSA Petrocedeño, 2008) 22
Figura 2.1. Esquema simple de un sistema de generación de vapor (Lipesa, 1998). 25
Figura 2.2. Desaireador tipo bandeja (Lipesa, 1998)..... 29
Figura 2.3. Desaireador tipo atomizador (Lipesa, 1998). 30
Figura 2.4. Diagrama de un desaireador con las corrientes consideradas para los balances de masa y energía. 32
Figura 3.1. Diagrama simplificado del sistema de desaireación. 37
Figura 3.2. Balance de materia para el día 04/01/2024 41
Figura 4.1 Flujos másicos de operación de las corrientes de entrada y salida del desaireador 02-V-60-02. 49
Figura 4.2 Temperaturas de operación de las corrientes de entrada y salida del desaireador 02-V-60-02. 50
Figura 4.3 Presiones de las corrientes de vapor de entrada y salida en el desaireador 02-V-60-02. 51
Figura 4.4. Comportamiento del flujo calor transferido al agua. 52
Figura 4.5. Comportamiento del diferencial de temperatura terminal (TTD). 53
Figura 4.6. Comportamiento del oxígeno disuelto en el agua de alimentación a calderas. 54
..... 66
..... 69

CAPÍTULO I

EL PROBLEMA

1.1. Planteamiento del problema

El mejorador de crudos de PDVSA Petrocedeño, S.A. es una planta que procesa el petróleo extra pesado proveniente de la Faja Petrolífera del Orinoco, para convertirlo en un crudo más liviano y de mayor valor comercial. Ubicado en el Complejo Industrial, Petroquímico y Petrolero de Jose. “General José Antonio Anzoátegui. Este mejorador está diseñado para procesar 224.000 BPD de Crudo Diluido (17° API) que se transporta a lo largo de un oleoducto de 210 km desde la estación principal de producción del bloque Junin, a 10 km de San Diego de Cabrutica, hasta el complejo de mejoramiento de crudo, para transformarlo en un crudo Mejorado de 32° API denominado Zuata sweet. Para ello, el mejorador dispone de una serie de áreas, subdivididas a su vez en las distintas unidades responsables de los procesos medulares

Esta planta de mejoramiento consta de unidades diseñadas con tecnología de punta para realizar procesos de destilación atmosférica y al vacío, coquización retardada, hidrotratamiento, hidrocraqueo, manufactura de hidrógeno, recuperación de azufre, tratamiento de gas de cola, despojadoras de aguas agrias, así como almacenamiento y transporte de coque y azufre para despacho a buques.

En este sistema, primeramente, se almacena el crudo pesado diluido con nafta en tanques. Luego, se realiza la destilación atmosférica en una torre de destilación, la cual consiste en separar los componentes de la mezcla basándose en sus puntos de ebullición. Los componentes se separan en fracciones como residuo atmosférico, gasoil liviano (SRGO), nafta, gases y diluente.

A continuación, el residuo atmosférico se envía a la torre de destilación al vacío, en la cual se fracciona a altas temperaturas y presión reducida para obtener gasóleo pesado, gasóleo liviano y residuo de vacío. El residuo de vacío se somete a coquización retardada, siendo calentado a alta velocidad en un horno y luego se envía a tambores de reacción donde, bajo condiciones apropiadas de presión y temperatura, se craquea térmicamente en gas, nafta, destilados y se polimeriza el coque. El objetivo de este proceso es valorizar la parte más pesada del crudo y convertirla en productos de mayor valor comercial. Además, se lleva a cabo el hidrotratamiento para remover sustancias indeseables del crudo y sus derivados. Este proceso involucra unidades de hidrotratamiento de naftas y destilados, hidrocraqueo moderado y manufactura de hidrógeno.

Dicho proceso para el mejoramiento del crudo debe cumplir con estándares de control de compuestos no deseados, tanto ambientales como de calidad, haciéndose necesario una operación eficiente de las calderas y las unidades de manufactura de hidrógeno, las cuales producen este gas mediante la reformación catalítica del gas natural. La manufactura de hidrógeno se realiza a elevada temperatura (800°C), utilizando un catalizador de níquel que activa la reacción de reformación entre el gas natural y el vapor de agua. El hidrógeno producto es utilizado para hidrotratar las corrientes provenientes de la unidad de destilación de atmosférica (CDU), unidad de destilación al vacío (VDU) y unidad de coquificacion retardada (DCU) para reducir su contenido de azufre y nitrógeno.

Para ello, la unidad de manufactura de hidrógeno requiere de una alimentación de vapor a alta presión y temperatura que se genera en una caldera, siendo el sistema de

desaireación de agua un componente importante para su funcionamiento. Los desaireadores cumplen la función de remover el oxígeno y el dióxido de carbono disueltos en el agua de suministro de la caldera con el fin de prevenir daños por corrosión e incrustaciones en el lado agua de tuberías y los intercambiadores de calor. El proceso de corrosión es un problema que afecta a las industrias, provocando consecuencias negativas a mediano y largo plazo como lo son las fallas prematuras de los elementos de las máquinas, disminución de la resistencia mecánica de las piezas y paradas en plantas industriales, las cuales pueden repercutir en catástrofes a nivel industrial o generar situaciones potenciales de riesgo.

El sistema de desaireación no está removiendo el oxígeno disuelto en el agua correctamente. Esto puede ocasionar daños en las tuberías y la caldera. Es importante eliminar el oxígeno disuelto del agua para evitar la corrosión, ya que, de producirse una falla, la unidad de manufactura de hidrógeno (HMU) debe salir de servicio afectando de forma directa los procesos de hidrotratamiento en las unidades de hidrocraqueo moderado (MHC) e hidrotratamiento de nafta y destilados (NDHDT).

Como solución a esta problemática es importante realizar la evaluación del desaireador de agua de caldera de la unidad de manufactura de hidrógeno, en función de los parámetros que afectan el desempeño del mismo. Se analizaron variables, tales como la temperatura, la presión, el caudal, el pH, la conductividad y el contenido de oxígeno disuelto en la corriente de agua desaireada para la producción de vapor. Estas variables se relacionan con la calidad del agua y del vapor, así como con la eficiencia energética y la prevención de la corrosión. El objetivo es evaluar e identificar las causas y los efectos de la deficiencia en el sistema de generación de vapor, así como las posibles soluciones o mejoras que se puedan implementar.

Para llevar a cabo la investigación, en primer lugar, se describirán las condiciones actuales del desaireador de agua de las calderas, basándose en la revisión documental y la observación directa del equipo en la planta. Se utilizó un diagrama de flujo para representar el funcionamiento del equipo y sus componentes. Asimismo, se identificaron las desviaciones de los parámetros de control por diseño del desaireador, que puedan afectar el buen funcionamiento del sistema, mediante la recolección y el análisis de datos históricos y actuales.

Se determinó el desempeño del desaireador de agua de calderas en términos de remoción de oxígeno disuelto (utilizando un analizador portátil), diferencial de temperatura y calor transferido, para lo cual se emplearon balances de materia y energía. También, se comparó el desempeño operacional actual con el de diseño, utilizando hojas de cálculo en Microsoft Excel. Por último, se propusieron mejoras y/o modificaciones necesarias que permitan la optimización del proceso de desaireado del agua de las calderas, mediante la formulación y la evaluación de alternativas técnicas y económicas.

La realización de este trabajo, busca garantizar el buen funcionamiento del desaireador, proporcionándole a la empresa el óptimo funcionamiento del equipo, estrategias operacionales para mejorar el aprovechamiento energético en las calderas y al mismo tiempo prevenir ataques por corrosión debido al oxígeno disuelto en las mismas, evitando así paradas no programadas en el sistema de generación de vapor

1.2. Objetivos

1.2.1. Objetivo General

Evaluar el desaireador de agua de calderas de la unidad de manufactura de hidrógeno (HMU) de un mejorador de crudo extrapesado.

1.2.2 Objetivos específicos

1. Describir las condiciones actuales del desaireador de agua de alimentación de calderas de la unidad de manufactura de hidrógeno.
2. Analizar el desempeño del desaireador de agua de calderas en términos de remoción de oxígeno disuelto, diferencial de temperatura y calor transferido.
3. Proponer modificaciones que mejoren el desempeño del proceso de desaireado del agua de calderas de la unidad de manufactura de hidrógeno.

1.3 Reseña histórica de la empresa

El proyecto Petrocedeño comenzó en noviembre de 1997 como una asociación entre Maraven (ahora PDVSA con 60 % de las acciones), TOTAL (empresa francesa, con 30,3 %), y StatoilHydro (empresa noruega, con 9,7 %), para formar Sincrudos de Oriente (SINCOR) C.A. La asociación obtuvo rápidamente el financiamiento para iniciar la construcción de la planta de producción, concluida en febrero del 2001, y el complejo mejorador, finiquitado en marzo del 2002, tras tres años de labor, que constituyó el consecuente arranque de la planta de servicios industriales, hidroprocesos y las unidades de destilación atmosférica (CDU), destilación al vacío (VDU) y coquificación retardada (DCU), con la entrada por primera vez de crudo diluido a la planta. Una excepcional obra de ingeniería construida en un área de más de 200 hectáreas ubicada en el Complejo Industrial Petrolero y Petroquímico General de División José Antonio Anzoátegui, en la carretera nacional de la Costa, en el sector Jose del estado Anzoátegui. Su ubicación se encuentra reflejada en la figura 1.1. (PDVSA Petrocedeño, 2008)

1.4 Conformación de la empresa

PDVSA Petrocedeño es una operadora petrolera que maneja integradamente producción, mejoramiento y comercialización de crudos pesados provenientes de la faja petrolífera del Orinoco. Es una empresa mixta, filial de PDVSA (Petróleos de Venezuela, S.A.), con mayoría accionista, en asociación con las empresas TOTAL y StatoilHydro. Su actividad medular es producir crudo extrapesado, mejorarlo y comercializarlo bajo la denominación de Zuata Sweet, crudo mejorado de amplia aceptación en los mercados internacionales, junto a los productos alternos que de este proceso se derivan.

La división de producción inicia la cadena de valor de Petrocedeño con la extracción y producción de crudo extrapesado de 8 °API al sur del estado Anzoátegui de la República Bolivariana de Venezuela, en un área de 399,25 km^2 conocida como el bloque de producción perteneciente al bloque Junín de la faja petrolífera del Orinoco a 10 km de San Diego de Cabrutica, en la vía Mapire. En el bloque de producción se encuentran el campo y la estación principal. En el campo, los pozos están ubicados en macollas, que son instalaciones de superficie con capacidad para agrupar de 6 a 24 pozos. Su diseño,

sumado a la perforación de pozos horizontales permite el drenaje de grandes extensiones de subsuelo con un mínimo de afectación de la superficie, lo que las convierte en infraestructuras ambientalmente amigables en relación a otras. En la estación principal se recolecta el crudo de las macollas. El gas asociado se separa y el crudo es diluido, calentado y deshidratado para garantizar la calidad requerida de 16 °API para su transporte hasta el mejorador.

El complejo mejorador tiene la capacidad de producir hasta 180 mil barriles por día (Mbpd) de Zuata Sweet a partir de 284 Mbpd de crudo diluido, enviados a través de un oleoducto, desde la estación principal a unos 210 km, como se muestra en la figura 1.1. En el proceso de mejoramiento también se obtienen 6 mil toneladas diarias de coque y 900 toneladas de azufre. Esta planta de mejoramiento consta de unidades diseñadas con tecnología de punta para realizar procesos de destilación atmosférica y al vacío, coquización retardada, hidrotratamiento, hidrocraqueo, manufactura de hidrógeno, recuperación de azufre, tratamiento de gas de cola, despojadoras de aguas agrias, así como almacenamiento y transporte de coque y azufre para despacho a buques.

Figura 1.1 Ubicación geográfica de PDVSA Petrocedeño. (Google Maps, 2025)

1.5 Visión del mejorador

Ser un ejemplo de excelencia e innovación continua en la producción y mejoramiento de crudo extra pesado, así como en la comercialización de sus productos, contribuyendo al desarrollo sustentable de las comunidades del entorno al mejorador y de toda la nación, con personal identificado con los valores de PDVSA Petrocedeño.

1.6 Misión del mejorador

Extraer y mejorar el crudo de la faja petrolífera del Orinoco con el fin de comercializar productos de alta calidad, operando en forma segura, óptima, confiable y eficiente, con un equipo humano capacitado y comprometido con los valores de la empresa, la protección del ambiente y con alta sensibilidad social, a fin de satisfacer las necesidades de las comunidades del entorno e impulsar el desarrollo de la nación.

1.7 Identificación y descripción del complejo mejorador

El complejo mejorador se divide en áreas, subdivididas a su vez en las distintas unidades responsables de los procesos medulares, como se muestra en la tabla 1.1. Todas estas unidades están identificadas por medio de siglas, las cuales abrevian el nombre de la unidad en inglés, y de números, los cuales identifican el bloque (1er dígito) y el número de la unidad (2do dígito).

Tabla 1.1 Listado de áreas por unidades del mejorador PDVSA Petrocedeño. (PDVSA Petrocedeño, 2008)

Área	Unidad	Sigla	Nombre	Traducción
I	1100	CDU	Crude Distillation Unit	Unidad de Destilación Atmosférica
I	1200	VDU	Vacuum Distillation Unit	Unidad de Destilación al Vacío
I	1300/1400/1500	DCU	Delayed Coker Unit	Unidad de Coquificación Retardada
I	1600	GRU	Gas Recovery Unit	Unidad de Recuperación de Gas
II	2100/2200	NDHDT	Naphtha Distillate Hydrotreater	Unidad Hidrotratadora de Nafta y Destilados
II	2300/2400	MHC	Mild Hydrocracker Unit	Unidad de Hidrocraqueo Moderado
II	2500/2600	HMU	Hydrogen Manufacturing Unit	Unidad de Manufactura de Hidrógeno
II	3100/3200	ARU	Amine Regeneration Unit	Unidad de Regeneración de Aminas
II	3300/3400	SWS	Sour Water Stripping Unit	Unidad Despojadora de Aguas Agrias
II	3500/3600/3700	SRU	Sulphur Recovery Unit	Unidad de Recuperación de Azufre
II	3800	TGTU	Tail Gas Treating Unit	Unidad Tratadora de Gas de Cola
III	4100	WWT	Waste Water Treatment	Unidad de Tratamiento de Aguas Residuales
III	4100/5100/5200/5300/6100/6200/6300/6400/6500/6600/6700/6800/6900/7100/8200	IS	Industrial Services	Servicios Industriales
IV	7200	MSOP	Manejo de Sólidos y Operaciones Portuarias	

En este sistema, primeramente, el crudo pesado diluido con nafta que llega al mejorador, es almacenado en tanques para luego pasar al proceso propio de mejoramiento. La función principal de este subproceso es almacenar el crudo diluido y la nafta una vez que se separa durante el proceso de mejoramiento, que comienza con la destilación de esta disolución.

La destilación es un proceso físico que consiste en separar, por medio de calentamiento los componentes de una mezcla basada en las diferencias de los puntos de ebullición de cada elemento que lo forma. El proceso se fundamenta en la acción recíproca entre un líquido hirviente y un vapor en condensación, a temperatura y presión uniformes.

Así, cuando una mezcla de varios componentes líquidos comienza a hervir y los vapores resultantes son condensados, se puede lograr la separación de los componentes de la mezcla original. Este proceso se realiza inicialmente en la torre de destilación atmosférica (CDU) que, como su nombre lo indica, opera a la presión de 1 atmósfera, produciendo residuo atmosférico, gasoil liviano, nafta, gases y diluente. Este último será enviado a la estación de producción para incrementar el API del crudo producido.

El residuo atmosférico pasa a la torre de destilación al vacío (VDU) cuyo propósito es el fraccionamiento del compuesto a altas temperaturas y a presión reducida de vacío, pues los rangos de ebullición de las fracciones presentes en el residuo son tan elevados, que parte de sus componentes se descompondrían si la destilación se hiciera a presión atmosférica. El vacío se logra por medio de eyectores. El compuesto de hidrocarburos pesados se descompone en gases, gasóleo liviano, gasóleo pesado y residuo de vacío compuesto por hidrocarburos pesados que, en la unidad de coquización retardada (DCU), se calienta a alta velocidad en un horno y luego se envía a tambores de reacción donde, bajo condiciones apropiadas de presión y temperatura, se craquea térmicamente en gas, nafta, destilados y se polimeriza el coque.

El propósito es valorizar la parte más pesada del crudo convirtiéndola en productos de mayor valor comercial, para esto se emplean tres trenes, compuestos cada uno por un horno y un par de tambores de coquización, donde la masa de reacción permanece el tiempo necesario, a condiciones térmicas severas para producir coque. El efluente de cada horno fluye hacia uno de cada par de tambores de coque. Al llenarse un tambor, se desvía el efluente del horno hacia el otro tambor disponible del par. El flujo hacia cada tambor se mantiene durante un tiempo normal de 16 horas, por lo tanto, el par dura aproximadamente unas 32 horas. De esta manera se asegura una operación continua.

El nombre del proceso (retardada) se debe a que la formación de coque se produce únicamente en los tambores, y no en el momento en el que se le suministra calor al flujo de alimentación. Este coque se envía al área de manejo de sólidos y operaciones portuarias a través de una cinta transportadora para ser comercializado. La unidad de coquización retardada tiene asociada una planta de recuperación de gases, la cual tiene el fin de remover los hidrocarburos pesados en las corrientes de gas y de nafta inestable del coque, para la obtención de gas combustible.

Las corrientes del gas de tope de la fraccionadora, el gas de CDU, la nafta inestable y la nafta de CDU, son tratados en la unidad de recuperación de gas (GRU) para la extracción de los compuestos contaminantes de la mezcla de hidrocarburos, la cual consta del compresor de gas húmedo, la torre absorbedora, la torre despojadora, la absorbedora esponja y la absorbedora con amina.

El crudo y sus derivados contienen una gran cantidad de sustancias indeseables por su color, olor, acidez, poder corrosivo, o bien por su efecto desactivador sobre los catalizadores. Estas sustancias son principalmente azufre, nitrógeno, oxígeno y algunos metales como el vanadio y el níquel. A medida que el peso molecular del hidrocarburo aumenta, su probabilidad de contener estos compuestos inorgánicos crece rápidamente, como es el caso de los hidrocarburos de la faja petrolífera del Orinoco, por lo tanto, es necesario someterlos a un tratamiento para remover dichos compuestos. El término

hidrotratamiento identifica a un amplio grupo de procesos en los cuales se utiliza el hidrógeno como reactante, en presencia de catalizadores y bajo condiciones de operación apropiadas, para mejorar la calidad de los productos terminados.

Este proceso de hidrotratamiento involucra las unidades de hidrotratamiento de naftas y destilados (NDHDT), de las que se obtienen gas combustible para el mejorador, nafta para la elaboración de la mezcla de crudo sintético y nafta de reposición para ser usada como diluente del crudo de Zuata; también involucra a la unidad de hidrocraqueo moderado (MHC), que remueve los compuestos inorgánicos a través de una corriente de hidrógeno a alta presión produciendo una mezcla de parafinas, naftenos y aromáticos, esencialmente puros, así como componentes de la mezcla final de crudo sintético; y la unidad de manufactura de hidrógeno (HMU), que produce hidrógeno de alta pureza, mediante la reformación catalítica del gas natural y gas de NDHDT en combinación con vapor de agua, para suplir los requerimientos de los procesos de hidrotratamiento que se llevan a cabo en el mejorador.

Los compuestos excluidos de la mezcla de hidrocarburos (sulfuros y mercaptanos), contienen alto contenido de azufre que se convierten en sulfuro de hidrógeno (H_2S) y en amoníaco (NH_3), por lo que estas corrientes son enviadas hacia el complejo de recuperación de azufre, donde son convertidas en azufre elemental y nitrógeno, respectivamente. Este complejo se encuentra conformado por la unidad de regeneración de aminas (ARU), que despoja los compuestos ácidos presentes en la corriente de amina que fueron absorbidos en las plantas tratadoras de gases de las diferentes unidades de proceso del mejorador, generando una corriente de metildietanolamina (MDEA) libre de compuestos ácidos, para su reutilización en las unidades tratadoras de gas, así como la corriente de gas ácido, que comprende todos los componentes indeseables que estaban en la amina rica.

