



Universidad Veracruzana

Facultad de Ingeniería de la Construcción y el Hábitat

Región Veracruz

Maestría en Ingeniería Aplicada

**Simulación de una estrategia para aprovechamiento de la
energía de gases de chimenea en la etapa de recuperación
de azufre en un Complejo Procesador de Gas**

Tesis para obtener el grado de Maestra en Ingeniería Aplicada

Presenta:

Ing. Anahi Monserrat Velázquez González

Director de tesis:

Dr. Oscar Velázquez Camilo
Universidad Veracruzana

Codirector de tesis:

Mtro. Julio Cesar Velasco Xolo
Universidad Veracruzana

Enero de 2025

“Lis de Veracruz: Arte, Ciencia, Luz”



Universidad Veracruzana

Facultad de Ingeniería de la Construcción y el Hábitat
Región Veracruz

Maestría en Ingeniería Aplicada

*Simulación de una estrategia para aprovechamiento de la energía
de gases de chimenea en la etapa de recuperación de azufre en
un Complejo Procesador de Gas*

Tesis para obtener el grado de Maestra en
Ingeniería Aplicada

Presenta:

Ing. Anahi Monserrat Velázquez González

Director de tesis:

Dr. Oscar Velázquez Camilo

Universidad Veracruzana

Codirector de tesis:

Mtro. Julio Cesar Velasco Xolo

Universidad Veracruzana

Resumen

En este proyecto de investigación se realizó la simulación en estado estacionario de una planta recuperadora de azufre de un complejo procesador de gas, la cual es una instalación industrial diseñada para convertir el H_2S presente en los gases ácidos provenientes del proceso de endulzamiento en azufre elemental, para ello se utilizaron los softwares de procesos AVEVATM Process Simulation y Aspen HYSYS, estas herramientas son utilizadas principalmente en la ingeniería química y petroquímica.

También se realizaron simulaciones y optimizaciones del ciclo Rankine convencional para utilizar la energía de gases de chimenea provenientes de la planta recuperadora de azufre 1 y 2, esto con la finalidad de analizar su aprovechamiento energético, puesto que estos gases pueden manejarse para generar energía mediante la implementación del ciclo de potencia.

De las simulaciones realizadas se obtuvo que, el trabajo generado a partir del ciclo Rankine optimizado tomando como flujo de la corriente de gases de chimenea de una planta recuperadora de azufre fue de 224.31 kW y una eficiencia de 33.45%, y al considerar las emisiones de las dos plantas recuperadoras de azufre se obtuvo una eficiencia del 32.87% y una potencia de 665.37 kW.

Palabras clave: Gases de chimenea, energía, simulación.

Abstract

In this research project, the steady state simulation of a sulfur recovery plant of a gas processing complex, which is an industrial facility designed to convert H_2S present in the acid gases coming from the sweetening process into elemental sulfur, was carried out using the process software AVEVATM Process Simulation and Aspen HYSYS, these tools are mainly used in chemical and petrochemical engineering.

Simulations and optimizations of the conventional Rankine cycle were also carried out to use the energy of flue gases from the sulfur recovery plant 1 and 2, in order to analyzing their energy use, since these gases can be used to generate energy through the implementation of the power cycle.

From the simulations carried out, it was obtained that the work generated from the optimized Rankine cycle taking as flue gas flow of a sulfur recovery plant was 224.31 kW and an efficiency of 33.45%, and when considering the emissions of the two sulfur recovery plants, an efficiency of 32.87% and a power of 665.37 kW was obtained.

Keywords: Stack gases, energy, simulation.

Agradecimiento

A mi director de tesis, Dr. Oscar Velázquez Camilo, por darme la oportunidad de estar bajo su tutela y siempre mostrar la disposición de enseñarme y compartir su experiencia, lo que me permitió desarrollar mi trabajo de investigación con éxito.

A mi codirector de tesis, Mtro. Julio Cesar Velasco Xolo por su dedicación, orientación y apoyo durante el desarrollo de la investigación.

A la Dra. María Esther Fragoso Teran, por su guía a través de experiencias formativas y su motivación para trabajar en equipo, siendo una líder admirable.

A la Dra. Yolanda Lagunes Paredes, por su nobleza y enseñanzas, las cuales hicieron de mi trayecto escolar un espacio más grato, permitiendo la apertura al diálogo para debatir temas de interés.

A mi coordinador, Dr. Agustín Leobardo Herrera May, por su empatía y humildad, y por asesorarme en los temas burocráticos necesarios para que mi formación concluyera adecuadamente.

Al Dr. Adrián Vidal Santo, por mostrarme el valor de la disciplina y por impulsarme a tener interés hacia nuevas áreas del conocimiento, así como el uso de la tecnología para mejorar mi formación como ingeniera.

A mis maestros, quienes durante mi estancia académica compartieron sus experiencias y conocimientos, mismos que serán de gran apoyo a lo largo de mi carrera profesional.

Al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACYT) por la beca otorgada No. CVU: 1091143.

Dedicatoria

A Dios, quien no me ha dejado sola en el camino y me muestra su bondad día a día.

A mis ángeles, desde que partieron de este mundo me han acompañado y bendecido.

A mi padre, Jaime, por sus múltiples e inagotables esfuerzos para darme las herramientas para poder cumplir mis sueños.

A mi madre, Ana, por ser mi guía, por enseñarme su fortaleza, bondad y resiliencia.

A mi hermana, Brenda, por darme tanto amor y cuidar de mí, por compartir su valentía, inteligencia y generosidad.

A mi gran amiga, Leslie, por ser incondicional y por todos los momentos compartidos.

A Alfredo, mi amigo, por las experiencias compartidas y apoyo incondicional en este proceso.

A mi tío, Isaías, por creer en mí y por su motivación para continuar estudiando, gracias hasta el cielo.

A mi familia, a mis raíces, a las generaciones que han venido antes de mí y a quienes caminan conmigo, por nutrirme de fuerza, amor y valores, gracias.

A Mary, mi consejera, por darme la mano para levantarme y dar pasos firmes.

A mi ahijado, Santiago, por llenar mi corazón de alegría al verlo sonreír.

Al amor de mi vida, mi sobrino León, por darle alegría y esperanza a mi vida con su inocencia, inteligencia y carisma, que su brillo siga iluminando mi vida.

“No existe una demanda de ingenieras, como sí existe una demanda para doctoras; pero siempre existirá una demanda para cualquiera que pueda hacer un buen trabajo”

Edith Clarke

Índice

Resumen.....	i
Agradecimiento.....	iii
Dedicatoria.....	iv
Índice.....	v
Índice de tablas.....	vii
Índice de gráficas.....	viii
Índice de ecuaciones.....	x
Nomenclatura.....	xi
Capítulo I Marco teórico.....	12
1.1 Introducción.....	12
1.2 Planteamiento del problema.....	13
1.3 Justificación.....	14
1.4 Objetivos.....	15
1.4.1 Objetivo General.....	15
1.4.2 Objetivos específicos.....	15
1.5 Hipótesis.....	15
1.6 Antecedentes.....	15
Capítulo II Fundamentación teórica.....	17
2.1 Complejo procesador de gas.....	17
2.1.1 Gas natural.....	18
2.1.2 Clasificación del gas natural.....	18
2.2 Planta Recuperadora de Azufre.....	20
2.2.1 Importancia de una planta recuperadora de azufre.....	21
2.2.2 Proceso de recuperación de azufre.....	22
2.3 Proceso Claus.....	23
2.3.1 Reacción de Claus.....	24
2.3.2 Proceso Claus modificado.....	26
2.4 Gases de chimenea.....	26
2.4.1 Energía de gases de chimenea.....	28
2.5 Ciclo Rankine convencional.....	29
2.6 Cogeneración.....	31
2.7 Normas Oficiales Mexicanas para la regulación de las emisiones de gas de chimenea.....	32
2.7.1 Ley General del Equilibrio Ecológico y la Protección al Ambiente (LGEEPA).....	32

2.7.2 Norma Oficial Mexicana NOM-022-SSA1-2019 salud ambiental. criterio para evaluar la calidad del aire ambiente, con respecto al dióxido de azufre (SO ₂)	33
2.7.3 Norma Oficial Mexicana NOM-137-SEMARNAT-2013 Contaminación Atmosférica. Complejos Procesadores de Gas. Control de Emisiones de Compuestos de Azufre.....	33
2.7.4 Norma Oficial Mexicana NOM-085-SEMARNAT-2011 contaminación atmosférica- niveles máximos permisibles de emisión de los equipos de combustión de calentamiento indirecto y su medición	34
2.7.5 Norma Oficial Mexicana NOM-148-SEMARNAT-2006 Recuperación de azufre proveniente de los procesos de refinación del petróleo.....	35
2.8 Simulación de procesos.....	35
2.8.1 AVEVA™ Process Simulation	36
2.8.2 Aspen HYSYS.....	37
2.9 Optimización.....	38
Capítulo III Metodología.....	39
3.1 Materiales.....	39
3.2 Metodología	39
3.3 Descripción del sistema.....	40
3.3.1 Descripción de la planta recuperadora de azufre.....	40
3.4 Construcción del caso base	47
3.4.1 Simulación de la planta recuperadora de azufre en Aveva Process Simulation	48
3.4.2. Simulación de la planta recuperadora de azufre en Aspen HYSYS.....	54
3.5 Aprovechamiento energético de los gases de chimenea.....	58
3.5.1 Propuesta de diseño para planta recuperadora de azufre 1	59
3.5.2 Propuesta de diseño para planta recuperadora 1 y 2.....	66
Capítulo IV Resultados y discusión	74
4.1 Caso base.....	74
4.2 Análisis de sensibilidad y optimización	75
4.2.1 Ciclo Rankine convencional planta recuperadora de azufre 1	76
4.2.2 Ciclo Rankine convencional planta recuperadora de azufre 1 y 2	81
Capítulo V. Conclusiones, recomendaciones y trabajos futuros	88
5.1 Conclusiones	88
5.2 Recomendaciones y trabajos futuros.....	89
Bibliografía	90
ANEXO A Tablas de diseño de las corrientes de la planta recuperadora de azufre 1	99
ANEXO B Tablas de análisis de sensibilidad	106

Índice de tablas

Tabla 3.1. Nomenclatura de los equipos de la planta recuperadora de azufre.....	40
Tabla 3.2. Nomenclatura de los equipos de la planta recuperadora de azufre simulación en AVEVA™ Process Simulation.....	50
Tabla 3.3. Gas de chimenea de planta recuperadora de azufre 1	60
Tabla 3.4. Corrientes del ciclo Rankine convencional en Aveva™ Process Simulation..	62
Tabla 3.5. Corrientes del ciclo Rankine convencional en Aspen HYSYS.....	63
Tabla 3.6. Optimización del ciclo Rankine convencional en Aveva™ Process Simulation	65
Tabla 3.7. Optimización del ciclo Rankine convencional en Aspen HYSYS.....	66
Tabla 3.8. Gas de chimenea de planta recuperadora de azufre 2	67
Tabla 3.9. Ciclo Rankine para 2 corrientes de gas de chimenea en Aveva™ Process Simulation.....	68
Tabla 3.10. Ciclo Rankine para 2 corrientes de gas de chimenea en Aspen HYSYS.....	69
Tabla 3.11 Ciclo Rankine para 2 corrientes de gas de chimenea en Aveva™ Process Simulation optimizado.....	72
Tabla 3.12 Ciclo Rankine para 2 corrientes de gas de chimenea en Aspen HYSYS optimizado	73
Tabla 4.1. Datos de diseño de emisión atmosférica vs Aveva™ Process Simulation	74
Tabla 4.2 Datos de diseño de Emisión atmosférica vs Aspen HYSYS.....	75
Tabla 4.3 Eficiencia y potencia del ciclo Rankine en Aveva™ Process Simulation	86
Tabla 4.4 Eficiencia y potencia del ciclo Rankine en Aspen HYSYS	87
Tabla A.1 Corrientes de la planta recuperadora de azufre de 1-3	99
Tabla A.2 Corrientes de la planta recuperadora de azufre de 4-6.....	100
Tabla A.3 Corrientes de la planta recuperadora de azufre de 7-9	101
Tabla A.4. Corrientes de la planta recuperadora de azufre de 10-12	102
Tabla A.5. Corrientes de la planta recuperadora de azufre de 13-15	103
Tabla A.6. Corrientes de la planta recuperadora de azufre de 16-18.....	104
Tabla A.7 Corrientes de la planta recuperadora de azufre de 19-20.....	105
Tabla B.1 Flujo del sistema planta recuperadora de azufre 1	106
Tabla B.2 Presión a la entrada de la caldera planta recuperadora de azufre 1	107
Tabla B.3 Temperatura en la entrada de la turbina planta recuperadora de azufre 1	108
Tabla B.4 Flujo del sistema planta recuperadora de azufre 1 y 2	109
Tabla B.5 Presión a la entrada de la caldera planta recuperadora de azufre 1 y 2	110
Tabla B.6 Temperatura en la entrada de la turbina planta recuperadora de azufre 1 y 2	111

Índice de gráficas

Figura 2.1. Ciclo Rankine ideal (Cengel, 2021).....	30
Figura 2.2. Diagrama de Ciclo Rankine (Sprouse, 2013).....	31
Figura 3.1. Diagrama metodológico.....	39
Figura 3.2. Diagrama de flujo de proceso de la Planta Recuperadora de Azufre.....	41
Figura 3.3. Separador de Gas Ácido.....	42
Figura 3.4. Etapa térmica.....	44
Figura 3.5. Etapa catalítica.....	45
Figura 3.6. Tratamiento de gas de chimenea.....	46
Figura 3.7. Almacenamiento de azufre.....	47
Figura 3.8. Logo de inicio de sesión en a) AVEVA™ Process Simulation y b) Aspen HYSYS.....	47
Figura 3.9. Planta Recuperadora de Azufre en AVEVA™ Process Simulation.....	49
Figura 3.10. Separador de gas ácido en AVEVA™ Process Simulation.....	51
Figura 3.11. Etapa térmica en AVEVA™ Process Simulation.....	52
Figura 3.12. Etapa catalítica en AVEVA™ Process Simulation.....	53
.....	53
Figura 3.13. Tratamiento de gas de chimenea en AVEVA™ Process Simulation.....	53
Figura 3.14. Almacenamiento de azufre en AVEVA™ Process Simulation.....	54
Figura 3.15. Simulación de la planta recuperadora de azufre en Aspen HYSYS.....	55
Figura 3.16. Separador de gas ácido en Aspen HYSYS.....	56
Figura 3.17. Etapa térmica en Aspen HYSYS.....	56
Figura 3.18. Etapa catalítica en Aspen HYSYS.....	57
Figura 3.19. Tratamiento de gases de chimenea en Aspen HYSYS.....	58
Figura 3.20. Almacenamiento de azufre en Aspen HYSYS.....	58
Figura 3.21. Diagrama del ciclo Rankine convencional.....	59
Figura 3.22. Ciclo Rankine convencional en Aveva™ Process Simulation.....	61
Figura 3.23. Ciclo Rankine convencional en Aspen HYSYS.....	63
Figura 3.24. Ciclo Rankine convencional optimizado en AVEVA™ Process Simulation.....	64
.....	64
Figura 3.25. Ciclo Rankine convencional optimizado en Aspen HYSYS.....	66
Figura 3.26. Ciclo Rankine convencional para planta recuperadora 1 y 2 en Aveva.....	67
Figura 3.27. Ciclo Rankine convencional en Aspen Hysys para planta 1 y 2.....	69
Figura 3.28. Ciclo Rankine optimizado para planta recuperadora 1 y 2 en Aveva.....	71
Figura 3.29. Ciclo Rankine optimizado para planta recuperadora 1 y 2 en Aspen.....	72
Figura 4.1. Comportamiento del sistema en función de la variación del flujo de agua como fluido de trabajo. a) Flujo a la entrada de turbina vs. temperatura a la salida de caldera, b) Flujo a la entrada de turbina vs. fracción de vapor a la entrada a la turbina, c) Flujo a la entrada de turbina vs. potencia generada por la turbina, d) Flujo a la entrada de turbina vs. fracción de vapor a la salida de la turbina, e) Flujo a la entrada de turbina vs. eficiencia térmica del sistema.....	77

Figura 4.2. Comportamiento del sistema en función de la variación de la presión en la entrada de la caldera. a) Presión en la entrada de la caldera vs. temperatura de entrada a la turbina, b) Presión en la entrada de la caldera vs. fracción de vapor de la entrada a la turbina, c) Presión en la entrada de la caldera vs. potencia generada por la turbina, d) Presión en la entrada de la caldera vs. fracción de vapor a la salida de la turbina, e) Presión en la entrada de la caldera vs. eficiencia térmica del ciclo..... 79

Figura 4.3. Comportamiento del sistema en función de la variación de la temperatura de salida de los gases de chimenea. a) Temperatura de salida de los gases de chimenea vs. temperatura de entrada a la turbina, b) Temperatura de salida de los gases de chimenea vs. fracción de vapor de la entrada a la turbina, c) Temperatura de salida de los gases de chimenea vs. potencia generada por la turbina, d) Temperatura de salida de los gases de chimenea vs. fracción de vapor a la salida de la turbina, e) Temperatura de salida de los gases de chimenea vs. eficiencia térmica del ciclo..... 81

Figura 4.4. Comportamiento del sistema en función de la variación del flujo de agua como fluido de trabajo. a) Flujo a la entrada de turbina vs. temperatura a la salida de caldera, b) Flujo a la entrada de turbina vs. fracción de vapor a la entrada a la turbina, c) Flujo a la entrada de turbina vs. potencia generada por la turbina, d) Flujo a la entrada de turbina vs. fracción de vapor a la salida de la turbina, e) Flujo a la entrada de turbina vs. eficiencia térmica del sistema. 83

Figura 4.5. Comportamiento del sistema en función de la variación de la presión en la entrada de la caldera. a) Presión en la entrada de la caldera vs. temperatura de entrada a la turbina, b) Presión en la entrada de la caldera vs. fracción de vapor de la entrada a la turbina, c) Presión en la entrada de la caldera vs. potencia generada por la turbina, d) Presión en la entrada de la caldera vs. fracción de vapor a la salida de la turbina, e) Presión en la entrada de la caldera vs. eficiencia térmica del ciclo..... 84

Figura 4.6. Comportamiento del sistema en función de la variación de la temperatura de salida de los gases de chimenea. a) Temperatura de salida de los gases de chimenea vs. temperatura de entrada a la turbina, b) Temperatura de salida de los gases de chimenea vs. fracción de vapor de la entrada a la turbina, c) Temperatura de salida de los gases de chimenea vs. potencia generada por la turbina, d) Temperatura de salida de los gases de chimenea vs. fracción de vapor a la salida de la turbina, e) Temperatura de salida de los gases de chimenea vs. eficiencia térmica del ciclo..... 86

Índice de ecuaciones

Ecuación 2.1.....	25
Ecuación 2.2.....	25
Ecuación 2.3.....	25
Ecuación 3.1.....	61
Ecuación 3.2.....	63
Ecuación 3.3.....	64
Ecuación 3.4.....	70
Ecuación 3.5.....	70
Ecuación 4.1.....	74

Nomenclatura

INEM: Inventario Nacional de Emisiones de México

LGEEPA: Ley General del Equilibrio Ecológico y la Protección al Ambiente

LGN: Líquido del Gas Natural

NRTL: Non-Random-Two-Liquid (Modelo termodinámico no aleatorio de dos líquidos)

ORC: Ciclo Orgánico Rankine

PPSD: Power Plant Simulator and Designer (Simulador y diseñador de centrales eléctricas)

SEMARNAT: Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales

SRU: Unidad de Recuperación de Azufre

TGTU: Unidad de Tratamiento de Gases Residuales

URA: Unidad Regeneradora de Amina

$\eta_{tér}$: Eficiencia térmica

q_{entr} : Calor de entrada

W_{neto} : Trabajo neto

Capítulo I Marco teórico

1.1 Introducción

En la actualidad el proceso del de gas natural es primordial, debido a la creciente demanda de este gas como fuente de energía. Uno de los desafíos con mayor significado en este ámbito es eliminar el azufre que se encuentra presente en el gas, al tratarse de un compuesto altamente corrosivo y nocivo para la infraestructura, así como para el medio ambiente (Santillana, 2019).

Para una recuperación efectiva del azufre, se han desarrollado métodos como el proceso Claus y las variantes de este. No obstante, estos métodos tienen una alta demanda de consumo energético y también producen gases residuales que contienen dióxido de azufre SO_2 y otros contaminantes (Pérez, 2010).

Por esta causa se han investigado soluciones innovadoras que permiten aprovechar la energía de los gases de chimenea y, a su vez aminorar su impacto ambiental. Estos gases contienen compuestos como óxidos de nitrógeno y azufre, que causan problemas ambientales como la lluvia ácida y la contaminación del aire, es por ello que representan un reto ambiental a tratar (Ambiental A. P., 2024).

Los gases residuales, también representan una fuente de energía térmica valiosa que puede aprovecharse para producir energía eléctrica, proporcionar calefacción industrial y otros usos mediante tecnologías como la cogeneración y la recuperación de calor residual. Una estrategia prometedora es la implementación del ciclo Rankine, la cual utiliza el calor de los gases de chimenea para producir electricidad y calor, acrecentando la eficiencia energética de las plantas industriales (Manente *et al.*, 2019).

En esta investigación, se utilizaron los programas de simulación AVEVATM Process Simulation y Aspen HYSYS para modelar el proceso de recuperación de azufre. El objetivo final de este trabajo es modelar una estrategia para utilizar la energía de los gases residuales por medio de simulación, la cual sea capaz de validar las estrategias propuestas. Aplicando métodos para hacer óptimo el proceso de recuperación de azufre, y mostrando mejoras en la eficiencia energética, ofreciendo un enfoque sostenible para las plantas industriales (Mustafa *et al.*, 2016).

1.2 Planteamiento del problema

En las plantas procesadoras de gas, la recuperación eficiente de azufre es determinante para aminorar el impacto ambiental, así como también para hacer óptimo el rendimiento operativo. Durante el proceso, se generan grandes volúmenes de gases de chimenea que contienen energía térmica aprovechable. Si esta energía no se utiliza adecuadamente, se desperdician recursos valiosos y contribuyen en el impacto ambiental (Cortés *et al.*, 2019).

Los gases residuales están compuestos por contaminantes como óxidos de azufre (SOx), óxidos de nitrógeno (NOx), partículas sólidas, hidrocarburos y otros químicos. Su emisión puede afectar gravemente la calidad del aire, causando daños en la salud humana. Los óxidos SOx y NOx, son causantes de fenómenos como la lluvia ácida, la contaminación atmosférica y la degradación de ecosistemas, mientras que las partículas sólidas y otros compuestos pueden provocar problemas respiratorios y otras afecciones en las comunidades cercanas así como a los trabajadores de las plantas (Larki *et al.*, 2023).

Estos gases representan una problemática ambiental, y a su vez una oportunidad desaprovechada. La energía térmica contenida en los gases de chimenea, si se gestiona adecuadamente, puede ser transformada para su aprovechamiento. El ciclo Rankine convencional y la cogeneración permiten capturar esta energía y reutilizarla para generar calor o electricidad. También se puede mejorar la eficiencia energética de las plantas, disminuyendo los costos operativos, resultando una transformación de un residuo contaminante en una aportación sostenible (Sun, 2024).

A través de herramientas de simulación como AVEVATM Process Simulation y Aspen HYSYS, se busca aprovechar la energía térmica contenida en los gases de residuales, como la generación de electricidad, la producción de vapor para procesos industriales o la mejora general del complejo. Estos simuladores ofrecen la posibilidad de realizar análisis detallados del sistema, permitiendo explorar distintos escenarios de operación y diseño. Además, facilitan la optimización del sistema para maximizar su eficiencia y rendimiento. (Lee *et al.*, 2021).

La simulación es una herramienta que pronostica y examina cómo funcionará el sistema en diferentes situaciones, permitiendo evaluar la viabilidad de las estrategias propuestas como el ciclo Rankine convencional (Lecompte *et al.*, 2017).

1.3 Justificación

El aprovechamiento de la energía presente en los gases de chimenea es un tema cada vez más importante, porque responde a la demanda constante de energía en la industria mientras se busca disminuir la contaminación causada por la emisión de estos gases contaminantes (Perera, 2018).

Desde una perspectiva ambiental, recuperar y utilizar esta energía ayuda a no contribuir con el incremento de emisiones de gases que inciden en el efecto invernadero, contribuyendo a combatir el cambio climático y a su vez proteger la salud humana (Afifa *et al.*, 2024).

Por otra parte, en el ámbito económico, implementar estrategias para aprovechar la energía de los gases residuales permite reducir los gastos de operación al reutilizar como una fuente de energía que, de otro modo, se continuaría su ciclo emitiéndose a la atmosfera. La recuperación de subproductos como el azufre puede convertirse en una fuente de ingresos adicionales ya que puede ser comercializado como materia prima para otros procesos industriales (Malode *et al.*, 2021).

El ciclo Rankine convencional se puede ajustar y optimizar de acuerdo a las características específicas de la planta y las propiedades de los gases de chimenea. Mostrando una solución óptima para aprovechar la energía y hacer aportaciones en la industrial de acuerdo a sus necesidades, considerando la sustentabilidad y eficiencia operativa (Vélez *et al.*, 2014).

AVEVATM Process Simulation y Aspen HYSYSTM como herramientas de simulación son fundamentales para el diseño, análisis y optimización de los procesos en el ciclo Rankine convencional, puesto que estos simuladores son ampliamente utilizados en la ingeniería química, ya que destacan por su capacidad de modelado y su aplicación en las diferentes industrias relacionadas con la ingeniería química (Soto, 2018).

1.4 Objetivos

1.4.1 Objetivo General

Elaborar un modelo de simulación del proceso de recuperación de azufre en los softwares AVEVATM Process Simulation y Aspen HYSYS con la finalidad de plantear una estrategia de aprovechamiento de la energía de los gases de chimenea.

1.4.2 Objetivos específicos

- Describir los procesos involucrados en la planta recuperadora de azufre.
- Construir el modelo de simulación del caso base en estado estable del proceso de recuperación de azufre.
- Plantear un ciclo Rankine convencional como estrategia para aprovechar la energía de los gases del incinerador.
- Desarrollar un análisis de sensibilidad para optimizar la eficiencia térmica del ciclo Rankine convencional.

1.5 Hipótesis

Mediante la simulación numérica computacional es posible reproducir las condiciones operativas de una planta recuperadora de azufre y a su vez plantear las condiciones de diseño teóricas de un ciclo Rankine convencional como estrategia que permita recuperar la energía calorífica residual en energía útil.

1.6 Antecedentes

La unidad de recuperación de azufre por sus siglas en inglés SRU se encarga de convertir el ácido sulfhídrico (H_2S) en azufre elemental, el cual es un proceso elemental para las aplicaciones. Así como el manejo y tratamiento de los gases ácidos que son generados durante este proceso, puesto que tienen que cumplir con las normativas ambientales locales e internacionales, las cuales regulan y registran las emisiones de las industrias (Ibrahim AY *et al.*, 2023).

Como ejemplo de aprovechamiento de energía residual, se tiene como registro en la central térmica de Gadoon Textile Mills Limited, en Pakistán, el análisis de la viabilidad de recuperación del calor de los gases de chimenea de la caldera al integrar un sistema existente

con un ciclo Rankine orgánico por sus siglas en inglés (ORC). En donde crearon un modelo de simulación en estado estacionario utilizando el software Power Plant Simulator and Designer (PPSD), lo que permitió realizar un análisis multiparamétrico, dando como resultado una extracción de 3710 kW de energía térmica adicional de los gases restantes de las calderas, optimizando así el uso de los recursos energéticos disponibles (Talib R *et al.*, 2023).

En la recuperación de gases residuales existe el ciclo Rankine convencional, que ha sido ampliamente utilizado desde hace décadas en plantas geotérmicas. En donde se realizaron estudios del ciclo en donde los resultados de las simulaciones mostraron que el ciclo Rankine convencional es opción para el momento de aprovechar fuentes de calor residual de baja temperatura (Vanslambrouck *et al.*, 2011).

En un estudio realizado en regiones de Brasil se exploraron alternativas sustentables, como el ciclo Rankine convencional, el ORC y un sistema de gasificación acoplado a un motor de combustión interna, estos sistemas utilizaron residuos agrícolas como paja y cáscara de arroz como combustible. Los resultados del modelado revelaron que los sistemas lograron generar electricidad con eficiencias de conversión del 10.78% para el ORC, 17.78% para el ciclo Rankine convencional y 14% para el sistema de gasificación (Torres *et al.*, 2019).

Por otra parte en la industria del cemento, el proceso de producción genera calor residual en forma de gases de combustión. Para el caso particular, los gases residuales provenientes del precalentador de suspensión y del enfriador por aire (AQC), representan una oportunidad para aprovechar este calor. El ciclo orgánico de Rankine (ORC) se presentó como una solución eficiente para convertir este calor residual en energía eléctrica. La potencia producida fue de 649.76 kW y la eficiencia fue de 10.8%, es decir el sistema convierte entre el 10 y 11% del calor residual disponible en energía eléctrica útil (Anwar R *et al.*, 2016).

Capítulo II Fundamentación teórica

Este capítulo presenta las bases teóricas para la simulación de un ciclo Rankine convencional utilizado para el aprovechamiento de la energía de los gases de chimenea en una planta recuperadora de azufre. En el que se consideran conceptos como el ciclo Rankine convencional, el proceso Claus, y la normativa de emisiones de gases de chimenea y su importancia. Además de la importancia de los softwares de simulación en ingeniería como es el caso de AVEVATM Process Simulation y Aspen HYSYS para visualizar el comportamiento de los procesos y la elección de decisiones fundamentadas.

2.1 Complejo procesador de gas

Un complejo procesador de gas es una instalación industrial diseñada para tratar el gas natural y otros gases con el objetivo de obtener productos químicos y compuestos de alto valor. En el proceso se realiza la separación de impurezas, hidrocarburos no metánicos y líquidos que están presentes en el gas natural bruto, transformándolo en gas natural seco el cual se vuelve apto para ser transportado por gasoductos. Considerando que mediante los procesos de conversión química, es posible producir diversos productos químicos a partir del gas natural y otros gases, maximizando así su aprovechamiento (Alberta CCO, 2018).

Esta instalación se encarga de extraer los líquidos que están presentes en el gas natural, previamente por una separación física de líquido y gases. El complejo garantiza la calidad del gas natural procesado, debido a que ajusta el proceso para el cumplimiento de los estándares requeridos. Estas instalaciones son comúnmente conocidas como plantas de procesamiento de gas natural (EIA, 2023).

Las plantas de procesamiento de gas natural emplean métodos físicos y químicos para separar y recuperar hidrocarburos valiosos que se encuentran presentes en una corriente de gas. En estas instalaciones, todos los componentes, como tuberías, líneas de vapor, tanques, bombas compresoras, torres e instrumentos, transportan gases o líquidos que pasan por distintos procesos de tratamiento. En los complejos modernos de procesamiento de gas incorporan tecnologías avanzadas y herramientas de simulación para la reducción de costos y la mejoría en la eficiencia, validando la calidad del gas procesado y de los productos químicos derivados (Elliot *et al.*, 2008).

2.1.1 Gas natural

El gas natural es una mezcla de gases, su componente principal es el gas metano, el cual es un gas formado por un átomo de carbono y cuatro átomos de hidrógeno (CH₄), además del gas metano el gas natural se compone por pequeñas cantidades de líquidos derivados del gas, conocidos como Líquido del Gas Natural (LGN), dióxido de carbono (CO₂) y vapor de agua como gases no hidrocarbonados. El gas natural se encuentra en formaciones subterráneas de la Tierra (EIA, 2023).