La unidad despojadora de aguas agrias (SWS) tiene como propósito principal la remoción del H_2S y NH_3 del agua agria proveniente de los procesos del mejorador mediante una operación de despojamiento con vapor, produciendo gas agrio para ser tratado y agua despojada para ser reutilizada en los procesos del mejorador. La unidad de tratamiento de gas de cola (TGTU), que convierte cualquier especie de azufre que acompaña el gas ácido en sulfuro de hidrógeno, ya que los solventes de amina solamente absorberán el H_2S; y la unidad de recuperación de azufre (SRU), que procesa las corrientes de gases agrios y ácidos provenientes de ARU, TGTU y SWS para reducir el H_2S y NH_3 presentes en las mismas y convertirlos en azufre y nitrógeno elemental respectivamente, junto a gas de cola.

Junto a estas unidades está el laboratorio, donde se realizan los respectivos análisis a crudos, productos intermedios y terminados, así como también a efluentes líquidos y aguas de procesos, definiendo la formulación de los programas de muestreo y la ejecución de muestras especiales en conjunto con la superintendencia de operaciones y procesos del mejorador.

El conjunto de facilidades que sirve de apoyo para una operación continua y segura en el mejorador conforma los servicios industriales, mediante el suministro oportuno de los servicios, crudo diluido, manejo de productos terminados y retorno de los efluentes en total

armonía con el ambiente. Están dirigidos a suministrar vapor, agua, aire de instrumentos, nitrógeno, gas natural y electricidad a las unidades de proceso, garantizar la disponibilidad y la calidad requerida del agua para el combate de incendios, proteger el ambiente y almacenar y movilizar los insumos y productos. Están comprendidos por las secciones de calderas, tanques de almacenamiento, sistema de alivio, tubería de interconexión, distribución eléctrica y tratamiento de aguas residuales. El esquema de la figura 1.2 señala organizadamente la relación de las unidades y el flujo del proceso para el mejoramiento de crudo que se desenvuelve en la planta de Petrocedeño.

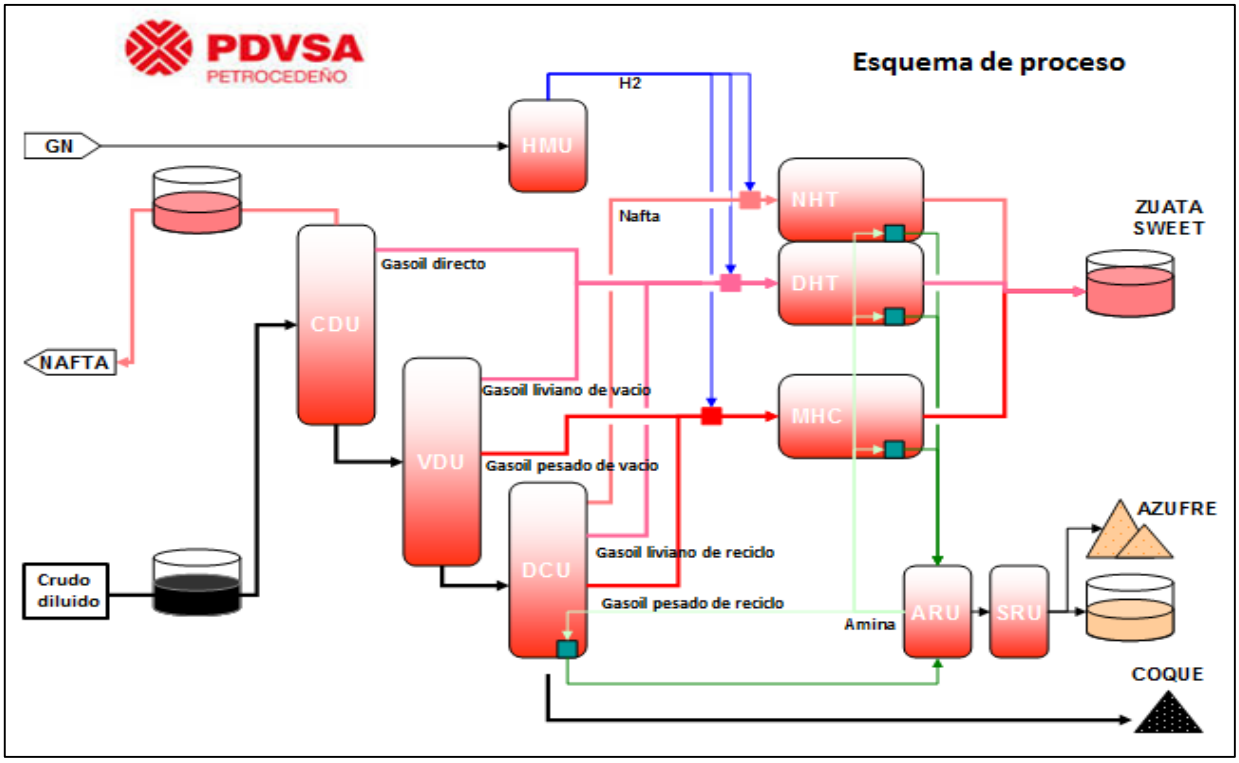

Figura 1.2 Diagrama de bloques del proceso de la planta PDVSA Petrocedeño (PDVSA Petrocedeño, 2008)

CAPÍTULO II

2. MARCO TEÓRICO

2.1. Antecedentes

En el proceso de recopilación de información se encontraron trabajos de grado e informes técnicos realizados que servirán de base para el inicio y establecimiento del presente estudio, entre los cuales se encuentran:

Alemán (2021), evaluó la eficiencia operacional del desaireador perteneciente a la unidad de servicios industriales en la planta de fertilizantes de Pequiven ubicada en Anzoátegui-Venezuela, basándose en el procedimiento establecido por la empresa tratante Nalco, determinando diferenciales de temperatura, curvas operacionales y el residual de oxígeno disuelto en el agua desaireada, planteando finalmente cuatro propuestas en base al estudio y comportamiento observado en el sistema: la primera fue incrementar la inyección de flujo de vapor de baja presión al equipo; la segunda, inspección continua de los indicadores de las variables del desaireador; la tercera, el aumento de los flujos de condensados, con la finalidad de un ahorro energético y la cuarta, actualización del programa de rutinas de análisis de las muestras de agua de alimentación a calderas.

Alveaca y Mora (2014), realizaron un seguimiento de la calidad del agua de alimentación a calderas sin adición de carbohidrazida como agente químico de remoción de oxígeno en la planta de Fertilizantes de Pequiven obteniendo como resultado que la remoción de O_2 fue satisfactoria solo con desaireación mecánica siendo dicha remoción <7 ppb, suspendiendo definitivamente desde entonces la inyección de secuestrante de O_2 y trabajando solo con desaireación mecánica.

Vázquez (2014), analizó el funcionamiento, la tipología y aplicaciones de los desgasificadores, identificando los principales fabricantes, los parámetros fundamentales y números índices representativos. Analizó cada uno de los diferentes sistemas de desgasificación empleados a nivel industrial a partir de lo que los fabricantes ofrecen y de lo que las industrias necesitan; realizando la diferenciación entre el conjunto de opciones que proporciona el análisis de este trabajo. Concluyó que aunque el desgasificador presurizado no alcanza las cotas de eliminación de gases que tiene el desgasificador químico, se puede considerar aceptable los 7 ppb que garantiza en niveles de oxígeno disuelto en agua, la principal fuente de corrosión estudiada.

Williams (2008), publicó un artículo donde explica las ventajas que se obtienen al colocar un desaireador, el cual además de eliminar el oxígeno libre y el dióxido de carbono, al utilizar vapor como lavado de gases, proporciona la ventaja de calefacción del agua de alimentación a las calderas lo que genera un ahorro de energía recuperando el calor de la purga que sale.

Barrientos (2007) diseñó una metodología y un software capaz de supervisar la eficiencia global de los generadores de vapor y sus equipos auxiliares, basándose en los códigos internacionales dictados por la ASME (*American Society of Mechanical Engineers*). Seleccionó el paquete de programación Visual Basic 6.0 en combinación con

Microsoft Excel y llevo a cabo el diseño del software en función de las premisas de alta confiabilidad y sencillez de uso, obteniendo información de los valores de eficiencia de los equipos evaluados y una base para justificar trabajos de mantenimiento.

Los trabajos antes mencionados estudiaron, analizaron y evaluaron el sistema de desaireación de agua de alimentación a calderas con el fin de prevenir ataques de corrosión en las mismas. Estos trabajos se fundamentan en normas internacionales para evaluar la eficiencia del desaireador, los cuales incluyen el cálculo del calor transferido al agua, diferenciales de temperatura en el equipo y el oxígeno disuelto residual en el agua desaireada, todos ellos basado en la desaireación mecánica. La semejanza entre el presente proyecto y los antes mencionados está en la necesidad de proporcionar herramientas que permitan obtener una mayor eficiencia y menores costos en los sistemas de desaireación de agua de alimentación a calderas y los sistemas de generación de vapor. Este proyecto se diferencia por utilizar herramientas como programas de simulación (Pro II) y la creación de algoritmos para evaluar el desaireador, partiendo de datos teóricos y experimentales. El proyecto se enfocó en el monitoreo de las variables del desaireador con la herramienta MS Excel, para obtener información sobre su desempeño y generar un reporte técnico con los resultados.

2.2. Generación de vapor

La necesidad de usar agua caliente o vapor es común en procesos industriales, generación de electricidad, a nivel doméstico, transporte, etc. Para calentar esa agua o producir ese vapor es necesario utilizar equipos denominados calentadores para el primer caso o calderas para el segundo, pero que funcionan bajo el mismo principio y, en el caso de las calderas, son equipos más completos y complejos.

El fluido usado para transportar la energía es el agua, bien sea solamente calentada o convertida en vapor, sin embargo, la pregunta es ¿Por qué se utiliza el agua? Porque es la única sustancia capaz de transportar grandes cantidades de energía. Cuando se calienta un kilogramo de agua en un grado centígrado se requiere 1 kilocaloría y, 244,4 kcal cuando se convierte en vapor (calor de vaporización). Esta cantidad de calor es almacenada en el vapor, de manera que cuando condensa la energía es entregada. Esto indica que, si un kilogramo de agua a 40 °C es calentada hasta 100 °C, toma 27 kcal y 290 kcal cuando se convierte en vapor para un total de 317 kcal. Esta energía es transportada y liberada cuando el agua se condense y se enfrié a 40 °C. Por supuesto, los procesos no son 100% eficientes, por lo tanto, una parte de la energía se disipa en el proceso.

Como las aguas naturales no son puras, es necesario realizar un acondicionamiento del agua antes de usarla en un sistema de generación de vapor (ver figura 2.1). El acondicionamiento consiste en un pre tratamiento o tratamiento externo y el tratamiento interno del agua de caldera. Además de conocer lo referente al tratamiento de agua, es importante saber lo relacionado con el funcionamiento de los equipos, preservación de estos, calidad de vapor y otros puntos adicionales relacionados con el tema. (Lipesa, 1998)

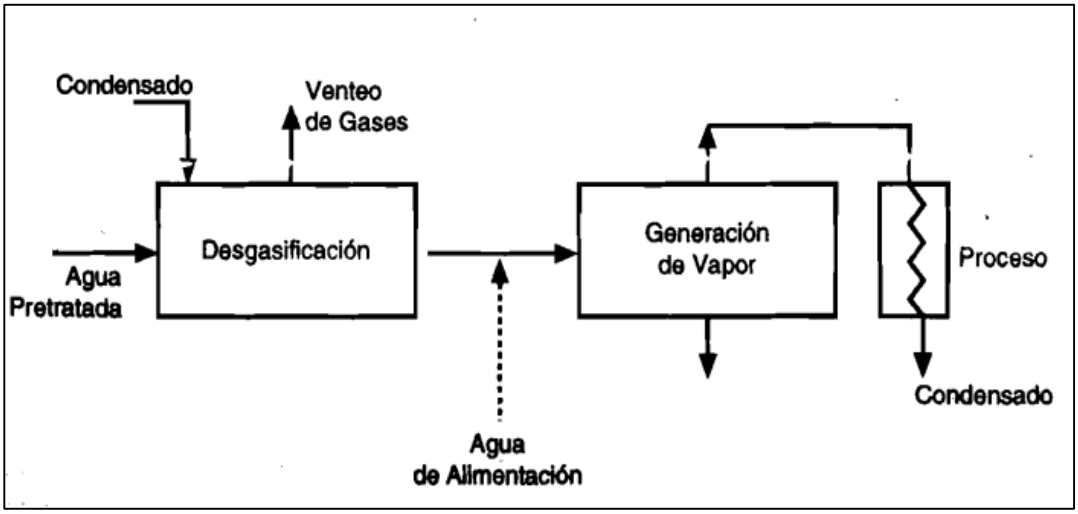

Figura 2.1. Esquema simple de un sistema de generación de vapor (Lipesa, 1998).

2.3. Desgasificación mecánica

La eliminación de los gases presentes en el agua se realiza mediante desaireación (forma mecánica) y secuestradores (forma química). Es un procedimiento mecánico muy usado para la eliminación física de los gases disueltos en el agua. En un desgasificador se pueden eliminar el oxígeno (el más importante en remover), el dióxido de carbono y el amoniaco.

La desaireación mecánica está basada en los siguientes aspectos:

2.3.1. Ionización

Un gas puede ser desaireado dependiendo del grado de ionización en que se encuentre; es decir, mientras menos ionizado esté, hay más posibilidad de removerlo. De los tres gases mencionados, el oxígeno no está ionizado; por lo tanto, es más fácil remover. El dióxido de carbono y el amoniaco cumplen las reacciones siguientes:

$$CO_2 + H_2O \Leftrightarrow H_2 + CO_3 \Leftrightarrow H+ + HCO_3^- \qquad \text{(Ec.2.1)}$$

$$NH3 + H2O \Leftrightarrow NH4OH \Leftrightarrow NH4+ + OH^- \qquad \text{(Ec.2.2)}$$

Solamente la concentración de estos gases que se encuentran en forma molecular (CO_2 y NH_3) pueden ser removidos. Para lograr una mayor remoción de estos gases, debe desplazarse hacia la izquierda la reacción de equilibrio agregando acido (ecuación 2.1) y un álcali (ecuación 2.2)

2.3.2. Presiones parciales

Un gas no ionizado estará disuelto en el agua solamente hasta un punto en que la presión parcial del gas en el agua sea igual a la presión parcial del gas en la atmosfera en contacto con él. Por ejemplo, aire en contacto con el agua. El aire tiene 21% de oxígeno y 79% de

nitrógeno, y la presión parcial del oxígeno en el aire es de 1/5 de la presión total (21/100). Por lo tanto, esta agua disolverá oxigeno hasta un punto en el cual el oxígeno en el agua alcance una presión parcial de 1/5 de la presión total. En la desgasificación se aprovecha esta propiedad porque se modifica el equilibrio usando vapor que contiene poco o nada de oxígeno y se pone en contacto con el agua, por lo tanto, el oxígeno del agua se desplaza hacia el vapor hasta lograr el equilibrio de su presión parcial entre las dos muestras.

La solubilidad de un gas en un líquido se expresa por la Ley de Henry. Esto es: la concentración en equilibrio de un gas disuelto en un líquido es proporcional a la presión parcial de ese gas que se pone en contacto con el líquido o:

$$C_{total} = khP \qquad \text{(Ec. 2.3)}$$

Donde:
C_{total}: concentración total del gas en la solución (solubilidad).
P; presión del gas sobre la solución (presión parcial).
Kh: constante de proporcionalidad conocida como la ley de Henry (depende de la naturaleza del gas, la temperatura y el líquido).

Como resulta evidente a partir de la ley de Henry, un gas disuelto se puede eliminar del agua reduciendo la presión parcial de ese gas en la atmósfera que se pone en contacto con el líquido.

2.3.3. Temperatura

La solubilidad de estos gases en el agua disminuye a medida que la temperatura aumenta, en consecuencia, la temperatura del agua se debe incrementar hasta su punto de ebullición donde la solubilidad para el caso del oxígeno es igual a cero. Sin embargo, esto no asegura una remoción total del oxígeno, ya que, en la interfase vapor-liquido, el agua estará más fría que el vapor, por lo tanto, algo de oxígeno quedará disuelto en el agua.

2.3.4. Agitación

La remoción de los gases disueltos puede incrementarse si el agua a desairear se dispersa en pequeñas gotas, ya que de esta forma se calienta más fácilmente la interfase liquido-vapor y es continuamente alterada, por lo que disminuye la posibilidad de los gases de quedarse disueltos en la zona fría del líquido. Mientras más pequeños son las gotas, mejor y más rápida es la remoción, debido a que los gases tienen que desplazarse menos para llegar a la superficie y salir de la fase agua.

2.3.5. Remoción de gases

Para evitar la redisolución de los gases en el agua, estos se deben remover del desgasificador. La remoción se produce cuando el vapor que se usa para el calentamiento y que pasa por las gotas de agua es sacado inmediatamente del agua desaireada. (Lipesa, 1998).

2.4. Eliminación química del oxígeno

La desaireación mecánica no elimina el 100% del oxígeno disuelto presente en el agua. Para el caso de los desaireadores, estos reducen el oxígeno hasta 0,007 ppm o menos. Aun con estos valores tan bajos de oxígeno, el potencial corrosivo de este en el sistema de generación de vapor es muy alto debido a las altas temperaturas existentes. Por lo tanto, para la eliminación total del oxígeno se deben usar secuestradores químicos, los cuales reaccionan con el oxígeno para producir compuestos químicos no perjudiciales al sistema; posteriormente estos productos son removidos de la caldera mediante la purga. En el mercado existe actualmente una serie de productos secuestradores de oxigeno Como:

2.4.1. Sulfito de sodio

La propiedad secuestrante de oxígeno del sulfito de sodio se ilustra mediante la reacción:

$$2Na_2SO_3 + O_2 \rightarrow 2Na_2SO_4 \qquad \text{(Ec. 2.4)}$$

En las condiciones de presión y temperatura y la atmósfera alcalina de la caldera, sulfito de sodio se descompone. Como consecuencia de ello, las sales de sulfito limitan a presiones inferiores a 1.250 psig.

2.4.2. Hidrazina

La hidrazina es un agente reductor que no tiene las limitaciones en la operación a alta presión que presenta el sulfito de sodio y que elimina el oxígeno disuelto mediante la siguiente reacción:

$$N_2H_4 + O_2 \rightarrow 2H_2O + N_2 \qquad \text{(Ec. 2.5)}$$

Además de la reacción de la hidrazina con el oxígeno, la hidrazina también tiene la capacidad de reducir la corrosión de la caldera, la pre-caldera y la post-caldera, ayudando en la formación de una película protectora de magnetita, tal como se muestra en la siguiente reacción:

$$N_2H_4 + 6Fe_2O_3 \rightarrow 4Fe_3O_4 + N_2 + 2H_2O \qquad \text{(Ec. 2.6)}$$

Durante muchos años, la hidrazina ha sido el principal material utilizado para proteger los sistemas de caldera contra el ataque del oxígeno, pero debido a su toxicidad y a la sospecha de sus propiedades cancerígenas, actualmente se ha prohibido el uso de la hidrazina en muchos países, incluso en Venezuela.

2.4.3. Carbohidrazida

La carbohidrazida es la dihidrazida del ácido carbónico. Puede reaccionar directamente con el aire:

$$(NH_2NH)_2C{=}O + 2O_2 \rightarrow 2N_2 + 3H_2O + CO_2 \qquad \text{(Ec. 2.7)}$$

e indirectamente por medio de hidrólisis para formar hidrazina:

$$(NH_2NH)_2C{=}O + H_2O \rightarrow N_2H_4 + CO_2 \qquad \text{(Ec. 2.8)}$$

La carbohidrazida es estable a temperatura ambiente y también reacciona con óxidos de hierro para formar la película protectora pasivante.

2.4.4. Dietilhidroxilamina (DEHA)

La dietilhidroxilamina (DEHA) reacciona con las soluciones de oxígeno en las soluciones acuosas. Teóricamente la reacción parece ser:

$$4(C_2H_5)_2NOH + 9O_2 \rightarrow 8CH_3COOH + N_2 + 6H_2O \qquad \text{(Ec. 2.9)}$$

Cuando hay hidróxido de sodio en el agua de la caldera, el ácido acético producido queda atrapado como acetato de sodio y se elimina por purga. Los demás productos son volátiles y pasan a través del sistema de condensado y se ventean. La DEHA también reacciona con óxidos de hierro para formar la película pasivante protectora:

$$(C_2H_5)_2NOH + 6Fe_2O_3 \rightarrow 4Fe_3O_4 + CH_3CH{=}NOH + CH_3CHO + H_2O \qquad \text{(Ec. 2.10)}$$

2.5. Desaireador

Es el equipo que permite obtener la mayor eliminación posible de oxígeno en el agua: 0,007 ppm o menos. Existen dos tipos de desaireadores: el de bandeja y el atomizador.

2.5.1. Tipo bandeja

Este equipo consiste en una sección de desaireación y una de almacenamiento; el funcionamiento se describe de la manera siguiente: el agua entra el desaireador por la parte superior y es atomizada en un ambiente de vapor para que se realice el primer calentamiento, luego el agua cae y se distribuye por las bandejas para un mayor calentamiento. La caída del agua a través de las bandejas es en forma de una película muy fina que se pone en contacto con el vapor para calentarla y desairearla. Luego el agua pasa a la sección de almacenamiento, donde posteriormente es transportada hacia la caldera. La figura 2.2 muestra un desaireador tipo bandeja donde se pueden observar sus componentes y sus flujos.

El principio para liberar los gases disueltos consiste en disponer de una gran área superficial de agua que se logra mediante el paso de esta de una bandeja a otra en forma

de cascada, exponiendo tanto como sea posible la superficie del agua al contacto con el vapor, el diseño de estos equipos es de 24 filas de bandejas para lograr el área de exposición adecuada. Esto da una ventaja adicional en el sentido de que la misma cantidad de superficie de agua es expuesta al vapor y si opera por debajo de las condiciones de diseño, la relación superficie-caudal de agua se incrementa, por lo tanto, se asegura una efectiva desaireación independientemente de las condiciones de temperatura.

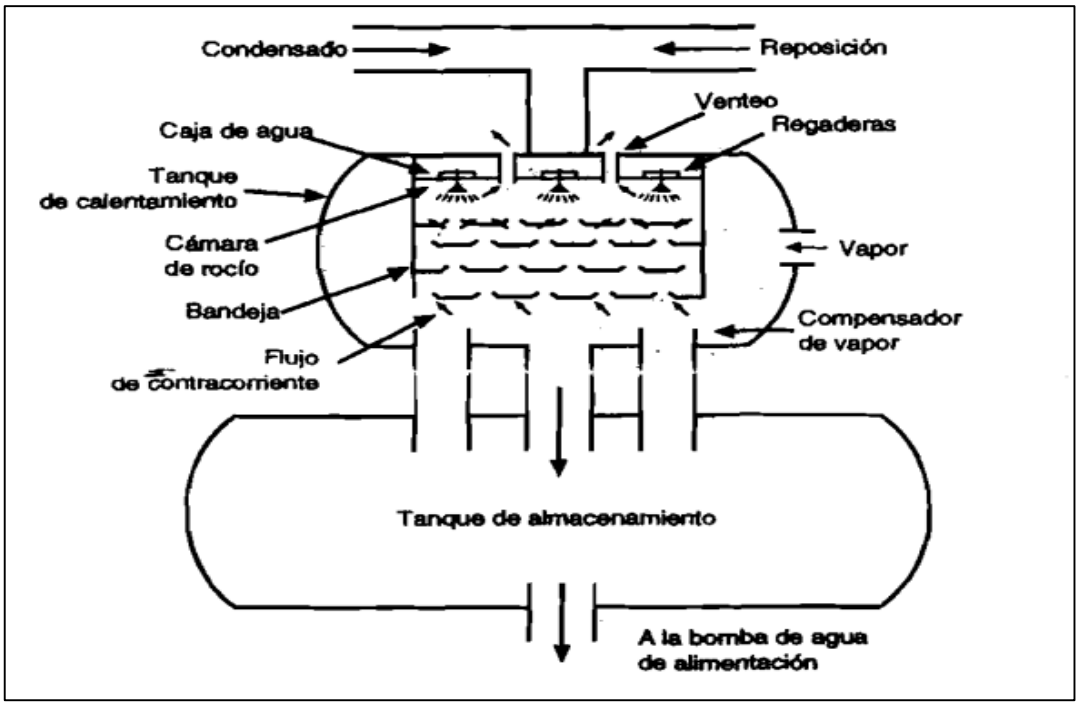

Figura 2.2. Desaireador tipo bandeja (Lipesa, 1998).

2.5.2. Tipo atomizador

Aunque los principios de desaireación son los mismos, su diferencia con el anterior indica que no usa bandejas. El calentamiento inicial del agua se produce cuando esta entra al desaireador y se distribuye en forma atomizada por las boquillas en un área llena de vapor. Luego, el calentamiento final es hecho a través del agua con una gran masa de vapor a alta velocidad. Mientras mayor es la turbulencia entre el agua y el vapor hay más energía para romper el agua en pequeñas gotas que aumenten el área superficial necesaria para una eficiente liberación del gas. El proceso es muy rápido, es decir, en segundos, por lo tanto, la efectividad está íntimamente relacionada con la energía de mezclado del chorro de vapor y del agua para producir el rompimiento de esta en pequeñas gotas. Cuando se opera a baja carga, con alta temperatura del agua que entra o ambas condiciones, el flujo de vapor y su velocidad disminuyen, por lo que su efectividad en la remoción de los gases también disminuye. En la figura 3 se observa el diseño de este tipo de desaireador.

El venteo de los gases no condensables a la atmosfera es un factor crítico en la operación de un desaireador porque el inadecuado venteo causa que el oxígeno se

reabsorba en el agua. Este pasa a través de la zona de desaireación de la unidad hacia la sección de almacenamiento y luego al sistema de generación de vapor.

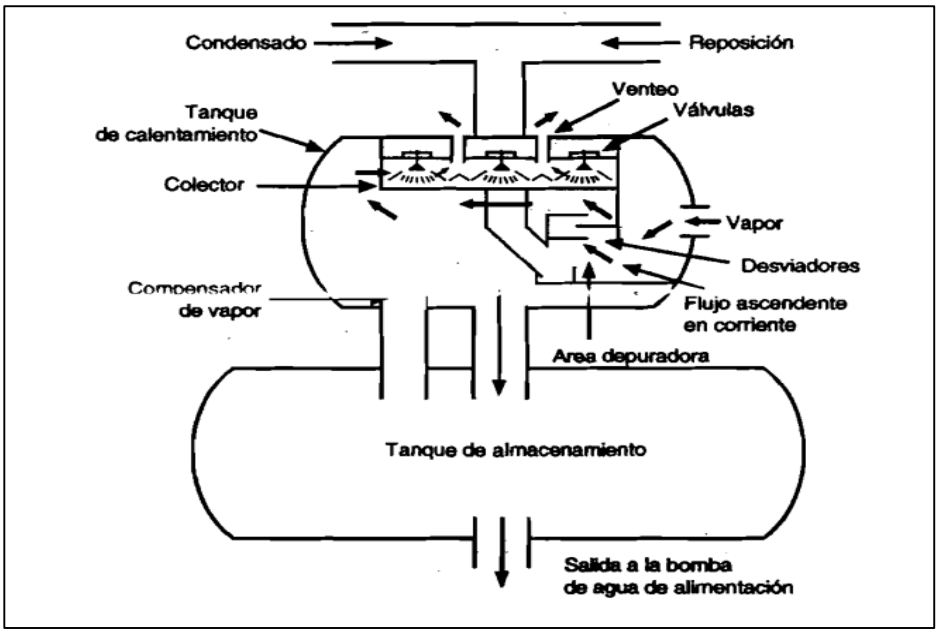

Figura 2.3. Desaireador tipo atomizador (Lipesa, 1998).

Para que la desaireación mecánica sea efectiva debe cumplirse lo siguiente:

- Calentamiento del agua en la sección de desaireación entre 0,6 y 2°C por debajo de la temperatura de entrada del vapor.
- Eliminación de un 95% o más de los gases no condensables en la sección de calentamiento primario y, luego, la mayor remoción posible en la zona de íntimo contacto vapor-agua, del oxígeno y otros gases no condensables.
- Continua eliminación de los gases no condensables dentro del desaireador para evitar que estos pasen a través de la unidad desgasificadora hacia el sistema de generación de vapor (Lipesa, 1998).

2.6 Sistema de desaireación de la planta

El agua desmineralizada que es una mezcla de agua desmineralizada no desaireada y condensado de alto grado, ha de ser desaireada a fin de reducir su contenido en oxígeno. Para ello se usa el desaireador 02-V-60-02 que para desairear emplea vapor de BP. La posterior reducción del contenido en oxígeno se hará a base de un proceso químico inyectando un expulsor de oxígeno al agua desaireada del lado succión de la bomba de agua de alimentación a caldera. Para el control del pH del agua de alimentación a caldera se usa un dosificador de agua amoniacal.

El agua tratada ingresa a la unidad procedente de la unidad de producción de agua desmineralizada (U-6300) a través del sistema de interconexiones de tuberías e ingresa a la sección superior del desaireador. El agua desmineralizada, que se recibe en el límite de

batería a 7,7 bar abs. y una temperatura de 88-90 °C, es introducida al deareador 02-V-60-02 que opera a 1,2 bar abs. y 105 °C. (SINCOR, 2001).
Al desaireador también ingresa el vapor de baja presión proveniente de:

- Turbina del ventilador de aire de combustión.
- Turbina del ventilador de gases de combustión.
- Turbina de la bomba de agua de alimentación a caldera.
- Vapor de baja presión recuperado en el tambor vaporizador de purga.

Esta corriente de vapor se utiliza para despojar el agua tratada que ingresa al desaireador de incondensables tales como oxígeno y CO_2. El vapor para la desgasificación en el desaireador 02-V-60-02 se suministra desde el sistema de vapor LP de 4,0 barg a través de la válvula de control PV-161. La presión constante en el desaireador se mantiene mediante el controlador de presión PIC-161, punto de ajuste 0,2 barg.

Adicionalmente también entra el condensado proveniente del sistema de recuperación de condensado que sirve simultáneamente a los dos trenes de producción y purificación de hidrogeno. El desaireador colecta las corrientes anteriormente mencionadas y sirve para dos propósitos. (SINCOR, 2001)

- Como medio de remoción del aire u oxigeno del sistema de vapor y condensado
- Como reservorio de agua de alimentación a caldera

Subsecuentemente el agua desmineralizada desaireada es descargada del lado succión de la bomba de agua de alimentación a caldera 02-P-60-02A/S a fin de elevar la presión al valor requerido y es enviada a los siguientes equipos:

- Los atemperadores que controlan y reducen el sobrecalentamiento del vapor de alta presión.
- Al precalentador de agua de alimentación de caldera desde donde se dirige hacia el tambor de vapor.

2.7. Balances de masa y energía

En el desaireador se desea alcanzar un equilibrio para asegurar que el calor trasferido al agua sea el necesario para aumentar la temperatura del agua y con ello disminuir la solubilidad de los gases disueltos en ella. Eso quiere decir que, a medida que se va calentando el agua en el desgasificador o desaireador, se irán desprendiendo los gases disueltos, de manera que se habrán eliminado en totalidad al alcanzar la temperatura de saturación del agua a la presión de servicio.

Las corrientes de entrada y salida del desaireador de la unidad de manufactura de hidrógeno del mejorador Petrocedeño, se muestran en la figura 2.4.

El balance de masa, según los términos usados en la figura 2.4, correspondientes a las entradas y salidas del desaireador, viene expresado por la siguiente ecuación 2.11

$$F1 + F2 + F3 = F4 + F5 \qquad \text{(E.c 2.11)}$$

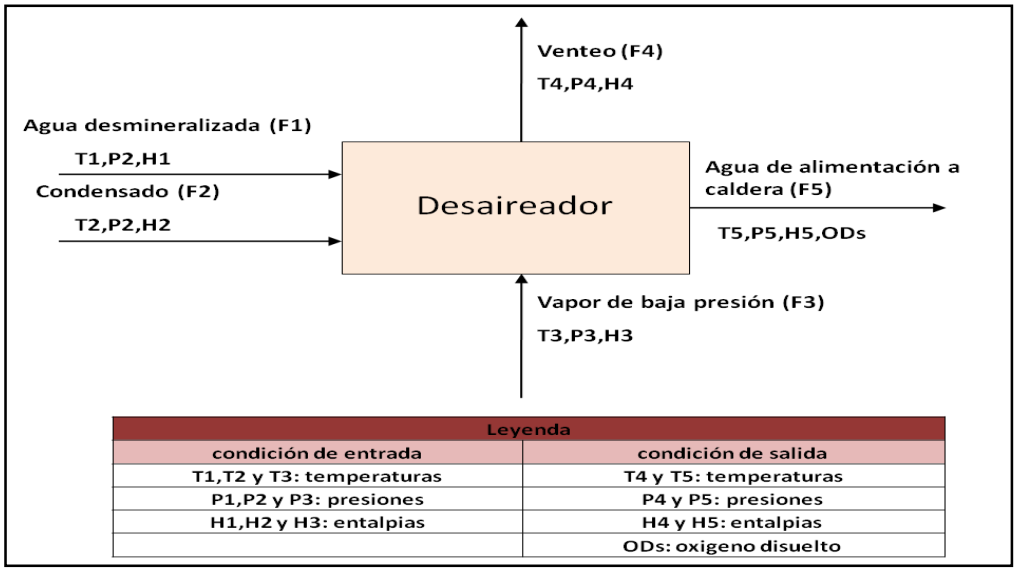

Figura 2.4. Diagrama de un desaireador con las corrientes consideradas para los balances de masa y energía.

El balance de energía viene expresado por la siguiente ecuación:

$$F1 \times H1 + F2 \times H2 + F3 \times H3 = F4 \times H4 + F5 \times H5 \qquad \text{(Ec. 2.12)}$$

Se desea encontrar una expresión para calcular el calor transferido por el vapor de baja presión hacia el agua entrando al desaireador. Para ello en primer lugar se establece que el agua que entra al desaireador es la suma de F1 + F2. Además, que según el balance de masa:

$$F5 = F1 + F2 + F3 - F4 \qquad \text{(Ec. 2.13)}$$

Sustituyendo F5 en el balance de energía (Ec. 2.12), se tiene:

$$F1 \times H1 + F2 \times H2 + F3 \times H3 = (F1+F2+F3-F4)H5 + F4 \times H4 \qquad \text{(Ec. 2.14)}$$

Agrupando términos con factor común:

$$F1(H1-H5) + F2(H2-H5) + F3(H3-H5) = F4(H4-H5) \qquad \text{(Ec. 2.15)}$$

Multiplicando por -1 ambos términos de la ecuación y dejando solamente los términos F1+ F2 a un lado de la ecuación se tiene:

$$F1(H5-H1) + F2(H5-H2) + = F4(H5-H4) – F3(H5-H3) \quad \text{(Ec. 2.16)}$$

El miembro izquierdo de la ecuación se considera la cantidad de calor absorbida por el agua que entra al desaireador, y que según la ecuación desarrollada se puede calcular en función de la cantidad de vapor de calentamiento admitido, del venteo de vapor y sus diferencias de entalpias. Finalmente, el calor transferido por el vapor de calentamiento (Q) es igual a:

$$Q= F4(H5-H4) – F3(H5-H3) \quad \text{(Ec. 2.17)}$$

donde:
Q: calor transferido (Kj /h).
F3: flujo de vapor de calentamiento (kg/h).
F4: flujo de vapor venteado (kg/h).
H3: entalpia del vapor de calentamiento (Kj/kg).
H4: entalpia del vapor venteado (Kj /kg).
H5: entalpia del agua hacia las calderas (Kj /kg).

2.8. Diferencial de temperatura terminal

El diferencial de temperatura terminal (TTD, por sus siglas en inglés), es la medida de qué tan cerca la temperatura del agua de salida del desaireador está de la temperatura de saturación del agua de alimentación, es decir, la capacidad de transferencia de calor en el desaireador. El objetivo es lograr una temperatura del agua de alimentación tan cercana a la temperatura de entrada de vapor como sea posible, ya que cuanto más alto es el TTD peor es el desempeño del desaireador.

El diferencial de temperatura terminal ayudará a determinar si el venteo del aire está funcionando correctamente. Si el venteo de aire se encuentra en buen estado de funcionamiento y suficientemente ventilado para purgar los no condensables desde el espacio de vapor, las temperaturas de entrada del vapor y la de salida de agua del desaireador deben estar dentro de < 1 ºC (1,8 °F). El TTD debe encontrarse en el valor de diseño. Los desaireadores ventilados a la atmósfera deben exhibir una columna de vapor constante. Se debe tener cuidado y asegurarse de que no haya curvas cerradas o trampas en la línea de ventilación que podrían obstruir el flujo de los gases incondensables.

Si hay agua arrastrada en la columna de humo y descargadas a la atmósfera, o si la pluma de vapor se ve irregular, es prueba de que el sistema no está funcionando correctamente, ya que una insuficiente ventilación de los gases no condensables liberados en el desaireador afecta al rendimiento del equipo de forma adversa.

El diferencial de temperatura terminal (TTD) queda definida matemáticamente de la siguiente manera (ASME, 1997):

$$TTD = T3e – Ts \quad \text{(Ec. 2.18)}$$

donde:
TTD: diferencial de temperatura terminal.
T3e: temperatura de vapor que entra al desaireador.
Ts: temperatura del agua de salida del desaireador.

2.9. Intervalo de confianza

Cuando se precisa conocer el valor representativo de una variable en una población, se debe estimarla a partir de los datos obtenidos de muestras extraídas de esa población. Los intervalos de confianza permiten aproximar, una vez calculado el valor de la variable en la muestra, ante que rango de valores se encuentra el valor real de la variable en la población, con la finalidad de determinar una buena comparación de los datos operacionales con los de diseño.

Un intervalo de confianza es un rango de valores, derivado de un conjunto de datos, que posiblemente incluya el valor de un parámetro de población desconocido. Debido a su naturaleza aleatoria, es poco probable que dos muestras de una población en particular produzcan intervalos de confianza idénticos. Sin embargo, si se repitiera muchas veces la muestra, un determinado porcentaje de los intervalos de confianza resultantes, incluiría el parámetro de población desconocido.