Este gas es incoloro, inodoro y altamente inflamable. Es un combustible fósil que se encuentra generalmente junto al petróleo crudo. Como recurso natural y combustible fósil, es una fuente de energía que se emplea en actividades domésticas, comerciales e industriales por ejemplo para generar electricidad, cocinar y como combustible en automóviles. Para extraerlo se perforan pozos que se encuentran en yacimientos subterráneos, para después transportarlo por medio de tuberías hasta plantas de procesamiento, donde se separan los hidrocarburos y se eliminan los contaminantes (Carruthers *et al.*, 2024).

El gas fósil debe ser procesado antes de poder usarse, ya que al ser extraído, suele contener varios elementos y compuestos además del metano. Entre estos, pueden encontrarse agua, etano, butano, propano, pentanos, sulfuro de hidrógeno, dióxido de carbono, vapor de agua, e incluso helio y nitrógeno en algunos casos. En las industrias se utiliza en procesos como calefacción, refrigeración, cocción, tratamiento de desechos, procesamiento de alimentos y refinación de materiales (Turgeon *et al.*, 2024).

2.1.2 Clasificación del gas natural

Por su origen se clasifica en:

- Gas Natural Asociado: Se encuentra en yacimientos petrolíferos, disuelto asociado dentro del petróleo crudo o formando una capa de gas sobre el petróleo.
- Gas Natural No Asociado: Se encuentra en depósitos que no producen petróleo.

Dependiendo de su composición se clasifica en:

- Gas Natural Seco: Compuesto mayormente por metano, con sólo trazas de otros hidrocarburos más pesados que el metano y compuestos.
- Gas Natural Húmedo: Es una mezcla de hidrocarburos líquidos como etano, propano, butano y pentano.

Además, el gas natural puede contener compuestos derivados del azufre, como sulfuros, ácido sulfhídrico y disulfuros, por esta razón se conoce como gas amargo. Si no contiene estos compuestos de azufre, se nombra como gas dulce, debido al proceso de endulzamiento en el cual elimina el H_2S del gas amargo. La clasificación del gas natural como amargo o dulce depende de la cantidad de H_2S que contenga (Segui, 2024).

2.1.2.1 Gas amargo

La mayoría de las reservas de gas natural en el mundo tienen una composición amarga. Contiene derivados del azufre y niveles elevados de dióxido de carbono CO_2 y sulfuro de hidrógeno H_2S , superando el 10 % en términos molares, provenientes de los yacimientos (Abotaleb *et al.*, 2022).

El gas amargo es un tipo de gas natural que contiene impurezas como el H_2S , es por ello que para hacerlo apto para su uso, debe tener un proceso de endulzamiento, en el cual se eliminan principalmente el H_2S y el CO_2 . Ya que si estos compuestos permanecen en el gas y se transportan a través de tuberías, pueden provocar corrosión interna y generar grietas por tensión. Para eliminar el sulfuro de hidrógeno, se utilizan principalmente soluciones a base de aminas (Haoyama, 2022).

En el proceso de endulzamiento por aminas, el gas amargo se pone en contacto con una solución de amina, que se encarga de absorber el CO_2 y el H_2S , con la finalidad de eliminar estas impurezas. Una vez que el gas queda dulce, es decir, libre de estos componentes, se envía a una unidad de deshidratación. Por otro lado, la solución de amina, ahora cargada con CO_2 y H_2S referida a la amina rica, se dirige a un regenerador donde se eliminan estas impurezas, convirtiéndola nuevamente en amina pobre, lista para reutilizarse en el proceso de contacto con el gas ácido (Thomas & Sreekumar, 2020).

2.1.2.2 Gas dulce

El gas natural libre de H₂S se conoce como gas dulce, ya que contiene pequeñas cantidades de H₂S y CO₂. En su forma pura, este tipo de gas no es corrosivo, facilitando su transporte y comercialización de manera segura. El gas dulce es el gas natural que ha sido tratado y purificado, para utilizarse en aplicaciones comerciales e industriales (Huey, 2019).

El proceso de endulzamiento de gases amargos se lleva a cabo mediante un lavado químico, sin embargo este método puede ser muy costoso y demandar mucha energía, especialmente cuando el gas contiene altas concentraciones de H₂S y CO₂. Como alternativa, se pueden utilizar membranas de poliamida diseñadas a medida para purificar gases ácidos con una variedad de composiciones (Mazui).

Existen diferentes métodos de endulzar el gas natural, para elegir el método se deben considerar variables como el costo, la eficiencia, la escala del proyecto y el espacio disponible para el proceso. Una de las opciones más utilizadas es la tecnología de membranas, que emplea membranas diseñadas con pretratamiento según la composición específica del gas a tratar. El gas dulce obtenido se transforma en un recurso energético de gran valor a nivel mundial, reconocido por su fácil manejo, seguridad, versatilidad y alto valor comercial (Madhu, 2021).

2.2 Planta Recuperadora de Azufre

La Unidad de Recuperación de Azufre (SRU, por sus siglas en inglés) es una instalación esencial en las refinerías, donde el H₂S es transformado en azufre elemental. Este azufre puede almacenarse o comercializarse, ya que se convierte en un subproducto valioso. La SRU repercute en la producción de combustibles de alta calidad y genera otros productos, como azufre elemental de alta pureza, gas residual y vapor (Mariano, 2023).

Las SRU se encargan de la producción de azufre elemental a partir del H₂S. Es por ello que es fundamental controlar y tratar las emisiones de gases ácidos que se generan durante el proceso, asegurándose de cumplir con las normativas ambientales tanto locales como internacionales (Ibrahim *et al.*, 2023).

Estas unidades están compuestas por varias unidades de procesamiento que están interconectadas, incluyendo una unidad para el enriquecimiento de gases ácidos, una unidad

Claus, la unidad de tratamiento de gases residuales por sus siglas en inglés (TGTU), la unidad para la desgasificación de azufre y una unidad de oxidación. Estas unidades cumplen con el proceso de recuperación y purificación del azufre (Micucci & Siirtec, 2021).

La unidad recuperadora de azufre es utilizada en las refinerías de petróleo para tratar gases ácidos que contienen azufre, transformándolos en recursos aprovechables. El proceso más común en estas unidades es el método Claus, que consiste en quemar el gas ácido con oxígeno, enfriar los gases resultantes y extraer azufre del proceso. De esta manera, la SRU convierte el H₂S en azufre elemental (M. Sancho & Miguel, 2009).

2.2.1 Importancia de una planta recuperadora de azufre

Una planta recuperadora de azufre incide en la protección del medio ambiente, ya que disminuye de manera notable las emisiones de compuestos de azufre que, sin control, podrían transformarse en dióxido de azufre (SO₂) y causar problemas graves como la lluvia ácida. En las refinerías y plantas de procesamiento de gas natural, además de estas emisiones, también se liberan compuestos volátiles provenientes del petróleo crudo y sus derivados (Speight, 2017).

En la RSU las normativas ambientales exigen un control estricto sobre la emisión de compuestos de azufre a la atmósfera. Aunque estas instalaciones no generan ganancias económicas directas a los operadores, cumplen con una función importante al evitar la liberación de gases perjudiciales, como el H₂S, ayudando a proteger la calidad del aire y el bienestar de las personas (Bahadori, 2014).

Los procesos para eliminar azufre son únicos en las plantas de gas, puesto que emplean reacciones químicas para producir un subproducto, el cual puede comercializarse. Sin embargo, en muchas regiones, los gases que son emitidos de las plantas Claus no cumplen con los estrictos estándares ambientales de emisión. Por esta razón, es necesario integrar una TGTU que capture los compuestos de azufre residuales, asegurando un mayor cumplimiento normativo (Kidnay *et al.*, 2020).

Cuando es necesario eliminar cantidades grandes de H₂S y CO₂, se emplean procesos en fase líquida. Sin embargo, si la corriente de entrada tiene una alta concentración de hidrocarburos pesados, el empleo de disolventes físicos puede generar pérdidas

importantes. Esto ocurre porque los hidrocarburos se liberan junto con los gases ácidos durante el proceso y su recuperación es económicamente costosa. Si la alimentación presenta una gran cantidad de H_2S y CO_2 y es indispensable eliminar ambos, los disolventes químicos como las aminas y los carbonatos, suelen ser una mejor opción (Abdel *et al*, 2003).

Ventajas de SRU:

1. Reduce la contaminación en gran medida generada por las refinerías, contribuyendo de manera positiva al cuidado del medio ambiente.
2. Esta unidad transforma el H_2S en material útil por lo que reduce el consumo de energía y genera beneficios económicos.
3. Permite manejar el ácido sulfhídrico producido durante la refinación de forma segura y sin riesgos, asegurando un procesamiento más sostenible (Sancho & Miguel J., 2009).

La SRU es esencial en cualquier refinería o planta de procesamiento de gas. Gracias a su operación, las consecuencias ambientales tienen menor gravedad, ya que el gas ácido puede provocar desde una intensa lluvia ácida hasta niveles peligrosos de toxicidad por SO_2 cerca del suelo. Estas instalaciones no solo reducen el impacto ambiental, sino que también convierten el azufre, en un recurso preciado y reutilizable. De esta forma, contribuyen a que fábricas dedicadas al petróleo, el gas y la minería adopten prácticas más sostenibles y fomenten una economía circular (Reliability, 2024).

2.2.2 Proceso de recuperación de azufre

La planta recuperadora tiene como objetivo principal extraer azufre puro a partir del H_2S contenido en el gas ácido proveniente de la Unidad Regeneradora de Amina (URA) y en el gas ácido del agua ácida generado en la unidad extractora correspondiente. Este proceso se lleva a cabo en dos etapas importantes:

- Reacción térmica Claus, que ocurre en el horno.
- Reacción catalítica Claus, que se realiza en los reactores (Averill, 2024).

El tratamiento del gas de chimenea se centra en eliminar los compuestos de azufre que permanecen en los gases residuales después de la recuperación principal de azufre. Para

lograrlo, todas las moléculas que contienen azufre se convierten primero en sulfuro de hidrógeno, el cual se absorbe en un disolvente. Posteriormente, el gas limpio puede ser liberado de manera segura o reciclado para un tratamiento más. Entre los métodos utilizados para este tratamiento se incluyen el lavado cáustico, el uso de polietilenglicol, el proceso Selectox y el tratamiento con sulfito bisulfito, cada uno diseñado para operar de manera segura los residuos de azufre (Speight, 2017).

El gas residual se calienta previamente a la temperatura que se necesita para el reactor utilizando un quemador en línea, que quema directamente el gas combustible en el flujo de gas residual. Este quemador también puede generar el hidrógeno necesario mediante la combustión parcial del gas combustible. En plantas Claus con enriquecimiento de oxígeno, normalmente el gas residual ya contiene hidrógeno suficiente para realizar las reacciones de reducción sin la necesidad de añadir una fuente externa. Además, el gas residual suele contener suficiente vapor de agua para facilitar las reacciones de hidrólisis necesarias en el proceso (Speight, 2019).

Para realizar el apagado de las plantas de azufre, existe una limpieza previa en la que se utiliza gas natural ya que el uso de H_2S podría formar SO_2 y SO_3 . El gas natural se quema hasta que la cantidad de azufre líquido que rebosa de las patas de sellado se reduzca a una mínima cantidad. Cuando la planta se apaga repentinamente, el azufre precipitado se solidifica en los lechos del catalizador por lo que no se puede restablecer el flujo a través de la unidad. Las fugas de agua en forma de vapor también reducen la conversión de H_2S en azufre (Lieberman, 1987).

2.3 Proceso Claus

Las refinerías y plantas al generar gas ácido H_2S , perjudican el medio ambiente con la emisión de este gas. Para solucionar este problema, se utiliza el proceso Claus, que convierte este compuesto en azufre elemental. Aunque este proceso es muy útil, tiene como limitación el no poder eliminar completamente el sulfuro de hidrógeno. Esto se debe a que las reacciones químicas involucradas en el proceso Claus tienen ciertos límites naturales (Martínez *et al.*, 2018).

El proceso Claus es ampliamente aplicado en plantas de procesamiento de gas natural en todo el mundo. Su objetivo principal es extraer azufre elemental a partir de corrientes de gas ácido o amargo, que contienen altos niveles de H_2S y CO_2 . Este procedimiento combina una combustión parcial a alta temperatura con varias etapas catalíticas para lograr la recuperación eficiente del azufre (Cruz *et al.*, 2017).

Es por ello que no se considera un método de purificación de gases en el sentido estricto de la palabra. Su propósito principal es recuperar azufre a partir de ácido sulfhídrico, o en mayor frecuencia de corrientes de gases ácidos con altas concentraciones de este compuesto. Estas corrientes suelen provenir de gases ácidos extraídos durante la regeneración de líquidos, como las soluciones de alcanolaminas o disolventes físicos, que se utilizan para tratar gases naturales o de refinería (Nielsen, 1997).

En proceso actual, es una versión mejorada de un método desarrollado por primera vez en 1883. En donde el H_2S reaccionaba con oxígeno del aire en presencia de un catalizador para producir azufre elemental y agua. Sin embargo, controlar esta reacción, que es altamente exotérmica, resultaba complicado y la eficiencia en la recuperación del azufre era bastante limitada (Engineering data book, 2004).

El objetivo del proceso Claus no es purificar gases de manera general, si no que esta diseñado para eliminar el sulfuro de hidrógeno y transformarlo, pues es un gas tóxico que está presente en la mayoría de las corrientes de gas (Speight, 2020).

2.3.1 Reacción de Claus

El proceso Claus se utiliza en refinerías y plantas de procesamiento de gas para recuperar azufre elemental a partir del H_2S presente en los gases ácidos. Estos gases se generan durante la regeneración de aminas y el tratamiento de aguas residuales provenientes de procesos como el craqueo catalítico. Sin embargo, alcanzar una conversión completa de H_2S a azufre elemental es imposible debido a las limitaciones termodinámicas de las reacciones involucradas. En este proceso, una tercera parte del H_2S se quema con aire en un horno reactor para producir dióxido de azufre (SO_2), que participa en las etapas posteriores del proceso (Cortés *et al.*, 2018).

La reacción de Claus en sí es un proceso de dos etapas:

1. Combustión parcial:

También conocida como etapa térmica, una fracción del H₂S se oxida al reaccionar con oxígeno, generando dióxido de azufre (SO₂) como se muestra en la ecuación 2.1:



2. Reacción catalítica:

En la ecuación 2.2 se observa que el dióxido de azufre (SO₂) producido en la etapa anterior se combina con el H₂S restante en presencia de un catalizador, generalmente óxidos metálicos como el óxido de aluminio. Esta reacción da lugar a la formación de azufre elemental y agua:



3. Reacción global: Al combinar ambas reacciones, la reacción global del proceso Claus se expresa de la siguiente manera, como se ilustra en la ecuación 2.3:



En el horno de reacción, se quema una parte del H₂S total para producir SO₂. Posteriormente el H₂S y el SO₂ reaccionan en una proporción ideal de 2:1 dentro de los reactores Claus, formando azufre elemental. Después de cada etapa catalítica, el azufre líquido generado se extrae en los condensadores Claus. Los gases que no reaccionaron y están compuestos por H₂S y SO₂, pasan a la siguiente etapa, donde la reacción continúa en presencia del catalizador Claus, aunque limitada por el equilibrio químico (Engineering S. R., 2024).

2.3.2 Proceso Claus modificado

El proceso Claus modificado es el método más utilizado en la industria del gas natural para recuperar azufre, gracias a su diseño simple y su alta capacidad de procesamiento. Aunque tiene una limitación importante la cual requiere que la corriente de gas ácido sea relativamente rica en H_2S . Por esta razón, en aplicaciones donde se manejan gases ácidos diluidos que contienen contaminantes como amoníaco, mercaptanos o hidrocarburos pesados, se deben realizar ajustes específicos en el diseño y la operación. Esto garantiza la eliminación completa de los contaminantes y el cumplimiento de las normativas de emisiones de azufre (Mokhatab *et al.*, 2014).

La recuperación de azufre se realiza a través de varias etapas dentro del proceso Claus. En su versión modificada, inicia con una combustión parcial del H_2S , lo que genera SO_2 . Luego, este SO_2 reacciona con el H_2S restante para producir azufre. El proceso Claus modificado se basa en una operación de quemado en un solo paso y está diseñado para trabajar únicamente con gases ácidos que contengan al menos un 50% de H_2S en volumen. Durante este proceso, el hidrógeno presente en el H_2S se transforma en agua (H_2O) (Pennsylvania University, 2024).

Mejora la capacidad de tratar directamente flujos de gas ácido que contienen H_2S . En la práctica, además de la reacción principal, se llevan a cabo numerosas reacciones secundarias. Entre ellas, la combustión de hidrocarburos presentes en el gas ácido, la oxidación y disociación del amoníaco, así como la formación y destrucción de compuestos como sulfuro de carbonilo (COS), disulfuro de carbono (CS_2) y óxidos de nitrógeno (NO_x). Estas reacciones secundarias también deben gestionarse para la mejor del proceso y reducir los subproductos no deseados (GoldenComm, 2022).

2.4 Gases de chimenea

El gas residual que sale de una unidad Claus contiene una mezcla de componentes como nitrógeno (N_2), dióxido de carbono (CO_2), vapor de agua, monóxido de carbono (CO), hidrógeno (H_2), sulfuro de hidrógeno (H_2S), dióxido de azufre (SO_2), así como pequeñas cantidades de sulfuro de carbonilo (COS), disulfuro de carbono (CS_2), vapor de azufre y azufre líquido arrastrado. Para ventear este gas como mínimo, suele ser necesaria una etapa

de incineración, cuyo propósito principal es reducir las concentraciones de H₂S a niveles aceptables según las normativas. Asegurando que el SO₂ se disperse adecuadamente en la atmósfera mediante una chimenea, aprovechando la elevación térmica. (Association G. P., 2004).

En la unidad Claus, el gas residual pasa primero por un reactor de hidrogenación, donde todos los compuestos de azufre se transforman en H₂S. Posteriormente, este gas se enfría para eliminar el agua, y el gas restante, compuesto principalmente por CO y pequeñas cantidades de H₂ y H₂S, se recicla hacia el reabsorbedor para integrarse en la corriente de gas combustible. El resultado es la eliminación selectiva del H₂S del gas combustible y su conversión en azufre elemental (Kohl *et al.*, 1997).

En un proceso Claus típico, se logra convertir entre el 96% y el 97% del H₂S en azufre elemental. Sin embargo, si este nivel de conversión no cumple con las normativas ambientales sobre la calidad del aire, se recurre a un sistema de tratamiento del gas residual. Este sistema elimina prácticamente todo el H₂S restante en el gas de chimenea de la unidad Claus. Para lograrlo, se tiene la opción de una solución patentada diseñada específicamente para absorber el H₂S y transformarlo en azufre elemental, optimizando así el cumplimiento de los estándares ambientales (Speight, 2018).

La elección del proceso para limpiar el gas residual depende de varios factores:

- Composición del gas de alimentación, incluida la cantidad de H₂S e hidrocarburos y otros contaminantes presentes.
- Infraestructura disponible y diseño del proceso actual, que pueden limitar o influir en las opciones viables.
- Eficacia de recuperación requerida para cumplir con los objetivos ambientales y operativos.
- Concentración de compuestos de azufre permitida en los gases liberados por la chimenea.
- Facilidad de funcionamiento, considerando las demandas de mantenimiento y supervisión.
- Ubicación remota, que puede cambiar la disposición de recursos y soporte técnico.

- Calidad del producto de azufre, según los requisitos de pureza del mercado y la aplicación.
- Costos asociados, desde la inversión inicial hasta la operación a largo plazo.

Para determinar la configuración óptima para tratar los gases de residuales, es necesario evaluar varios agentes. Cuando se define el nivel de eficiencia de recuperación requerido y la concentración permitida de compuestos de azufre en los gases liberados por la chimenea, se facilita la elección del proceso de tratamiento. Primero se deben establecer estos parámetros. En el momento de la elección la recuperación de azufre necesaria, las opciones disponibles para el tratamiento de los gases residuales se reducirán a las más compatibles con esos requisitos específicos (Bahadori, 2014).

Cuando se trabaja con gases derivados de carbones con un alto contenido de azufre, utilizar vapor para el proceso es más costoso, porque requiere de un mayor consumo energético. En estos casos, se sugiere métodos alternativos de regeneración que sean más eficientes y económicos, como de oxidación directo y regeneración química en seco (Nielsen y Rudbeck, 1993).

2.4.1 Energía de gases de chimenea

Los gases de chimenea poseen un alto contenido de energía térmica que puede ser recuperada y aprovechada para menguar el consumo energético. Este calor residual puede transformarse en electricidad mediante sistemas termoeléctricos, por lo que permite disminuir el uso de fuentes de energía convencionales, también contribuye en la incidencia la huella de carbono, favoreciendo prácticas más sostenibles y responsables con el medio ambiente (Ulibarrena, 2016).

Los incineradores de gas residual en las SRU suelen combinarse con sistemas de recuperación de calor para mejorar la eficiencia energética de toda la instalación. Una de las ventajas de este planteamiento es la producción de vapor, que puede integrarse en la red de servicios de vapor de la planta. Si el vapor se genera con mayor pureza, también puede aprovecharse para alimentar turbinas de vapor y generar electricidad, maximizando el uso de los recursos disponibles (Global Burners, 2024).

Los condensadores de membrana son un sistema para recuperar calor y agua de los gases residuales, durante el proceso se encuentra una unidad de pretratamiento para el control

de los contaminantes. Estos sistemas no solo disminuyen la emisión de contaminantes, sino que también aprovechan el calor residual para generar electricidad y producir vapor, beneficiando tanto a la sostenibilidad como a la productividad de las operaciones a gran escala (Zhong *et al.*, 2020).

El aprovechamiento del calor de los gases de chimenea en entornos industriales influye en la reducción significativa del consumo de energía y las emisiones contaminantes, también se relaciona con las finanzas de la empresa. Además, esta práctica ayuda a las industrias a cumplir con normativas ambientales que cada vez son más rigurosas, al tiempo que mejora su competitividad al optimizar recursos y procesos (CORDIS , 2021).

2.5 Ciclo Rankine convencional

Para analizar el comportamiento térmico del ciclo Rankine convencional, que describe cómo interactúan los principales componentes de una central térmica a vapor, se deben considerar conceptos fundamentales. Conocimientos de principios de balance de masa y energía, aplicar la segunda ley de la termodinámica para evaluar la eficiencia del sistema y estipular las propiedades termodinámicas. Esto permite atender el rendimiento del ciclo Rankine (Hurtado *et al.*, 2018).

El proceso funciona cuando una bomba impulsa agua en estado líquido hacia la caldera, puesto que al recibir el calor generador por la combustión se transforma en vapor, el combustible puede ser petróleo, gas natural o carbón. Aunque los gases de combustión pasan por sistemas de tratamiento, algunas emisiones son inevitables. El vapor generado en la caldera se dirige a alta presión hacia una turbina la cual esta conectada a un generador eléctrico. Luego de cumplir su función, el vapor pasa al condensador, donde se enfría y regresa a su estado líquido. El agua se bombea nuevamente a la caldera, repitiendo el ciclo de forma continua (Bello *et al.*,2018).

Algunas de las limitaciones prácticas del ciclo de Carnot pueden resolverse al sobrecalentar el vapor en la caldera y condensarlo completamente en el condensador. Esto da lugar al ciclo Rankine, considerado el ciclo ideal para las plantas de energía de vapor. El ciclo Rankine ideal, representado en la Figura 2.1, supone que no hay irreversibilidades internas y se compone de los siguientes cuatro procesos:

1-2 Compresión isentrópica en una bomba

2-3 Adición de calor a presión constante en una caldera

3-4 Expansión isentrópica en una turbina

4-1 Rechazo de calor a presión constante en un condensador

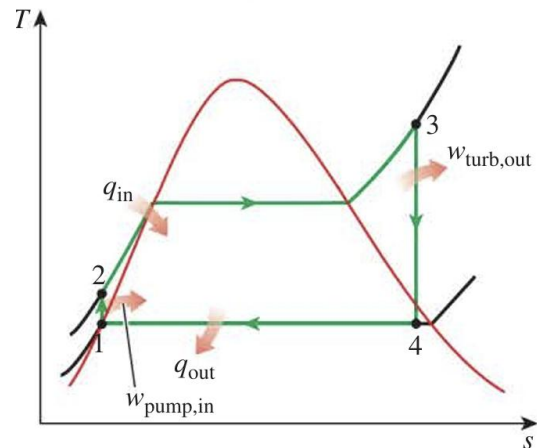


Figura 2.1 Ciclo Rankine ideal

Fuente: "Thermodynamics: An Engineering Approach" Cengel, et al. 2021, *Rankine cycle: the ideal cycle for vapor power cycles*. Página 545

El ciclo Rankine convencional se puede entender como un sistema cerrado donde el agua recircula constantemente a través de cuatro etapas principales:

1. Caldera: Ocurre una expansión isentrópica, en donde el fluido se calienta y posterior a ello se transforma en vapor a alta presión y temperatura.
2. Turbina: El vapor en expansión mueve las aspas de una turbina, produciendo energía mecánica.
3. Condensador: El vapor se enfría y se condensa.
4. Bomba: El agua líquida se impulsa de vuelta a la caldera, consumando el ciclo.

Como se observa en la Figura 2.2.

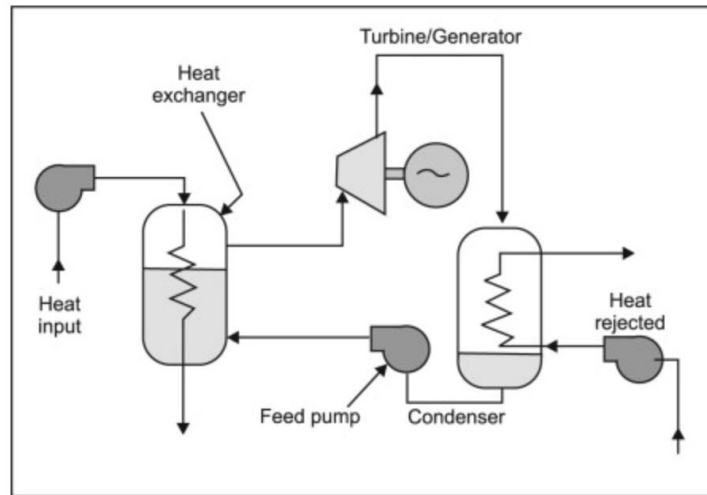


Figura 2.2 Diagrama de Ciclo Rankine

Fuente: “Applied Thermal Engineering” Sprouse, et al. 2013, *Review of organic Rankine cycles for internal combustion engine exhaust waste heat recovery*. Página 712.

2.6 Cogeneración

La cogeneración es una forma asertiva de generar energía en la que, al mismo tiempo, se produce electricidad y se aprovecha el calor que se ha generado durante el proceso, debido a un solo combustible o fuente de energía. En lugar de desechar ese calor, como ocurre en los sistemas tradicionales, en este proceso se reutiliza, lo que hace que todo el proceso sea más eficiente. Integrar la cogeneración en redes de energía distribuida es fundamental para avanzar hacia sistemas energéticos más sostenibles y capaces de adaptarse a desafíos futuros (Lund, 2009).

Es una alternativa en la industria química, alimentaria y papelera, puesto que en ellas se requiere un mayor consumo de electricidad y calor al mismo tiempo. Estos sistemas aprovechan el calor residual de los procesos industriales, transformándolo en energía útil, lo que contribuye a una operación más sostenible y eficiente (Boyce, 2012).

La tecnología de cogeneración es una tecnología que combina la generación de energía eléctrica y térmica en un solo proceso. Esto permite alcanzar rendimientos superiores al 80%, superando la eficiencia de los sistemas tradicionales (Smith, 2005). Los sistemas de cogeneración ayudan a disminuir considerablemente las emisiones de gases de efecto invernadero, ya que aprovechan de manera más eficiente el combustible utilizado (Chae *et al.*, 2011).

Aprovechar la energía de los gases de chimenea mediante ciclo Rankine convencional es una forma de cogeneración, ya que permite transformar el calor residual en energía eléctrica, optimizando su uso al máximo (Wang *et al.*, 2009). Utilizar los gases de escape en procesos industriales mediante la implementación de ciclos Rankine es una estrategia eficaz para mejorar la eficiencia energética y disminuir la huella de carbono (Quoilin *et al.*, 2013).

2.7 Normas Oficiales Mexicanas para la regulación de las emisiones de gas de chimenea

Las normas ambientales permiten garantizar que las plantas de recuperación de azufre operen de manera segura y comprometida con el medio ambiente, protegiendo al medio natural y la vitalidad de las personas. Al seguir estas regulaciones, las empresas cumplen con su responsabilidad social, y a su vez también promueven la economía circular, aprovechando los recursos y minimizando los desechos.

2.7.1 Ley General del Equilibrio Ecológico y la Protección al Ambiente (LGEEPA)

Es la ley más importante en México para cuidar el medio ambiente. Su propósito es proteger la naturaleza, garantizar el uso responsable de los recursos y fomentar un desarrollo que sea sostenible. Esta ley establece reglas determinantes para prevenir y controlar la contaminación, restaurar ecosistemas dañados y planificar el uso del territorio de manera ecológica. Demanda que cualquier proyecto que pueda afectar el medio ambiente realice estudios de impacto ambiental. También impulsa la participación de la ciudadanía y la educación ambiental, buscando que exista un balance entre el progreso económico y el respeto por la naturaleza. (PROFEPA, 2016).

Además, la ley establece que cualquier instalación industrial debe someterse a evaluaciones de impacto ambiental antes de ser construida y realizar cambios importantes, particularmente si trabaja con sustancias químicas que puedan dañar el medio ambiente. En el caso de las plantas recuperadoras de azufre, estas evaluaciones son esenciales para garantizar que sus actividades no alteren el equilibrio ecológico de la zona. (Cámara de Diputados, 2010)

2.7.2 Norma Oficial Mexicana NOM-022-SSA1-2019 salud ambiental. criterio para evaluar la calidad del aire ambiente, con respecto al dióxido de azufre (SO₂)

Esta norma define los límites máximos permitidos de concentración de SO₂ en el aire, con el objetivo de proteger la salud. Además, establece las pautas para evaluar estos niveles y especifica las concentraciones aceptables según el tiempo de exposición. Esto se debe a que, incluso una menor concentración de SO₂ puede ser perjudicial si la exposición se prolonga por más tiempo (Global STD, 2019).

Según el Inventario Nacional de Emisiones de México (INEM,2008), las fuentes provenientes de actividades humanas también llamadas antropogénicas, son responsables de aproximadamente el 97.3% de las emisiones de SO₂ en el país incluyen los sectores generación de energía eléctrica 46.98%, petróleo y petroquímica 35.14%, transporte por ductos 3.22%, industria de alimentos 1.75%, industria química 4.39%, metalurgia básica 1.15%, fabricación de papel 1.42%, producción de minerales no metálicos 1.41%, embarcaciones marinas 0.71%, combustión agrícola 0.68% y automóviles particulares 0.44%. En total, estas actividades generan alrededor de 2,180,627 toneladas de SO₂ al año (SEMARNAT, 2008).