Cuando se conoce la forma de la distribución muestral de la media, se puede definir el intervalo dentro del cual se encuentran los valores obtenidos; por otra parte, los valores extremos son denominados límites de confianza. Un intervalo de confianza de 95% indica que 19 de 20 muestra (95%) de la misma población producirán intervalos de confianza que contendrán el parámetro de población. Los límites de confianza toman en cuenta la estimación de los errores ocurridos que dependen de la desviación estándar (σ), tamaño de la muestra (n), grados de libertad (φ) y fijar un nivel de significancia que viene dado al 95% y 99% de probabilidad.(Cermeño, 2001)

Los intervalos de confianza se expresan del a siguiente manera:

$$\bar{X} - t\frac{\propto}{2} \times \frac{\sigma}{\sqrt{n}} < \mu < \bar{X} + t\frac{\propto}{2} \times \frac{\sigma}{\sqrt{n}} \text{ (n>30)} \qquad \text{(Ec. 2.19)}$$

$$\bar{X} - z\frac{\propto}{2} \times \frac{\sigma}{\sqrt{n}} < \mu < \bar{X} + z\frac{\propto}{2} \times \frac{\sigma}{\sqrt{n}} \text{ (n>30)} \qquad \text{(Ec. 2.20)}$$

$$\bar{X} - t\frac{\propto}{2} \times \frac{\sigma}{\sqrt{n}}\sqrt{\frac{N-n}{N-1}} < \mu < \bar{X} + t\frac{\propto}{2} \times \frac{\sigma}{\sqrt{n}}\sqrt{\frac{N-n}{N-1}} \ (\mathrm{n} < 30) \qquad \text{(Ec. 2.21)}$$

$$\bar{X} - z\frac{\propto}{2} \times \frac{\sigma}{\sqrt{n}}\sqrt{\frac{N-n}{N-1}} < \mu < \bar{X} + z\frac{\propto}{2} \times \frac{\sigma}{\sqrt{n}}\sqrt{\frac{N-n}{N-1}} \ (\mathrm{n} > 30) \qquad \text{(Ec. 2.22)}$$

Donde:
$\bar{X}$: media aritmética de la muestra.
t: error estándar de la distribución de la muestra.
Z: número de desviaciones cuando un dato se aleja de μ.
$\propto/2$: factor de probabilidad.
μ: promedio de la población.
N: tamaño de la población.
n: tamaño de la muestra.

2.10. La media aritmética (Ẋ)

También llamado promedio, de un conjunto finito de números es igual al a sima de todos sus valores dividida entre el número de sumandos. Cuando el conjunto es una muestra

aleatoria, recibe el nombre de media muestral, siendo este un factor principal en la estadística muestral. Expresada de forma mas intuitiva, se dice que la media es la cantidad total de la variable distribuida a partes iguales entre cada observación. Se define matemáticamente como (Flores, 2009).

$$\overline{X} = \frac{\sum_{i=0}^{n} Xi}{n} \qquad \text{(Ec. 2.23)}$$

Donde:
Xi: valor puntual de cada medición realizada
n: número de muestras o tamaño total de la muestra
Σ: sumatoria (desde i=2, hasta i=n)

2.11. Desviación estándar

La desviación típica o estándar, está representada de forma abreviada por la letra griega minúscula sigma σ o la letra latina "s". es una medida que se usa para cuantificar la variación d dispersión de un conjunto de datos numéricos. Una desviación estándar baja indica que la mayor parte de los datos de una muestra tienden a estar agrupados cerca de su media aritmética (también denominada el valor esperado), mientras que una desviación estándar alta indica que los datos se extienden sobre un rango de valores más amplio. La fórmula para calcular la desviación estándar de la muestra es

$$\sigma = \sqrt{\frac{\Sigma(Xi - \bar{X})^2}{n-1}} \qquad \text{(Ec. 2.24)}$$

Donde:
Xi: valor puntual de cada medición realizada.
$\bar{X}$: media aritmética.
n: número de datos tomados
Σ: sumatoria (desde i=1, hasta i=n).

2.12. Desviación de la media (D_i)

Las desviaciones con respecto a la media son medidas que cuantifican o dan información de lo alejado o cerca que esta un dato de los demás datos del conjunto, utilizándose entonces para tener una idea de cuan alejada esta la condición actual de operación con respecto a la condición de operación establecida por deseño. Intuitivamente, ya se ve que se puede calcular como la diferencia entre un dato y la media de los datos:

$$\%Des = \frac{VD - VP}{VD} \times 100 \qquad \text{(Ec. 2.25)}$$

donde:
%Des: porcentaje de desviación.
VD: valor verdadero.
VP: valor encontrado.

El signo de la desviación respecto a la media indica si el valor está por encima de la media (signo positivo), o por debajo de la media (signo negativo). También se puede decir que si la desviación es positiva se habla de desviación por exceso y si la desviación es negativa se dice que es por defecto.

Una medida es tanto más precisa cuanto menor sea su desviación, por tanto, el valor absoluto de la desviación respecto a la media indica lo lejos que está el valor de la media. Un valor igual a cero indica que el valor coincide con la media, mientras que un valor elevado con respecto a las demás desviaciones informa de que el dato está alejado de los demás datos (Sangaku, 2002).

CAPITULO III

DESARROLLO DEL TRABAJO

3.1. Descripción de las condiciones actuales del desaireador de agua de alimentación de calderas de la unidad de manufactura de hidrógeno.

Para identificar las condiciones a la que se encuentra trabajando el desaireador 02-V-60-02 perteneciente a la unidad de manufactura de hidrógeno (HMU), se recopiló toda la información actualizada del sistema de desaireación referidas a flujos de alimentación y de salida del equipo, como también las características de estos; dicha información fue suministrada por la Gerencia de Servicios Técnicos y se representó a través del diagrama mostrado en la figura 3.1.

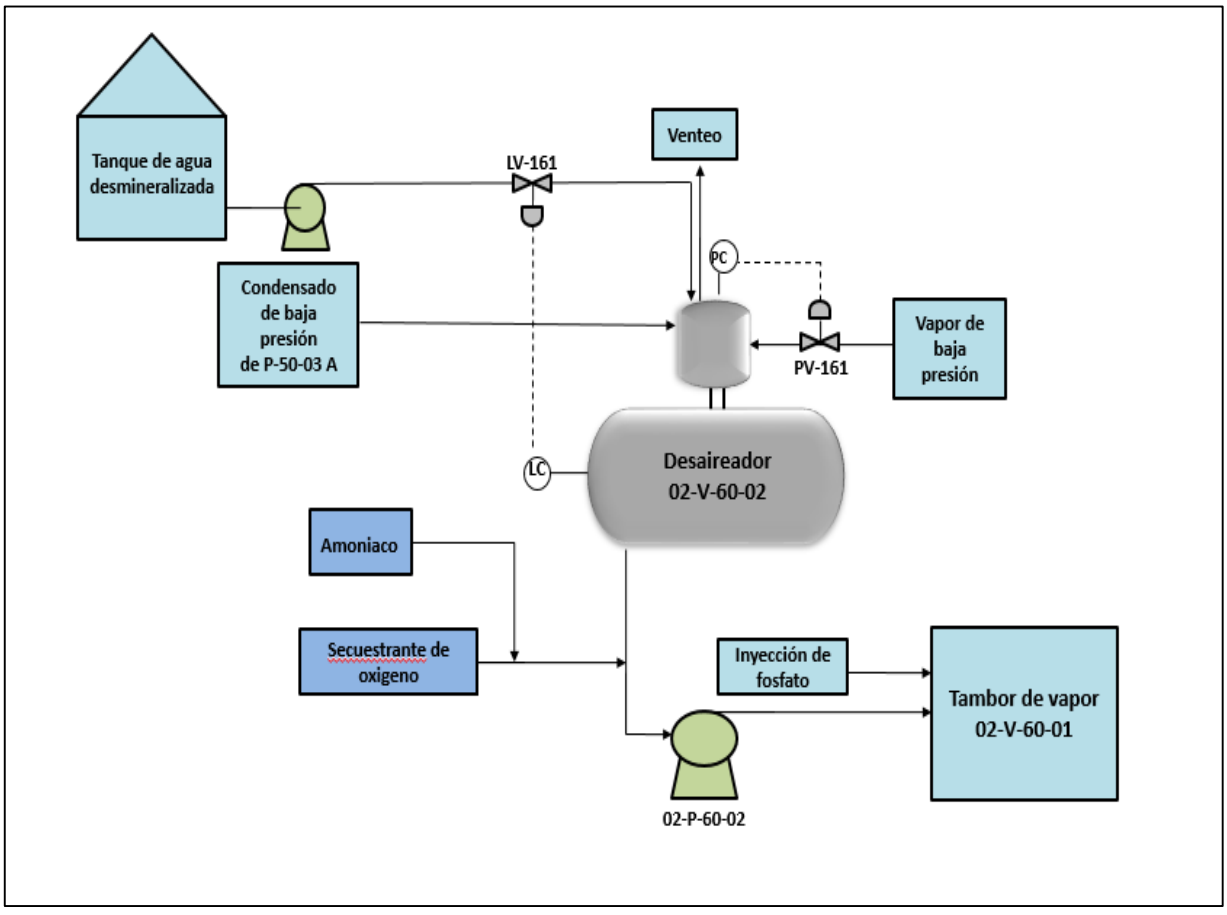

Figura 3.1. Diagrama simplificado del sistema de desaireación.

Por otro lado, se realizó un seguimiento detallado a las variables operacionales que inciden en el funcionamiento del equipo, tales como temperatura, presión y flujo. Este monitoreo se llevó a cabo a través del programa PI ProcessBook, en paralelo con las mediciones obtenidas directamente en campo, lo cual permitió reproducir con precisión las condiciones operativas del proceso. Es importante destacar que los datos recopilados a través del PI ProcessBook

representan el promedio diario de las variables mencionadas. Esta información se encuentra reflejada en las tablas 3.1 a la 3.3, donde se presentan las variables recopiladas durante dos meses de operación continua.

Tabla 3.1. Parámetros principales del agua desmineralizada.

Fecha	Flujo másico (kg/h)	Temperatura (°C)	Presión (barg)
02/01/2024	41.213,26	33,37	7,30
03/01/2024	35.200,37	33,40	7,18
04/01/2024	26.661,34	36,22	7,19
16/01/2024	37.948,55	31,53	5,99
21/01/2024	43.178,56	33,81	6,03
24/01/2024	36.213,01	33,25	6,10
26/01/2024	36.213,01	33,66	6,08
27/01/2024	26.661,34	31,62	6,08
08/02/2024	24.291,44	30,70	6,14
14/02/2024	26.353,25	34,92	6,13
15/02/2024	26.897,99	36,25	6,13
16/02/2024	29.740,74	50,29	6,13
28/02/2024	24.291,44	40,67	6,13
08/03/2024	35.324,91	30,72	6,16

Tabla 3.2. Parámetros principales del vapor de baja presión.

Fecha	Flujo másico (kg/h)	Temperatura (°C)	Presión (barg)
02/01/2024	301,84	249,85	1,97
03/01/2024	257,22	250,03	2,16
04/01/2024	909,13	216,67	1,88
16/01/2024	1.535,05	230,30	1,58
21/01/2024	909,31	229,63	0,71
24/01/2024	701,59	229,97	0,76
26/01/2024	470,99	229,94	0,76
27/01/2024	530,33	208,94	0,79
08/02/2024	1.214,87	205,38	0,99
14/02/2024	930,56	228,75	0,95
15/02/2024	900,88	233,94	0,95
16/02/2024	1.829,53	237,66	0,99

28/02/2024	998,39	247,24	1,19
08/03/2024	2.349,38	249,48	1,52

Tabla 3.3. Parámetros principales del agua de alimentación a la caldera.

Fecha	Flujo másico (kg/h)	Temperatura (°C)	Presión (barg)
02/01/2024	29.664,23	37,58	71,37
03/01/2024	36.755,86	37,21	71,64
04/01/2024	25.615,42	56,96	70,87
16/01/2024	32.410,01	56,71	70,76
21/01/2024	30.310,71	46,89	71,03
24/01/2024	27.244,83	45,19	70,80
26/01/2024	26.303,16	44,62	70,37
27/01/2024	25.321,22	43,50	70,32
08/02/2024	24.851,33	61,06	70,83
14/02/2024	20.782,11	56,85	71,04
15/02/2024	21.102,73	57,09	70,92
16/02/2024	21.170,04	87,50	70,43
28/02/2024	21.075,09	66,21	70,95
08/03/2024	33.323,94	72,18	70,47

3.2. Análisis del desempeño del desaireador de agua de calderas en términos de remoción de oxígeno disuelto, diferencial de temperatura y calor transferido.

Se desarrolló una hoja de cálculo para obtener las condiciones operacionales del buen desempeño que permita realizar la evaluación del sistema de desaireación, en el cual se introdujeron datos de distintos perfiles de temperatura alrededor del desaireador con el fin de obtener diferenciales de temperatura y conocer las condiciones de saturación en el equipo, se monitorearon variables operacionales necesarias para reportar los balances de materia y energía alrededor del equipo y el calor transferido por el vapor de baja presión

3.2.1. Balance de masa en el proceso de desaireación

En la figura 3.1 se muestra el diagrama del desaireador con las condiciones de entrada y salida de las corrientes:

Tal como se planteó en el capítulo II, el balance de masa en el desaireador viene definido por la ecuación 2.1

$$F1 + F2 + F3 = F4 + F5$$

donde las entradas son:

- F1: agua de reposición
- F2: condensado del 25-V-50-05
- F3: vapor de baja de despojamiento

y las salidas son

- F4: venteo
- F5: hacia el tambor generador de vapor

Actualmente la corriente F2 correspondiente a los condensados de baja presión 25-V-60-05 no se encuentra alineada al desaireador, por lo que no se tomaran en cuenta para el balance de materia. Siendo la acumulación “cero”, debido a que el análisis se realizó en estado estacionario, tampoco se tomó en cuenta para efectos de balance de materia, quedando de la siguiente manera:

$$F1 + F3 = F4 + F5 \qquad (3.1)$$

El flujo de venteo hacia la atmosfera se considera típicamente menor al 0.2% del caudal del agua de alimentación (NALCO, 2016).

$$(26.661.34 + 909{,}13)\ \text{kg/h} = 51{,}23 + 25.615{,}42\ \text{kg/h}$$

$$27.570{,}47\ \frac{kg}{h} = 25.666{,}65\ \frac{kg}{h}$$

$$1.903{,}82\ \frac{kg}{h}$$

El balance de materia refleja una diferencia entrada-salida de 1903 kg/h atribuible a la no contabilización del agua desaireada utilizada como atemperación en el proceso productivo.

3.2.2. Balance de energía del proceso de desaireación.

Con el objetivo de determinar la cantidad de calor aportado por el vapor de baja presión durante el proceso de desaireación, se realizó un balance de energía. Este balance se basó en los flujos de entrada y salida del equipo, permitiendo evaluar la eficiencia energética del sistema.

Se validó la cantidad de calor teóricamente requerida, calculada a partir de las condiciones operacionales y del caudal de agua de alimentación a las calderas (considerando una purga del 5%). Estos datos, recolectados entre el 02/01/24 y el 8/3/24, incluyeron presiones, temperaturas y caudales de todas las corrientes involucradas en el proceso de desaireación.

Utilizando la herramienta Steam en Excel, se calcularon las entalpías correspondientes a cada corriente a la presión de operación del equipo. De esta manera, se pudo estimar el flujo de calor aportado por el vapor baja presión que debería suministrarse al desaireador y compararlo con el flujo de calor real inyectado.

Tabla 3.4. Entalpias de las corrientes el día 04/1/2024

Corriente	Temperatura (°C)	Presión (barg)	Entalpia (kJ/kg)
Venteo	109,57	0,41	2690,42
Vapor BP	216,67	1,88	2900,57
AAC	56,95	0.41	238,44

Para calcular el calor aportado por el vapor de baja presión se empleó la ecuación 2.17.

$$Q = [51{,}23\ kg/h * (\ 238{,}44 - 2690{,}42)\text{kJ/kg}] - [\ 909{,}13\ \text{kg/h} * (238{,}44 - 2900{,}57)\text{kJ/kg}]$$
$$Q = 2.294.638{,}13\ kJ/h$$

donde:
Q: calor transferido (kJ/h).
F3: flujo de vapor de calentamiento= 909,13 kg/h.
F4: flujo de vapor venteado= 51,23 kg/h.
H3: entalpia del vapor de calentamiento= 2900,57 kJ/kg.
H4: entalpia del vapor venteado= 2690,42 kJ/kg.
H5: entalpia del agua hacia las calderas= 238,44 kJ/kg.

De la misma manera fueron calculados los calores para el resto del período en estudio y los resultados se encuentran reflejados en la figura 4.4.

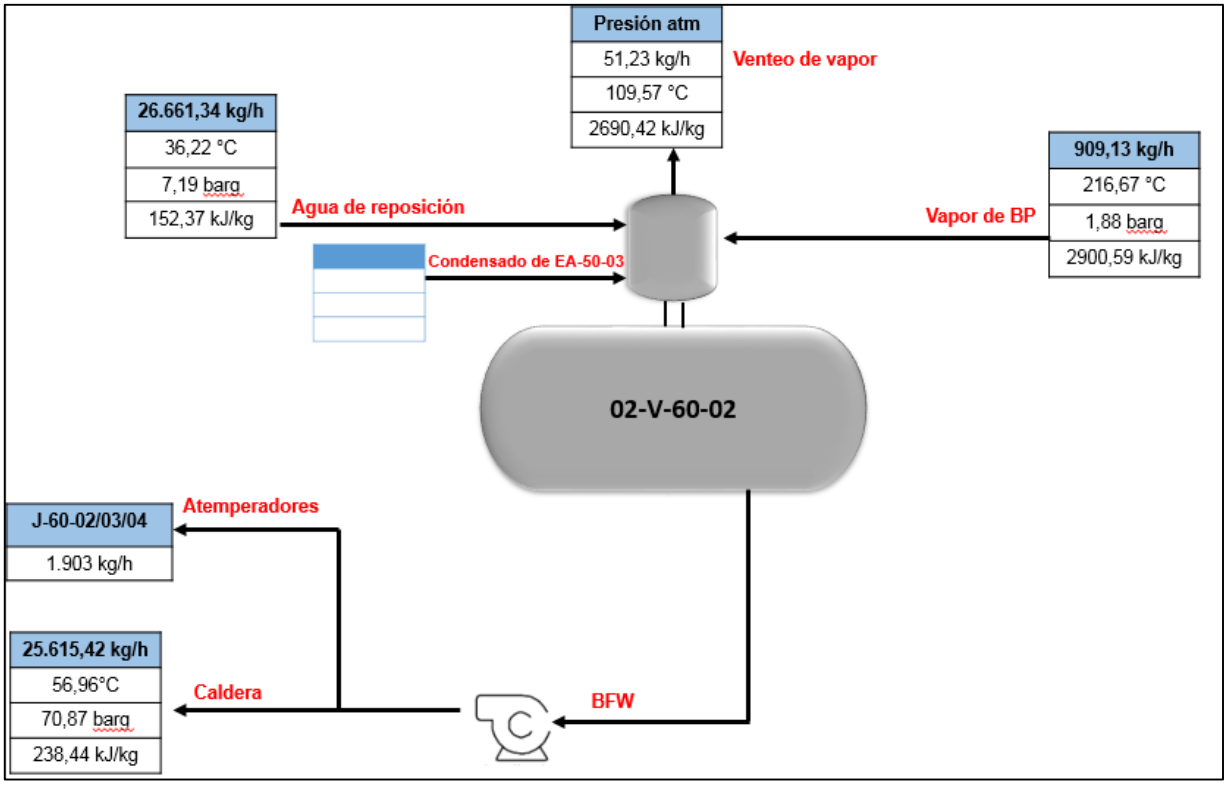

Figura 3.2. Balance de materia para el día 04/01/2024

En la figura 3.2 se presenta el diagrama de flujo del balance de masa realizado el 04/01/2024 para el sistema de desaireación. Este esquema detalla las corrientes de entrada y salida, incluyendo el agua de reposición, el vapor de baja presión, el venteo de vapor, el condensado y el agua de alimentación a la caldera. Se muestran los valores de flujo másico, temperatura, entalpia y presión para cada corriente, lo que permite visualizar el balance de materia y energía del sistema.

3.2.3 Determinación del diferencial de temperatura terminal (TTD)

Para determinar el diferencial de temperatura terminal se recopilaron datos de la

temperatura de entrada del vapor de baja presión y de la temperatura de salida del agua del desaireador a través de del programa PI Processbook y se utilizó la ecuación 2.6 para su determinación:

Sustituyendo en la ecuación los datos del día 02/01/24 reportados en la tabla 3.5, se tiene:

$$TTD= (249,85- 37,58)\ °C= 212,27°C$$

En la tabla 3.5 se resumen las variables requeridas para la determinación del diferencial de temperatura terminal (TTD), que fueron recopiladas en tres meses de operación.