Las mediciones satelitales revelan que las emisiones de SO₂ se concentran principalmente en el centro de México, una región caracterizada por su alta densidad de población, por tanto, un mayor tránsito vehicular y mayor consumo energético lo que contribuye a la cantidad de emisiones (DOF, 2019).

2.7.3 Norma Oficial Mexicana NOM-137-SEMARNAT-2013 Contaminación Atmosférica. Complejos Procesadores de Gas. Control de Emisiones de Compuestos de Azufre

Esta Norma Oficial Mexicana establece las especificaciones y los requisitos del control de emisiones de las plantas desulfuradoras de gas y condensados amargos, así como los métodos de prueba para verificar el cumplimiento de esta. La presente norma es de observancia obligatoria por lo cual debe ejecutar y cumplir con los requerimientos exigidos por la ley para todos los responsables de plantas desulfuradoras de gas amargo y condensados amargos en todo el territorio nacional, con excepción de aquellas cuya capacidad nominal

sea menor a 2 toneladas al día, de las ubicadas en plataformas marítimas, así como de las plantas utilizadas en las refinerías de petróleo (PROFEPA, 2016).

La Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales (SEMARNAT), a través de sus áreas encargadas de supervisar el cumplimiento de la norma oficial mexicana correspondiente, identificó ciertas deficiencias en su aplicación. Por lo que se establecieron las siguientes medidas:

1. Cálculo total de emisiones: Se requiere determinar las emisiones generadas por cada complejo procesador de gas, un aspecto que la norma actual no considera. Esto conlleva medir la cantidad de azufre presente en el gas y en los condensados amargos procesados diariamente.
2. Medición directa del azufre recuperado: Se deberá registrar la cantidad exacta de azufre recuperado, así como los volúmenes de gases enviados a los quemadores y su concentración de azufre, con el objetivo de actualizar y consolidar el inventario nacional de emisiones (DOF, 2024).

2.7.4 Norma Oficial Mexicana NOM-085-SEMARNAT-2011 contaminación atmosférica-niveles máximos permisibles de emisión de los equipos de combustión de calentamiento indirecto y su medición

Esta Norma Oficial Mexicana define los límites máximos para las emisiones de humo, partículas, CO, SO₂ y NO_x generados por equipos de combustión indirecta que utilizan combustibles convencionales o sus mezclas. Su propósito es cuidar la calidad del aire y, en consecuencia, proteger la salud pública. Los equipos deben ajustarse a parámetros específicos para disminuir la incidencia ambiental y garantizar un aire más limpio en las comunidades cercanas. Además, establece métodos claros para medir estas emisiones, utilizando pruebas estandarizadas y controles continuos que aseguran datos determinados (PROFEPA, 2016).

La norma aplica a equipos industriales que generan calor y lo transfieren mediante gases de combustión sin que estos entren en contacto directo con los materiales procesados. Entre estos equipos se incluyen calderas, generadores de vapor, calentadores de aceite

térmico u otros fluidos, así como hornos y secadores que operan con sistemas de calentamiento indirecto (CCA, 2022).

2.7.5 Norma Oficial Mexicana NOM-148-SEMARNAT-2006 Recuperación de azufre proveniente de los procesos de refinación del petróleo

Esta Norma Oficial Mexicana establece los requisitos para recuperar azufre durante la refinación del petróleo, con el fin de reducir al mínimo las emisiones de compuestos de azufre a la atmósfera. Es de cumplimiento obligatorio en todo el país e incluye lineamientos para las plantas recuperadoras, que transforman estos compuestos en azufre elemental para evitar su liberación al aire. Los residuos no recuperados se canalizan a un oxidador térmico para su tratamiento, asegurando un manejo responsable y eficiente. Además, la norma define el método para realizar los cálculos necesarios, promoviendo prácticas más limpias en la industria (PROFEPA, 2016).

2.8 Simulación de procesos

En la actualidad, las empresas enfrentan un entorno altamente competitivo donde cada detalle cuenta. Es por ello que mejorar los procesos industriales son un objetivo estratégico y una necesidad para garantizar su sostenibilidad y éxito a largo plazo. La optimización de estos procesos permite reducir costos, aprovechar los recursos e incrementar la productividad (Ferreira, 2023).

La simulación de procesos consiste en recrear un proceso químico a través de un modelo matemático, el cual se analiza para obtener datos sobre su desempeño. Este método, también conocido como diagrama de flujo de procesos, el cual permite referir visualmente el funcionamiento del proceso. Gracias al uso de herramientas informáticas, es posible realizar cálculos detallados relacionados con el equilibrio de calor y masa, además de estimar el tamaño y los costos en condiciones de estado estacionario, proporcionando información determinada para optimizar el diseño y operación de los procesos químicos (Dominic *et al.*, 2017).

Un simulador de procesos es una de las herramientas más valiosas para alcanzar estos objetivos, ya que integra conocimientos de ciencia, tecnología e ingeniería. Se puede modelar y optimizar procesos complejos, logrando aprovechar el tiempo y recursos. Se trata de una herramienta computacional diseñada para representar y simular procesos industriales, tanto

mecánicos como químicos. Es especialmente útil en el ámbito de la ingeniería puesto que se emplea para predecir condiciones operativas y modelar equipos, facilitando la toma de decisiones y el diseño de sistemas más eficientes (Ferreira, 2023).

2.8.1 AVEVA™ Process Simulation

AVEVA™ Process Simulation ofrece una perspectiva integral para la simulación de procesos, siendo una herramienta versátil y multifuncional que impulsa la transformación digital en la industria.

- Reemplaza numerosos programas especializados con una solución única que integra todos los aspectos del diseño de procesos a lo largo del ciclo de vida de la planta.
- Permite diseñar procesos, productos y plantas más sostenibles, gracias a su facilidad de uso y a las funciones de sostenibilidad incorporadas.
- Facilita la creación de simulaciones avanzadas que aprovechan al máximo la transformación digital, utilizando información real inmediata proveniente de las operaciones.

Esta herramienta representa un paso adelante para optimizar el diseño y la operación de procesos industriales (Macri, 2023).

Con AVEVA™ Process Simulation, los ingenieros tienen la capacidad de diseñar procesos, productos y plantas sostenibles al ritmo que demanda el mercado actual. Esta herramienta facilita la colaboración interdisciplinaria, dando a los equipos la oportunidad de explorar todas las posibilidades de un diseño y analizar su impacto en términos de sostenibilidad, viabilidad y rentabilidad. Destaca como la primera plataforma de simulación que rompe con los flujos de trabajo tradicionales, lineales y poco eficientes, ofreciendo una solución que impulsa un enfoque circular y sostenible en el diseño industrial (AVEVA, 2021).

Es una empresa de software líder en soluciones diseñadas para la industria de la ingeniería, el diseño y la gestión de activos. Sus productos son ampliamente utilizados en sectores como la energía, el petróleo y gas, el agua, la industria marítima y la minería. La compañía ofrece herramientas innovadoras que abarcan desde diseño y visualización en 3D, hasta la gestión de datos de ingeniería, el monitoreo y control de procesos, y la optimización

de activos y operaciones. Su enfoque integral apoya a las empresas a mejorar su eficiencia y adaptarse a los desafíos de un mundo en constante evolución (López, 2024).

2.8.2 Aspen HYSYS

Este simulador es una herramienta versátil que accede a construir modelos matemáticos de prácticamente cualquier proceso químico. Puede utilizarse tanto para operaciones unitarias sencillas como para el diseño de plantas industriales completas, incluidas refinerías de petróleo. Su capacidad para abarcar procesos de diversa complejidad lo convierte en una solución integral en la simulación de procesos químicos (Reviews, 2021).

La simulación de procesos con el software Aspen HYSYS ofrece apoyo a las organizaciones dedicadas a la refinación de petróleo y gas. Este programa cuenta con diversas funciones que facilitan el diseño y la optimización de procesos, entre las que destacan:

- Refinación de petróleo: Permite crear rápidamente diagramas de flujo para reactores de refinería y columnas de fraccionamiento, agilizando el diseño y análisis.
- Intercambiadores de calor: Facilita la selección de modelos para estudiar y simular procesos de transferencia de calor de manera eficiente.
- Columnas de destilación de gasolina: Ofrece una visualización hidráulica interactiva, lo que ayuda en el rendimiento de las columnas y a resolver problemas con mayor rapidez.
- Análisis de columnas: Ayuda a mejorar la posición de alimentación, determinar el número ideal de etapas y reducir el consumo de energía en las columnas de destilación.

Este software es una solución integral que impulsa la eficiencia y la sostenibilidad en la industria de petróleo y gas (Engineering R. , 2024).

Con este simulador y otros similares, se pueden crear cálculos detallados de balances de materia y energía y diagramas de flujo que representan los procesos. Esto ayuda a conocer cómo se desempeñará un proceso bajo distintas condiciones, facilitando la optimización tanto del rendimiento como de los costos (Belmont, 2019).

Aspen HYSYS combina operaciones unitarias, expresiones cinéticas y modelos termodinámicos avanzados para pronosticar el equilibrio de fases. Además, su entorno

flexible permite realizar simulaciones tanto en régimen estacionario como dinámico, adaptándose a diferentes necesidades de análisis y diseño (Hernández, 2016).

2.9 Optimización

La optimización de procesos tiene como objetivo mejorar la eficiencia y productividad por medio de un ajuste de parámetros. Esto permite que la calidad del producto aumente, así como reducir costos y acortar los tiempos de operación de manera significativa (Himmelblau *et al.*, 2001).

La optimización en la simulación ofrece una forma virtual de explorar sistemas complejos, por lo que facilita identificar parámetros relevantes y aplicar diversas estrategias. Esto ayuda a encontrar soluciones óptimas en aspectos económicos, tiempo y rendimiento (Banks *et al.*, 2010).

Utilizar optimización en el diseño de procesos permite decidir de forma precisas, así como permite mejorar el desempeño de los sistemas, incluso cuando se enfrentan a limitaciones operativas y presupuestarias (Biegler, 2004).

Incorporar simulaciones en procesos energéticos facilita optimizar la recuperación del calor residual, como ocurre en los ciclos Rankine. Esto ayuda a maximizar la eficiencia energética y a reducir al mínimo las pérdidas de calor (Moran *et al.*, 2014).

La importancia de mejorar constantemente los procesos con el uso y desarrollo de softwares, permite la optimización del proceso industrial, sin tener que realizar pruebas a escala industrial, permitiendo anticipar los resultados de la misma. La optimización basada en simulación utiliza modelos para mejorar las elecciones en problemas complejos, pueden utilizar modelos preestablecidos o desarrollar y modificar según las necesidades. Aunque las técnicas tradicionales pueden no ser suficientes debido a la complejidad de los problemas reales, la simulación permite analizar diferentes escenarios para elegir una metodología como solución (Kumar, 2023).

Capítulo III Metodología

3.1 Materiales

Se utilizan los softwares de proceso Aveva™ Process Simulation y Aspen HYSYS, estos programas permitieron modelar el caso base y la propuesta de aprovechamiento energético de los gases de chimenea de la planta recuperadora de azufre.

Debido al convenio existente entre la compañía y la Universidad Veracruzana, se proporcionó la licencia en la nube Software as a Service (SaaS) y License as a Service (LaaS) por la compañía AVEVA plc., y la licencia LSYS53611 correspondiente a Aspen HYSYS para los fines académicos.

3.2 Metodología

La metodología utilizada para el desarrollo de este proyecto se presenta en la Figura 3.1, la cual ofrece una visión general del enfoque sistemático adoptado para cumplir con los objetivos planteados.

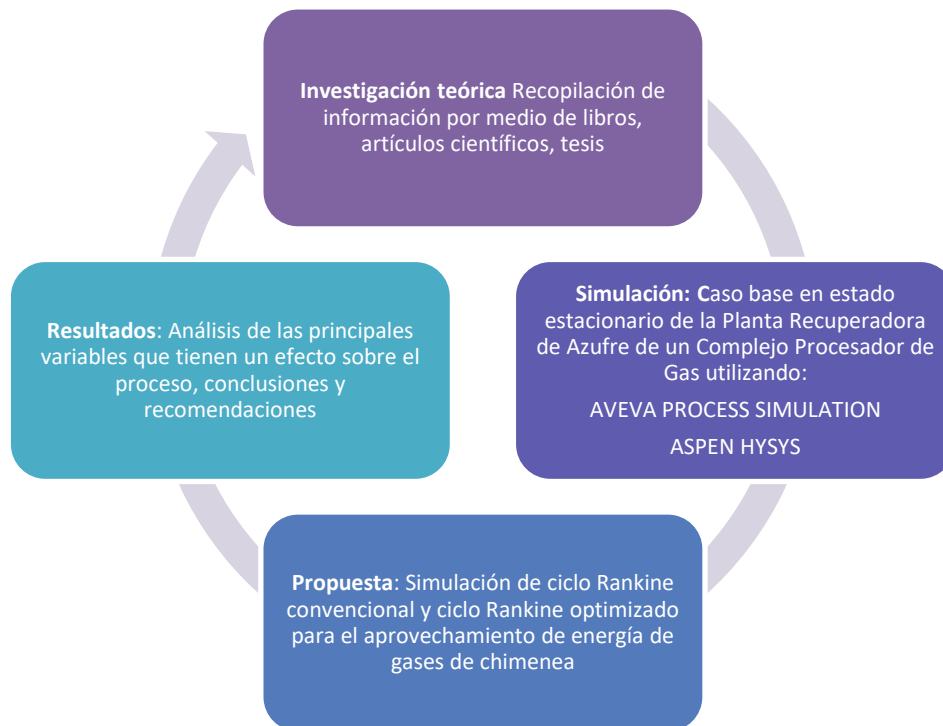


Figura 3.1 Diagrama metodológico
Fuente: *Elaboración propia*

3.3 Descripción del sistema

Para la simulación del caso base en estado estable se utilizaron datos de diseño de una planta recuperadora de azufre en un complejo procesador de gas natural ubicado en la región Veracruz.

3.3.1 Descripción de la planta recuperadora de azufre

En la Tabla 3.1 se presenta una detallada nomenclatura y denominación de cada equipo mencionado en la descripción del sistema, ofreciendo una visión clara de los componentes que integran cada sección de la planta recuperadora de azufre.

Tabla 3.1. Nomenclatura de los equipos de la planta recuperadora de azufre			
Nomenclatura	Equipo	Nomenclatura	Equipo
SG-1	Separador de gas ácido	CA-AB	Condensador de azufre
S-1A-B	Soplador de aire de combustión	B-1AB	Bomba de fosa
CC-A	Cámara de combustión	FA-1	Fosa de azufre
URC-B	Unidad recuperadora de calor	SG-2	Separador de gas de cola
R-1	Primer reactor catalítico	I-1	Incinerador de gas
R-2	Segundo reactor catalítico		

Fuente: *Elaboración propia*

En la Figura 3.2 se presenta un esquema del proceso de recuperación de azufre, una operación importante en la industria petroquímica y gasífera para minimizar emisiones contaminantes. Este proceso tiene como objetivo recuperar el azufre elemental a partir de gases residuales ricos en sulfuro de hidrógeno (H_2S).

En el sistema descrito el gas ácido rico en sulfuro de hidrógeno (H_2S) y dióxido de carbono (CO_2), ingresa a la planta y atraviesa una serie de etapas de tratamiento diseñada para maximizar la eficiencia de recuperación. Inicialmente, el gas se somete a un proceso de absorción para eliminar el H_2S . Posteriormente, el gas enriquecido en H_2S es dirigido a los reactores catalíticos (R-1 y R-2) donde se produce la conversión del H_2S a azufre elemental. El azufre líquido resultante es recolectado y enfriado, mientras que los gases residuales son tratados en un separador de gas de cola (SG-2) y en un incinerador de gas (I-1) para eliminar cualquier compuesto de azufre remanente.

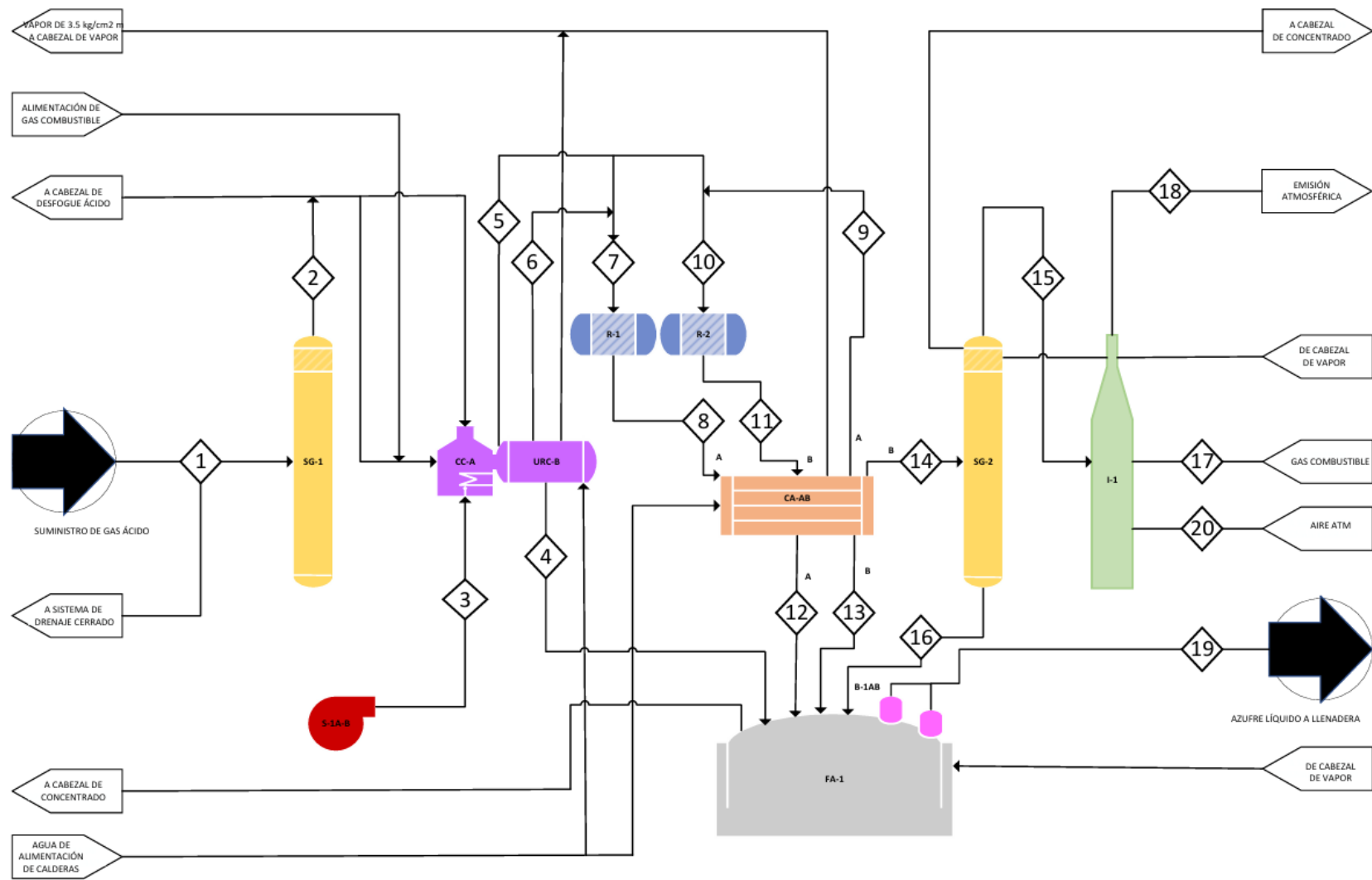


Figura 3.2 Diagrama de flujo de proceso de la Planta Recuperadora de Azufre
Fuente: *Elaboración propia*

La planta recuperadora de azufre recibe de la planta endulzadora de gas amargo los gases ácidos libres de condensado del tanque acumulador de la torre regeneradora, los gases ácidos fluyen al separador de gas ácido (SG-1) con la temperatura de 33°C y una presión de 143 kPa a través de la corriente de alimentación gas ácido, en donde se efectúa la separación definitiva de los líquidos arrastrados por el gas, en donde los líquidos ácidos se recolectan en el sistema de drenaje cerrado, como se muestra en la Figura 3.3.

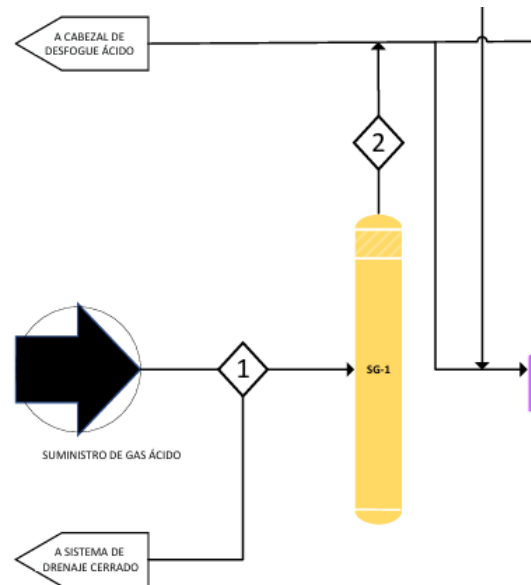


Figura 3.3 Separador de Gas Ácido

Fuente: *Elaboración propia*

Los gases ácidos de la corriente SG-1 se mezclan con el aire de combustión suministrado por los sopladores de aire para quemar una tercera parte de ácido sulfhídrico H_2S en la cámara de combustión (CC-A) que actúa como un reactor no catalítico de alta temperatura y los productos de esta reacción pasan a la unidad recuperadora de calor (URC-B) en donde la mayor parte del calor producido por la reacción se aprovecha para generar vapor de 3.5 kg/cm²g.

El gas libre de líquido se alimenta entonces a la cámara de combustión (CC-A) y se mezcla con el aire de combustión para formar el anhídrido sulfuroso SO_2 y el azufre elemental.

La cámara de combustión (URC-B) tiene un recubrimiento interno de refractario, en la cámara se queman parcialmente el ácido sulfhídrico H_2S y el producto de la combustión,

es decir, el anhídrido sulfuroso SO_2 reacciona con el H_2S , para formar azufre elemental por una reacción térmica. La cámara de combustión está diseñada para realizar la conversión inicial del H_2S en SO_2 y en azufre elemental mediante procesos controlados de combustión, está dividida en tres secciones: mezcla, combustión y retención.

En la sección de mezcla, el gas ácido rico en H_2S entra en la cámara axialmente a través de una boquilla en el centro delantero de la cámara, este diseño asegura una inyección precisa y controlada del gas, permitiendo una distribución uniforme en la etapa inicial. Mientras que el aire de combustión medido estequiométricamente para quemar un tercio del H_2S , es introducido en la cámara por los sopladores (S-1A-B) colocada tangencialmente. El gas y el aire se mezclan en la garganta mezcladora y son descargados a través del orificio del quemador que está el final de la sección mezcladora.

En la sección de combustión, la mezcla de aire y gas ácido se enciende con un encendedor de chispa eléctrica inmediatamente después de pasar por el orificio del quemador y se expande a través de un cono. Este encendido inicia la reacción exotérmica controlada, convirtiendo una parte del H_2S en SO_2 mientras libera suficiente energía térmica para sustentar las altas temperaturas en el proceso. Después, el gas ácido se quema en un espacio confinado para que su combustión sea estable, antes de dilatarse nuevamente a través de otro cono, y pasa a la sección de retención.

En la sección de retención, el diseño se amplía significativamente para proporcionar un espacio más grande en comparación con las secciones anteriores. Este aumento en volumen permite que los productos de la combustión, principalmente SO_2 y la fracción de H_2S no reaccionada, permanezcan el tiempo suficiente para que las reacciones térmicas secundarias se lleven a cabo adecuadamente. Este tiempo de residencia adecuado es importante para que las moléculas de H_2S y SO_2 interactúen, facilitando la formación de azufre elemental según las reacciones de Claus.

Este diseño incrementa la turbulencia, asegurando un contacto más uniforme entre el H_2S y el SO_2 , resultando en una mayor eficiencia de reacción y una conversión más completa de los compuestos de azufre.

Finalmente, la sección de retención termina con otro cono y una boquilla con revestimiento de refractario.

El azufre elemental condensado en la unidad recuperadora de calor (URC -B) se envía a la fosa de azufre (FA-1), donde es almacenado en estado líquido. Este depósito está diseñado para mantener el azufre a temperaturas adecuadas, evitando su solidificación y facilitando su manejo y eventual transporte para uso comercial o disposición controlada. La fosa de azufre incluye sistemas de control térmico y de seguridad para prevenir la acumulación de gases tóxicos o inflamables, asegurando una operación segura y eficiente.

Por otro lado, los gases residuales que salen de la unidad recuperadora de calor requieren un ajuste térmico para su tratamiento posterior. Estos gases son recalentados de 194.7 °C a 224.7 °C utilizando el calor residual disponible en los gases calientes, que alcanzan una temperatura de 564 °C y se derivan de la unidad recuperadora de calor, como se muestra en la Figura 3.4.

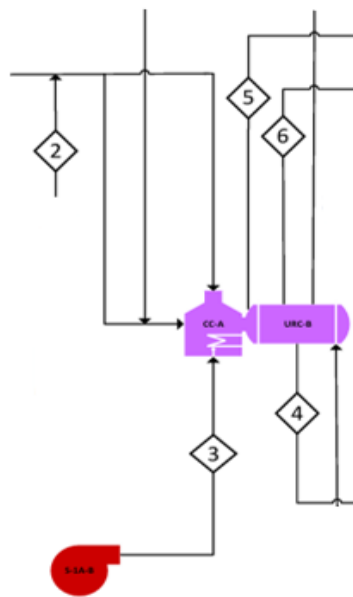


Figura 3.4 Etapa térmica
Fuente: *Elaboración propia*

Para la etapa catalítica se cuenta con el primer reactor catalítico (R-1) y el segundo reactor catalítico (R-2) los cuales están en serie, diseñados para combinar el H₂S y SO₂ y formar azufre elemental a temperaturas más bajas. Son dos recipientes cilíndricos horizontales idénticos, con revestimiento refractario para su aislamiento térmico y protección de la corrosión.

La corriente de gas ácido caliente entra al primer reactor catalítico (R-1) a una temperatura de 564°C, en el R-1 se lleva a cabo una conversión mínima del 30% basada en el H₂S total en donde la reacción entre el H₂S y el SO₂ en el reactor catalítico (R-1 y R-2) es exotérmica.

Una parte del gas caliente de la unidad recuperadora de calor (URC-B), se mezcla con la corriente de gas ácido frío con una temperatura de 194.7°C a través de la válvula de control de temperatura (TCV-5), para ajustar la temperatura de reacción apropiada para el primer reactor catalítico (R-1).

El gas se alimenta entonces al reactor a través de una boquilla de con un distribuidor de gas. Los gases de reacción salen del reactor por una boquilla situada en el fondo del reactor, y entran al condensador de azufre (CA-AB) donde se separan el azufre y el gas, los gases del primer reactor se enfrían a 145.5°C por medio de generación de vapor y el azufre condensado se envía a la fosa de azufre (FA-1), los gases restantes se recalientan a 212.1°C con gas caliente de la unidad recuperadora de calor y entran al segundo reactor catalítico (R-2), después de mezclarlo con otra parte de los gases calientes, que se muestra a continuación en la Figura 3.5.

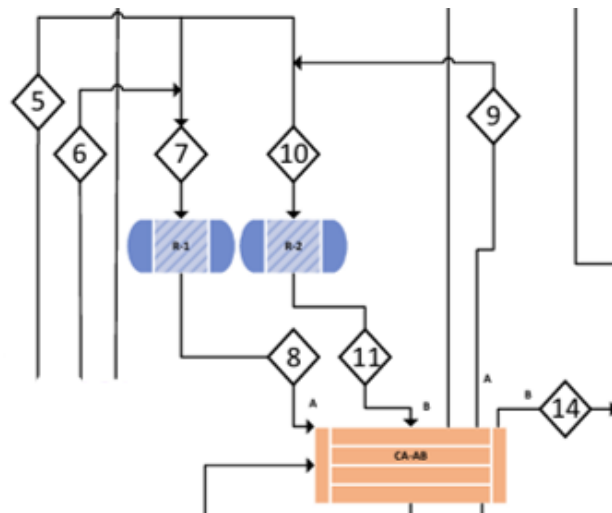


Figura 3.5 Etapa catalítica
Fuente: *Elaboración propia*

Los gases remanentes del condensador de azufre (CA-AB) se envían al separador de gas de cola (SG-2) a una temperatura de 145°C, en el cual se separa cual residuo de azufre líquido que haya sido arrastrado por los gases residuales. El gas de cola entra al incinerador de gas (I-1) a una temperatura de 145°C y presión 0.28 kg/cm²g, el incinerador se encarga de

quemar cualquier residuo de azufre o compuestos sulfurosos que puedan quedar en los gases, transformándolos en dióxido de azufre SO_2 . El SG-2 y el I-1 trabajan de forma secuencial para garantizar una alta eficiencia en la recuperación de azufre y la reducción de las emisiones contaminantes.

El separador elimina la mayor parte del azufre líquido, mientras que el incinerador se encarga de los compuestos de azufre que no pudieron ser separados, como se observa a continuación en la Figura 3.6.

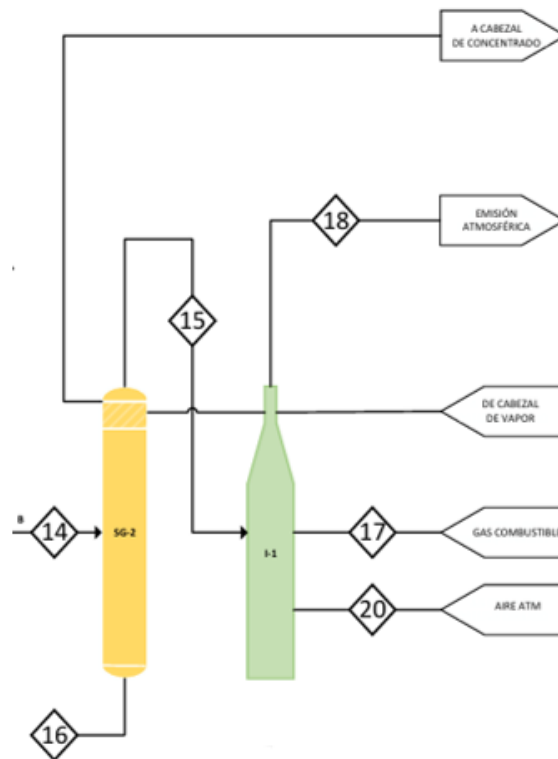


Figura 3.6 Tratamiento de gas de chimenea
Fuente: *Elaboración propia*

La FA-1 que se muestra en la Figura 3.7 es un colector central que recibe el azufre líquido proveniente de la URC-B, el CA-AB) y el SG-2 de la a planta de recuperación de azufre. Su función principal es almacenar y preparar el azufre para su posterior uso o almacenamiento.