Tabla 3.5 Temperatura del vapor de baja presión y del agua de alimentación a calderas.

Fecha	Temperatura del vapor de baja presión (°C)	Temperatura del agua de alimentación a caldera (°C)	Temperatura de saturación del vapor de baja presión (°C)
02/01/2024	249,85	37,58	133,13
03/01/2024	250,03	37,21	135,31
04/01/2024	216,67	56,96	132,16
16/01/2024	230,30	56,71	128,49
21/01/2024	229,63	46,89	115,40
24/01/2024	229,97	45,19	116,16
26/01/2024	229,94	44,62	116,20
27/01/2024	208,94	43,50	116,67
08/02/2024	205,38	61,06	119,99
14/02/2024	228,75	56,85	119,40
15/02/2024	233,94	57,09	119,42
16/02/2024	237,66	71,44	120,13
28/02/2024	247,24	66,21	123,09
08/03/2024	249,48	72,18	127,61

De igual forma se determinó el TTD usando las temperaturas de saturación del vapor con el fin de comparar este parámetro con el diseño. Todos los resultados calculados para el parámetro del diferencial de temperatura terminal se encuentran reflejados en la figura 4.5 para los demás días del período en estudio.

3.2.4. Medición de oxígeno disuelto en el agua desaireada

Para la medición del oxígeno disuelto se utilizó un analizador portátil con el cual se

recolecto la muestra en punto de muestreo de agua desaireada 26SCV-6002. Para su uso fue necesaria la calibración del mismo tal como se describe a continuación:

3.2.4.1 Preparación de la Sonda
Se siguió el procedimiento recomendado por el fabricante para la preparación de la sonda, que incluye:

1. Conectar la sonda al medidor HI9146.
2. Retirar la tapa de transporte y humedecer la sonda en solución electrolítica.
3. Preparar la membrana, enjuagarla y llenarla con solución electrolítica.
4. Eliminar burbujas de aire y enroscar la membrana en la sonda.
5. Colocar la tapa protectora cuando no se esté utilizando la sonda.

3.2.4.2. Calibración del Medidor
El medidor HI9146 se calibró automáticamente con el aire siguiendo estos pasos:

1. Encender el medidor y esperar a que la sonda se polarice.
2. Presionar el botón "CAL" para iniciar la calibración.
3. Verificar la configuración de altitud y salinidad en el medidor.

3.2.4.3. Medición de Oxígeno Disuelto
La medición del oxígeno disuelto se realizó en el punto de muestra del agua de alimentación a la caldera, siguiendo el siguiente procedimiento:

1. Retirar la tapa protectora de la sonda.
2. Sumergir la sonda en la muestra, asegurando que el sensor de temperatura también esté sumergido.
3. Seleccionar la unidad de medida deseada (mg/L o % de saturación).
4. Agitar la sonda en la muestra para asegurar un flujo adecuado de agua.
5. Esperar a que la lectura se estabilice y registrar el valor de oxígeno disuelto.
6. Repetir la medición varias veces para obtener un promedio de las lecturas.

Los resultados de oxígeno disuelto en el agua desaireada obtenidos mediante el analizador portátil se muestran en la tabla 3.6.

Tabla 3.6. Medición de oxígeno disuelto presente en el agua desaireada.

Fecha	Oxígeno disuelto en agua de alimentación a caldera (ppb)
02/01/2024	4960
03/01/2024	6350
21/01/2024	6970
24/01/2024	6780
26/01/2024	6350
27/01/2024	6000

16/02/2024	300
08/03/2024	300

3.2.5. Comparación del funcionamiento operacional actual con el de diseño del desaireador 26-V-60-02.

La eficiencia de los desaireadores está basada en tres parámetros importantes según la norma ASME PTC. 12.3: El calor transferido al agua, el diferencial de temperatura terminal y el residual de oxígeno disuelto en el agua, los cuales deben ser comparados con los establecido por el diseño, con el objeto de conocer que tan desviada esta la eficiencia según el diseño. Una vez identificados los parámetros característicos del funcionamiento del desaireador, se recopilaron los datos de análisis de laboratorio, así como también los datos de temperaturas, flujos y presiones durante el período de dos meses, a través del programa PI processbook. Luego se programaron las ecuaciones discutidas anteriormente en las celdas de una hoja de cálculo usando el programa Microsoft Excel, con la cual se calcularon el calor transferido al agua, diferencial de temperatura terminal y oxígeno disuelto en el agua a la salida del desaireador. Finalmente, estos parámetros calculados, se compararon con los establecidos en el diseño.

Luego se aplicó un tratamiento estadístico a los datos operacionales del sistema con la finalidad de determinar el intervalo de confianza, tal que permitiera una buena comparación de los datos operacionales con los de diseño. Para ello se necesitó conocer la desviación estándar (σ), tamaño de la muestra (n), grados de libertad (φ) y fijar un nivel de significancia que viene dado al 95% y 99% de probabilidad, como se muestra en la tabla siguiente.

Tabla 3.7. Nivel de significancia para 95 y 99 % de probabilidad.

Para 95% de probabilidad	Para 99%de probabilidad
1-α = 0,95	1-α = 0,99
α = 1 - 0,95	α = 1 - 0,99
α = 0,05	α = 0,01
α/2 = 0,0025	α/2 = 0,005

A continuación, se muestran los pasos seguidos, empleando los datos calculados del calor transferido al agua, los cuales se muestran a continuación:

3.2.5. Cálculo de la media aritmética ($\bar{X}$)

La media aritmética del calor transferido para un periodo de dos meses (figura 4.4), se calculó través de la ecuación 3.3:

$$\bar{X} = \frac{\sum_{i=0}^{n} X_i}{n} \qquad \text{(Ec. 3.3)}$$

donde:
Xi: valor calculado del calor transferido (kJ/h).
n: número de datos tomados.

Sustituyendo los valores del calor obtenidos en la ecuación 3.3 se tiene:

$$\bar{X} = \frac{697.998{,}70 + 536.892{,}69 + \cdots + 6.105.089{,}63}{14} = 2.559.443{,}19\ kJ/h$$

3.2.5.1. Cálculo de la desviación estándar (σ)

La desviación estándar del calor transferido para un periodo de dos meses, se calculó través de la ecuación 3.4:

$$\sigma = \sqrt{\frac{\sum(\mathrm{X_i} - \overline{\mathrm{X}})^2}{\mathrm{n} - 1}} \qquad \text{(Ec. 3.4)}$$

donde:
Xi: valor calculado del calor transferido (kJ/h).
$\overline{\mathrm{X}}$: media aritmética (kJ/h). Este término no figura en la ecuación 3.4
n: número de datos tomados.

Sustituyendo los valores en la ecuación 3.4 se tiene:

$$\sigma = \sqrt{\frac{[(697.998{,}70 - 2.559.443{,}19)^2 + \cdots + (6.105.089{,}63 - 2559.443{,}19)^2]\,\frac{\mathrm{kJ}}{\mathrm{h}}}{13}}$$

$$\sigma = 1.518.954{,}99\,\frac{\mathrm{kJ}}{\mathrm{h}}$$

3.2.5.2. Intervalo de confianza

Por tratarse de un número de muestras menores a 30 se tomó la ecuación 2.9 para evaluar el intervalo de confianza.

$$\bar{X} - t\frac{\propto}{2} \times \frac{\sigma}{\sqrt{n}} < \mu < \bar{X} + t\frac{\propto}{2} \times \frac{\sigma}{\sqrt{n}} \qquad \text{(Ec. 3.5)}$$

donde:
$\bar{X}$: media aritmética (kJ/h).
σ: desviación estándar (kJ/h).
n: número de datos tomados.
t: error estándar de la distribución de la muestra.
μ: promedio de la población.
$^{\propto}/_{2}$: factor de probabilidad.

Para este caso de n= 14, se usó un intervalo de confianza de 95%.

Z(φ, N de S) ⟶ Z(13, 0,025)= 2,16

Estos valores de error estándar (t) fueron tomados de la tabla de valores para la distribución (Z) y T de student (T) que se encuentra en el anexo B y el valor del factor de probabilidad de la tabla 3.10

Sustituyendo los valores en la ecuación 2.7:

$$2.559.443{,}19 - 2{,}16 \times \frac{1.518.954{,}99}{\sqrt{14}} < \mu < 2.559.443{,}19 + 2{,}16 \times \frac{1.518.954{,}99}{\sqrt{14}}$$

$$1.682.574{,}34 < \mu < 3.436.312{,}03$$

$$\mu = 2.559.443{,}18 \frac{kJ}{h}$$

3.2.5.3. Desviación del calor con respecto al de diseño

Por medio de la ecuación 2.13, se pudo calcular el porcentaje de desviación del calor promedio con respecto al valor establecido por diseño.

$$\%Des = \frac{VD - VP}{VD} \times 100 \qquad \text{(Ec. 3.6)}$$

donde:
%Des: porcentaje de desviación.
VD: valor establecido por diseño para el calor transferido al agua.
VP: valor de calor promedio general para un periodo de dos meses.

Sustituyendo los valores en la ecuación 2.13

$$\%Des = \frac{8.026.794{,}81 - 2.559.443{,}18}{8.026.794{,}81} \times 100$$

$$\%Des = 68{,}11\ \%$$

De igual forma se realizaron los cálculos para los demás parámetros. Todos los resultados calculados para la determinación del calor, diferencial de temperatura terminal y oxígeno disuelto se encuentran reflejados en la tabla 4.4.

3.3. Propuestas de modificaciones que permitan la optimización del proceso de desaireado del agua de calderas de la unidad de manufactura de hidrógeno.

Una vez obtenidos los resultados, se realizaron análisis con el fin de mejorar la eficiencia en las áreas de operación para la producción de agua de alimentación a las calderas. Se plantearon algunas propuestas que permitan un mejor monitoreo del equipo y de las variables que afectan al proceso, además de propuestas orientadas a ahorrar energía. En este contexto, se proponen mejoras para optimizar el proceso de desaireación del agua de calderas, incluyendo la inyección de un mayor flujo de vapor y la activación completa del sistema de inyección de químicos. Estas modificaciones buscan maximizar la eficiencia del proceso, reducir el consumo de energía y garantizar la integridad de las calderas

A continuación, se presenta una muestra de cálculo para determinar el flujo de vapor necesario en el desaireador, considerando las condiciones de operación y parámetros del proceso. El cálculo se basa en un balance de energía en el desaireador, considerando que el calor cedido por el vapor es utilizado para calentar el agua de alimentación y compensar

las pérdidas de calor. Se desprecian las pérdidas de calor a través de las paredes del desaireador debido al aislamiento.

3.3.1. Datos de entrada

- Flujo másico de agua de alimentación (F1): 26661 kg/h
- Temperatura de entrada del agua (T1): 31,62 °C
- Presión de operación del desaireador: 0,40 barg
- Temperatura deseada del agua de salida (T5): 105 °C

3.3.2. Ecuación de cálculo

$$\dot{m}s = \frac{\dot{m}w * \Delta hw + Qp}{hs - hf} \qquad \text{(Ec. 3.7)}$$

Donde:

- ṁs: Flujo másico de vapor (kg/h)
- ṁw: Flujo másico de agua de entrada al desaireador (kg/h)
- Δhw: Diferencia de entalpia del agua entre la entrada y la salida del desaireador (kJ/kg)
- Qp: Pérdida de calor a través de las paredes del desaireador (kJ/h)
- hs: Entalpia del vapor de entrada al desaireador (kJ/kg)
- hf: Entalpia del condensado a la salida del desaireador (kJ/kg)

3.3.3. Propiedades de las corrientes

Mediante el uso de la herramienta Steam en Excel se calcularon las entalpias correspondientes a las corrientes de entrada y salida, así como, la entalpia del vapor de despojamiento. En la tabla 3.8 se muestran las propiedades de las corrientes.

Tabla.3.8. Entalpias de las corrientes cuando el desaireador trabaja a 0,40 barg.

Corriente	Temperatura (°C)	Presión (barg)	Entalpia (kJ/kg)
Reposición (Make up)	31,62	6,08	133,07
Agua de alimentación a caldera	105	50	440,21
Vapor BP	208,94	0,79	2889,71

3.3.4. Cálculo del flujo de vapor

Se asume que la temperatura del condensado a la salida del desaireador es la misma que la del agua de salida (105 °C). Asumiendo que las pérdidas de calor son despreciables, la ecuación queda:

$$\dot{m}s = \frac{26661\ \text{kg/h} * (440{,}21 - 133{,}07) kJ/kg}{(2889{,}71 - 440{,}21) kJ/kg}$$

$$\dot{m}s = 3343\ kg/h$$

El flujo de vapor requerido para el desaireador, considerando las condiciones de sobrecalentamiento del vapor de despojamiento, es de aproximadamente 3343 kg/h.

CAPITULO IV

ANALISIS DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1. Descripción de las condiciones actuales del desaireador de agua de alimentación de calderas de la unidad de manufactura de hidrógeno.

A partir de la información suministrada por la gerencia de servicios técnicos y los datos tomados en campo, se pudo establecer un patrón representativo de las condiciones de operación actual a las cuales está funcionando el desaireador, como se ha descrito en el capítulo anterior, en la sección 3.1. En el diseño original del sistema de desaireación se contempló para la alimentación del equipo unos flujos de 111928 kg/h de agua desmineralizada o agua de reposición, correspondiente a un 85,04 % de toda el agua alimentada al desaireador, 19688 kg/h de condensado de alto grado proveniente del tanque 02-V-50-05 y este a su vez del condensador de vapor 02-E-50-03 (enfriador de aire) que representa un 14,96 % del agua alimentada.

Sin embargo, posteriormente por consideraciones operacionales estos flujos fueron modificados, al igual que algunas de sus propiedades las cuales se encuentran resumidas en las tablas desde la 3.1 hasta la 3.3. y representados gráficamente en las figuras desde la 4.1 hasta la 4.3.

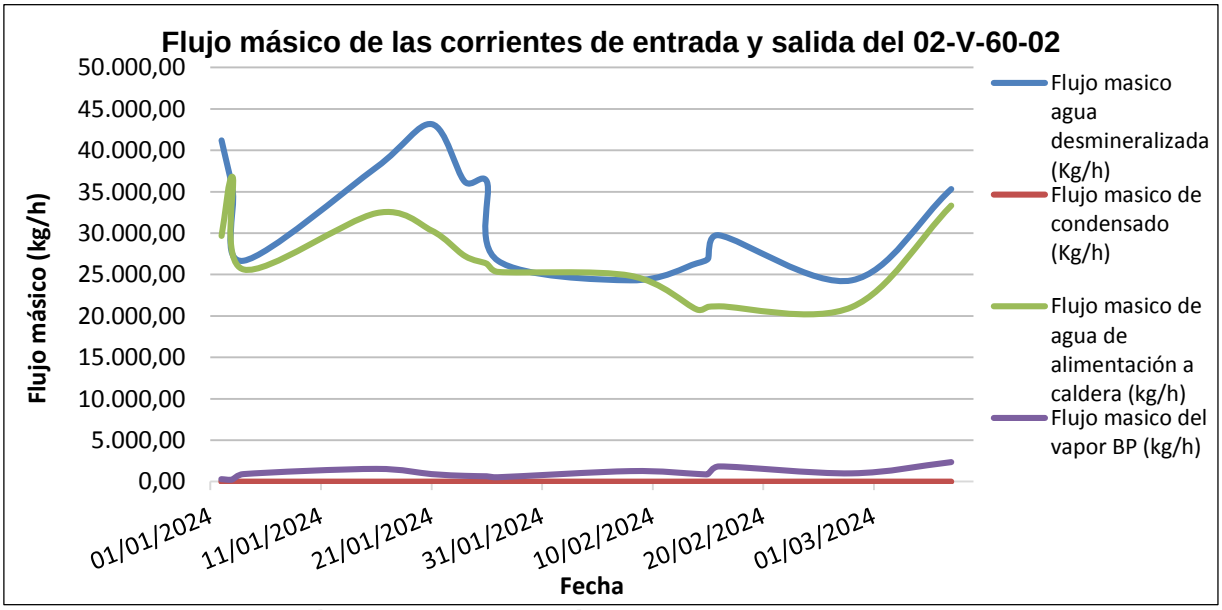

Figura 4.1 Flujos másicos de operación de las corrientes de entrada y salida del desaireador 02-V-60-02.

La figura 4.1, muestra que, durante el período de estudio, la corriente de condensado no registra valor alguno ya que no está alineado al desaireador, esto debido a que actualmente el condensado no se regresa al circuito de producción de vapor por consideraciones operacionales que buscan prevenir la contaminación con crudo. En

cuanto al flujo de vapor de baja presión o de despojamiento se mantuvo bastante inestable presentando fluctuaciones en cuanto a la cantidad de vapor suministrado al equipo.

Por otra parte, el flujo de agua desmineralizada presento desviaciones, esto debido a la baja carga de la planta, al paro o arranque de la misma, destacando que supera por mucho en flujo a las otras corrientes de entrada al desaireador (condensado y vapor de baja presión), por lo tanto, las variaciones en el flujo de agua desmineralizada, influenciara determinantemente en el flujo de agua a la caldera.

En la figura 4.2 se refleja como las temperaturas de las corrientes asociadas a la operación del desaireador no son uniformes con el tiempo. Se puede observar como la temperatura del condensado de baja presión es igual a cero, pero esto en realidad debe de interpretarse que esta corriente no tenía flujo en el transcurso de la evaluación. La temperatura del vapor de calentamiento (vapor de baja o despojamiento) presenta fluctuaciones, esto debido a que durante el período de estudio la producción de vapor estuvo baja.

Un análisis detallado de la gráfica revela una notable disparidad entre la temperatura del vapor de baja presión (BP) y la del agua que alimenta la caldera, superando los 100 °C. A pesar de que la temperatura del vapor de BP excede significativamente el valor de diseño del equipo (151 °C), la temperatura del agua a la salida del desaireador no alcanza los valores esperados. Esta inconsistencia puede atribuirse a la alimentación de agua de reposición a baja temperatura, que actúa como un disipador de calor, reduciendo la temperatura global del agua en el desaireador y limitando la eficiencia de la transferencia térmica.

Además, la insuficiencia de condensado, que normalmente contribuiría con calor sensible adicional, disminuye la capacidad de calentamiento del vapor de BP. El vapor de BP utilizado presenta características de vapor sobrecalentado, que requiere una mayor disminución de temperatura para liberar su calor sensible en comparación con el vapor saturado. En consecuencia, aunque la temperatura del vapor sea elevada, su capacidad para elevar la temperatura del agua se ve limitada. Estos factores combinados explican por qué, a pesar de la alta temperatura del vapor de BP, la temperatura del agua de alimentación a la caldera no alcanza los valores de diseño.

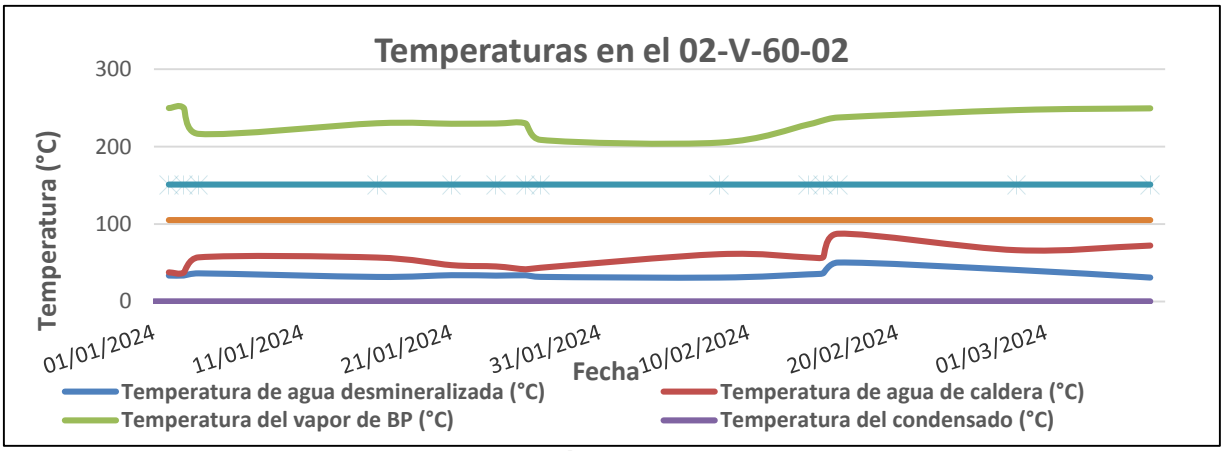

Figura 4.2 Temperaturas de operación de las corrientes de entrada y salida del desaireador 02-V-60-02.

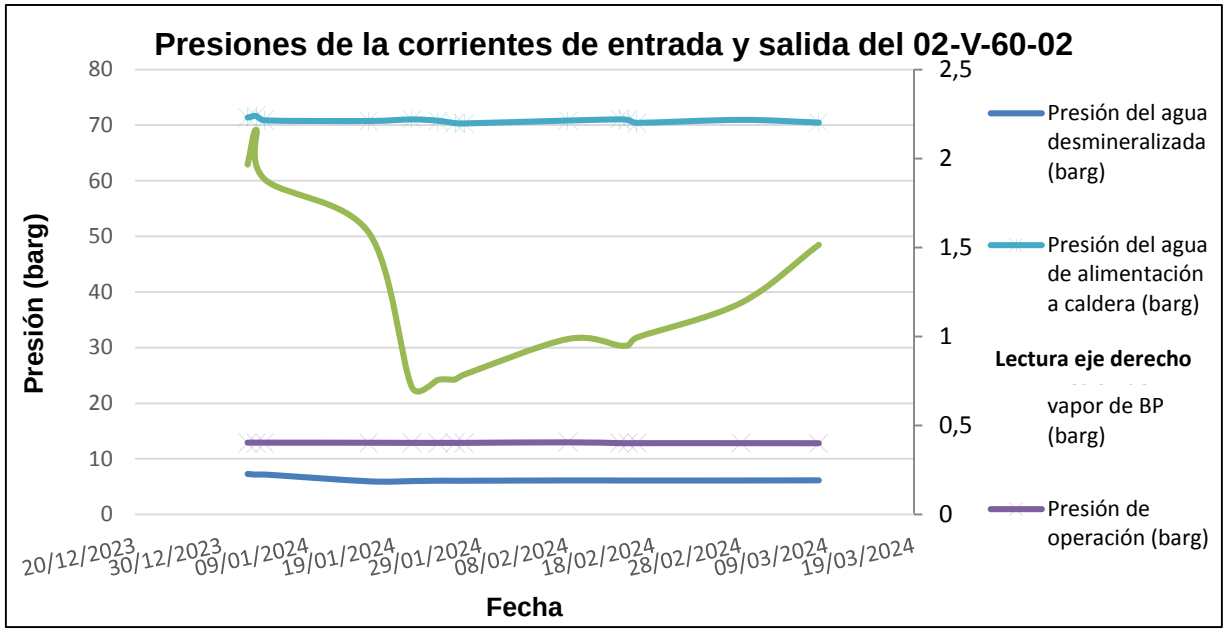

Figura 4.3 Presiones de las corrientes de vapor de entrada y salida en el desaireador 02-V-60-02.

En la figura 4.3 corresponde a las presiones de las corrientes se observa que según las medidas de presión tomadas del PI Processbook, la presión dentro del desaireador se mantuvo estable, con un promedio de 0,40 barg y presento una desviación respecto a su valor de ajuste (0,20 barg)

4.2. Análisis del desempeño del desaireador de agua de calderas en términos de remoción de oxígeno disuelto, diferencial de temperatura y calor transferido.

Mediante el análisis de las condiciones de operación actual y de las especificaciones del diseño del equipo, además atendiendo a lo establecido en las normas ASME PTC 12.3 lo cual proporciona reglas y procedimientos que se deben usar para determinar la eficiencia de los desaireadores, se establecieron las variables que afectan el funcionamiento del sistema de desaireación, las cuales resultaron ser la energía en forma de calor que es transferida al agua, el diferencial de temperatura terminal y el residual de oxígeno disuelto en el agua de alimentación a calderas.

4.2.1. Balance de materia (diferencia entre las corrientes de entra y salida) y aporte calórico del vapor en la desaireación a través de balance de energía.

En las secciones 3.2.1 y 3.2.2 del capítulo anterior se describieron los pasos para la realización del balance de materia y posteriormente el balance de energía, así como las características de cada uno de los flujos o corrientes que intervienen en el proceso de desaireación. Esto permitió evaluar las condiciones operativas del desaireador y determinar la cantidad de calor aportado por el vapor de baja presión necesario para el proceso.

Una vez suministrados los datos requeridos, se obtuvieron los balances de masa y energía con las respectivas propiedades y características de cada una de las corrientes involucradas. Se desarrolló una ecuación que determinó la cantidad de calor aportado por

el vapor de baja presión para lograr la desaireación, como se explicó en el capítulo anterior. Para ello, se programó una hoja de cálculo en MS Excel, obteniéndose los resultados reflejados en la figura 4.4.

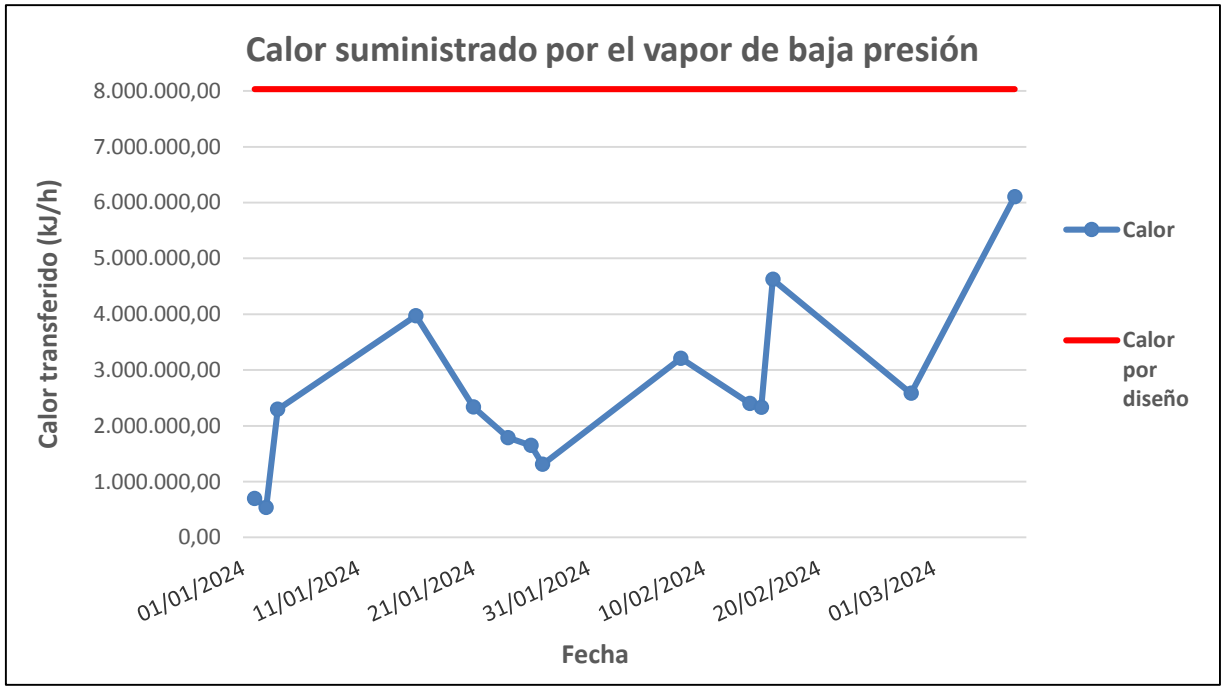

Figura 4.4. Comportamiento del flujo calor transferido al agua.

Se observa que el calor transferido se mantiene consistentemente por debajo del valor de diseño durante el período de estudio. Este comportamiento indica que el desaireador no está recibiendo la cantidad de calor necesaria para un funcionamiento óptimo, lo cual podría afectar su eficiencia en la eliminación de oxígeno del agua de alimentación a la caldera. Al considerar las condiciones de alimentación de vapor y agua al desaireador, se evidencia que, a pesar de que la temperatura del vapor de despojamiento supera la temperatura máxima de 151°C establecida en el diseño, el calor transferido al agua no alcanza el punto óptimo. Esta deficiencia se atribuye a la gran cantidad de agua desmineralizada o de reposición a bajas temperaturas, la ausencia de condensados y el bajo flujo de vapor. Las fluctuaciones en el calor suministrado se deben a la parada y arranque de la planta, que ocasionaron variaciones en la operación y en la demanda de vapor de baja presión. Adicionalmente, el bajo flujo de vapor disponible, causado por el desvío del flujo de vapor hacia otras áreas, lo que limitó su disponibilidad para el desaireador. Un análisis detallado de la curva del flujo de calor de operación revela picos que se originan por fallas operacionales que causaron aumentos o disminuciones bruscas en casos puntuales durante el período de estudio. Esto podría indicar la necesidad de aumentar el flujo de vapor o disminuir la cantidad de agua desmineralizada, incrementando a su vez la cantidad de condensados calientes, lo que contribuiría a reducir significativamente el consumo de energía para calentar el agua

4.2.2. Determinación del diferencial de temperatura terminal (TTD)

Tomando en cuenta el procedimiento que recomienda ASME PTC 12.3 para el cálculo del

diferencial de temperatura terminal, tal como se describe en el capítulo III, sección 3.2.3, se obtuvieron los resultados que se muestran en la figura 4.5.

Los resultados revelan diferenciales de temperatura elevados, lo cual es indeseable, tanto al considerar la temperatura del vapor de calentamiento como la temperatura de saturación. Estos valores elevados, sugieren una ineficiencia en el desaireador, y pueden ser indicativos de taponamiento en el equipo, como lo advierte la norma ASME

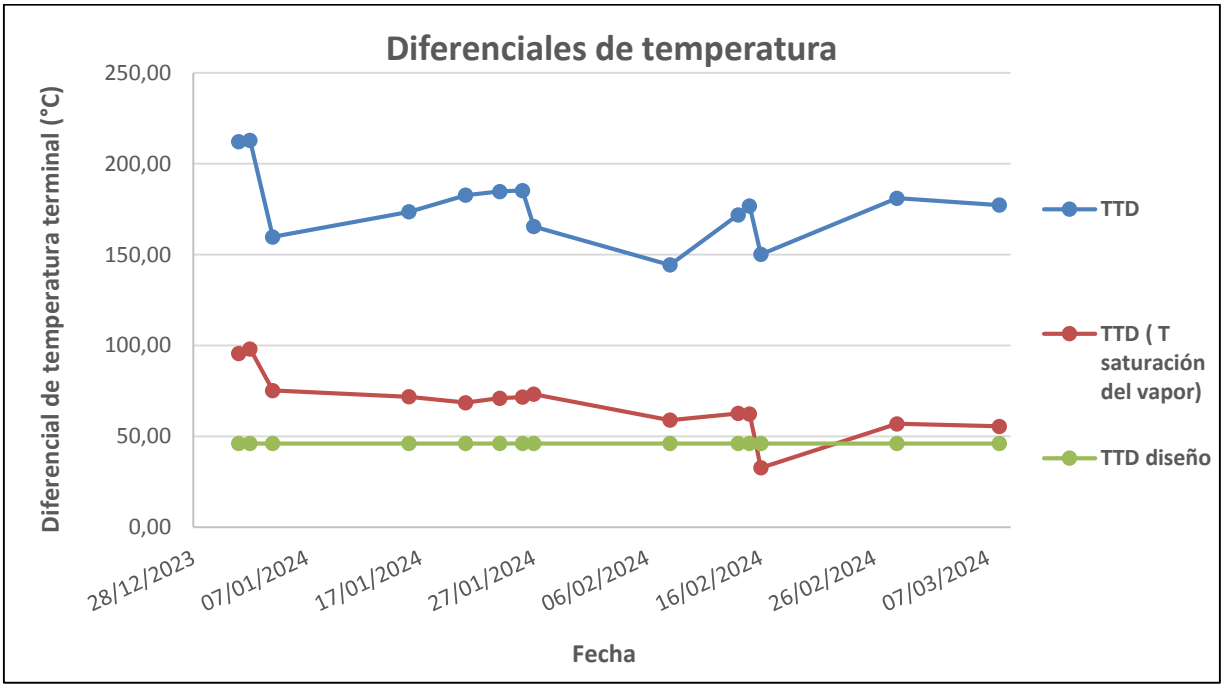

Figura 4.5. Comportamiento del diferencial de temperatura terminal (TTD).

Tomar en cuenta la temperatura del vapor de calentamiento para el cálculo del TTD, puede resultar engañoso, ya que este vapor viene sobrecalentado y la porción de calor sensible correspondiente al sobrecalentamiento contribuye muy poco al calor transferido al agua. Por lo tanto, es mejor determinar el TTD, con la temperatura de saturación del vapor, con lo que obtiene una diferencia de unos 20°C con respecto al valor de TTD del diseño.

Estas desviaciones son debido a un alto flujo másico de agua de reposición a baja temperatura, lo que afecta la capacidad del desaireador para calentar el agua hasta la temperatura de saturación del vapor. También influye la falta de condensados calientes en la alimentación del desaireador, lo que disminuye el aprovechamiento energético y requiere un mayor flujo de vapor de baja presión para calentar el agua.

Por otro lado, un flujo insuficiente de vapor de baja presión puede no ser capaz de calentar el agua hasta la temperatura de saturación, lo que aumenta el TTD. Además, siendo la temperatura del agua de reposición muy baja, se requiere un mayor intercambio de calor para alcanzar la temperatura de saturación del vapor, lo que afecta al TTD.

4.2.3. Medición de oxígeno disuelto en el agua desaireada

La medición de oxígeno disuelto en el agua desaireada se realizó en un lapso comprendido entre el 02/01/2024 al 08/03/2024 tal como se muestra en la figura 4.6. El contenido de oxígeno disuelto en el agua de alimentación a la caldera arrojo un promedio de 4751 ppb,

encontrándose fuera del rango de trabajo recomendado, el cual está diseñado para tener un contenido de oxígeno disuelto menor a 7 ppb. Esto es un indicativo de que el equipo se encuentra operando ineficientemente con respecto a la remoción de oxígeno disuelto presente en el agua de alimentación a caldera.

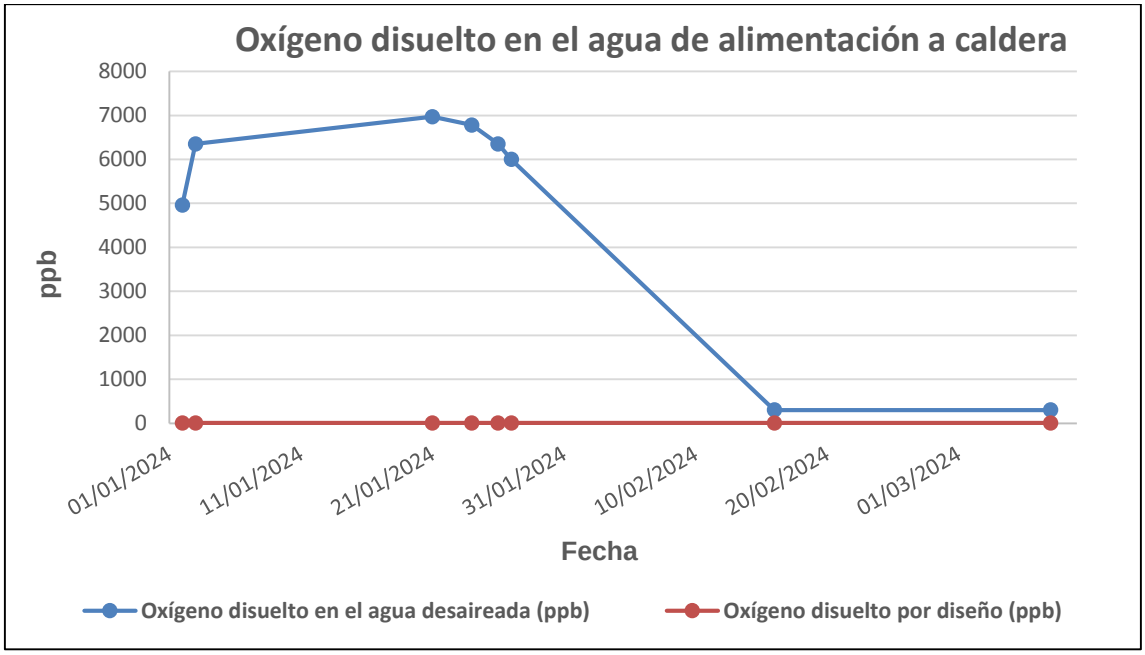

Figura 4.6. Comportamiento del oxígeno disuelto en el agua de alimentación a calderas.

La ineficiencia del desaireador, evidenciada en la Figura 4.6, puede atribuirse a diversos factores operativos. Entre las posibles causas se encuentran un flujo insuficiente de vapor de baja presión, una entrada excesiva de agua de reposición a baja temperatura, o una combinación de ambos. Estas condiciones limitan la capacidad del desaireador para alcanzar las temperaturas y presiones necesarias para una remoción efectiva del oxígeno disuelto

4.2.4. Comparación del funcionamiento operacional actual con el de diseño del desaireador 20-V-60-02.

Una vez obtenidos los resultados de los parámetros que afectan la eficiencia del desaireador se llevó a cabo la comparación de estos con los valores establecidos por diseño para dichos parámetros los cuales fueron obtenidos mediante una hoja de cálculo en MS Excel.

Tabla 4.1. Valores estadísticos de parámetros influyentes en la eficiencia del desaireador

Parámetro	Media aritmética	Desviación estándar	Intervalo de confianza
Calor transferido al agua (kJ/h)	2.559.443,19	1.518.955,00	(1.682.574,35 ; 3.436.312,04)

Tabla 4.1. Valores estadísticos de parámetros influyentes en la eficiencia del desaireador. (continuación).

Parámetro	Media aritmética	Desviación estándar	Intervalo de confianza
Diferencial de temperatura terminal (°C)	68,12	16,31	(58,70 ; 77,53)
Residual de oxígeno disuelto en el agua (ppb)	4751,25	2812,75	(3127,49 ; 6375,01)

Luego de haber analizado la deficiencia operacional en el sistema de desaireación, se procedió a evaluar la desviación para cada parámetro. En la tabla 4.2 se muestran los resultados de los cálculos realizados a los promedios de las muestras tomadas diariamente y los porcentajes de desviación para cada parámetro con los valores establecidos por el diseño.

Tabla 4.4. Porcentaje de desviación de los parámetros que afectan la eficiencia del desaireador y parámetros de diseño.

Parámetro	Promedio general	Valores de diseño	% Desviación
Calor transferido al agua (kJ/h)	$2{,}56 \times 10^6$ kJ/h	$8{,}02 \times 10^6$ kJ/h	68,11
Diferencial de temperatura terminal (°C)	68,12 °C	46 °C	-48,08
Residual de oxígeno disuelto en el agua (ppb)	4751 ppb	7 ppb	-67771
Dióxido de carbono en agua de alimentación a calderas (ppm)	-	0 ppm	-

Al comparar los parámetros con los de diseño se obtuvieron las desviaciones del calor transferido al agua, el diferencial de temperatura termina (TTD) y el residual de oxígeno disuelto en el agua, las cuales fueron de 68,11%, -48,08% y -67.771% respectivamente. Para tener una idea de cuan alejada esta la condición actual de operación con respecto a la condición de operación establecida por diseño se consideran los porcentajes de desviación, donde se nota que el diferencial de temperatura terminal y el residual de oxígeno disuelto en el agua alcanzaron niveles de desviación negativos lo que significa que se encuentran por encima de los de diseño.