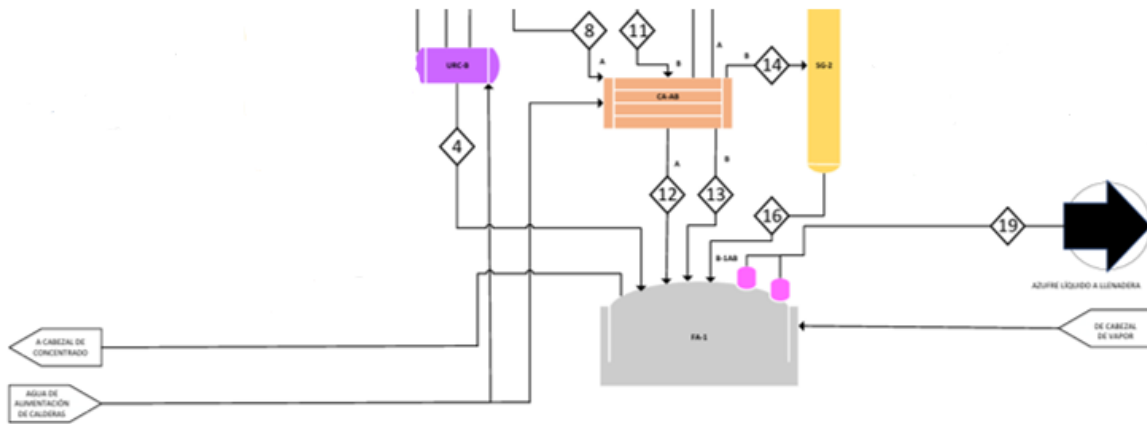


Figura 3.7 Almacenamiento de azufre
Fuente: *Elaboración propia*

3.4 Construcción del caso base

Para la creación de los modelos de simulación se utilizaron los softwares de proceso AVEVA™ Process Simulation Versión 2024.2 y Aspen HYSYS Versión 14 como se ilustra en la Figura 3.8. Utilizando para el desarrollo del caso base los datos de diseño de la Planta recuperadora de azufre de un complejo procesador de gas ubicado en la región de Veracruz, los cuales fueron descritos en la sección anterior, así como se encuentran en el Anexo A las tablas de contenido con los valores de diseño correspondientes a las corrientes del proceso en la planta recuperadora de azufre.



Figura 3.8 Logo de inicio de sesión en a) AVEVA™ Process Simulation y b) Aspen HYSYS
Fuente: *Elaboración propia*

AVEVA™ Process Simulation y Aspen Hysys son dos de los simuladores de procesos químicos más utilizados en la industria. Aunque ambos softwares ofrecen

capacidades similares, existen algunas diferencias clave que pueden influir en la elección del simulador más adecuado para un proyecto específico.

AVEVA™ Process Simulation se enfoca en resolver modelos de procesos mediante un enfoque basado en ecuaciones fundamentales, en lugar de depender principalmente de configuraciones basadas en flujos de trabajo o módulos predefinidos. Esto significa que el simulador utiliza un conjunto de ecuaciones algebraicas y diferenciales que describen los balances de masa, energía y las cinéticas de reacción de manera más explícita y flexible, proporcionando un alto grado de precisión y adaptabilidad en la simulación de procesos complejos.

En el caso de Aspen HYSYS combina un enfoque modular y basado en modelos predefinidos con capacidades avanzadas para resolver ecuaciones de equilibrio de masa, energía y reacciones químicas. Esto le permite modelar el flujo de procesos de manera integrada, optimizando y simulando múltiples escenarios operativos. Su capacidad para manejar propiedades termodinámicas complejas y sus paquetes especializados lo convierten en una elección ideal para simular procesos que requieren alta precisión, eficiencia y representaciones realistas de las condiciones operativas.

AVEVA™ Process Simulation es el principal software seleccionado para modelar la Planta Recuperadora de Azufre y la propuesta de aprovechamiento energético de los gases de chimenea de esta, y en Aspen HYSYS se realizaron las mismas simulaciones con el fin de corroborar los resultados obtenidos en AVEVA™ Process Simulation, validar el comportamiento del sistema y comparar el rendimiento del proceso.

3.4.1 Simulación de la planta recuperadora de azufre en Aveva Process Simulation

La simulación de la planta recuperadora de azufre en Aveva Process Simulation como se muestra en la Figura 3.9 implicó utilizar el modelo termodinámico NRTL (Non-Random Two-Liquid) puesto que describe con precisión la actividad de cada componente en una mezcla.

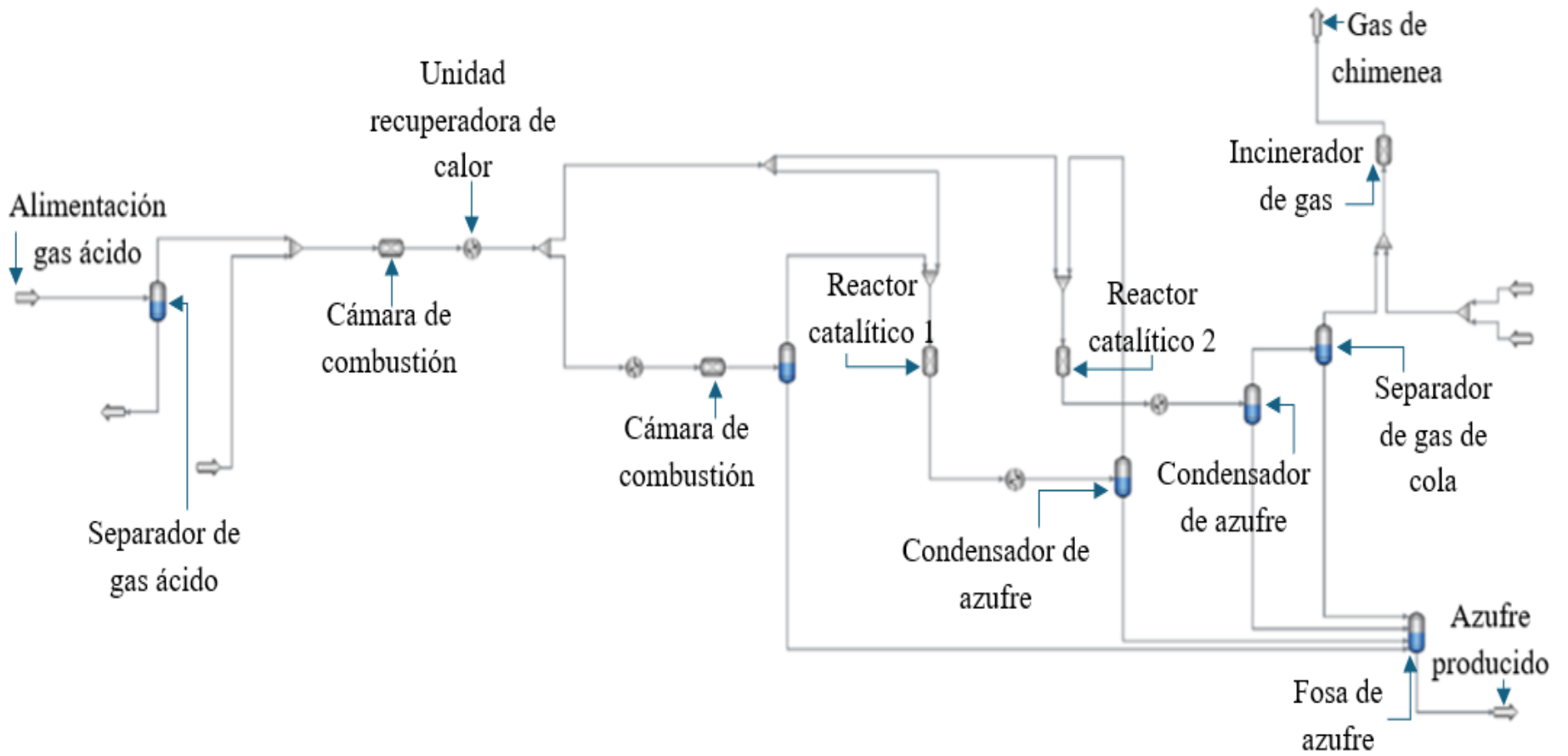


Figura 3.9 Planta Recuperadora de Azufre en AVEVA™ Process Simulation

Fuente: *Elaboración propia*

Para simular el separador de gas ácido en AVEVA™ Process Simulation, se utiliza el equipo denominado tambor, como se ilustra en la Figura 3.10. En este modelo, se definen las corrientes de entrada correspondientes a la alimentación de gas ácido, asegurando una representación precisa de las condiciones operativas. Los parámetros principales configurados incluyen una temperatura de 33°C y una presión de 143 kPa, condiciones que se consideran óptimas para el proceso de separación.

En la Tabla 3.2 se muestran los equipos y su nomenclatura para identificar en el diagrama de la planta recuperadora de azufre simulado en AVEVA™ Process Simulation.

II. Tabla 3.2. Nomenclatura de los equipos de la planta recuperadora de azufre simulación en AVEVA™ Process Simulation

Nomenclatura	Equipo	Nomenclatura	Equipo
E1	Intercambiador de calor	R3	Reactor catalítico
E2	Intercambiador de calor	R4	Reactor catalítico
E4	Intercambiador de calor	R5	Incinerador de gas
H3B1	Unidad recuperadora de calor	SP1	Divisor de flujo
MX1	Mezclador	SP2	Divisor de flujo
MX2	Mezclador de flujo	V1	Fosa de azufre
MX3	Mezclador de flujo	V2	Tambor
MX4	Mezclador de flujo	V3	Condensador de azufre
MX5	Mezclador de flujo	V4	Condensador de azufre
R1	Cámara de combustión	V5	Separador de gas de cola
R2	Cámara de combustión	V6	Separador de gas ácido

Fuente: *Elaboración propia*

No es necesario realizar configuraciones adicionales, ya que el separador opera de manera adiabática. Esto significa que no hay intercambio de calor con el entorno, y la separación de las fases se lleva a cabo exclusivamente por el equilibrio líquido-gas. Este enfoque simplifica la simulación y refleja adecuadamente el comportamiento termodinámico del sistema en condiciones reales.

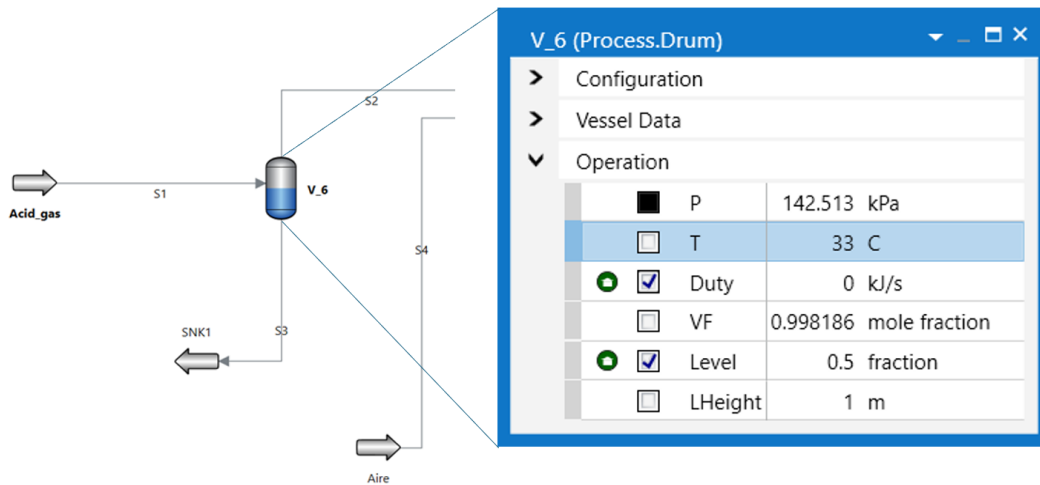


Figura 3.10 Separador de gas ácido en AVEVA™ Process Simulation
Fuente: Elaboración propia

Para la etapa térmica que se muestra en la Figura 3.11 que incluye una cámara de combustión y una unidad recuperadora de calor se utiliza un reactor de minimización de Gibbs y un tambor para la unidad recuperadora de calor. Esta etapa es clave para simular los procesos de combustión y transferencia de calor necesarios en el diseño.

El simulador AVEVA™ Process Simulation, debido a la ausencia de un modelo termodinámico específico para procesos de recuperación de azufre, requiere una configuración alternativa que permita simular detalladamente cada etapa del proceso térmico.

Dado que el simulador no cuenta con modelos predeterminados para una cámara de combustión ni para una unidad recuperadora de calor, se emplea un reactor de Gibbs como sustituto de la cámara de combustión. Este reactor opera bajo condiciones de presión constante, es decir, sin considerar caídas de presión, y se le especifica una temperatura de combustión equivalente a la de la cámara de combustión real (R-2).

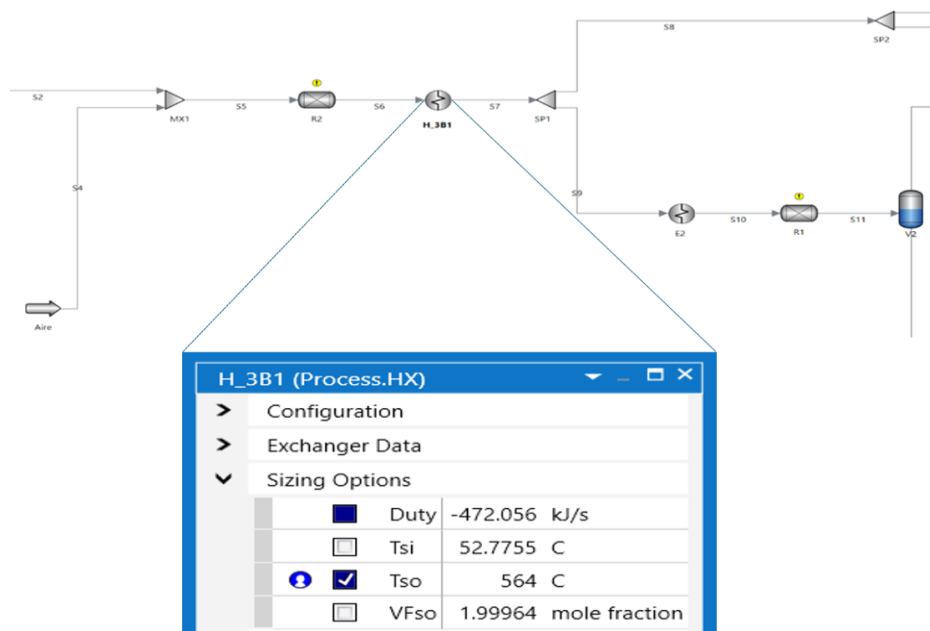


Figura 3.11 Etapa térmica en AVEVA™ Process Simulation
Fuente: *Elaboración propia*

Continuando con la etapa catalítica que se observa en la Figura 3.12, se utilizaron dos reactores Gibbs para simular el funcionamiento del primer reactor catalítico (R-3) y el segundo reactor catalítico (R-4). Estos reactores están dispuestos en serie, referido a que el flujo de salida del primer reactor alimenta directamente al condensador de azufre. A su vez, la corriente que sale del condensador se dirige al segundo reactor catalítico, y el gas ácido resultante de este segundo reactor vuelve a pasar por el condensador.

El condensador se modela mediante la combinación de un intercambiador de calor y un separador simple, replicando los procesos necesarios para la condensación y separación del azufre. Esto asegura que el modelo capture las dinámicas clave del sistema, como la transferencia de calor, el cambio de fase y la separación de las corrientes de gas y líquido.

En los separadores que representan al condensador en la simulación, no se añade ni se extrae energía, por lo que el sistema opera de manera completamente adiabática.

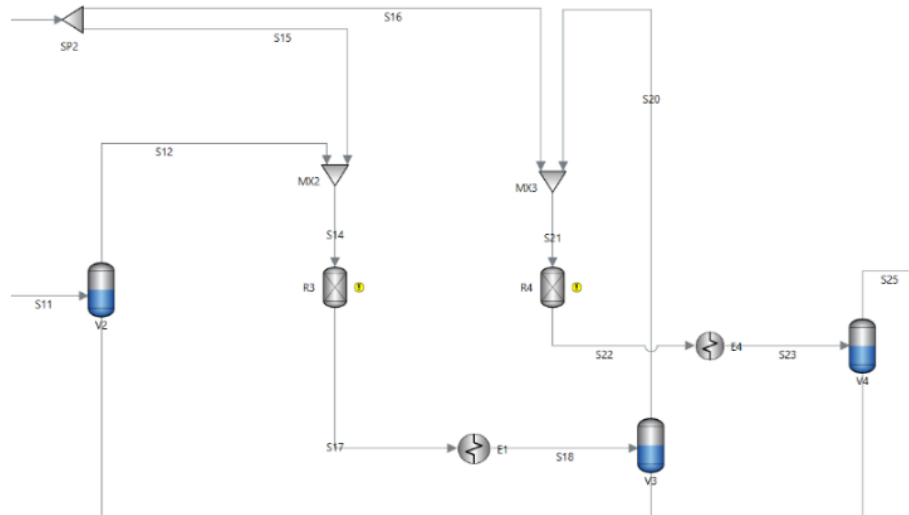


Figura 3.12 Etapa catalítica en AVEVA™ Process Simulation
Fuente: *Elaboración propia*

Para la etapa de tratamiento de los gases de chimenea que se muestra en la Figura 3.13, dado que el simulador no posee un incinerador como tal, se adecua un subsistema de tal manera que simule un incinerador, por lo que se utiliza un reactor Gibbs dado que en la parte del incinerador lo que se lleva a cabo es una combustión una mezcla de aire con gas combustible, antes de entrar al reactor Gibbs se agregan las condiciones de operación del gas provenientes del separador de gas de cola a una temperatura de 145°C y 130 kPa de presión, así como el gas combustible.

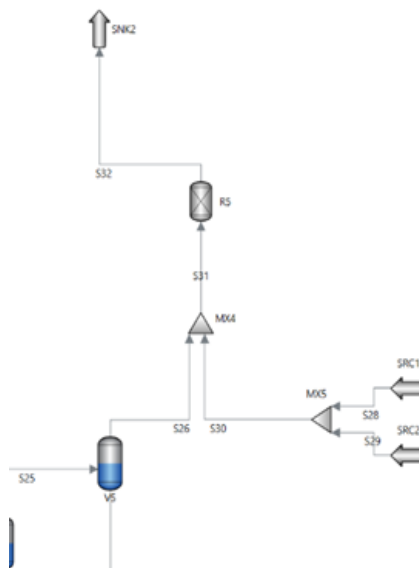


Figura 3.13 Tratamiento de gas de chimenea en AVEVA™ Process Simulation
Fuente: *Elaboración propia*

Para el almacenamiento de azufre que se aprecia en la Figura 3.14, se utilizó un tanque para simular el proceso de recolección de los condensados de azufre. Este diseño permite representar de manera eficiente la acumulación y manejo del azufre líquido que se genera en el proceso. Los condensados recolectados en este tanque se encuentran a una temperatura de 148.3°C, lo que garantiza que el azufre permanezca en estado líquido, facilitando su manejo y transporte dentro del sistema.

Este tanque no solo actúa como un recipiente para el almacenamiento temporal del azufre, sino que también permite mantener un control adecuado de las condiciones operativas, como la presión y la temperatura, para evitar solidificación o formación de impurezas.

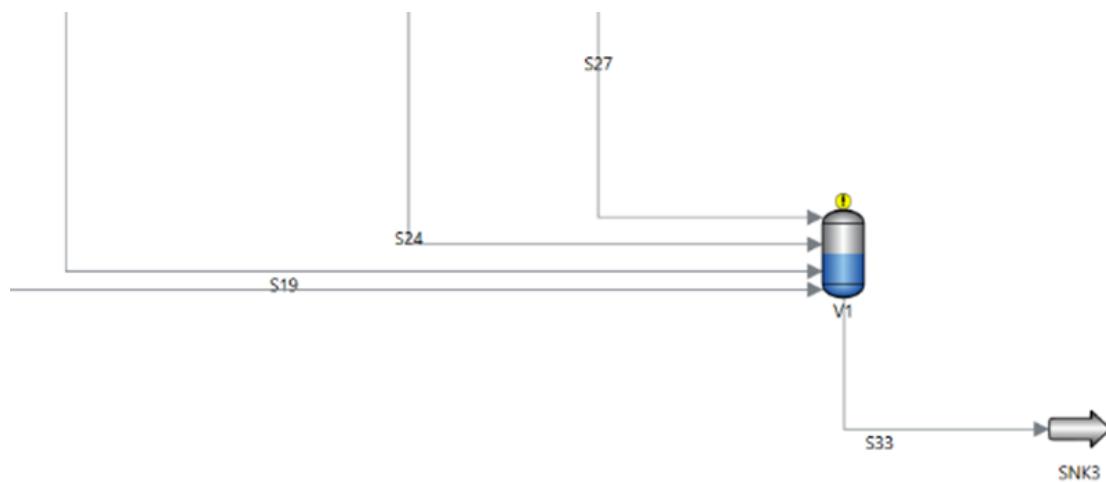


Figura 3.14 Almacenamiento de azufre en AVEVA™ Process Simulation

Fuente: *Elaboración propia*

3.4.2. Simulación de la planta recuperadora de azufre en Aspen HYSYS

La simulación de una planta recuperadora de azufre en Aspen HYSYS implica la creación de un modelo sulfur recovery, este modelo es una extensión específicamente para el modelado de plantas que implican la conversión de ácido sulfhídrico a azufre elemental, tomando en cuenta todas las reacciones que intervienen en la etapa térmica y la catalítica. A continuación, se muestra la simulación de la planta recuperadora de azufre en la Figura 3.15 en Aspen HYSYS.

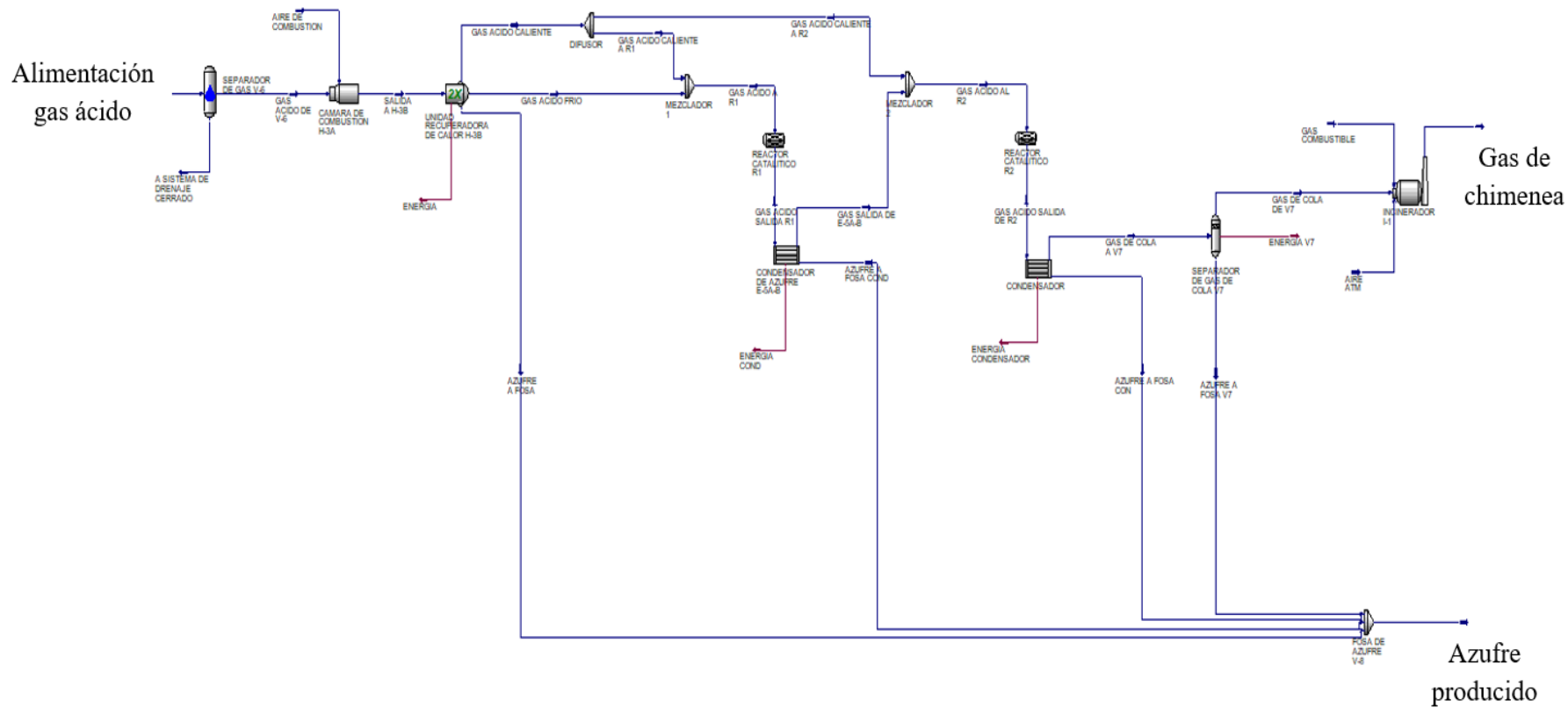


Figura 3.15 Simulación de la planta recuperadora de azufre en Aspen HYSYS
Fuente: *Elaboración propia*

Iniciando con el separador de gas ácido que se muestra en la Figura 3.16, se indican las corrientes de entrada seleccionando "materiales y corrientes", la corriente de entrada es de alimentación gas ácido con los componentes de metano CH_4 , dióxido de carbono CO_2 , ácido sulfhídrico H_2S y agua H_2O , así como las corrientes de salida gas ácido de V-6 y sistema de drenaje cerrado, tomando en consideración para el balance la corriente de "gas ácido de V-6" con una temperatura de 33°C y presión de 143 kPa.

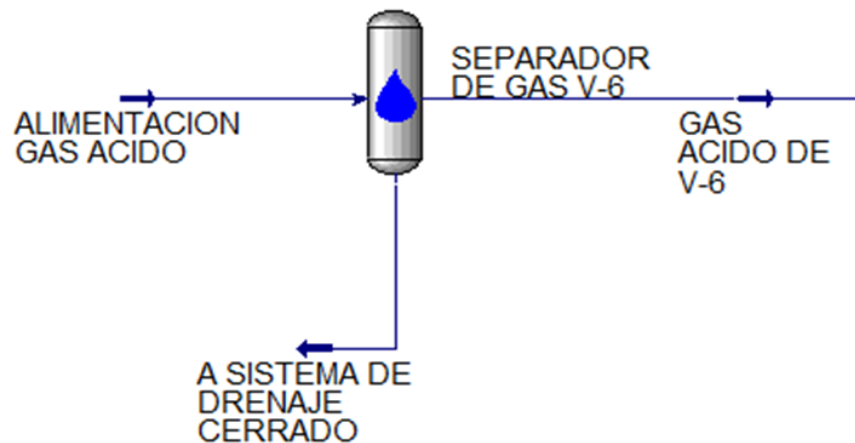


Figura 3.16 Separador de gas ácido en Aspen HYSYS

Fuente: *Elaboración propia*

La Figura 3.17 ilustra la sección térmica de la unidad recuperadora de calor que se define con un intercambiador de calor residual de doble paso, este permite que el fluido pase dos veces a través del intercambiador, lo cual mejora la transferencia de calor al aumentar el tiempo de contacto y la eficiencia térmica del equipo. En donde las corrientes de salida de gas ácido caliente tienen una temperatura de 564°C y 194.7°C para la corriente de gas ácido frío.

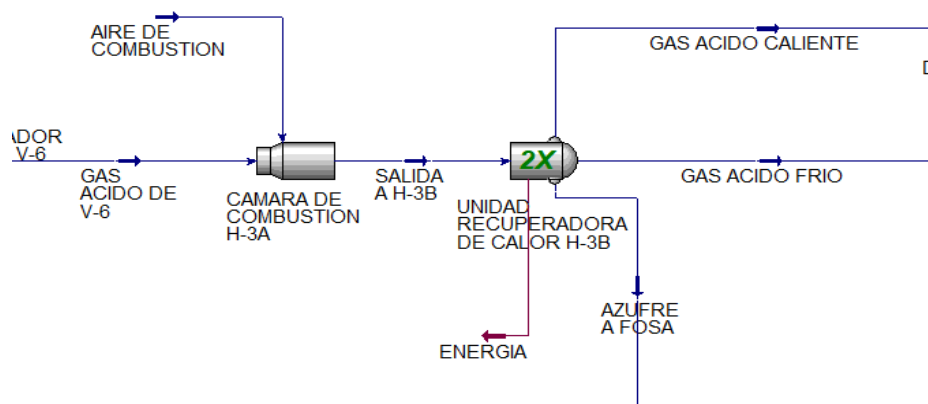


Figura 3.17 Etapa térmica en Aspen HYSYS

Fuente: *Elaboración propia*

La sección catalítica que se presenta en la Figura 3.18 es fundamental en la recuperación de azufre, ya que permite la conversión controlada del dióxido de azufre en azufre elemental, que es un producto valioso. Su eficiencia impacta directamente en la cantidad de azufre recuperado y en la reducción de emisiones de compuestos de azufre al ambiente. Para el caso se agregan dos reactores catalíticos de lecho fijo, el lecho de los reactores es alúmina y para la configuración de los reactores se indica alúmina como catalizador, la cual tiene estabilidad térmica.

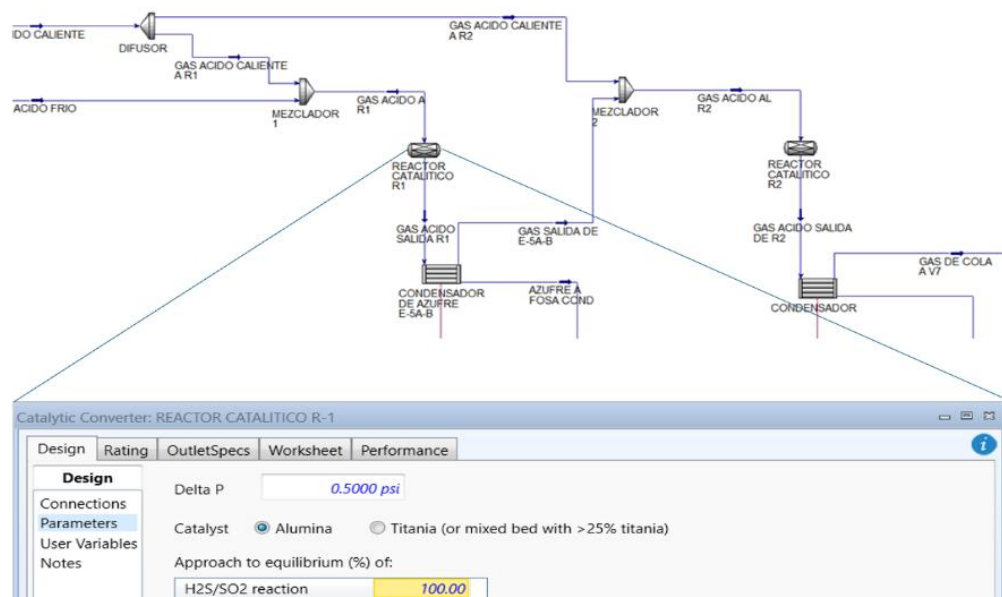


Figura 3.18 Etapa catalítica en Aspen HYSYS

Fuente: *Elaboración propia*

En la sección de tratamiento de gases de chimenea que se ilustra en la Figura 3.19, los principales equipos son el separador de gas de cola y el incinerador de gas, en la corriente de emisión atmosférica proveniente del incinerador de gas se debe considerar que se deben obtener menos de 10 ppm de ácido sulfhídrico ya que concentraciones mayores implica a la contribución de lluvia ácida, para la simulación en aspen HYSYS se obtiene una concentración de 3.7 ppm que indica que está dentro de los parámetros permisibles.