El análisis revela una desviación significativa en los parámetros operativos del desaireador, incluyendo una disminución en el calor transferido al agua de alimentación y alto valor en el diferencial de temperatura terminal. La situación más crítica es la alta concentración de oxígeno disuelto, que excede los límites permisibles y representa un riesgo significativo de corrosión en los sistemas, afectando la calidad del agua de alimentación y la integridad de los sistemas de generación de vapor.

4.3. Propuestas de modificaciones que permitan la optimización del proceso de desaireado del agua de calderas de la unidad de manufactura de hidrógeno.

En base al estudio realizado y al comportamiento observado en el sistema de desaireación, se propuso la inyección de mayor flujo de vapor y la activación completa del sistema de inyección de químicos.

4.3.1. Inyección de mayor flujo de vapor

4.3.1.1. Objetivo

El objetivo principal de esta propuesta es optimizar el funcionamiento del desaireador de agua de calderas en la unidad de manufactura de hidrógeno (HMU). Esto se logrará mediante el aumento de la eficiencia del proceso de desaireación y de la temperatura del agua de alimentación que ingresa a las calderas. Al alcanzar una temperatura más cercana a las condiciones de diseño del equipo, se espera mejorar el rendimiento global del sistema de generación de vapor en la unidad.

4.3.1.2. Alcance

La implementación de esta propuesta se limita a la modificación de la operación del sistema de suministro de vapor al desaireador existente en la unidad de manufactura de hidrógeno (HMU). Esta acción contempla el uso del recipiente de despresurización identificado como 02-V-60-04 como una fuente adicional de vapor de baja presión. Es importante destacar que la propuesta no incluye la sustitución ni modificación de los equipos existentes, sino que busca maximizar la utilización de los recursos disponibles en la unidad, promoviendo una operación más eficiente.

4.3.1.3. Acciones

Para cumplir con el objetivo planteado, se propone una serie de acciones concretas. En primer lugar, se procederá a habilitar y poner en marcha el sistema que permita el flujo de vapor desde el recipiente de despresurización 02-V-60-04 hacia el desaireador. Posteriormente, se integrará este flujo de vapor con el del atemperador 02-J-60-04, con el fin de alcanzar un caudal total de vapor de baja presión de aproximadamente 3300 kg/h.

Además, se llevarán a cabo pruebas y ajustes en el sistema de control para garantizar una distribución estable y adecuada del vapor hacia el desaireador. Como última etapa, se realizará una evaluación exhaustiva del desempeño del desaireador, monitoreando parámetros clave como la temperatura del agua de alimentación y la concentración de oxígeno disuelto, para verificar el impacto de las mejoras implementadas.

4.3.1.4. Resultados Esperados

La implementación exitosa de esta propuesta se proyecta para generar mejoras significativas en el rendimiento del desaireador. Específicamente, se espera un aumento considerable en la temperatura del agua de alimentación de las calderas, acercándola a los valores óptimos definidos en el diseño del sistema. Este incremento tendrá un impacto directo en la eficiencia energética de la generación de vapor.

Adicionalmente, se anticipa una mayor efectividad en la eliminación de gases no condensables, con énfasis en el oxígeno disuelto. Esto contribuirá a la protección de las superficies internas de las calderas contra la corrosión, incrementando así la vida útil y confiabilidad del equipo. En conjunto, estas mejoras fortalecerán la confiabilidad operativa del sistema de generación de vapor, un aspecto esencial para garantizar la continuidad y la eficiencia de los procesos en la unidad de manufactura de hidrógeno.

4.3.2. Activación completa del sistema de inyección de químicos

4.3.2.1. Objetivo

La presente propuesta tiene como objetivo mejorar la eficiencia del proceso de desaireación y fortalecer las medidas de protección contra la corrosión de los equipos en la unidad de manufactura de hidrógeno. Esto se logrará mediante la reactivación integral y funcional del sistema de inyección de químicos, garantizando así una operación complementaria a la desaireación térmica existente. Asimismo, se busca optimizar el uso de secuestrantes de oxígeno, contribuyendo a la confiabilidad y sostenibilidad operativa de la planta.

4.3.2.2. Alcance

El alcance de esta propuesta incluye la rehabilitación completa del sistema de inyección de químicos asociado al proceso de desaireación en el desaireador de agua de calderas, específicamente en la unidad de manufactura de hidrógeno. Este trabajo abarcará el mantenimiento integral de equipos clave, como el tambor de químicos y las bombas dosificadoras, así como el ajuste y recalibración de instrumentos de control y medición. Además, se contempla la formulación e implementación de un programa optimizado de dosificación de químicos que complementará la operación térmica existente.

4.3.2.3. Acciones

Para alcanzar los objetivos propuestos, se desarrollarán las siguientes acciones específicas:

1. Rehabilitación del tambor de químicos 02-V-60-56: Incluye una inspección detallada para evaluar su estado actual, definir el alcance de las reparaciones y garantizar la integridad estructural del equipo.
2. Mantenimiento del mezclador 02-M-60-51: Se verificará el estado de los elementos de mezcla y el motor asociado, efectuando las correcciones necesarias para asegurar una mezcla eficiente de los químicos.
3. Rehabilitación de bombas dosificadoras:

- Sustitución del motor eléctrico de la bomba 02-P-60-60A por uno de características técnicas iguales o superiores.
- Reparación o reemplazo de la bomba 02-P-60-59A, previa evaluación de su condición técnica y factibilidad de reparación.

4. Revisión del sistema de control de nivel LC373: Se verificará el correcto funcionamiento del controlador y sus elementos asociados, asegurando una dosificación precisa de químicos.
5. Inspección y mantenimiento de instrumentos del tambor de amoniaco 02-V-60-55: Se garantizará la calibración y correcto funcionamiento de transmisores de nivel, presión y temperatura.
6. Optimización del proceso de desaireación térmica: Se ajustarán los parámetros operativos clave para maximizar la eficiencia del sistema.
7. Elaboración de un programa de dosificación de secuestrantes de oxígeno: Se establecerán concentraciones iniciales del producto SECSAW-709D, que serán

ajustadas en función de los resultados de monitoreo continuo de la calidad del agua.

4.3.2.4. Resultados esperados

La implementación de esta propuesta permitirá restablecer la funcionalidad del sistema de inyección de químicos, complementando eficientemente la desaireación térmica. Se prevé una mejora significativa en la eliminación del oxígeno disuelto en el agua de alimentación, reduciendo de manera considerable el riesgo de corrosión en los equipos de la planta. Además, se espera incrementar la confiabilidad operativa y prolongar la vida útil de los activos, optimizando los procesos de generación de vapor. Estas acciones contribuirán, en última instancia, a la estabilidad y eficiencia global de la unidad de manufactura de hidrógeno.

4.4. Conclusiones

1. Las variables operacionales de flujo, temperatura y presión del desaireador se mantuvieron inestables durante el tiempo de evaluación, también el consumo de vapor de baja presión suministrado para lograr la desaireación del agua se encontró por debajo de lo requerido.
2. Actualmente la alimentación al desaireador proviene enteramente de la unidad de agua desmineralizada debido a la no alineación de condesados de procesos, causando esta situación un aumento del consumo de agua desmineralizada.
3. El sistema de desaireación presenta deficiencias en el monitoreo continuo de variables, con dispositivos inhabilitados que dificultan la validación de datos operacionales. Esta situación impide una respuesta efectiva a problemas y limita la eficiencia del proceso.
4. La evaluación del desempeño del desaireador reveló desviaciones significativas respecto al diseño en calor transferido (68,11%), diferencial de temperatura (-48,08%) y oxígeno disuelto (-67.771%). Estos resultados indican una eficiencia inferior a la esperada, sugiriendo la necesidad de optimizar el proceso.
5. El consumo de vapor de baja presión suministrado para lograr la desaireación del agua se encontró por debajo de lo requerido debido a las condiciones actuales de operación, sin alineación de condensados que permitan aporte de temperatura, alimentación de agua desmineralizada a temperaturas bajas, y un bajo flujo de vapor.
6. Las condiciones operacionales actuales evaluadas a través de los parámetros de eficiencia muestran una alta desviación al ser comparados con los parámetros de eficiencia establecidos por el diseño.
7. Dentro de las principales propuestas evaluadas se incluyen la inyección de mayor flujo de vapor, inspección continua de los indicadores de las variables del equipo, aumento del flujo de condensados y la actualización del programa de rutina de análisis de las muestras de agua de alimentación a calderas, con la finalidad de mejorar el desempeño del equipo y del proceso de desaireación.

4.5. Recomendaciones

1. Realizar una evaluación periódica de los parámetros de eficiencia del equipo, con el objeto de prevenir problemas durante el proceso de desaireación y problemas de corrosión en las calderas.
2. Disminuir el flujo de agua de reposición que entra al desaireador y aumentar el flujo

de condensados para mejorar el proceso de calentamiento y desaireación.

3. Debido a que se observan valores altos para el TTD se recomienda realizar una simulación dinámica que permita descartar cualquier posibilidad de taponamiento por inundación del equipo.
4. Utilizar vapor saturado en vez de vapor sobrecalentado como medio de calentamiento para mejorar la el ahorro energético y la eficiencia en cuanto a la transferencia de calor al agua.
5. Rehabilitar el analizador de oxígeno disuelto en línea (AI161) en el agua de alimentación de caldera del 02-V-60-02. Mientras no se tenga disponibilidad de este instrumento se sugiere realizar medición semanal de oxígeno con instrumento portátil y a su vez registrar condiciones de temperatura y medición local y medición disponible en línea para identificar oportunamente desviaciones.
6. Aplicar un nuevo programa de muestreo, para contribuir con el seguimiento del parámetro de oxígeno disuelto en el agua, así como también remplazar sistemas de medición existentes que se encuentran dañados, por otros de mayor precisión y alcance.
7. Habilitar medidores de flujo en línea para los distintos usos del agua de alimentación de caldera como atemperación.
8. Realizar inspección del desaireador en próxima parada de planta con la finalidad de evaluar las condiciones internas del equipo

BIBLIOGRAFIA

Alemán, R (2021). *Evaluación del proceso de desaireación mecánica, tipo rocío/bandeja, del agua de alimentación a las calderas de una planta productora de fertilizantes*. Universidad de Oriente. Dpto de Ingeniería Química. Anzoátegui, Venezuela. Tesis de pregrado.

Alveaca, & Mora. (2014). *Seguimiento de la calidad del agua de alimentación a calderas sin adición de carbohidrazida como agente químico de remoción de oxígeno*. Anzoátegui, Venezuela.

ASME. (1997*). Código de prueba en desaireadores. PTC.12.3*. Nueva York, USA.

Barrientos, J. (2007). *Implementación de metodología y software para la determinación de eficiencia de calderas y equipos auxiliares*. Tesis de grado. Universidad Simón Bolívar: Venezuela.

Cengel, Y., & Boles, M. (2009). *Termodinamica*. Mc Graw-Hill.

Cermeño, J. (2001). *Estadistica aplicada y diseño de experimento*. UDO: Anzoategui.

Flores, L. (2009). *Análisis estadístico descriptivo*. Universidad Inca Garcilaso. Lima, Perú.

Google Maps. (2025). Obtenido de http://maps.google.com

Himmelblau, D. (1997). Principios básicos y cálculos en ingeniería química. México: Prentice-Hall Hispanoamericana.

Lapeña, M. R. (1990). *Tratamiento de aguas industriales: Aguas de proceso y reciduales*. Marcombo,S.A: Barcelona. España.

Lipesa. (1998). *Tratamiento químico del agua*. Venezuela.

Manual de operaciones "*Unidad 2500/2600 – Manufactura de Hidrógeno (HMU)*". SINCOR, Jose, Venezuela (2000).

Miguel, A. C. (2014). *Control quimico en aguas del ciclo de Agua-Vapor*. Renove Tecnologia 5.L .

NALCO, C. q. (2016). *Desaireadores, Evaluación original de diseño e instalación.*

PDVSA Petrocedeño. (2008). "*Manual de operaciones, Servicios Técnicos".* Jose, Venezuela.

PDVSA SINCOR. (2001). *"Manual de operaciones, proyecto downstream*". Jose, Venezuela.

Rincones. (2017). *Evaluación del desaireador 32-V-603 del sistema de generación de vapor*. Anzoátegui, Venezuela.

Sangaku. (2002*). Probabilidad y estadística* . Barcelona: España.

Vázquez, J. (2014). *Análisis de equipos de desgasificación en instalaciones de vapor.* Tesis de grado. Universidad de Sevilla: España.

Williams, J. (2008). *Deaerating Boiler Feedwater. HPAC Engineering.*

ANEXOS

ANEXO A

Captura de esquemático 02V6002, sistema de vapor, P&D y PFD

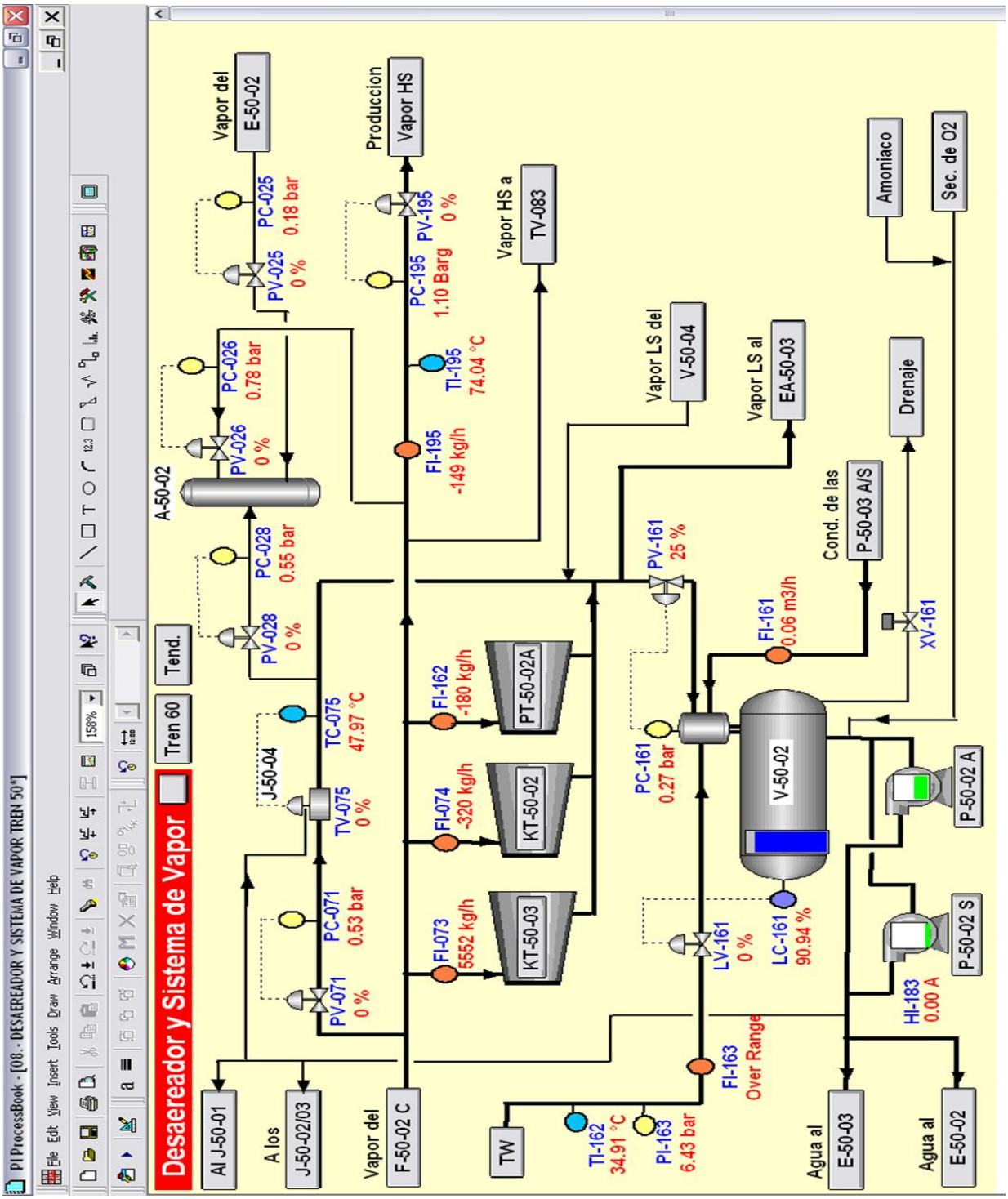

Figura A.1. Captura esquemática del desaireador y corrientes que intervienen en el proceso.

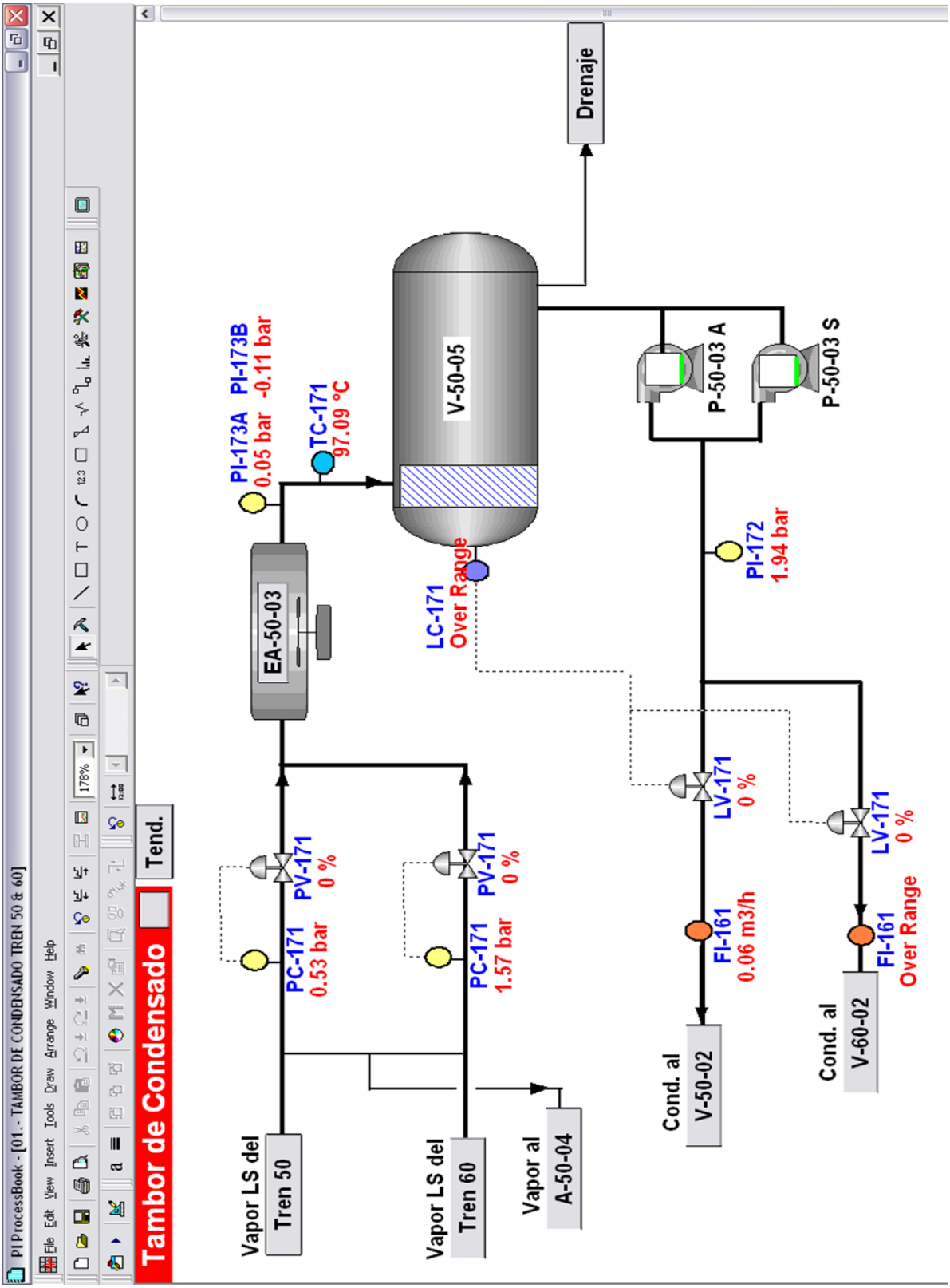

Figura A.2. Esquemático del tambor de condensado.