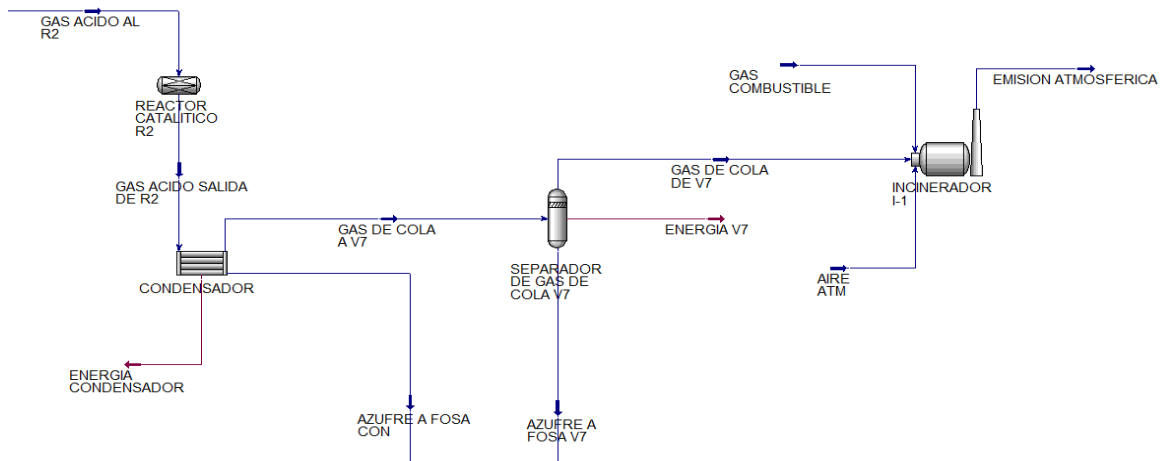


Figura 3.19 Tratamiento de gases de chimenea en Aspen HYSYS

Fuente: *Elaboración propia*

En la fosa de azufre que se observa en la Figura 3.20 se recolecta de cuatro corrientes; de la caldera recupera de calor en la etapa térmica, de los condensadores de azufre posteriores a la etapa catalítica y el separador de gas de cola.

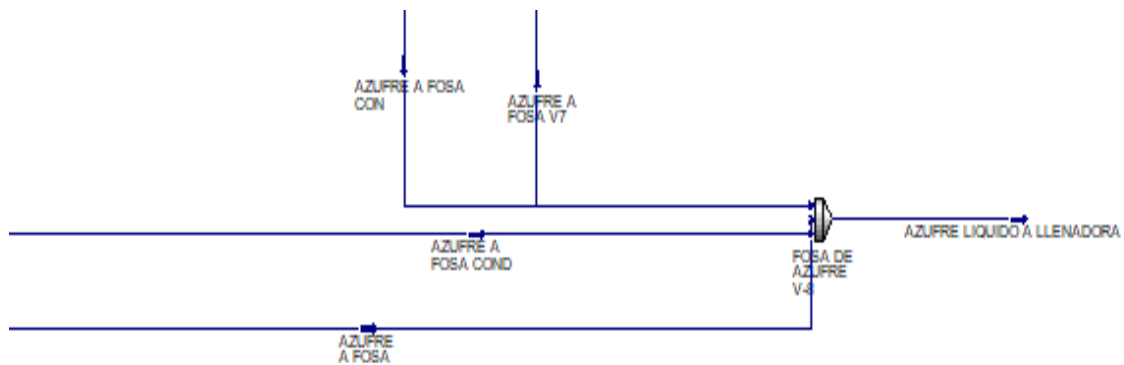


Figura 3.20 Almacenamiento de azufre en Aspen HYSYS

Fuente: *Elaboración propia*

3.5 Aprovechamiento energético de los gases de chimenea

La aplicación de un ciclo Rankine convencional como estrategia de aprovechamiento de energía de los gases de chimenea, permite reducir la cantidad de calor liberado directamente a la atmósfera, disminuyendo el impacto térmico local y el efecto de isla de calor en áreas cercanas, por ello se realizó una propuesta del aprovechamiento térmico de los gases de chimenea de la planta recuperadora 1 y 2 utilizando un ciclo Rankine, en la primera donde

se utiliza el flujo de gas de chimenea de la planta recuperadora de azufre 1 y la segunda donde se contemplan los gases de chimenea de la planta recuperadora de azufre 1 y 2, en donde en cada propuesta se utilizó un ciclo Rankine simple.

3.5.1 Propuesta de diseño para planta recuperadora de azufre 1

Los gases de chimenea de la planta recuperadora de azufre contienen calor residual significativo. Para la primera propuesta se considera los gases residuales de la planta recuperadora número 1 del complejo procesador de gas, al aplicar un ciclo Rankine convencional como se muestra en la Figura 3.21, este calor se puede convertir en trabajo mecánico, reduciendo el desperdicio de energía térmica, la energía mecánica obtenida de la turbina se convierte en electricidad mediante un generador eléctrico.

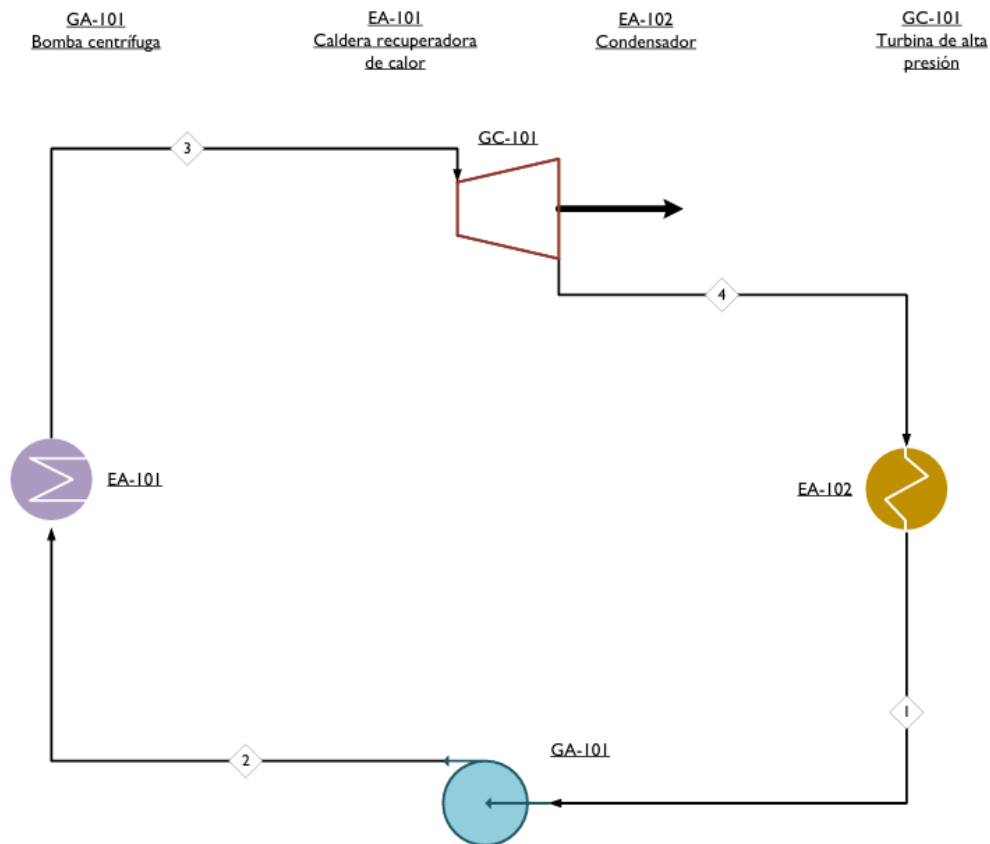


Figura 3.21 Diagrama del ciclo Rankine Simple
Fuente: *Elaboración propia*

El flujo de gas de chimenea de la planta recuperadora 1 es de 124.81 kmol/hr a una temperatura de 594°C como se muestra en la Tabla 3.3, lo cual permite hacer una propuesta de ciclo Rankine donde el fluido de trabajo es el agua, debido a que la temperatura lo permite

considerando que los gases de chimenea deben tener una temperatura mínima de 300 °C para que la generación de vapor sea efectiva en el ciclo. Esta temperatura asegura que exista suficiente energía térmica para calentar el agua hasta su punto de ebullición y generar vapor de calidad que pueda alimentar una turbina.

III. Tabla 3.3. Gas de chimenea de planta recuperadora de azufre I		
Parámetro	Flujo Molar	Fracción Molar
H ₂ O	28.4727	0.2281
N ₂	70.6023	0.5656
CO ₂	22.2616	0.1784
H ₂ S	0.0012	<10 ppm
Flujo total (kmol/hr)	124.81	
Temperatura (°C)	594	
Presión (kPa) (Kg cm ²)	101.0 (0)	

Fuente: *Elaboración propia*

3.5.1.1 Simulación del ciclo Rankine convencional en AVEVA™ Process Simulation

El ciclo Rankine convencional mostrado en la Figura 3.22, convierte el calor de los gases de chimenea en trabajo mediante una secuencia de procesos, primero la compresión que es realizada por la bomba donde el agua líquida se presuriza, posterior a ello existe un calentamiento llevado a cabo por la caldera, donde el agua a alta presión recibe calor transformándose en vapor.

Después pasa a la expansión que ocurre en la turbina, donde el vapor de alta presión y temperatura se expande, generando trabajo que puede convertirse en electricidad por medio de un generador, y por último el enfriamiento realizado por el condensador, donde el vapor de salida de la turbina se enfría y se condensa de nuevo a líquido a baja presión, permitiendo que el ciclo comience nuevamente.

Inicialmente para la simulación se toma como fluido de trabajo agua, ya que implica un cambio de fase líquido vapor y para las condiciones de entrada se toma condiciones estándar, con una temperatura de 25°C y 101.32 kPa, dado que en Aveva™ Process Simulation no cuenta con tablas de vapor por ello se utilizó el modelo ideal ya que es el más adecuado cuando se trabaja con agua.

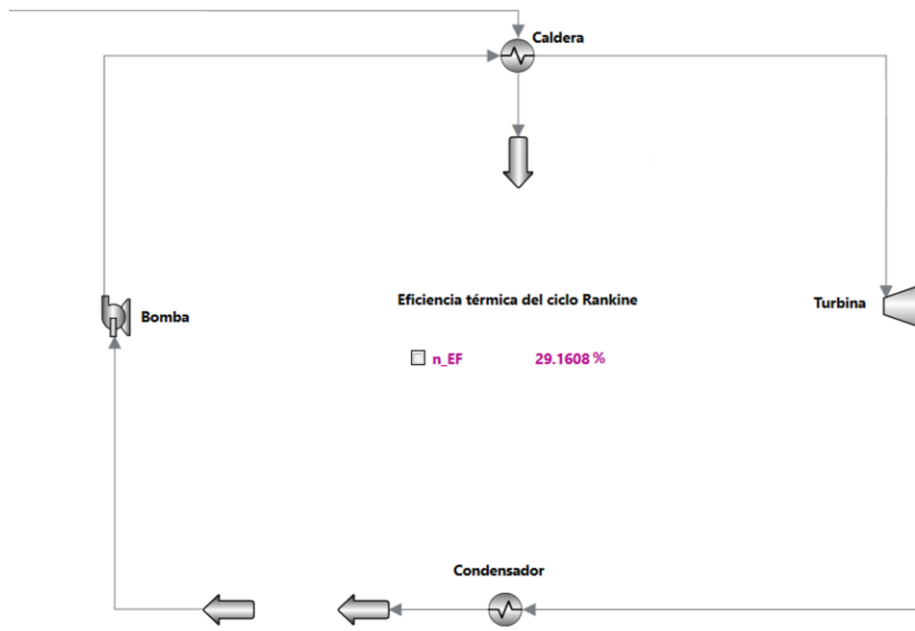


Figura 3.22 Ciclo Rankine convencional en Aveva™ Process Simulation

Fuente: *Elaboración propia*

En términos generales, la eficiencia térmica (η_{EF}) se define como la relación entre el trabajo neto obtenido del ciclo y la energía de entrada (generalmente el calor suministrado al ciclo) la cual se aprecia en la ecuación 3.1.

- Corriente_3H y Corriente_4H: representan las entalpías del fluido (vapor de agua) a la entrada y salida de la turbina, respectivamente.
- La diferencia (Corriente_3H–Corriente_4H) indica el trabajo producido por la turbina.
- Corriente_2H y Corriente_1H representan las entalpías del fluido a la entrada y salida de la bomba.
- La diferencia (Corriente_2H–Corriente_1H) representa el trabajo consumido por la bomba para elevar la presión del fluido.
- Denominador Corriente_3H–Corriente_2H representa la cantidad de energía térmica suministrada al fluido durante la fase de calentamiento del ciclo Rankine.

$$n_{EF} = \frac{(Entalpía_{Corriente_3} - Entalpía_{Corriente_4}) - (Entalpía_{Corriente_2} - Entalpía_{Corriente_1})}{Entalpía_{Corriente_3} - Entalpía_{Corriente_2}} \quad (\text{Ecu. 3.1})$$

Para el ciclo Rankine convencional simulado con una corriente de gas de chimenea de la planta recuperadora de azufre 1 se obtiene un 29.16% de eficiencia térmica, lo que indica que el 29.16% del calor que se suministra al ciclo (a partir de los gases calientes de la chimenea) se convierte en trabajo. El resto de la energía 70.84% se pierde, principalmente en forma de calor residual que se libera al entorno a través de los sistemas de enfriamiento, como los condensadores. Este tipo de pérdidas son comunes en los ciclos termodinámicos.

En la Tabla 3.4 se observan los balances de materia y energía, correspondientes al ciclo Rankine convencional. La bomba incrementa la presión del fluido desde 101.32 kPa hasta 10,000 kPa. La entalpía aumenta ligeramente debido al trabajo requerido para presurizar el fluido líquido. La salida de la turbina es una mezcla de vapor y líquido (calidad de vapor de aproximadamente 79.89%). La presión y temperatura del condensador vuelven a condiciones de condensación estándar 101.32 kPa, 25 °C.

IV. Tabla 3.4. Corrientes del ciclo Rankine convencional en Aveva™ Process Simulation

Variable	Unidades	Corriente			
		1	2	3	4
Presión	kPa	101.32	10,000	10,000	101.32
Temperatura	°C	24.85	27.425	319.645	100.01
Entalpía	kJ/kmol	-285,694	-285,515	-231,576	-247,484
Fracción molar líquido		1	1	0	0
Fracción molar vapor		0	0	1	0.7989

Fuente: *Elaboración propia*

3.5.1.2 Simulación del ciclo Rankine convencional en Aspen HYSYS

En Aspen HYSYS, se simuló el ciclo Rankine convencional como se muestra en la Figura 3.23 como una forma de validar los datos que se obtienen de Aveva™ Process Simulation, utilizando la misma metodología de construcción, se utilizó el modelo termodinámico de las tablas de vapor, ya que están diseñadas para procesos térmicos y de generación de vapor cuando el fluido de trabajo es el agua. En el ciclo se obtuvo una eficiencia de 28.11%.

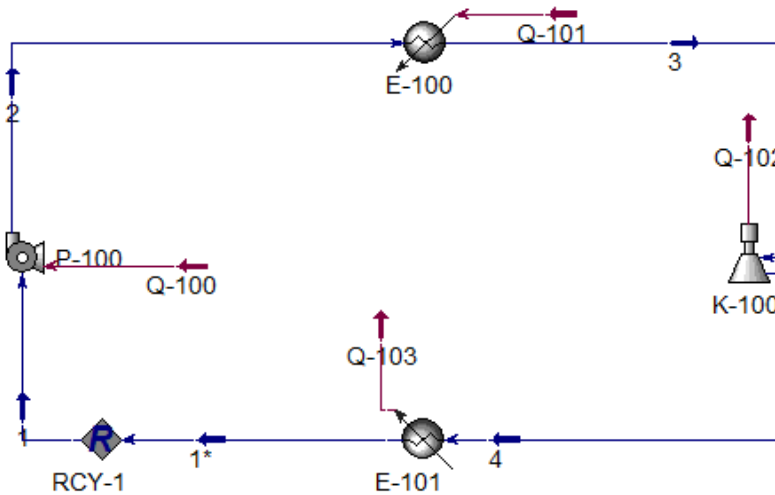


Figura 3.23 Ciclo Rankine convencional en Aspen HYSYS

Fuente: *Elaboración propia*

Los valores de los balances del ciclo Rankine convencional en Aspen HYSYS se muestran en la Tabla 3.5, en donde la corriente 4 el fluido es una mezcla de vapor y líquido en la salida de la turbina, con el 81.34% en fase vapor. La corriente 2 la salida de la bomba con un ligero incremento a 25°C debido a la compresión. En la corriente 4 la mezcla en la salida de la turbina tiene una temperatura de 100°C.

V. Tabla 3.5. Corrientes del ciclo Rankine convencional en Aspen HYSYS					
Variable	Unidades	1	2	3	4
Presión	kPa	101.3	1.000e+004	1.000e+004	101.3
Temperatura	°C	24.85	25.04	402.6	100
Entalpía	kJ/kmol	-285,827	-285,648	-231,761	-247,092
Fracción molar líquido		1	1	0	0
Fracción molar vapor		0	0	1	0.8134

Fuente: *Elaboración propia*

3.5.1.3 Optimización

El uso de la optimización se realizó en función del análisis de sensibilidad donde se determinaron las variables que tienen un impacto importante sobre el desempeño del ciclo, lo cual contribuyó a plantear las siguientes ecuaciones 3.2 y 3.3:

$$\text{Función objetivo: } \eta_{\text{térm}} = \frac{W_{\text{neto}}}{Q_{\text{entrada}}} \quad (3.2)$$

$$\text{Restricciones: } \begin{cases} \Delta T_{\min} \geq 10^{\circ}\text{C} \\ VF_3 = 1 \\ VF_4 \geq 0.9 \\ 20 \text{ MPa} \geq P_2 \geq 1 \text{ MPa} \end{cases} \quad (3.3)$$

La idea es maximizar la eficiencia térmica del ciclo, esto a partir de las siguientes restricciones derivadas del análisis de sensibilidad: la temperatura de entrada de los gases de chimenea y la entrada de la turbina no debe tener una diferencia menor a 10°C , esto para evitar un cruce de temperaturas; se requiere una calidad de vapor a la entrada de la turbina igual 1 para que la turbina tenga un buen desempeño; la salida de la turbina debe tener una calidad mayor a 90% de vapor; y finalmente, la presión en el sistema entre 1 MPa y 20 MPa es debido a que por medio de análisis realizados se pudo observar que entre esos rangos se tiene una aplicabilidad técnica.

3.5.1.4 Ciclo Rankine convencional optimizado en AVEVA™ Process Simulation

En la Figura 3.24 se muestra la eficiencia térmica del ciclo Rankine convencional optimizado del 33.39% en AVEVA™ Process Simulation

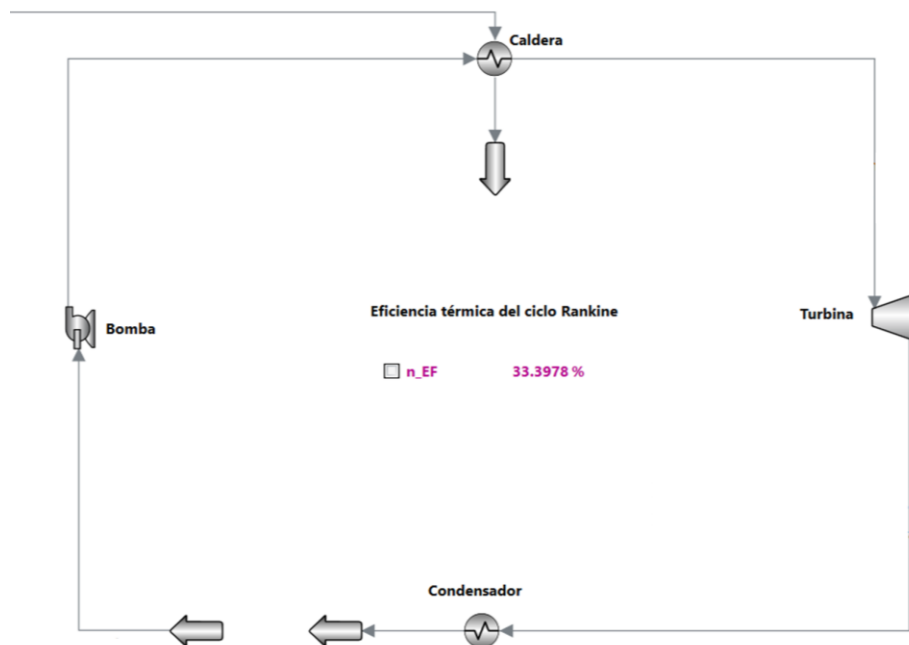


Figura 3.24 Ciclo Rankine convencional optimizado en AVEVA™ Process Simulation
Fuente: *Elaboración propia*

En la Tabla 3.6 visualizan los balances de materia y energía en donde la corriente 1 correspondiente a la entrada al ciclo se tiene una entalpía de -285,694 kJ/kmol, una energía específica baja que indica agua líquida en estado inicial, lo cual se verifica con la fracción molar líquido 1, confirmando que está completamente en fase líquida.

En la corriente 2 referida a la salida de la bomba la temperatura de 28.2°C, presenta un leve aumento debido a la compresión isentrópica o posibles irreversibilidades en la bomba.

En la salida de la caldera que se muestra como corriente 3 es vapor sobrecalentado y la presión es de 13,000 kPa, manteniéndose constante, ya que el fluido está en una etapa de calentamiento a presión constante, y una temperatura de 588.3 °C, lo que indica que el fluido ha alcanzado una condición de vapor saturado, así como la fracción molar vapor 1, lo que confirma que el vapor está completamente sobrecalentado.

VI Tabla 3.6. Optimización del ciclo Rankine convencional en Aveva™ Process Simulation

Variable	Unidades	Corriente			
		1	2	3	4
Presión	kPa	101.32	13,000	13,000	101.32
Temperatura	°C	24.8	28.2	588.3	100.0
Entalpía	kJ/kmol	-285,694	-285,460	-221,407	-243,033
Fracción molar líquido		1	1	0	0
Fracción molar vapor		0	0	1	0.9080

Fuente: *Elaboración propia*

3.5.1.5 Ciclo Rankine convencional optimizado en Aspen HYSYS

Al igual que en AVEVA™ Process Simulation, se realizó la simulación del ciclo Rankine convencional optimizado en Aspen Hysys como se observa en la Figura 3.25 con la finalidad de validar los datos y el esquema que se utilizó fue el mismo que Aveva.

El modelo termodinámico que se utilizó para la simulación en aspen HYSYS fue el modelo IAPWS-IF97 International Association for the Properties of Water and Steam (Asociación Internacional para las Propiedades del Agua y el Vapor) conocido como tablas de vapor, que es un conjunto estándar de ecuaciones para calcular las propiedades del agua y el vapor, ya que para el caso el fluido de trabajo es agua y se obtuvo 33.11% de eficiencia.

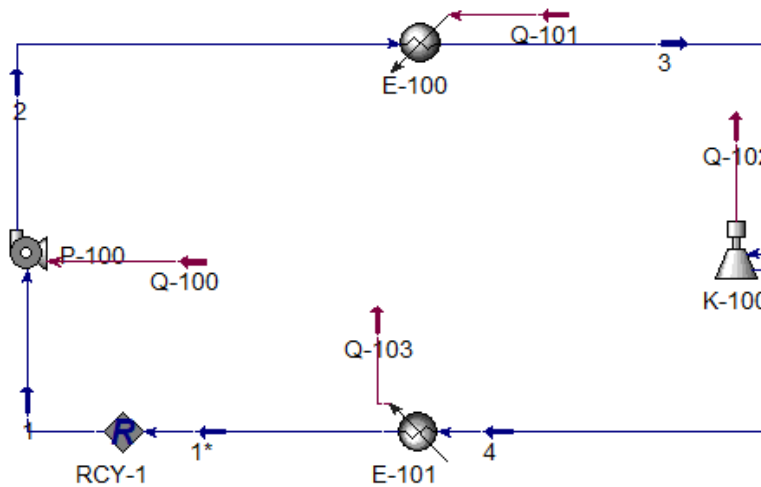


Figura 3.25 Ciclo Rankine convencional optimizado en Aspen HYSYS

Fuente: *Elaboración propia*

En la Tabla 3.7 se muestran los valores de los balances de materia y energía del ciclo, en el cual la bomba de la corriente 1 a la corriente 2 el fluido permanece líquido con un incremento de presión de 0.1013 MPa a 13000 kPa.

En la turbina de la corriente 3 a la corriente 4 la formación de vapor húmedo con una pequeña fracción líquida 8.3%. Se presenta una disminución significativa en el flujo de calor, de -2287 kW a -2509 kW, lo que representa el trabajo mecánico extraído.

VII. Tabla 3.7. Optimización del ciclo Rankine convencional en Aspen HYSYS

Variable	Unidades	1	2	3	4
Presión	kPa	101.3	13,000	13,000	0.1013
Temperatura	°C	24.8	25.1	631.9	100
Entalpía	kJ/kmol	-285,827	-285,594	-221,387	-242,884
Fracción molar líquido		1	1	0	0
Fracción molar vapor		0	0	1	0.9169

Fuente: *Elaboración propia*

3.5.2 Propuesta de diseño para planta recuperadora 1 y 2

Para la segunda propuesta del ciclo Rankine convencional se tomó en consideración la segunda planta recuperadora de azufre del complejo procesador de gas, para ello se tomaron en cuenta las condiciones de temperatura, presión, flujo y composición como se observa en la Tabla 3.8.

VIII. Tabla 3.8. Gas de chimenea de planta recuperadora de azufre 2		
Parámetro	Flujo Molar	Fracción Molar
H ₂ O	67.7866	0.2397
N ₂	152.9114	0.5408
CO ₂	57.8099	0.2045
H ₂ S	0.0025	0.0000
Flujo total (kmol/hr)	282.74	
Temperatura (°C)	609.7	
Presión (kPa)	101.0	

Fuente: *Elaboración propia*

3.5.2.1 Simulación del ciclo Rankine convencional con 2 corrientes en AVEVATM Process Simulation

Se realizó una simulación del ciclo Rankine convencional que se ilustra en la Figura 3.26 utilizando las emisiones de gases de chimenea de las dos plantas ilustradas en el recuadro rojo, pertenecientes a las respectivas plantas para aumentar la eficiencia térmica, siendo ahora del 31.49%.

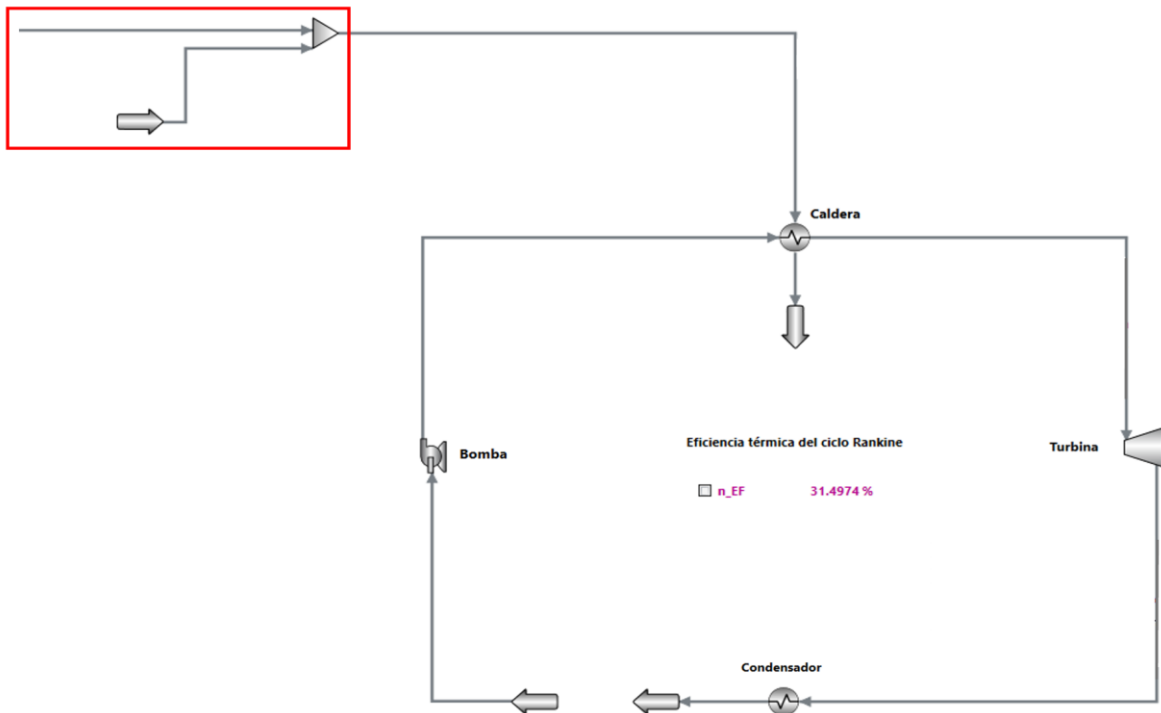


Figura 3.26 Ciclo Rankine convencional para planta recuperadora 1 y 2 en Aveva
Fuente: *Elaboración propia*

En la Tabla 3.9 se observan los datos correspondientes a las corrientes del ciclo con la entrada de dos corrientes de gases de chimenea, en el cual la corriente 1 se tiene fracción molar líquido: 1, indicando que está completamente en fase líquida.

En la corriente 2 que corresponde a la salida de la bomba se tiene una presión de 10,000 kPa, mostrando un incremento significativo de presión tras pasar por la bomba. La bomba eleva la presión del agua en fase líquida para preparar su entrada a la caldera.

En la corriente 3 que indica la salida de la caldera se muestra una presión de 10,000 kPa, la presión permanece constante, reflejando un proceso de calentamiento isobárico y en la corriente 4 referida a la salida de la turbina en donde se encuentra vapor húmedo se muestra la entalpía de -243,037 kJ/kmol, una disminución significativa respecto a la corriente 3 debido al trabajo extraído en la turbina.

IX. Tabla 3.9. Ciclo Rankine para 2 corrientes de gas de chimenea en Aveva™ Process Simulation

Variable	Unidades	Corriente			
		1	2	3	4
Presión	kPa	101.32	10,000	10,000	101.32
Temperatura	°C	24.8	27.4	541.4	100.0
Entalpía	kJ/kmol	-285,694	-285,515	-223,244	-243,037
Fracción molar líquido		1	1	0	0
Fracción molar vapor		0	0	1	0.9079

Fuente: *Elaboración propia*

3.5.2.2 Simulación del ciclo Rankine convencional con 2 corrientes en Aspen

HYSYS

Cuanto más gas de chimenea haya más energía se aprovecha para la generación de trabajo por medio del ciclo Rankine que se muestra en la Figura 3.27.

Al aprovechar eficientemente la energía de los gases de chimenea, no solo se reduce la contaminación térmica emitida a la atmósfera, sino que también se contribuye a mitigar el cambio climático. Al disminuir la cantidad de calor liberado, se reduce la carga térmica sobre el entorno, lo que puede ayudar a prevenir eventos climáticos extremos y a preservar la

calidad del aire. Esto puede contribuir a una operación más limpia y cumplir con regulaciones ambientales más estrictas, en el caso se obtuvo un 31.11 % de eficiencia.

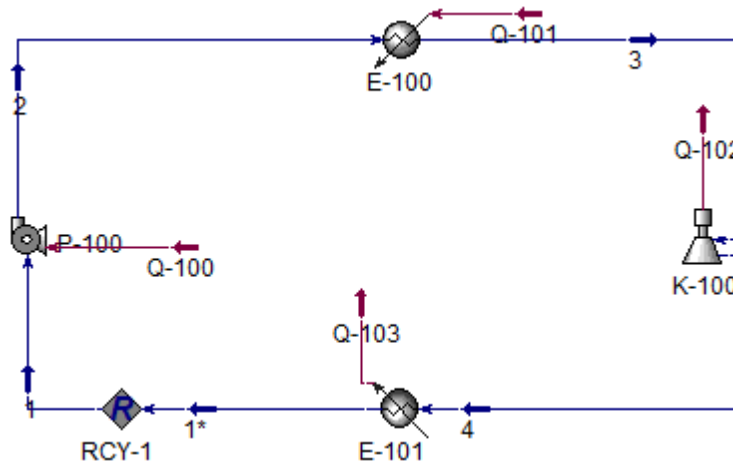


Figura 3.27 Ciclo Rankine convencional en Aspen Hysys para planta 1 y 2
Fuente: *Elaboración propia*

En la Tabla 3.10 se observa que la fracción de vapor en la corriente 1 es 0.00 debido a que el fluido está completamente en fase líquida. En la corriente 2 el flujo molar y másico no presenta cambios respecto a corriente 1, ya que no hay adición ni extracción de masa. Así como el flujo volumétrico también sin cambios, ya que el volumen específico del líquido apenas varía con la presión.

En la corriente 3 la fracción de vapor es 1 puesto que el fluido está completamente en fase de vapor y la temperatura de 579.0 °C, muestra que es estado de vapor sobrecalentado.

En la salida de la turbina en la corriente 4, la fracción de vapor es 0.9157 (91.57%), lo que indica una mezcla de vapor y líquido (vapor húmedo).

X. Tabla 3.10. Ciclo Rankine para 2 corrientes de gas de chimenea en Aspen HYSYS

Variable	Unidades	1	2	3	4
Presión	kPa	101.3	1.000e+004	1.000e+004	101.3
Temperatura	°C	24.8	25.8	579.0	100
Entalpía	kJ/kmol	-285,827	-285,589	-223,318	-242,933
Fracción molar líquido		1	1	0	0
Fracción molar vapor		0	0	1	0.9157

Fuente: *Elaboración propia*

3.5.2.3 Optimización

Aplicando la función objetivo en la ecuación 3.4 y las restricciones en la ecuación 3.5 de acuerdo con el análisis de sensibilidad, se plantea lo siguiente:

$$\text{Función objetivo: } \eta_{\text{tér}} = \frac{W_{\text{neto}}}{q_{\text{entrada}}} \quad (3.4)$$

$$\text{Restricciones: } \begin{cases} \Delta T_{\text{min}} \geq 10^{\circ}\text{C} \\ VF_3 = 1 \\ VF_4 \geq 0.9 \\ 20 \text{ MPa} \geq P_2 \geq 1 \text{ MPa} \end{cases} \quad (3.5)$$

El objetivo es maximizar la eficiencia térmica del ciclo Rankine convencional, respetando restricciones operativas clave que garantizan un desempeño técnico y seguro del sistema. Estas restricciones incluyen:

- Diferencia mínima de temperatura de 10°C entre los gases de chimenea y la entrada de la turbina para evitar cruces térmicos.
- Calidad del vapor igual a 1 (100% vapor seco) en la entrada de la turbina para un rendimiento óptimo y protección de los componentes.
- Calidad del vapor superior al 90% en la salida de la turbina para minimizar la erosión y mantener la eficiencia.
- Presión operativa entre 1 MPa y 20 MPa, identificada como técnicamente viable y eficiente.

Para maximizar la eficiencia, se optimizan las condiciones de presión y temperatura en el generador de vapor, se ajustan los componentes (turbina, condensador e intercambiador) y se realiza un análisis de sensibilidad para determinar los parámetros ideales que respeten estas restricciones y aumenten el rendimiento térmico del ciclo.

3.5.2.4 Ciclo Rankine 2 corrientes de gas de chimenea optimizado en AVEVA™

Process Simulation

La optimización de un ciclo Rankine con dos corrientes de gas de chimenea en Aveva™ Process Simulation implica ajustar varios parámetros y condiciones operativas para maximizar la eficiencia y la producción de energía, obteniendo así una eficiencia del 32.87% como se ilustra en la Figura 3.28.

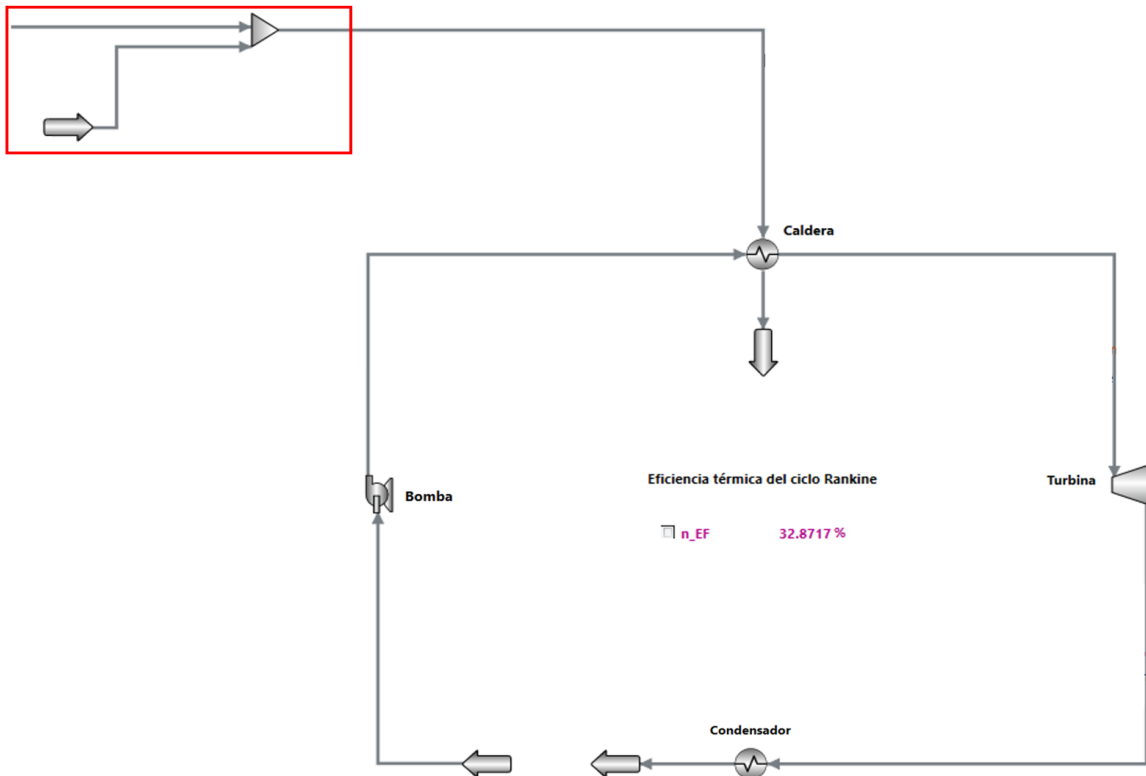


Figura 3.28 Ciclo Rankine optimizado para planta recuperadora 1 y 2 en Aveva
Fuente: *Elaboración propia*

En el ciclo Rankine la bomba eleva la presión del líquido para preparar su entrada a la caldera, sin cambiar de fase y en la corriente 3 la temperatura es de 604.7°C, indicando vapor sobrecalentado de alta energía.

De acuerdo a la Tabla 3.11 la corriente 4 tiene una presión de 101.32 kPa, mostrando una reducción significativa de presión tras la expansión y una temperatura de 100.018 K, cercano al punto de saturación del agua a esta presión. En la fracción molar el vapor representa el 92.75% de la mezcla, mientras que el resto es líquido condensado.

Después de realizar trabajo en la turbina, el vapor se convierte en una mezcla húmeda, con una pequeña fracción líquida del 7.25%.

XI. Tabla 3.11 Ciclo Rankine para 2 corrientes de gas de chimenea en Aveva™ Process Simulation optimizado					
Variable	Unidades	Corriente			
		1	2	3	4
Presión	kPa	101.32	11,000	11,000	101.32
Temperatura	°C	24.8	27.6	604.7	100.0
Entalpía	kJ/kmol	-285,694	-285,497	-220,758	-242,236
Fracción molar líquido		1	1	0	0
Fracción molar vapor		0	0	1	0.9275

Fuente: *Elaboración propia*

3.5.2.5 Ciclo Rankine 2 corrientes de gas de chimenea optimizado en Aspen HYSYS

Un ciclo Rankine optimizado como se muestra en la Figura 3.29 puede maximizar la producción de energía eléctrica o mecánica para una planta dada, lo que puede aumentar la capacidad de generación y mejorar la rentabilidad del proyecto, para este ciclo se obtuvo 32.59% de eficiencia.

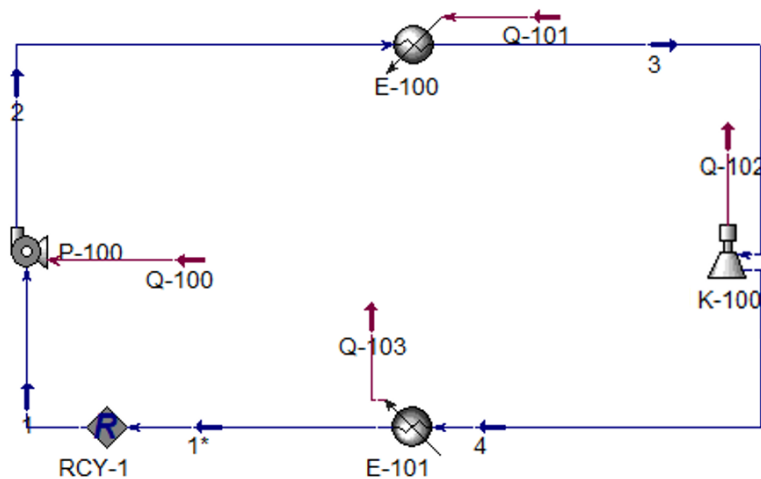


Figura 3.29 Ciclo Rankine optimizado para planta recuperadora 1 y 2 en Aspen

Fuente: *Elaboración propia*

En la Tabla 3.12 se muestran los valores correspondientes a las corrientes del ciclo Rankine, en donde en la corriente 2 se muestra la fracción de vapor 0.00 debido a que el fluido permanece completamente líquido, tiene una temperatura de 25.06 °C con un ligero

aumento debido al trabajo de compresión y la presión de 11000 kPa se observa incrementada significativamente al pasar por la bomba.

En la corriente 3 la fracción de vapor es 1, indicando que el fluido está completamente en fase de vapor, se muestra la temperatura de 636.8°C característico del vapor sobrecalentado de alta energía, así como una presión de 11000 kPa, constante durante el calentamiento isobárico.

En la corriente 4 la fracción de vapor es de 0.9340 (93.40%), lo que indica una mezcla de vapor y líquido (vapor húmedo), una temperatura de 99.97°C, cercano al punto de saturación del agua a presión atmosférica y el flujo de calor de -7390 kW, reflejando la energía restante después de que el vapor ha realizado trabajo mecánico.

XII. Tabla 3.12 Ciclo Rankine para 2 corrientes de gas de chimenea en Aspen HYSYS optimizado

Variable	Unidades	1	2	3	4
Presión	kPa	101.3	11,000	11,000	101.3
Temperatura	°C	24.8	25.0	636.8	100
Entalpía	kJ/kmol	-285,827	-285,630	-220,893	-242,188
Fracción molar líquido		1	1	0	0
Fracción molar vapor		0	0	1	0.9340

Fuente: *Elaboración propia*

Capítulo IV Resultados y discusión

En este apartado se presentan los resultados obtenidos a lo largo de la experimentación a través de simulaciones en estado estable con AVEVA™ Process Simulation y Aspen HYSYS en la planta recuperadora de azufre y el ciclo Rankine convencional propuesto.

4.1 Caso base

Las tablas que se muestran en este apartado corresponden a las corrientes de mayor relevancia para los fines de este proyecto.

La fórmula general 4.1 para calcular el porcentaje de error (% error) es:

$$\% \text{ error relativo} = \left| \frac{\text{Valor experimental} - \text{Valor verdadero}}{\text{Valor verdadero}} \right| \times 100 \quad (4.1)$$

Donde:

- Valor experimental: El valor obtenido a partir de una medición o cálculo.
- Valor verdadero: El valor teórico, exacto o conocido como correcto.
- El uso de $|\cdot|$ (valor absoluto) asegura que el resultado sea siempre positivo.

En la Tabla 4.1 se visualizan los porcentajes de error relativo porcentual de la simulación en Aveva™ Process Simulation en una comparativa con los datos de diseño de la planta recuperadora de azufre, en donde se reproducen las condiciones operativas del proceso.

XIII. Tabla 4.1. Datos de diseño de emisión atmosférica vs Aveva™ Process Simulation						
Parámetro	Diseño		Simulación Aveva™ Process Simulation		Porcentaje error	
	Flujo Molar	Frac. Molar	Flujo Molar	Frac. Molar	Flujo Molar	Frac. Molar
H ₂ O	28.4727	0.2281	28.3194	0.2270	0.48%	0.48%
N ₂	70.6023	0.5656	70.7023	0.5663	0.12%	0.12%
CO ₂	22.2616	0.1784	22.3211	0.1787	0.16%	0.16%
H ₂ S	0.0012	<10 ppm	0.0000	<10 ppm	0%	0%
Flujo total (kmol/hr)	124.81		124.62		0.15%	
Temperatura (°C)	593.9		593.9		0%	
Presión (kPa)	101.0		107.2		6.14%	

Fuente: *Elaboración propia*

En la Tabla 4.2 se muestran las composiciones de la corriente de emisión atmosférica en la simulación de Aspen HYSYS, en donde se aprecia que el flujo total presenta un porcentaje de error relativo de 3%, la temperatura de 1% y la presión de 6.5% los cuales indican que se encuentran dentro de los parámetros que opera la planta recuperadora de azufre, para la reproducción en la simulación. Los valores obtenidos en la composición se muestran en términos de diferencia y no en términos de errores relativos porcentuales, para el caso los compuestos no van a reaccionar, lo que se considera es el flujo másico y molar con base a sus propiedades fisicoquímicas como temperatura y presión.

XIV. Tabla 4.2 Datos de diseño de Emisión atmosférica vs Aspen HYSYS						
Parámetro	Diseño		Simulación Aspen HYSYS		Porcentaje error	
	Flujo Molar	Frac. Molar	Flujo Molar	Frac. Molar	Flujo Molar	Frac. Molar
H ₂ O	28.4727	0.2281	11.5838	0.0928	59.31%	59.31%
N ₂	70.6023	0.5656	86.6067	0.6747	19.28%	19.28%
CO ₂	22.2616	0.1784	8.1126	0.0650	63.56%	63.56%
H ₂ S	0.0012	<10 ppm	0.0000	<10 ppm	0%	0%
Flujo total (kmol/hr)	124.81		128.7		3.11%	
Temperatura (°C)	593.9		600		1.02%	
Presión (kPa)	101		107.6		6.53%	

Fuente: *Elaboración propia*

4.2 Análisis de sensibilidad y optimización

Para llevar a cabo la optimización se realizó un análisis de sensibilidad el cual se puede apreciar en el Anexo B, considerando distintas condiciones en el ciclo Rankine convencional construido, tal análisis nos permitió identificar las variables y condiciones relevantes que tienen un impacto directo en el desempeño del ciclo propuesto.

Para identificar las mejores condiciones operativas y su efecto sobre el sistema antes de realizar la optimización, se propuso como variables independientes el análisis del flujo másico del fluido de trabajo, la presión de salida de la bomba y la temperatura de salida de los gases de chimenea, como variables dependientes se realizó el análisis de la temperatura y calidad de entrada de la turbina, calidad del vapor a la salida de la turbina, el trabajo generado por el sistema y la eficiencia térmica del ciclo.

4.2.1 Ciclo Rankine convencional planta recuperadora de azufre 1

A continuación, se presenta un análisis de sensibilidad detallado de los resultados obtenidos en la simulación del ciclo Rankine con una corriente de gas de chimenea de una planta recuperadora de azufre.

En la Figura 4.1 se muestra el comportamiento del sistema en función de la variación del flujo de agua como fluido de trabajo, para esto se observa lo siguiente:

- a) Se muestra un comportamiento descendente de la temperatura de salida de la caldera y entrada a la turbina a medida que el flujo, lo que puede provocar un cruce de temperaturas. A partir de los 694 kg/h de flujo, la temperatura se mantiene constante 311 °C.
- b) Mayor cantidad de flujo provoca que se tenga presencia de líquidos. En este caso, se puede apreciar que, a partir de 690 kg/h, se tiene presencia de líquidos, lo cual es una condición indeseable.
- c) Mayor cantidad de flujo provoca un descenso en la potencia generada por el sistema, lo que provoca un descenso en la eficiencia del ciclo Rankine. La potencia disminuye de manera no lineal.
- d) La presencia de líquidos en la salida de la turbina se manifiesta de forma lineal ascendente, pues a mayor cantidad de flujo, hay menos presencia de vapor, lo cual no debe tener una calidad menor al 90%.
- e) Mientras el flujo aumenta, se tiene una disminución no lineal en la eficiencia térmica del sistema, haciendo que tenga cada vez un peor desempeño.

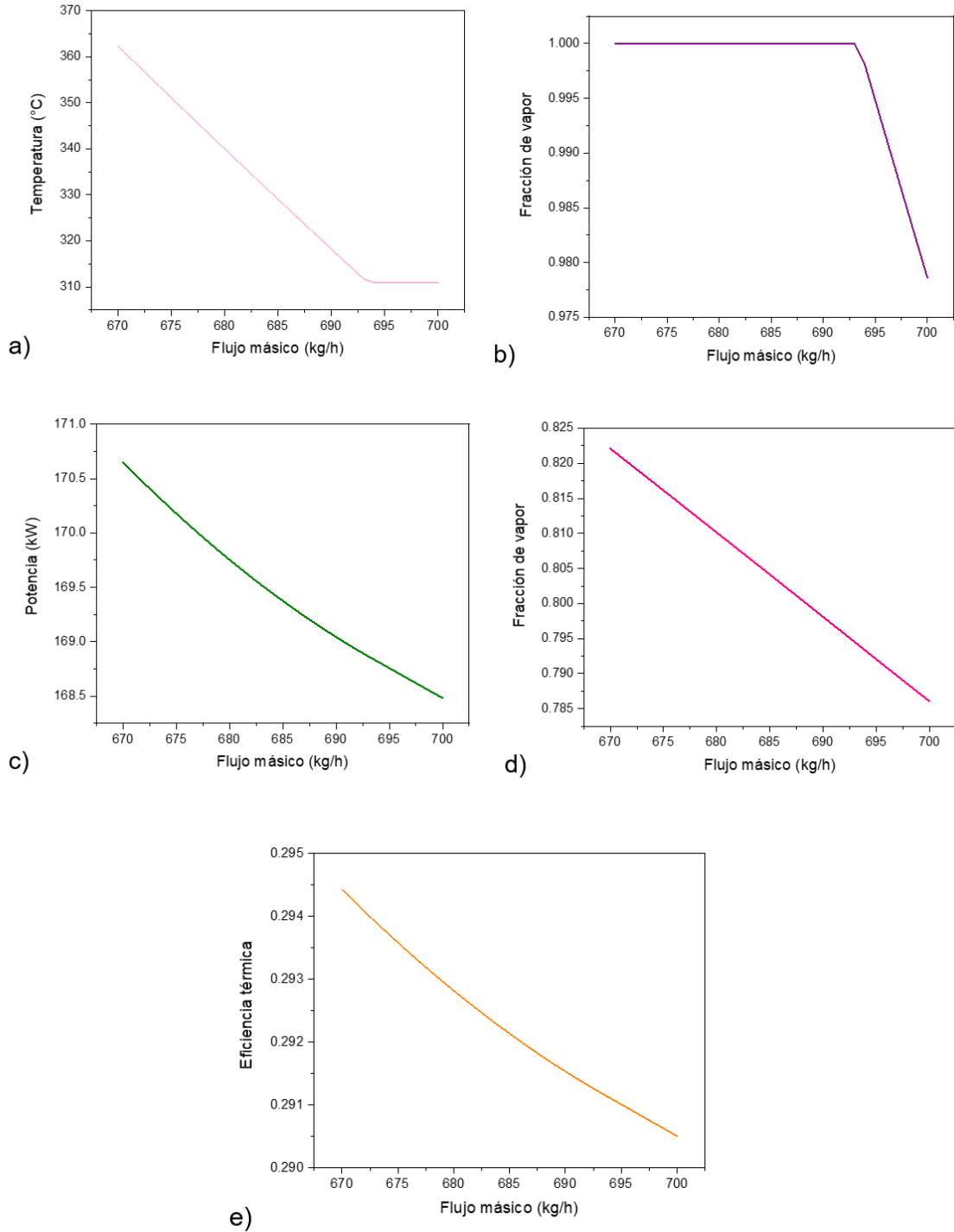
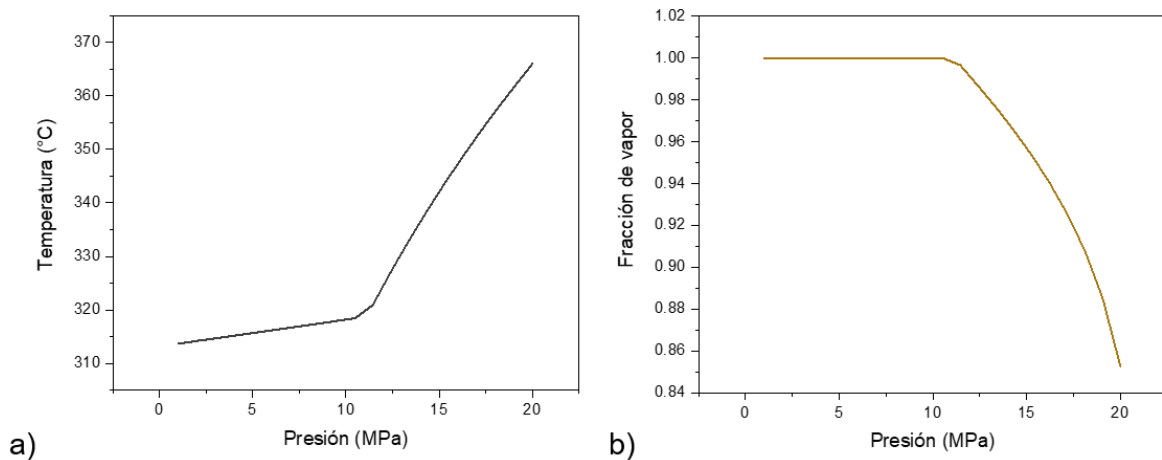


Figura 4.1 Comportamiento del sistema en función de la variación del flujo de agua como fluido de trabajo. a) Flujo a la entrada de turbina vs. temperatura a la salida de caldera, b) Flujo a la entrada de turbina vs. fracción de vapor a la entrada a la turbina, c) Flujo a la entrada de turbina vs. potencia generada por la turbina, d) Flujo a la entrada de turbina vs. fracción de vapor a la salida de la turbina, e) Flujo a la entrada de turbina vs. eficiencia térmica del sistema

Fuente: *Elaboración propia*

En la Figura 4.2 se muestran las variables del sistema con respecto de la presión a la entrada de la caldera.

- a) A mayor presión en la entrada a la caldera, la temperatura de entrada a la turbina aumenta, lo que es favorable; sin embargo, no es recomendable que aumente más de 10 MPa para que no exista un cruce de temperaturas. Se puede notar un crecimiento mínimo pero constante de temperatura hasta los 10 MPa, y a partir de allí, el aumento de temperatura es más pronunciado.
- b) La fracción de vapor de la entrada a la turbina se mantiene constante hasta los 10 MPa de presión en la entrada a la caldera; después de ese valor, disminuye de manera no lineal, lo cual no es conveniente porque hay presencia de líquido.
- c) Como se puede apreciar, es conveniente tener presiones altas en la entrada de la caldera porque la turbina genera mayor potencia, lo que beneficia a la eficiencia del ciclo.
- d) Se observa que el vapor a la salida de la turbina tiene una mayor proporción de líquido, aunque solo del 20%, cuando se trabaja a mayores presiones.
- e) Es conveniente el aumento de la presión en la entrada de la caldera, pues con ello aumenta la eficiencia del ciclo. Como se puede observar, la eficiencia crece aproximadamente un 18% con el aumento constante de la presión.



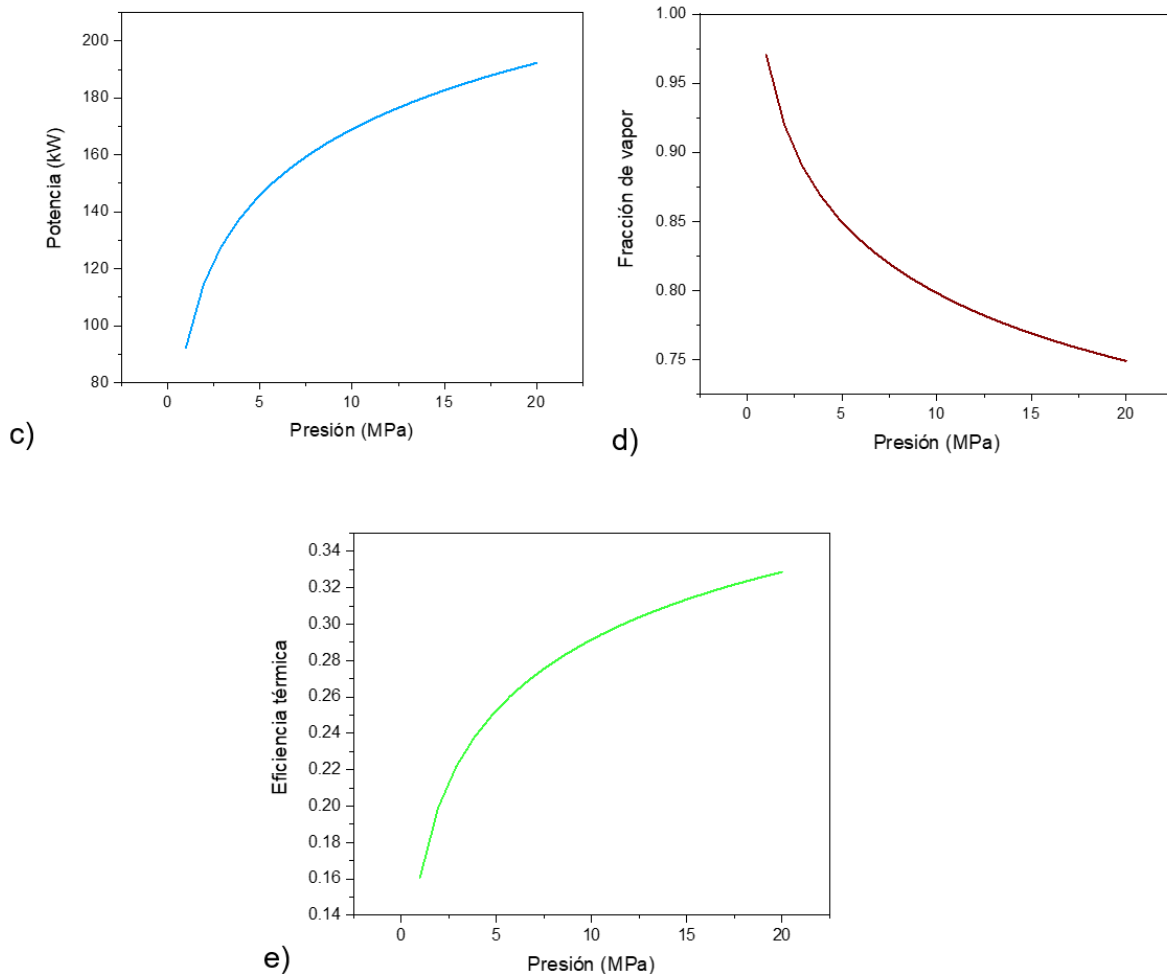


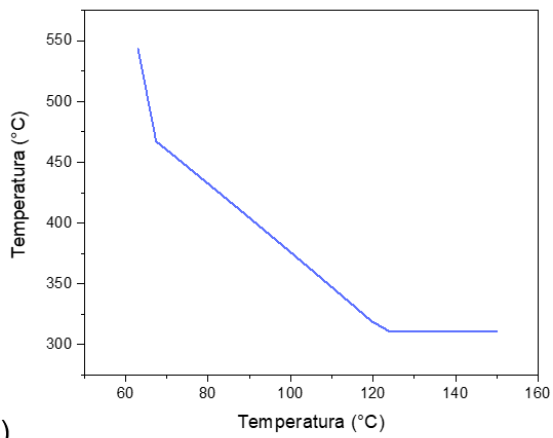
Figura 4.2 Comportamiento del sistema en función de la variación de la presión en la entrada de la caldera. a) Presión en la entrada de la caldera vs. temperatura de entrada a la turbina, b) Presión en la entrada de la caldera vs. fracción de vapor de la entrada a la turbina, c) Presión en la entrada de la caldera vs. potencia generada por la turbina, d) Presión en la entrada de la caldera vs. fracción de vapor a la salida de la turbina, e) Presión en la entrada de la caldera vs. eficiencia térmica del ciclo

Fuente: *Elaboración propia*

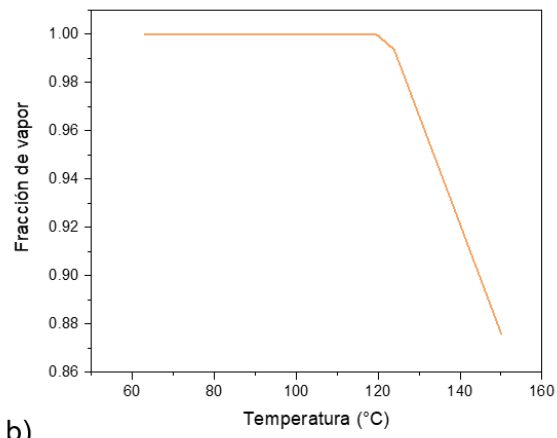
En la Figura 4.3 se muestran las variables del sistema con respecto a la temperatura de salida de los gases de chimenea.

- a) A mayor temperatura de salida de los gases de chimenea, disminuye linealmente la temperatura de entrada a la turbina, lo que puede provocar un cruce de temperaturas. A partir de los 124 °C de temperatura de los gases de chimenea, la temperatura de entrada a la turbina se mantiene constante 311 °C.

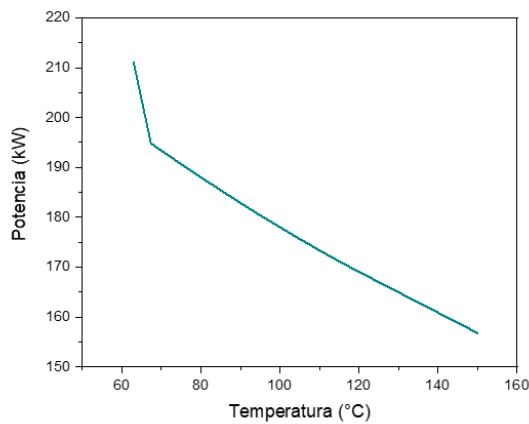
- b) La fracción de vapor se mantiene en 1 hasta los 120 °C de temperatura de los gases de chimenea; una temperatura mayor provoca presencia de líquido en la entrada a la turbina.
- c) Si la temperatura de los gases de chimenea aumenta, disminuye de manera lineal la potencia de la turbina, lo que resulta en una disminución de la eficiencia del ciclo. En este caso, la disminución fue de aproximadamente 50 kW de potencia.
- d) Existe presencia de líquidos en la salida de la turbina a mayor temperatura en los gases de chimenea. El descenso de porcentaje de fracción de vapor es lineal pero mínimo 16%.
- e) A partir de una temperatura de 67°C de los gases de chimenea, se presenta una disminución no lineal en la eficiencia del ciclo.