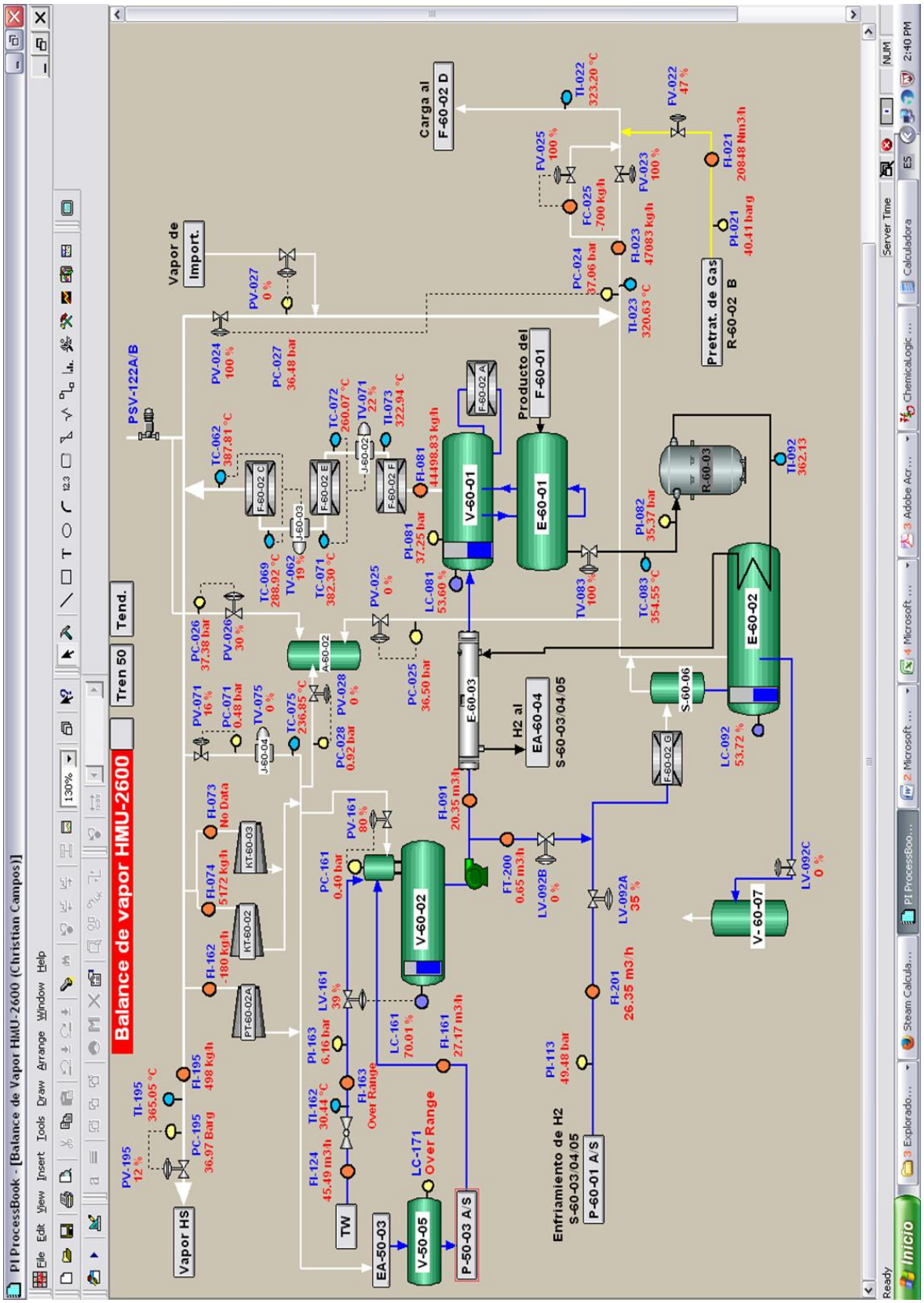

Figura A.3. Esquemático del sistema de generación de vapor.

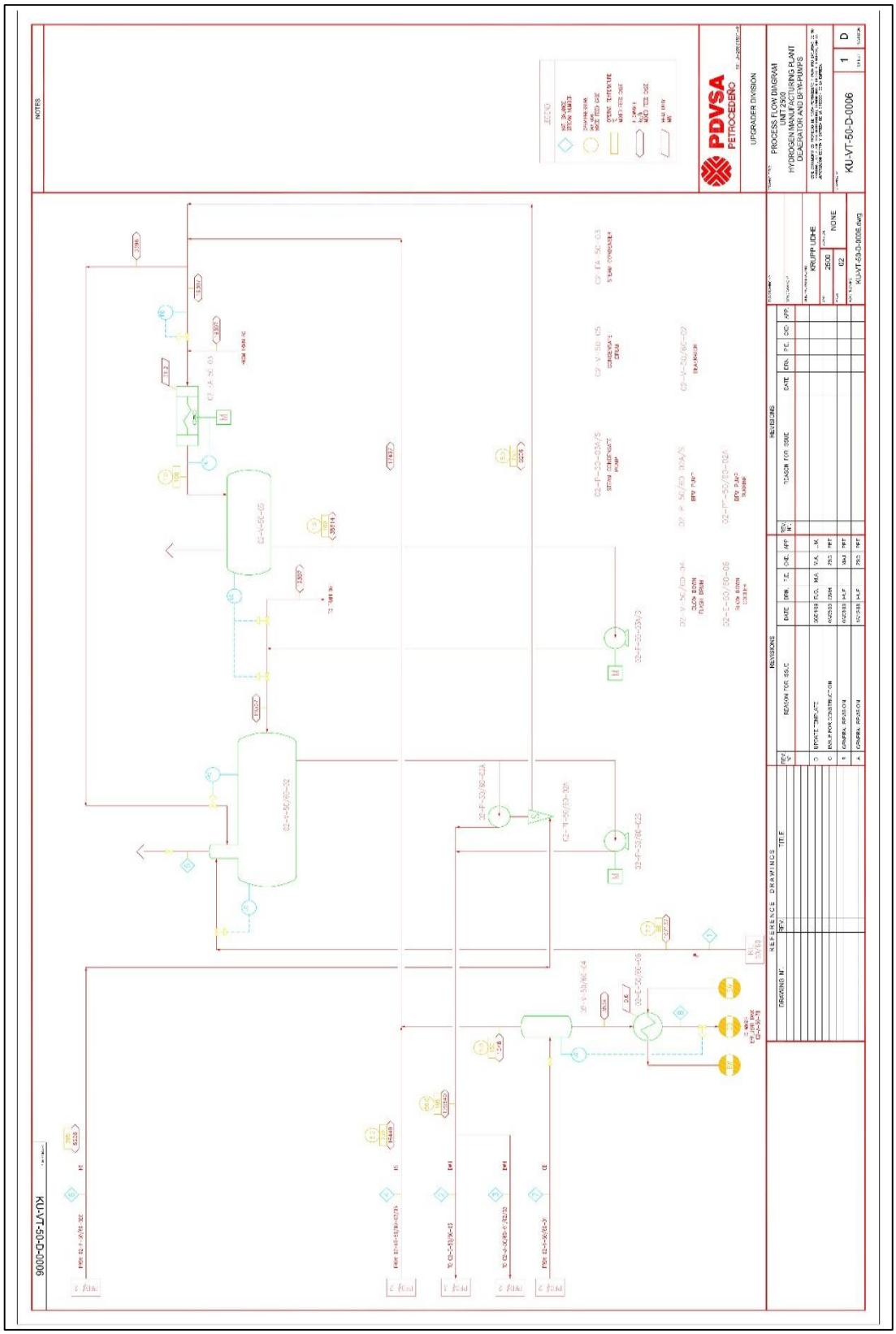

Figura A.4. Diagrama de flujo de proceso del desaireador.

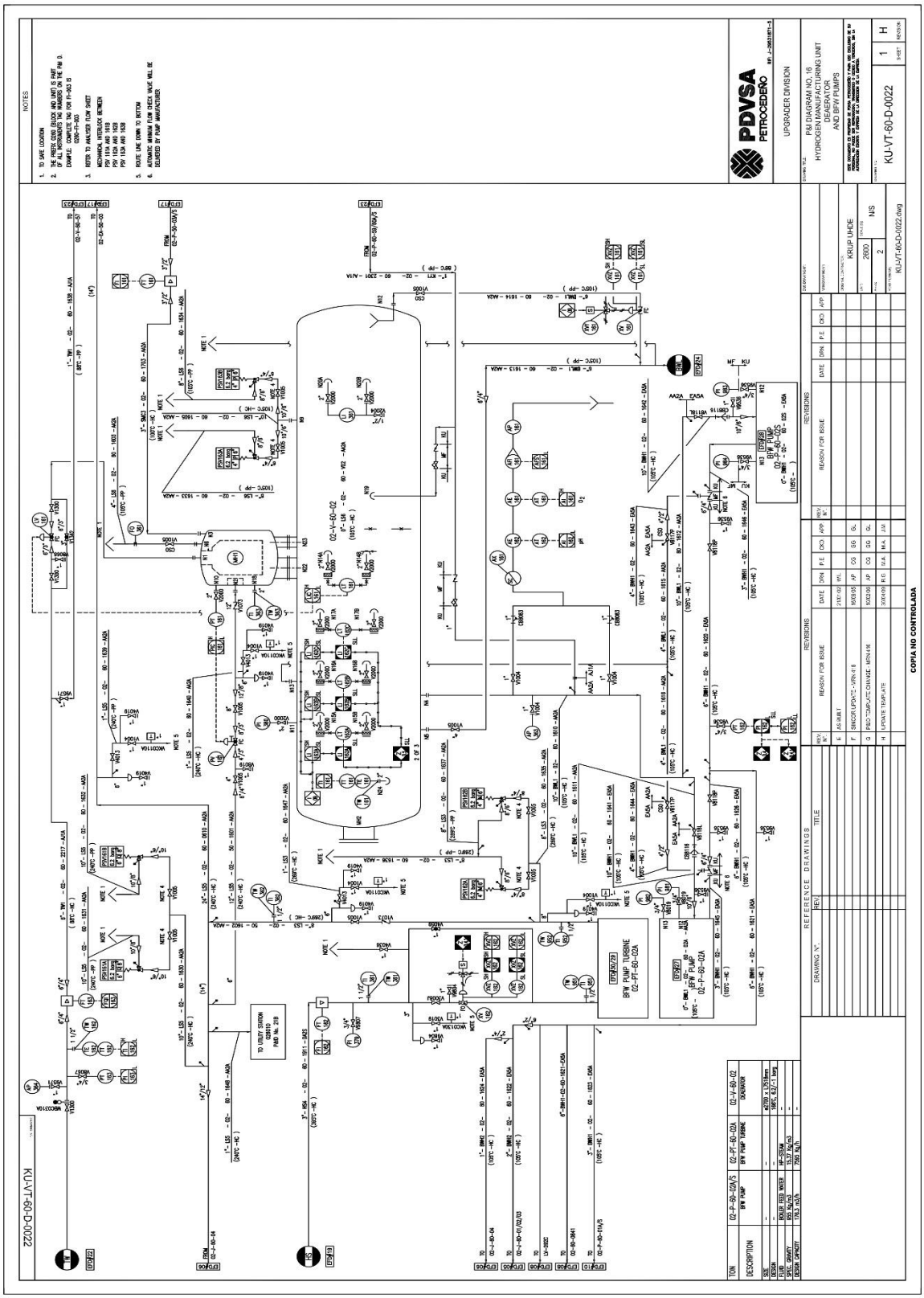

Figura A.5. Diagrama de tubería e instrumentación del desaireador.

ANEXO B

Valores para la distribución (Z) y T de student (T)

TABLA 3. VALORES PARA LA DISTRIBUCCION (Z) Y T DE STUDENT (T)

ν	α = 0.05	α = 0.025	α = 0.01	α = 0.005
1	6.31	12.71	31.82	63.65
2	2.92	4.30	6.97	9.93
3	2.35	3.18	4.54	5.84
4	2.13	2.78	3.75	4.60
5	2.02	2.57	3.37	4.03
6	1.94	2.44	3.14	3.71
7	1.90	2.36	2.99	3.5
8	1.86	2.31	2.90	3.36
9	1.83	2.26	2.82	3.25
10	1.81	2.23	2.76	3.17
11	1.80	2.20	2.72	3.11
12	1.78	2.18	2.68	3.06
13	1.77	2.16	2.65	3.01
14	1.76	2.15	2.62	2.98
15	1.75	2.13	2.6	2.95
16	1.75	2.12	2.58	2.92
17	1.74	2.11	2.57	2.90
18	1.73	2.10	2.55	2.88
19	1.73	2.09	2.54	2.86
20	1.72	2.09	2.53	2.85
21	1.72	2.08	2.52	2.83
22	1.72	2.07	2.51	2.82
23	1.71	2.07	2.5	2.81
24	1.71	2.06	2.49	2.80
25	1.71	2.06	2.49	2.79
26	1.7	2.05	2.48	2.78
27	1.70	2.05	2.47	2.77
28	1.69	2.04	2.47	2.76
29	1.69	2.04	2.46	2.75
∞	1.65	1.96	2.33	2.57

Figura B.1. Valores para la distribución (Z) y T de student (T).

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

TÍTULO	EVALUACIÓN DEL DESAIREADOR DE AGUA DE CALDERAS DE LA UNIDAD DE MANUFACTURA DE HIDRÓGENO (HMU) DE UN MEJORADOR DE CRUDO EXTRAPESADO
SUBTÍTULO	

AUTOR (ES):

APELLIDOS Y NOMBRES	CÓDIGO CVLAC / E MAIL
Perez V., Alejandro E.	**CVLAC**: 25.272.768 **EMAIL**: alejandroeperezv@gmail.com

PALÁBRAS O FRASES CLAVES:

desaireador
oxígeno disuelto
diferencial de temperatura terminal

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

ÁREA	SUBÀREA
Escuela de Ingeniería y Ciencias Aplicadas	Ingeniería química

RESUMEN (ABSTRACT):

Se evaluó los parámetros de eficiencia operacional del desaireador perteneciente a la unidad de manufactura de hidrogeno (HMU) de Petrocedeño, siguiendo el procedimiento establecido en la norma ASME PTC 12.3 para lo cual fue necesario la determinación del calor transferido al agua, el diferencial de temperatura terminal y el residual de oxígeno disuelto. Se comenzó identificando todas las variables que intervienen en el proceso para conocer cómo se monitorea y controla. Luego se creó una hoja de cálculo en MS Excel que permitió evaluar el desaireador durante un período de 66 días evidenciándose la insuficiencia de calor para calentar el agua que va hacia la caldera hasta la temperatura de operación establecida por el diseño. Por otra parte, se estimó el diferencial de temperatura según los procedimientos establecidos por las normas obteniendo gradientes de temperaturas. En cuanto al oxígeno disuelto se hicieron mediciones en un periodo comprendido de dos meses obteniéndose resultados que luego fueron comparados con los de diseño mostrando una lejanía a estos. El porcentaje de desviación que tiene cada parámetro con respecto a su condición de diseño fue: para el calor transferido un 68,11%, para el diferencial de temperatura terminal un -48,08% y para el diferencial de oxígeno disuelto de -67.771%. Finalmente, se realizaron dos propuestas en base al estudio y comportamiento observado, orientadas a la mejora del proceso de desaireación: la primera hizo énfasis en la inyección de mayor flujo de vapor y la segunda, la reactivación completa del sistema de inyección de químicos.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

CONTRIBUIDORES:

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E-MAIL				
Millán, Domingo	**ROL**	**CA**	**AS**	**TU (X)**	**JU**
	CVLAC:	V-19.807.943			
	E-MAIL	Domingo.millan91@gmail.com			
Obando, Yaneis	**ROL**	**CA**	**AS**	**TU**	**JU(X)**
	CVLAC:	V-5.476.677			
	E-MAIL	Repar261020@gmail.com			
Cabrera, Rosangel	**ROL**	**CA**	**AS**	**TU**	**JU(X)**
	CVLAC:	V-19.774.957			
	E-MAIL	Cabrera.academicoudo@gmail.com			

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

2025	02	25
AÑO	**MES**	**DÍA**

LENGUAJE. SPA

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

ARCHIVO (S):

NOMBRE DE ARCHIVO	**TIPO MIME**
NAZTTG_PVAE2025	Aplication. MS. Word

ALCANCE

ESPACIAL: Local

TEMPORAL: Temporal

TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Ingeniero Químico.

NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Pregrado.

ÁREA DE ESTUDIO:

Departamento de Ingeniería Química.

INSTITUCIÓN:

Universidad de Oriente/Núcleo de Anzoátegui.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
CONSEJO UNIVERSITARIO
RECTORADO

CU Nº 0975

Cumaná, 04 AGO 2009

Ciudadano
Prof. JESÚS MARTÍNEZ YÉPEZ
Vicerrector Académico
Universidad de Oriente
Su Despacho

Estimado Profesor Martínez:

Cumplo en notificarle que el Consejo Universitario, en Reunión Ordinaria celebrada en Centro de Convenciones de Cantaura, los días 28 y 29 de julio de 2009, conoció el punto de agenda **"SOLICITUD DE AUTORIZACIÓN PARA PUBLICAR TODA LA PRODUCCIÓN INTELECTUAL DE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE EN EL REPOSITORIO INSTITUCIONAL DE LA UDO, SEGÚN VRAC Nº 696/2009"**.

Leído el oficio SIBI – 139/2009 de fecha 09-07-2009, suscrita por el Dr. Abul K. Bashirullah, Director de Bibliotecas, este Cuerpo Colegiado decidió, por unanimidad, autorizar la publicación de toda la producción intelectual de la Universidad de Oriente en el Repositorio en cuestión.

Comunicación que hago a usted a los fines consiguientes.

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
SISTEMA DE BIBLIOTECA
RECIBIDO POR
FECHA 5/8/09 HORA 5:20

Cordialmente,

JUAN A. BOLAÑOS CURIEL
Secretario

REPÚBLICA BOLIVARIANA DE VENEZUELA * UNIVERSIDAD DE ORIENTE * SECRETARÍA CONSEJO UNIVERSITARIO

C.C: Rectora, Vicerrectora Administrativa, Decanos de los Núcleos, Coordinador General de Administración, Director de Personal, Dirección de Finanzas, Dirección de Presupuesto, Contraloría Interna, Consultoría Jurídica, Director de Bibliotecas, Dirección de Publicaciones, Dirección de Computación, Coordinación de Teleinformática, Coordinación General de Postgrado.

JABC/YGC/maruja

Apartado Correos 094 / Telfs: 4008042 - 4008044 / 8008045 Telefax: 4008043 / Cumaná - Venezuela

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

DERECHOS

De acuerdo al artículo 41 del reglamento de trabajos de grado (Vigente a partir del II Semestre 2009, según comunicación CU-034-2009).

"Los Trabajos de grado son exclusiva propiedad de la Universidad de Oriente y solo podrán ser utilizadas a otros fines con el consentimiento del consejo de núcleo respectivo, quien deberá participarlo previamente al Consejo Universitario para su autorización"

Perez V, Alejandro E.
AUTOR

Millán, Domingo.	Obando, Yaneis.	Cabrera, Rosangel.
ASESOR	**JURADO**	**JURADO**

Salas, Yraima.
COMISION DE GRADO