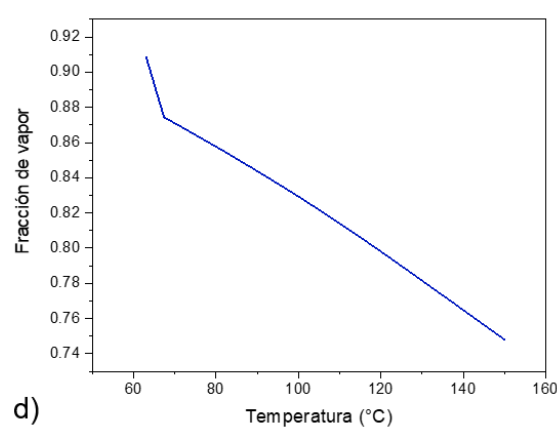
a)



b)



c)



d)

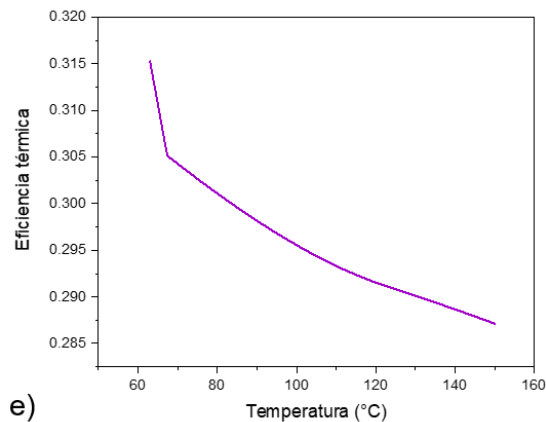


Figura 4.3 Comportamiento del sistema en función de la variación de la temperatura de salida de los gases de chimenea. a) Temperatura de salida de los gases de chimenea vs. temperatura de entrada a la turbina, b) Temperatura de salida de los gases de chimenea vs. fracción de vapor de la entrada a la turbina, c) Temperatura de salida de los gases de chimenea vs. potencia generada por la turbina, d) Temperatura de salida de los gases de chimenea vs. fracción de vapor a la salida de la turbina, e) Temperatura de salida de los gases de chimenea vs. eficiencia térmica del ciclo

Fuente: *Elaboración propia*

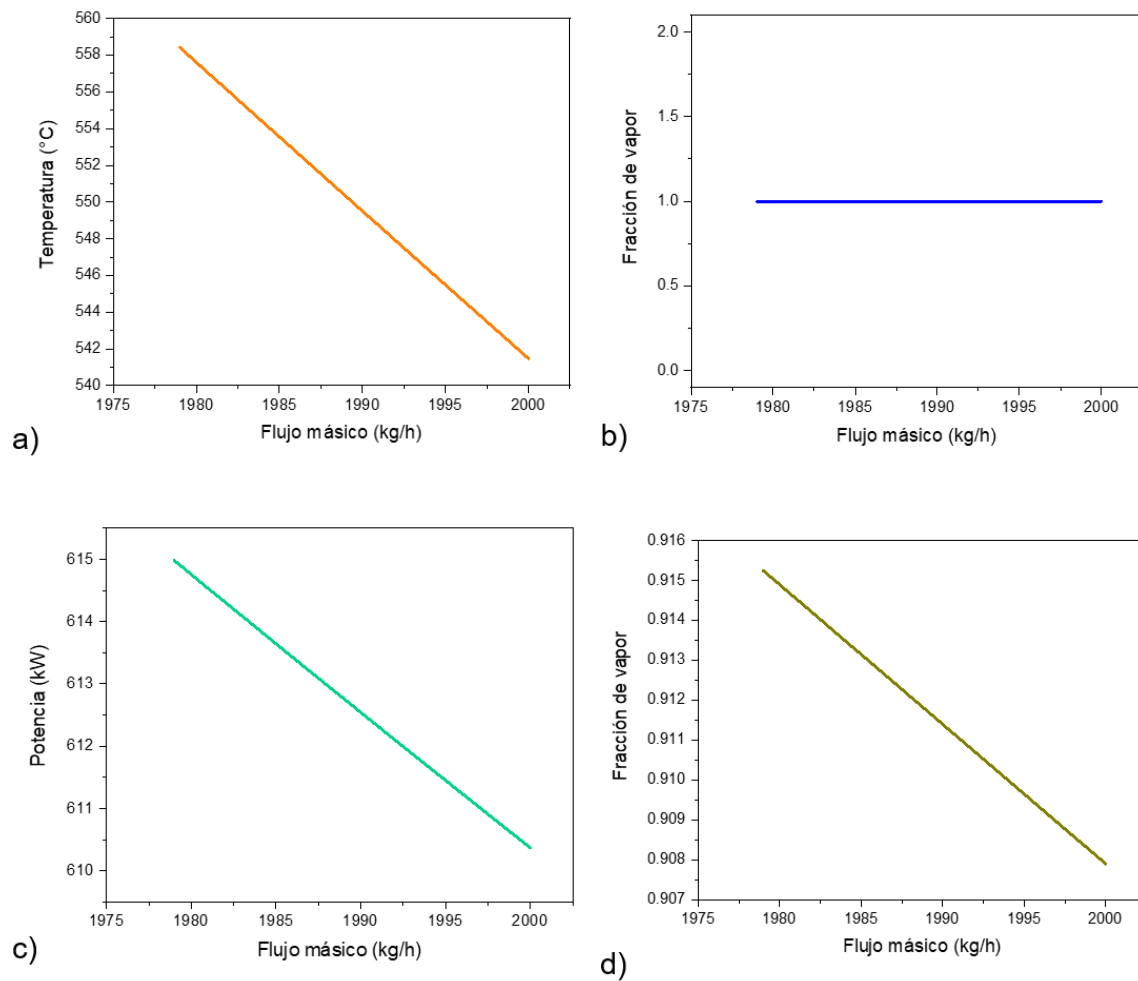
4.2.2 Ciclo Rankine convencional planta recuperadora de azufre 1 y 2

El análisis de sensibilidad para el ciclo Rankine con dos corrientes de gas de chimenea permitió identificar las condiciones óptimas de operación del sistema y comprender mejor los mecanismos que gobiernan su funcionamiento.

En la Figura 4.4 se muestra el comportamiento del sistema con respecto a las variables propuestas:

- a) Se puede apreciar que disminuye de manera lineal y constante la cantidad de temperatura en la salida de la caldera al aumentar el flujo. Como se ha dicho anteriormente, esto puede provocar un cruce de temperaturas.
- b) Se mantiene constante y con valor de 1 la fracción de vapor a la entrada de la turbina con un aumento del flujo, lo que indica que no hay presencia de líquidos. Idealmente, este es el comportamiento esperado.
- c) A mayor cantidad de flujo, disminuye de manera constante la cantidad de potencia generada por la turbina, que a su vez reduce la eficiencia del ciclo. Cabe mencionar que el descenso solo fue de 0.05 kW de potencia, lo que no es muy considerable.

- d) Para el caso de la salida de la turbina, se presentan líquidos debido a la disminución de la cantidad de vapor al aumentar el flujo. Este aumento de líquidos es lineal y constante.
- e) Hay pérdida constante de eficiencia del ciclo al aumentar el flujo, por lo que no es recomendable dicho aumento. En este caso, la disminución de eficiencia fue de tan solo 0.25%.



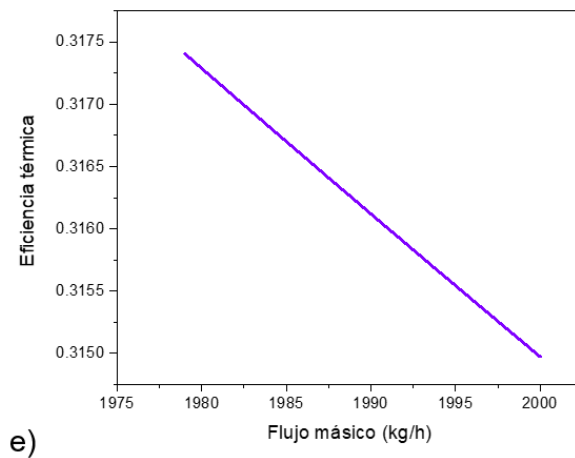


Figura 4.4 Comportamiento del sistema en función de la variación del flujo de agua como fluido de trabajo. a) Flujo a la entrada de turbina vs. temperatura a la salida de caldera, b) Flujo a la entrada de turbina vs. fracción de vapor a la entrada a la turbina, c) Flujo a la entrada de turbina vs. potencia generada por la turbina, d) Flujo a la entrada de turbina vs. fracción de vapor a la salida de la turbina, e) Flujo a la entrada de turbina vs. eficiencia térmica del sistema

Fuente: *Elaboración propia*

En la Figura 4.5 se muestran el comportamiento del sistema con respecto de la presión de la entrada de la caldera:

- a) A mayor presión en la entrada de la caldera, la temperatura en la entrada de la turbina aumenta linealmente, con lo cual no existe un cruce de temperaturas.
- b) La fracción de vapor en la entrada a la turbina se mantiene en 1 a medida que la presión en la entrada a la caldera aumenta, lo que indica que no hay presencia de líquidos.
- c) A medida que la presión es mayor, se tiene un aumento considerable en la potencia de la turbina, de más de 300 kW. Esto es recomendable para una mayor eficiencia del ciclo.
- d) A partir de los 2.9 MPa de presión, hay presencia en un 14% de líquidos en la salida de la turbina.
- e) Es conveniente aumentar la presión para una mayor eficiencia del ciclo, considerando que, si excede los 2.9 MPa, se reducirá la fracción de vapor en la salida de la turbina.

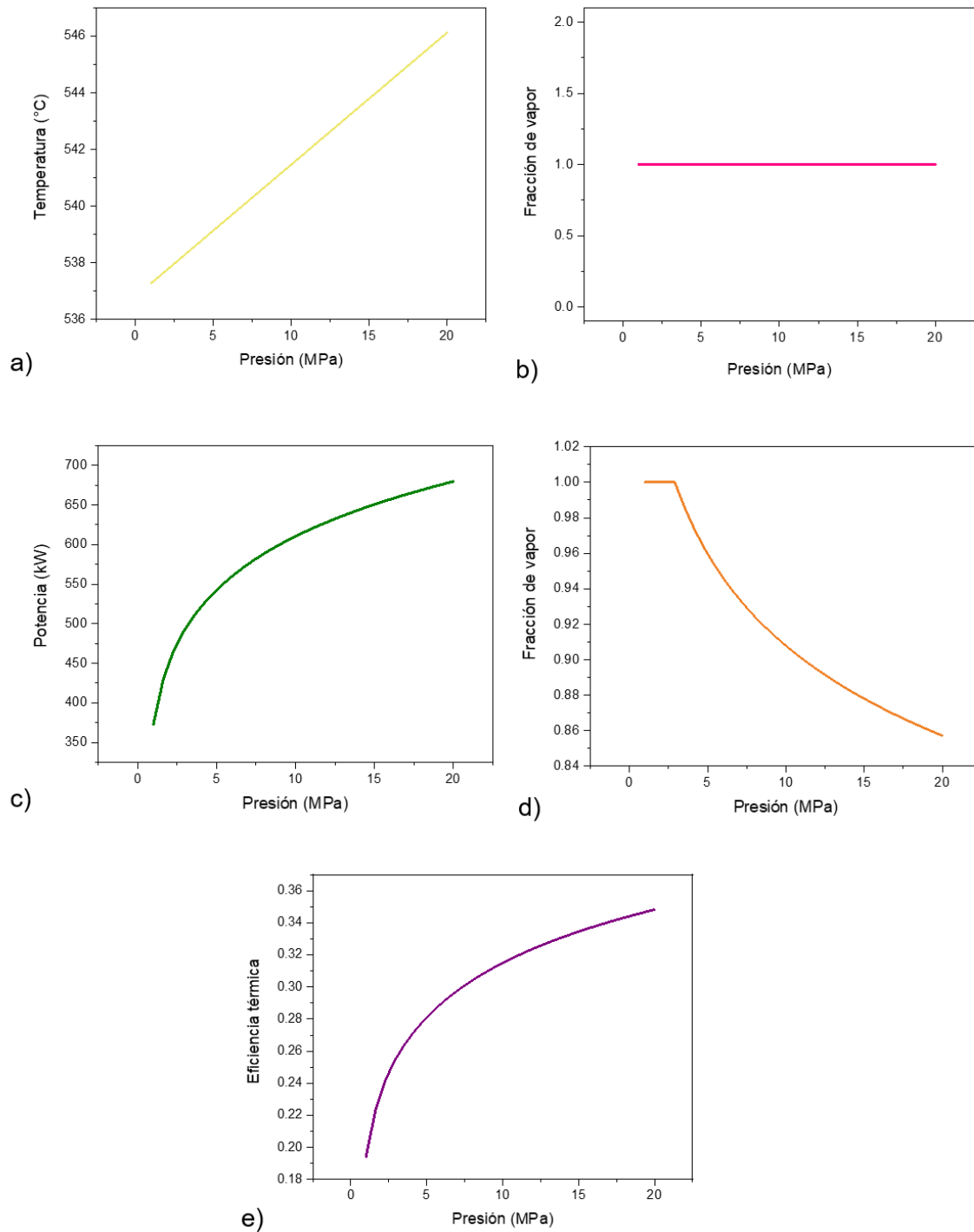
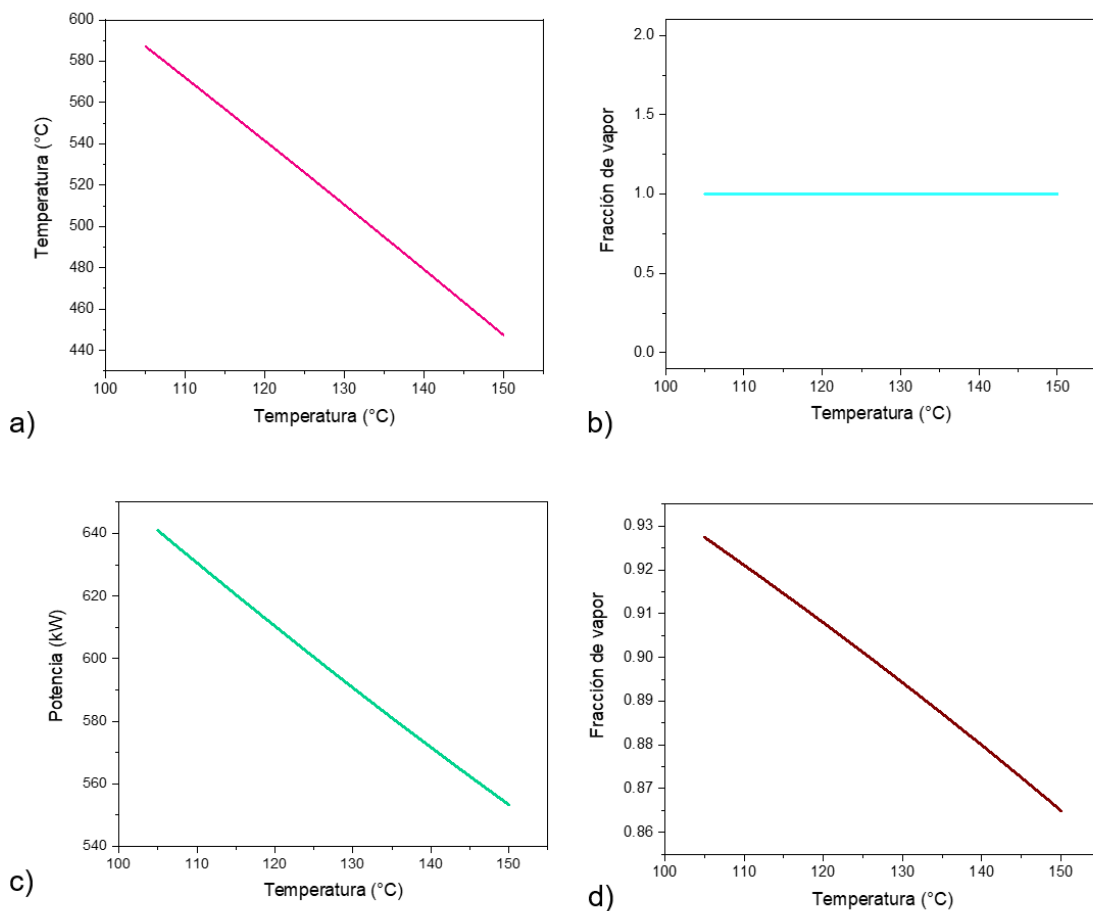


Figura 4.5 Comportamiento del sistema en función de la variación de la presión en la entrada de la caldera. a) Presión en la entrada de la caldera vs. temperatura de entrada a la turbina, b) Presión en la entrada de la caldera vs. fracción de vapor de la entrada a la turbina, c) Presión en la entrada de la caldera vs. potencia generada por la turbina, d) Presión en la entrada de la caldera vs. fracción de vapor a la salida de la turbina, e) Presión en la entrada de la caldera vs. eficiencia térmica del ciclo

Fuente: *Elaboración propia*

En la Figura 4.6 se observan las variables del sistema con respecto a la temperatura de salida de los gases de chimenea:

- A mayor temperatura de los gases de chimenea, la temperatura en la entrada a la turbina disminuye linealmente aproximadamente 150 °C, lo que indica un posible cruce de dichas temperaturas.
- La fracción de vapor se mantiene constante, es decir, cualquier cambio que se haga en la temperatura no repercute a la entrada de la turbina, puesto que no habrá presencia de líquidos.
- No es recomendable un aumento en la temperatura de los gases de chimenea puesto que la potencia de la turbina disminuye pronunciadamente casi en 100 kW.
- Si bien ya había presencia de líquidos en la salida de la turbina, se nota que, al aumentar la temperatura, dicha presencia aumenta linealmente al menos un 15%.
- La pérdida en la eficiencia del ciclo es de un 2% al aumentar la temperatura.



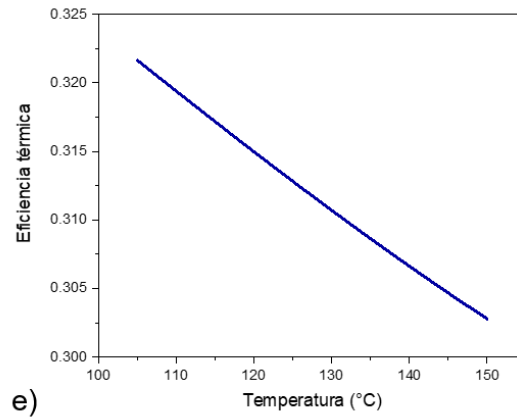


Figura 4.6 Comportamiento del sistema en función de la variación de la temperatura de salida de los gases de chimenea. a) Temperatura de salida de los gases de chimenea vs. temperatura de entrada a la turbina, b) Temperatura de salida de los gases de chimenea vs. fracción de vapor de la entrada a la turbina, c) Temperatura de salida de los gases de chimenea vs. potencia generada por la turbina, d) Temperatura de salida de los gases de chimenea vs. fracción de vapor a la salida de la turbina, e) Temperatura de salida de los gases de chimenea vs. eficiencia térmica del ciclo.

Fuente: *Elaboración propia*

En la Tabla 4.3 se muestra los resultados finales de la eficiencia y potencia generada por los ciclos propuestos de forma convencional y de forma optimizada analizados en Aveva™ Process Simulation, con lo cual se puede ver que con la primera propuesta solo se considera el flujo de gas de chimenea de la planta recuperadora de azufre 1, en esta se obtuvieron 169.04 kW de potencia y 29.15% de eficiencia térmica sin optimizar, y optimizado el ciclo la eficiencia aumenta a 33.45% con una potencia neta de 224.31 kW, destacando que para ello se tomaron en cuenta las irreversibilidades de la bomba y la turbina.

XV. Tabla 4.3 Eficiencia y potencia del ciclo Rankine en Aveva™ Process Simulation				
	Ciclo simple con 1 corriente	Ciclo simple con 1 corriente optimizado	Ciclo simple con 2 corrientes	Ciclo simple con 2 corrientes optimizado
Eficiencia (%)	29.15	33.45	31.49	32.87
Potencia (kW)	169.04	224.31	610.36	655.37

Fuente: *Elaboración propia*

La Tabla 4.4 presenta los resultados de eficiencia y potencia obtenidos de la simulación del ciclo Rankine, tanto en su forma convencional y optimizada, utilizando Aspen

HYSYS. Como en el caso anterior, los datos muestran que al involucrar más flujo se tiene mayor potencia generada y está acompañado por una mejora en la eficiencia. Además, la optimización aplicada permite alcanzar una mayor eficiencia en el ciclo en comparación con una sola corriente de gas de chimenea. Por otro lado, al considerar dos corrientes de gas de chimenea sin optimización, la eficiencia del ciclo se sitúa dentro del límite inferior del rango observado.

XVI. Tabla 4.4 Eficiencia y potencia del ciclo Rankine en Aspen HYSYS				
	Ciclo simple con 1 corriente	Ciclo simple con 1 corriente optimizado	Ciclo simple con 2 corrientes	Ciclo simple con 2 corrientes optimizado
Eficiencia (%)	28.11	33.11	31.11	32.59
Potencia (kW)	163.10	222.07	604.88	649.80

Fuente: *Elaboración propia*

Capítulo V. Conclusiones, recomendaciones y trabajos futuros

El presente capítulo resume los principales hallazgos derivados de la simulación realizada en AVEVA™ Process Simulation y Aspen HYSYS para evaluar el aprovechamiento energético de los gases de chimenea en una planta recuperadora de azufre, implementando un ciclo Rankine convencional y un ciclo Rankine convencional optimizado. A partir de estos resultados, se presentan las conclusiones clave que destacan los beneficios de la optimización en términos de eficiencia energética y potencia generada. Asimismo, se formulan recomendaciones prácticas y metodológicas para mejorar futuros estudios en este ámbito.

Por último, se proponen posibles líneas de investigación que amplíen el alcance del análisis y fomenten la implementación de tecnologías avanzadas para la recuperación y el aprovechamiento del calor residual en procesos industriales.

5.1 Conclusiones

Durante la elaboración de este proyecto se realizaron diversas simulaciones en AVEVA™ Process Simulation y Aspen Hysys, en la cual, a partir de datos de diseño de una planta recuperadora de azufre real, se realizó una propuesta para aprovechar la carga térmica de los gases de chimenea en un ciclo Rankine convencional, usando como fluido de trabajo el agua dado que la temperatura es bastante alta para aplicar un ciclo Rankine orgánico.

Se demostró mediante simulación que es viable teóricamente la propuesta del ciclo Rankine convencional para el aprovechamiento térmico de los gases de chimenea considerando la emisión de gases de una planta y dos plantas recuperadoras de azufre del complejo procesador de gas, en donde se obtuvieron eficiencias entre 28% y 31% respectivamente en la simulación de AVEVA™ Process Simulation y Aspen HYSYS.

Se obtuvo una mayor eficiencia térmica del ciclo Rankine convencional con una corriente de gas de chimenea y con dos corrientes de gas aplicando la optimización, aumentando así la eficiencia entre 32% y 33%.

Se observó mediante análisis de sensibilidad que las principales variables que tienen un efecto sobre el desempeño en el ciclo Rankine convencional son la salida de presión de la bomba, la temperatura de salida de los gases de chimenea, la temperatura de entrada de la

turbina, así como la cantidad de flujo de trabajo y la cantidad de gas de chimenea, ya que estas repercuten directamente en la generación de trabajo neto.

Se demostró que los resultados de error relativo porcentual son menores al 5% en los parámetros de flujo total, temperatura y presión en la simulación del caso base de la planta recuperadora de azufre en AVEVA™ Process Simulation y Aspen HYSYS con respecto a los datos de diseño de planta.

Se cumple la hipótesis planteada ya que mediante la simulación en AVEVA™ Process Simulation y Aspen HYSYS fue posible reproducir las condiciones operativas de diseño de la planta recuperadora de azufre, lo que permitió aplicar el ciclo Rankine convencional como estrategia para el aprovechamiento de energía térmica de los gases de chimenea de la planta, demostrando que se puede obtener una eficiencia térmica del 33% del ciclo Rankine convencional y una potencia neta en términos de trabajo neto producido de 655 kW con respecto a lo que genera la turbina y consume la bomba.

5.2 Recomendaciones y trabajos futuros

Con base en los resultados obtenidos en el presente proyecto, se plantean las siguientes recomendaciones para futuros trabajos:

- Implementar recalentamiento al ciclo Rankine propuesto en este proyecto para analizar la eficiencia térmica y el trabajo neto generado en comparación con el ciclo Rankine convencional.
- Realizar un análisis económico donde se consideren los costos operativos y de capital con lo cual se permita analizar la viabilidad económica de la propuesta actual.
- Evaluar la viabilidad técnica de un sistema de poligeneración a partir de los gases de chimenea de la planta recuperadora de azufre que permita la producción simultánea de electricidad, refrigeración e hidrógeno gris.

Bibliografía

- Abotaleb, A., Gladich, I., Alkhateeb, A., Mardini, N., Bicer, Y., & Sinopoli, A. (2022). Chemical and physical systems for sour gas removal: An overview from reaction mechanisms to industrial implications. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 106. Chemical and physical systems for sour gas removal: An overview from reaction mechanisms to industrial implications. <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1875510022003420>
- Adriana, B. M. (2019). *Sistema Integral de Información Administrativa de la UNAM*. Metodología para elaborar la simulación de una torre de destilación atmosférica y una torre de destilación al vacío para el procesado de crudo Maya dentro del simulador de procesos Aspen HYSYS v10.0. https://www.siiia.unam.mx/siiia-publico/v/include/modulo_productos/tesis.php?id=924521
- Afifa, K. A. (10 de June de 2024). Air pollution and climate change as grand challenges to sustainability. *Science of The Total Environment*, 928. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2024.172370>
- Ambiental, A. P. (2024). *Las principales fuentes de contaminación atmosférica y sus efectos*. https://www.ambientum.com/ambientum/contaminacion/las-principales-fuentes-de-contaminacion-atmosferica-y-sus-efectos.asp#google_vignette
- Ambiental, C. d. (24 de febrero de 2022). *3 Claves para entender la NOM 085*. <https://ccambiental.com/3-claves-para-entender-la-nom-085/>
- Ambiente, P. F. (13 de septiembre de 2016). *Gobierno de México*. Norma Oficial Mexicana NOM-148-SEMARNAT-2006. <https://www.gob.mx/profepa/documentos/norma-oficial-mexicana-nom-148-semarnat-2006>
- Andrew Lee, J. H. (29 de April de 2021). The IDAES process modeling framework and model library Flexibility for process simulation and optimization. *Journal of Advanced Manufacturing and Processing*, 3. <https://doi.org/10.1002/amp2.10095>
- Anwar, R. R., Nugroho, T. F., & Busse, & W. (2016). Study Analysis of Flue Gas Utilization as Alternative Power Generation in Cement Plant Using Organic Rankine Cycle System. *JURNAL TEKNIK ITS*, 5(2). Study Analysis of Flue Gas Utilization as Alternative Power Generation in Cement Plant Using Organic Rankine Cycle System - Neliti
- Arthur J. Kidnay, W. R. (2020). *Fundamentals of natural gas processing* (Third ed.). Boca Raton, Florida, USA: CRC PRESS.
- Association, G. P. (2004). *Engineering Data Book* (Twelfth ed., Vol. I & II). Tulsa Oklahoma.
- Averill, W. (2024). *Full Conversion Petroleum Refinery Operations Handbook for Operators*. Visual Performance Solutions.

- AVEVA. (5 de noviembre de 2021). *Industrial software solutions*. Simulate the Sustainable Plant of the Future with AVEVA Process Simulation. <https://industrial-software.com/community/news/simulate-the-sustainable-plant-of-the-future-with-aveva-process-simulation/>
- Banks, J. C. (2010). *Discrete-Event System Simulation* (5th ed. ed.). Pearson.
- Bejan A., T. G. (1996). *Thermal Design and Optimization*. Wiley.
- Berizzo, R. (2024). Cogeneración, generación de energía eléctrica de alta eficiencia. *Ingeniería Eléctrica*. <https://www.editores.com.ar/node/8205>
- Biegler, L. T. (2004). *Retrospective on Optimization* (Vol. 28).
- Carruthers, J. E., & Waddams, & A. (2024). *Britannica*. <https://www.britannica.com/science/natural-gas/Composition-and-properties-of-natural-gas>
- Cengel, Y. A. (2021). *Thermodynamics: An Engineering Approach*. McGraw-Hill Education.
- Certification, G. S. (23 de agosto de 2019). *NOM-022-SSA1-2019 Salud ambiental*. Global Standards. <https://www.globalstd.com/blog/nom-022-ssa1-2019-salud-ambiental/>
- Chae Y. T., K. J. (2011). *Cogeneration Systems for Sustainable Energy Development*.
- Chauvel, A. (2016). *Science direct*. (Elsevier, Ed.) Obtenido de The Claus Process: Fundamental Design Concepts. Natural Gas Processing. <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/B9780128051511000023>
- Cruz-Ortiz, B., Díaz-Jiménez, L., Cortés-Hernández, D., & Múzquiz-Ramos, E. (2017). CATALIZADORES DE TiO₂ UTILIZADOS EN PROCESOS CLAUS: CAUSAS DE DESACTIVACIÓN Y ACTIVIDAD CATALÍTICA. *Revista Mexicana de Ingeniería Química*, 16(1), 229-236. <https://www.redalyc.org/articulo.oa?id=62049878022>
- Desarrollo, C. (. (2021). El calor reciclado de las fábricas beneficia a las industrias y al medio ambiente. <https://cordis.europa.eu/article/id/435328-recycled-factory-heat-benefits-industries-and-the-environment/es>
- DOF, D. O. (2024). *NORMA Oficial Mexicana NOM-148-SEMARNAT-2006 Contaminación atmosférica*. Obtenido de Gob.mx. <https://www.dof.gob.mx/normasOficiales/2924/semarnat1/semarnat1.htm>
- Dominic C.Y. Foo, & R. (2017). Chapter 1 Introduction to Process Simulation. En N. C.-L.-Y.-L. Dominic Chwan Yee Foo (Ed.), *Chemical Engineering Process Simulation*. Elsevier. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-803782-9.00001-7>.
- Edgar, T. F. (2001). *Optimization of Chemical Processes* (2nd ed. ed.). McGraw-Hill.
- EIA. (2022). *U.S Energy Information Administration*. Natural Gas Explained. <https://www.eia.gov/energyexplained/natural-gas/>

- EIA. (2023). *U.S Energy Information Administration* .Natural Gas. https://www.eia.gov/dnav/ng/TblDefs/ng_enr_ngpl_tbldef2.asp
- Elliot, D., Kuo, J., & Nasir, & P. (2008). *Plant Processing of Natural Gas*. Univ of Texas at Austin Petroleum. https://petex.utexas.edu/images/book_previews/Plant-Processing-of-Natural-Gas_previewwtrmrk.pdf
- *Engineering data book* (Twelfth ed., Vol. I & II). (2004). Tulsa Oklahoma: Gas Processors Suppliers Association .
- Engineering, R. (15 de enero de 2024). *Process Simulation and Modeling Using Aspen HYSYS Software*. <https://www.rishabheng.com/blog/process-simulation-and-modeling-using-aspen-hysys-software/>
- Engineering, S. R. (2024). *Recovery Process Overview*. <https://www.sulfurrecovery.com/sulfur-recovery-process>
- Ferreira, J. (18 de julio de 2023). *Simulador de procesos: qué es y cómo ayuda a la industria química*. <https://www.sydle.com/es/blog/simulador-de-processos-64b6b8498f786f696ab50d40>
- Folch, J. R. (2013). *Conocimiento y expectativas en la cogeneración de energía eléctrica*. Escuela Técnica de Ingenieros Industriales Universidad Politécnica de Valencia, Departamento de Ingeniería Eléctrica. <https://riunet.upv.es/bitstream/handle/10251/31228/La%20cogeneraci%C3%B3n.pdf>
- G. Manente, S. M. (1 de octubre de 2019). Supercritical CO2 Power Cycles for Waste Heat Recovery: A Systematic Comparison. *ScienceDirect*, 197. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2019.111777>
- Galán, A. C. (2020). *Análisis de Ciclos de Rankine Orgánicos*. <https://biblus.us.es/bibing/proyectos/abreproy/92892/fichero/TFG-2892+CERRADA+GAL%C3%81N%2C+ALBERTO.pdf>
- Galindo, L. J. (2010). *Repositorio Institucional Universidad Politecnica de Valencia*. Ciclo Rankine con recalentamiento. <http://hdl.handle.net/10251/7638>
- Global Burners, I. G. (2024). *SRU Tail Gas Incinerators*. <https://www.gba.com/products/sru-tail-gas-incinerators/>
- GoldenComm. (25 de octubre de 2022). *The Claus and modified-Claus Reaction*. (I. Principal Technology, Ed.) SulfurWorx, Principal Technology, Inc. <https://www.sulfurworx.com/blog/the-claus-and-modified-claus-reaction/>
- H.K Abdel-Aal, M. A. (2003). *Petroleum and Gas Field Processing*. New York: Marcel Dekker, Inc.
- Haoyama. (20 de 09 de 2022). *Fujifilm*. Complete guide to natural gas sweetening. <https://gsmblog-us.fujifilm.com/blog/what-is-natural-gas-sweetening/>

- Hernández, G. M. (2016). *Repositorio Institucional de la UNAM*. Obtenido de Análisis de la interconversión entre curvas de destilación de crudo mediante columnas atmosféricas. https://repositorio.unam.mx/contenidos?c=3Ao5XR&d=true&q=:&i=2&v=1&t=search_0&as=0
- Huey, M. (11 de 06 de 2019). *GENERON*. Obtenido de What is gas sweetening? Nitrogen & Gas Solutions. <https://www.generon.com/amine-gas-sweetening-process/#:~:text=Gas%20sweetening%20is%20the%20process,are%20also%20toxic%20to%20humans.>
- Ibrahim, A., Ashour, F., Gadalla, M., & Abdelhaleem, A. (2023). Performance assessment and process optimization of a sulfur recovery unit: a real starting up plant. *Environmental Monitoring and Assessment*, 195(3). <https://doi.org/10.1007/s10661-023-10955-x>
- Iman Larki, A. Z. (10 de December de 2023). Mitigation approaches and techniques for combustion power plants flue gas emissions: A comprehensive review. *Science of The Total Environment*, 903. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2023.166108>
- Ing. Roxana Cortés Martínez, D. G. (2018). *Propuesta de mejora tecnológica en la recuperación de azufre de la*. Obtenido de <http://scielo.sld.cu/pdf/rtq/v39n1/2224-6185-rtq-39-01-160.pdf>
- International, B. E. (1991). *Turbines, Generators and Associated Plant. Incorporating Modern Power System Practice*. <https://www.sciencedirect.com/book/9780080405131/turbines-generators-and-associated-plant>
- J., M. S. (2009). *Peiyang Chemical Equipment Co., Ltd. Unidad de Recuperación de Azufre*. <https://es.peiyangchem.com/modular-refinery/processing-units-of-oil-refinery/sru.html>
- J.H, H. (1997). *Cogeneration Combined Heat and Power (CHP)*. Krieger Publishin.
- Klemes J.J., V. P. (2018). *Handbook of Process Integration* Woohed Publishing.
- Kumar, A. (2023). *¿Qué es la optimización basada en simulación y cuándo se necesita?* SIMWELL. <https://www.simwell.io/es/blog/what-is-simulation-based-optimization-and-when-it-is-needed>
- L. MICUCCI, S. N. (06 de 01 de 2021). *Gas Processing & LNG*. <http://gasprocessingnews.com/articles/2021/06/sulfur-recovery-for-gas-processing-plants/>
- Lecompte, S. L. (15 de April de 2017). Case study of an organic Rankine cycle applied for excess heat recovery: Technical, economic and policy matters. *Energy Conversion and Management*, 138, 670-685. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2017.01.074>
- Lieberman, N. P. (1987). *Troubleshooting Natural Gas Processing Wellhead to Transmission*. Tulsa Oklahoma : Pennwell.

- Llerena, O. R. (2008). Análisis energético, exergético y económico de un sistema de cogeneración: caso para una planta azucarera de San Pablo. *Ingenius. Revista de Ciencia y Tecnología*, 29-39. <https://www.redalyc.org/articulo.oa?id=505554803003>
- López, K. M. (2024). *Propuesta de Organización para una firma de Ingeniería de Proyectos de Energía basado en Ambientes Ágiles*. Universidad Nacional Autónoma de México. <https://ru.dgb.unam.mx/bitstream/20.500.14330/TES01000852581/3/0852581.pdf>
- Lund, H. &. (2009). *Energy System Analysis of 100% Renewable Energy Systemms* (Vol. 5).
- M. Sancho & Miguel, J. (2009). *Peiyang Chemical Equipment Co.,Ltd.* <https://es.peiyangchem.com/modular-refinery/processing-units-of-oil-refinery/sru.html>
- M.P, B. (2012). *Handbook for Cogeneration and Combined Cycle Power Plants ASME Press.*
- Macri, C. S. (24 de octubre de 2023). *Simulation & Learning: Portfolio Overview and Roadmap*. <https://resources.osisoft.com/presentations/aveva-simulation-and-learning-portfolio-overview-and-roadmap/>
- Madhu. (11 de 02 de 2021). *Difference Beteween*. Obtenido de Difference Between Sweet and Sour Natural Gas. <https://www.differencebetween.com/difference-between-sweet-and-sour-natural-gas/>
- Manisalidis, I. S. (2020). Environmental and Health Impacts of Air Pollution: A Review. *Frontiers in Public Health*, 8(14). <https://doi.org/10.3389/fpubh.2020.00014>
- Marian Becerra Rodriguez, V. J. (2021). *Stodocu, 7511 manuscrito-45226-1-10*. Ciclo de Rankine. <https://www.stodocu.com/es-mx/document/colegio-de-ciencias-y-humanidades-plantel-naucalpan/mecanica-de-solidos/7511-manuscrito-45226-1-10-20211111/101734260>
- Mariano, E. (21 de 11 de 2023). Planta de Recuperación de Azufre, clave en la eficiencia de la refinera Olmeca. *Energy & Commerce* . <https://energyandcommerce.com.mx/planta-de-recuperacion-de-azufre-clave-en-la-eficiencia-de-la-refineria-olmeca/>
- Martínez, R. C., Lobelles-Sardiñas, G. O., & López-Bastida, &. E. (15 de 10 de 2018). Propuesta de mejora tecnológica en la recuperación de azufre de la refinera de petróleo de Cienfuegos. *Redalyc*. <https://www.redalyc.org/journal/4455/445558836012/>
- Mazui, G. (s.f.). *Anamma.com.Br.* (2024), de What is the Difference Between Sweet and Sour Natural Gas?: <https://anamma.com.br/en/sweet-vs-sour-natural-gas/>
- México, D. O. (20 de agosto de 2019). *Diario Oficial de la Federación*. https://www.dof.gob.mx/nota_detalle.php?codigo=5568395&fecha=20/08/2019#gsc.tab=0
- Moran, M. J. (2014). *Principles of Engineering Thermodynamics* (8th ed. ed.). Wiley.
- Muñoz, J. M. (enero-febrero de 2003). Cogeneración en grandes centrales de proceso. *Redalyc*, 19(117), 52-60. <https://www.redalyc.org/articulo.oa?id=32511706>

- Nadime Mustafa Moraes, U. H. (2016). El índice de emisiones como parámetro para evaluar la contaminación ambiental de las Centrales Térmicas. Estudio de caso. *Redalyc*, 83(199), 218-224. <https://www.redalyc.org/journal/496/49648868028/html/>
- Nielsen, A. K. (1997). *Gas Purification* (Fifth ed.). Houston, Texas: Gulf Publishing Company.
- Nigi, L. M. (6 de enero de 2021). *Sulfur recovery for gas processing plants*. Gas Processing & LNG. <http://gasprocessingnews.com/articles/2021/06/sulfur-recovery-for-gas-processing-plants/>
- Office, A. C. (2018). *Alberta Government* . Natural Gas Processing Unit Modules Definitions. https://www.alberta.ca/system/files/custom_downloaded_images/cci-natural-gas-processing-modules-definitions.pdf
- Perera, F. (2018). Pollution from Fossil-Fuel Combustion is the Leading Environmental Threat to Global Pediatric Health and Equity: Solutions Exist. *International Journal of Environmental Research and Public Health*, 15(1), 16. <https://doi.org/10.3390/ijerph15010016>
- Pérez, Y. D. (2010). *Análisis de alternativas tecnológicas para la eliminación del H₂S de la corriente de gas combustible*. Universidad Central Marta Abreu de las Villas. <https://dspace.uclv.edu.cu/items/19074d7a-8d4e-4fe4-9f17-c7e6ece41dc2>
- PhD, A. B. (2014). *Natural Gas Processing Technology and Engineering Design*. Waltham, Massachusetts : Gulf Professional Publishing.
- PROFEPA, P. F. (9 de septiembre de 2016). *Gobierno de México*. <https://www.gob.mx/profepa/documentos/norma-oficial-mexicana-nom-137-semarnat-2013>
- PROFEPA, P. F. (12 de septiembre de 2016). *Gobierno de México*. Obtenido de Norma Oficial Mexicana NOM-085-SEMARNAT-2011, Contaminación atmosférica-Niveles máximos permisibles de emisión de los equívos de combustión de calentamiento indirecto y su medición. <https://www.gob.mx/profepa/documentos/norma-oficial-mexicana-nom-085-semarnat-2011>
- PROFEPA, P. F. (5 de septiembre de 2016). *Gobierno de México*. Ley General del Equilibrio Ecológico y la Protección al Ambiente. <https://www.gob.mx/profepa/documentos/ley-general-del-equilibrio-ecologico-y-la-proteccion-al-ambiente-63043>
- Quoilin, S. B. (2013). *Techno-economic Survey of Organic Rankine Cycle (ORC) Systems* (Vol. 22).
- R. Bello Mendoza., G. G. (2018). *Ingeniería*. Revisión de experiencias en la digestión anaerobia de residuos sólidos orgánicos en Latinoamérica. <https://doi.org/10.22201/fi.25940732e.2018.22.3.008>
- reliability, S. R. (2024). *Sulfur Recovery Engineering Inc*. <https://www.sulfurrecovery.com/sru->

- Sprouse, C. I. (March de 2013). *Science Direct* . Obtenido de Review of organic Rankine cycles for internal combustion engine exhaust waste heat recovery: <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2012.10.017>
- Sun, Y. (May de 2024). Waste oxy-fuel combustion integrated with supercritical CO2 cycle and high-temperature electrolysis technologies for e-methanol production: A feasibility analysis. *Process Safety and Environmental Protection*, 185, 225-238. <https://doi.org/10.1016/j.psep.2024.02.086>
- Talib, R., Khan, Z., Khurram, S., Inayat, A., Ghauri, M., Abbas, M., & Watson, I. (2023). Energy efficiency enhancement of a thermal power plant by novel heat integration of Internal Combustion Engine, Boiler, and Organic Rankine Cycle. *Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering*, 19(2). <https://doi.org/10.1002/apj.3013>
- Thomas, M., & Sreekumar, & P. (07 de 01 de 2020). Improve the safety and efficiency of natural gas sweetening units. *Gas Processing & LNG*. <http://gasprocessingnews.com/articles/2020/08/improve-the-safety-and-efficiency-of-natural-gas-sweetening-units/>
- Torres, P. J. (2019). Biomass based Rankine cycle, ORC and gasification system for electricity generation for isolated communities in Bonfim city, Brazil. *IET Renewable Power Generation*, 13(5), 737-743. <https://doi.org/10.1049/iet-rpg.2018.5535>
- treating, O. g. (2024). *OGT Process Simulation Software & Consulting Services*. SRU Stack Emissions. <https://ogtrt.com/page/stack>
- Turgeon, A., & Morse, & E. (2024). *Nathional Geographic* . Gas natural. <https://education.nationalgeographic.org/resource/natural-gas/>
- Ulibarrena, D. A. (2016). La UPNA trabaja en un dispositivo para generar electricidad a partir de los humos de chimeneas. *Residuos Profesional*. <https://www.residuosprofesional.com/generar-electricidad-humos-chimeneas/>
- Unión, C. d. (2010). *Ley General del Equilibrio Ecológico y la Protección al Ambiente (LGEEPA)*. <https://www.diputados.gob.mx/LeyesBiblio/pdf/LGEEPA.pdf>
- University, P. S. (2024). *Sulfur Recovery*. <https://www.e-education.psu.edu/fsc432/content/sulfur-recovery>
- Vanesa Hurtado, A. B. (29 de junio de 2018). *Redalyc*. Evaluación de las condiciones óptimas de extracción en plantas de potencia a vapor regenerativas por medio de una herramienta computacional. https://www.redalyc.org/journal/707/70757669009/html/#redalyc_70757669009_ref8
- Vanslambrouck, B., Vankeirsbilck, I., Gusev, S., & Paepe, & M. (2011). Turn wast heat into electricity by using an Organic Rankine Cycle. https://www.researchgate.net/publication/228837286_Turn_waste_heat_into_electricity_by_using_an_Organic_Rankine_Cycle

- Vélez, F. C. (2014). Thermodynamic analysis of R134a in an Organic Rankine Cycle for power generation from low temperature sources. *81*(185), 153-159. <https://www.redalyc.org/pdf/496/49631031022.pdf>
- W, M. (1996). *Trends in Process Systems Engineering* (Vol. 74).
- Wang J., D. Y. (2009). *Exergy Analysis of Waste Heat Recovery for Cogeneration Systems* (29 ed., Vol. 8).
- Yan, L., Liu, J., Ying, G., & Zhang, N. (2023). Análisis de simulación de la reutilización del calor residual de los gases de combustión basado en el sistema ORC. *Energy Engineering*, *120*(8), 1919-1938.
- Yves Barthel, A. D. (1975). Sulfur Recovery in Oil Refineries Using IFP Processes. En J. B. Pfeiffer, *Sulfur Removal and Recovery from Industrial Processes* (pág. 100). Washington, D.C : American Chemical Society (ACS) .
- Zhong, W. J. (2020). Flue Gas Water Recovery by Indirect Cooling Technology for Large-Scale Applications: A Review. *Journal of Thermal Science*, *29*, 1223-1241. <https://doi.org/10.1007/s11630-020-1360-9>

ANEXO A Tablas de diseño de las corrientes de la planta recuperadora de azufre I

XVII. Tabla A.I Corrientes de la planta recuperadora de azufre de I-3						
Parámetro	I. Alimentación Gas Ácido		2. Gas Ácido De V-6		3. Aire De Combustión	
	Flujo Molar	Frac. Molar	Flujo Molar	Frac. Molar	Flujo Molar	Frac. Molar
Metano	0.0798	0.0019	0.0798	0.0019	0.0000	0.0000
Etano	0.0042	0.0001	0.0042	0.0001	0.0000	0.0000
Propano	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H ₂ O	1.4953	0.0356	1.4795	0.0352	0.8078	0.0159
N ₂	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	39.4868	0.7773
CO ₂	19.7336	0.4698	19.7336	0.4700	0.0000	0.0000
H ₂ S	20.6871	0.4925	20.6871	0.4927	0.0000	0.0000
O ₂	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	10.5054	0.2068
CS ₂	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
SO ₂	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
S ₆	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
S ₈	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
S_Vapor	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
COS	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Flujo total (kmol/hr)	42		41.9842		50.8	
Temperatura (°C)	33		33		72.9	
Presión (kPa) (Kg cm ²)	143.0 (0.42)		143.0 (0.42)		143.0 (0.42)	

Fuente: Complejo Procesador de Gas de la Región Veracruz

XVIII. Tabla A.2 Corrientes de la planta recuperadora de azufre de 4-6

Parámetro	4. Azufre		5. Gas Ácido Caliente		6. Gas Ácido Frío	
	Flujo Molar	Frac. Molar	Flujo Molar	Frac. Molar	Flujo Molar	Frac. Molar
Metano	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Etano	0.0000	0.0000	0.0008	0.0000	0.0034	0.0000
Propano	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H ₂ O	0.0002	0.0014	2.3437	0.1251	9.3744	0.1324
N ₂	0.0000	0.0002	7.8974	0.4316	31.5894	0.4462
CO ₂	0.0001	0.0004	3.9192	0.2142	15.6769	0.2215
H ₂ S	0.0001	0.0006	2.2831	0.1248	9.1325	0.129
O ₂	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CS ₂	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0004	0.0000
SO ₂	0.0001	0.0007	1.1638	0.0636	4.6551	0.0658
S ₆	0.0295	0.1899	0.0000	0.0000	0.0352	0.0005
S ₈	0.1254	0.8069	0.0000	0.0000	0.1496	0.0021
S_Vapor	0.0000	0.0000	0.6468	0.0353	0.0000	0.0000
COS	0.0000	0.0000	0.0433	0.0024	0.1734	0.0024
Flujo total (kmol/hr)	0.1554		18.2983		70.7901	
Temperatura (°C)	194.7		564		194.7	
Presión (kPa) (Kg cm ²)	135.8 (0.34)		142.2 (0.45)		135.8 (0.34)	

Fuente: Complejo Procesador de Gas de la Región Veracruz

XIX. Tabla A.3 Corrientes de la planta recuperadora de azufre de 7-9

Parámetro	7. Gas Ácido A R-I		8. Gas Ácido Salida R-I		9. Gas Ácido Salida De E-5A	
	Flujo Molar	Frac. Molar	Flujo Molar	Frac. Molar	Flujo Molar	Frac. Molar
Metano	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Etano	0.0036	0.0000	0.0036	0.0000	0.0036	0.0001
Propano	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H ₂ O	10.1478	0.1321	19.3103	0.2615	19.3037	0.269
N ₂	34.1955	0.4451	34.1955	0.463	34.1949	0.4764
CO ₂	16.9702	0.2209	17.1576	0.2323	17.1561	0.239
H ₂ S	9.8859	0.1287	0.7235	0.0098	0.7233	0.0101
O ₂	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CS ₂	0.0005	0.0000	0.0005	0.0000	0.0005	0.0000
SO ₂	5.0392	0.0656	0.3642	0.0049	0.364	0.0051
S ₆	0.0352	0.0005	0.5781	0.0078	0.0069	0.0001
S ₈	0.1496	0.0019	1.5222	0.0206	0.0183	0.0003
S_Vapor	0.2135	0.0028	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
COS	0.1877	0.0024	0.0003	0.0000	0.0003	0.0000
Flujo total (kmol/hr)	76.8286		73.8559		71.7716	
Temperatura (°C)	224.7		332		145.5	
Presión (kPa) (Kg cm ²)	135.8 (0.34)		135.8 (0.34)		133.6 (0.32)	

Fuente: *Complejo Procesador de Gas de la Región Veracruz*

XX. Tabla A.4. Corrientes de la planta recuperadora de azufre de I0-12

Parámetro	10. Gas Ácido A R-2		11. Gas Ácido Salida De R-2		12. Azufre A Fosa	
	Flujo Molar	Frac. Molar	Flujo Molar	Frac. Molar	Flujo Molar	Frac. Molar
Metano	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Etano	0.0042	0.0000	0.0042	0.0001	0.0000	0.0000
Propano	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H ₂ O	20.874	0.2484	22.8809	0.2756	0.0066	0.0032
N ₂	39.4861	0.4699	39.4861	0.4756	0.0007	0.0003
CO ₂	19.782	0.2354	19.8113	0.2386	0.0014	0.0007
H ₂ S	2.2530	0.0268	0.2460	0.0030	0.0002	0.0001
O ₂	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CS ₂	0.0005	0.0000	0.0005	0.0000	0.0000	0.0000
SO ₂	1.1438	0.0136	0.1256	0.0015	0.0002	0.0001
S ₆	0.0069	0.0001	0.034	0.0004	0.5712	0.274
S ₈	0.0183	0.0002	0.434	0.0052	1.5039	0.7216
S_Vapor	0.4334	0.0052	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000
COS	0.0294	0.0003	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Flujo total (kmol/hr)	84.0315		83.0227		2.0842	
Temperatura (°C)	212.1		251.5		145.5	
Presión (kPa) (Kg cm ²)	133.6 (0.32)		133.6 (0.32)		133.6 (0.28)	

Fuente: Complejo Procesador de Gas de la Región Veracruz

XXI. Tabla A.5. Corrientes de la planta recuperadora de azufre de 13-15

Parámetro	13. Azufre A Fosa		14. Gas De Cola A V-7		15. Gas De Cola De V-7	
	Flujo Molar	Frac. Molar	Flujo Molar	Frac. Molar	Flujo Molar	Frac. Molar
Metano	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Etano	0.0000	0.0000	0.0042	0.0001	0.0042	0.0001
Propano	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H ₂ O	0.0014	0.0032	22.8795	0.2771	22.8795	0.2771
N ₂	0.0001	0.0003	39.4859	0.4781	39.4859	0.4781
CO ₂	0.0003	0.0007	19.811	0.2399	19.811	0.2399
H ₂ S	0.0000	0.0000	0.2460	0.0030	0.2460	0.0030
O ₂	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CS ₂	0.0000	0.0000	0.0005	0.0000	0.0005	0.0000
SO ₂	0.0000	0.0000	0.1256	0.0015	0.1256	0.0015
S ₆	0.0319	0.0724	0.0021	0.0000	0.0021	0.0000
S ₈	0.4068	0.9234	0.0271	0.0003	0.0271	0.0003
S_Vapor	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
COS	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Flujo total (kmol/hr)	0.4406		82.5821		82.5821	
Temperatura (°C)	145		145		145	
Presión (kPa) (Kg cm ²)	129.7 (0.28)		129.7 (0.28)		129.7 (0.28)	

Fuente: Complejo Procesador de Gas de la Región Veracruz

XXII. Tabla A.6. Corrientes de la planta recuperadora de azufre de 16-18

Parámetro	16. Azufre A Fosa		17. Gas Combustible		18. Emisión Atmosférica	
	Flujo Molar	Frac. Molar	Flujo Molar	Frac. Molar	Flujo Molar	Frac. Molar
Metano	0.0000	0.0000	2.0999	0.913	0.0000	0.0000
Etano	0.0000	0.0000	0.1665	0.0724	0.0000	0.0000
Propano	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H ₂ O	Trazas	0.0032	0.0000	0.0000	28.4727	0.2281
N ₂	Trazas	0.0003	0.0244	0.0106	70.6023	0.5656
CO ₂	Trazas	0.0007	0.0092	0.004	22.2616	0.1784
H ₂ S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0012	<10 ppm
O ₂	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	2.8779	0.0231
CS ₂	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0005	0.0000
SO ₂	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.6000	0.0048
S ₆	Trazas	0.0724	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
S ₈	Trazas	0.9234	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
S_Vapor	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
COS	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Flujo total (kmol/hr)	Trazas		2.3		124.8162	
Temperatura (°C)	145		30		593.9	
Presión (kPa) (Kg cm ²)	129.7 (0.28)		120 (0)		101.0 (0)	

Fuente: Complejo Procesador de Gas de la Región Veracruz

XXIII. Tabla A.7 Corrientes de la planta recuperadora de azufre de 19-20				
Parámetro	19. Azufre Producido		20. Aire ATM	
	Flujo Molar	Frac. Molar	Flujo Molar	Frac. Molar
Metano	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Etano	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propano	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H ₂ O	0.0082	0.0031	0.6361	0.0159
N ₂	0.0008	0.0003	31.092	0.7773
CO ₂	0.0018	0.0007	0.0000	0.0000
H ₂ S	0.0003	0.0001	0.0000	0.0000
O ₂	0.0000	0.0000	8.2720	0.2068
CS ₂	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
SO ₂	0.0003	0.0001	0.0000	0.0000
S ₆	0.6326	0.236	0.0000	0.0000
S ₈	2.0362	0.7597	0.0000	0.0000
S_Vapor	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
COS	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Flujo total (kmol/hr)	2.6803		40	
Temperatura (°C)	148.3		31	
Presión (kPa) (Kg cm ²)	129.7 (0.282)		101 (0)	

Fuente: Complejo Procesador de Gas de la Región Veracruz

ANEXO B Tablas de análisis de sensibilidad

XXIV. Tabla B.I Flujo del sistema planta recuperadora de azufre I					
Entrada W (kg/h)	Corriente_3 T (°C)	Corriente_3 VF (mole fraction)	Turbina Power (kW)	Corriente_4 VF (mole fraction)	n_EF (fraction)
670	362.288	I	170.649	0.822096	0.294428
671	360.036	I	170.551	0.820904	0.294253
672	357.79	I	170.455	0.81971	0.294081
673	355.548	I	170.361	0.818516	0.293912
674	353.312	I	170.269	0.817322	0.293746
675	351.081	I	170.179	0.816126	0.293584
676	348.854	I	170.09	0.81493	0.293424
677	346.633	I	170.003	0.813733	0.293268
678	344.417	I	169.919	0.812536	0.293115
679	342.205	I	169.835	0.811338	0.292965
680	339.999	I	169.754	0.810138	0.292819
681	337.798	I	169.675	0.808938	0.292676
682	335.601	I	169.597	0.807738	0.292535
683	333.41	I	169.521	0.806536	0.292399
684	331.223	I	169.448	0.805334	0.292265
685	329.041	I	169.376	0.804131	0.292135
686	326.865	I	169.306	0.802927	0.292007
687	324.693	I	169.237	0.801722	0.291884
688	322.525	I	169.171	0.800516	0.291763
689	320.363	I	169.107	0.79931	0.291646
690	318.205	I	169.044	0.798102	0.291532
691	316.053	I	168.983	0.796894	0.291422
692	313.905	I	168.925	0.795684	0.291314
693	311.762	I	168.868	0.794474	0.29121
694	310.906	0.99804	168.813	0.793264	0.291109
695	310.906	0.994781	168.758	0.792057	0.291009
696	310.906	0.991532	168.703	0.790853	0.290908
697	310.906	0.988293	168.648	0.789652	0.290807
698	310.906	0.985062	168.593	0.788456	0.290706
699	310.906	0.981841	168.538	0.787262	0.290605
700	310.906	0.978629	168.483	0.786072	0.290504

Fuente: *Elaboración propia*

XXV. Tabla B.2 Presión a la entrada de la caldera planta recuperadora de azufre I					
Corriente_2 P (MPa)	Corriente_3 T (°C)	Corriente_3 VF (mole fraction)	Turbina Power (kW)	Corriente_4 VF (mole fraction)	n_EF (fraction)
1	313.7	1	92.4004	0.970682	0.160869
1.95	314.2	1	114.512	0.920162	0.199119
2.9	314.7	1	127.68	0.890247	0.221768
3.85	315.1	1	137.101	0.868965	0.23788
4.8	315.6	1	144.448	0.852461	0.250376
5.75	316.1	1	150.476	0.838994	0.260572
6.7	316.6	1	155.59	0.827633	0.269174
7.65	317	1	160.035	0.817815	0.276607
8.6	317.5	1	163.966	0.80918	0.283145
9.55	318	1	167.492	0.801478	0.288976
10.5	318.5	1	170.69	0.794532	0.294235
11.45	321	0.9966	173.616	0.788212	0.29902
12.4	327.1	0.9868	176.304	0.782442	0.303389
13.35	332.8	0.9765	178.787	0.777143	0.307401
14.3	338.2	0.9656	181.094	0.772248	0.311106
15.25	343.4	0.9538	183.249	0.767705	0.314546
16.2	348.3	0.9407	185.271	0.763469	0.317753
17.15	353	0.9258	187.175	0.759505	0.320755
18.1	357.5	0.908	188.974	0.755781	0.323574
19.05	361.8	0.8852	190.68	0.752273	0.32623
20	366	0.8527	192.301	0.748959	0.328739

Fuente: *Elaboración propia*

XXVI. Tabla B.3 Temperatura en la entrada de la turbina planta recuperadora de azufre I

Caldera Tso (°C)	Corriente_3 T (°C)	Corriente_3 VF (mole fraction)	Turbina Power (kW)	Corriente_4 VF (mole fraction)	n_EF (fraction)
63	543.436	1	211.018	0.90876	0.315253
67.35	467.342	1	194.816	0.87436	0.30515
71.7	455.375	1	192.441	0.86871	0.303713
76.05	443.345	1	190.104	0.862957	0.302316
80.4	431.253	1	187.806	0.857099	0.300965
84.75	419.097	1	185.549	0.851131	0.299663
89.1	406.878	1	183.335	0.845049	0.298413
93.45	394.594	1	181.166	0.838848	0.297222
97.8	382.246	1	179.044	0.832522	0.296094
102.15	369.833	1	176.972	0.826068	0.295034
106.5	357.355	1	174.952	0.819479	0.294048
110.85	344.81	1	172.986	0.812749	0.293142
115.2	332.199	1	171.079	0.805871	0.292324
119.55	319.521	1	169.232	0.798839	0.291601
123.9	310.906	0.993692	167.445	0.791653	0.290975
128.25	310.906	0.974175	165.671	0.784422	0.290364
132.6	310.906	0.954634	163.895	0.777181	0.289742
136.95	310.906	0.935066	162.116	0.769932	0.289108
141.3	310.906	0.915473	160.336	0.762672	0.288462
145.65	310.906	0.895855	158.553	0.755404	0.287803
150	310.906	0.876212	156.767	0.748125	0.287131

Fuente: *Elaboración propia*

XXXVII. Tabla B.4 Flujo del sistema planta recuperadora de azufre 1 y 2

Entrada W (kg/h)	Corriente_3 T (°C)	Corriente_3 VF (mole fraction)	Turbina Power (kW)	Corriente_4 VF (mole fraction)	n_EF (fraction)
1979	558.413	1	614.981	0.915247	0.317406
1979.7	557.844	1	614.824	0.915002	0.317324
1980.4	557.276	1	614.667	0.914757	0.317241
1981.1	556.707	1	614.511	0.914512	0.317159
1981.8	556.139	1	614.355	0.914268	0.317076
1982.5	555.572	1	614.199	0.914023	0.316994
1983.2	555.004	1	614.043	0.913778	0.316912
1983.9	554.437	1	613.888	0.913533	0.31683
1984.6	553.87	1	613.732	0.913288	0.316748
1985.3	553.304	1	613.577	0.913043	0.316666
1986	552.737	1	613.422	0.912799	0.316585
1986.7	552.171	1	613.268	0.912554	0.316503
1987.4	551.606	1	613.113	0.912309	0.316421
1988.1	551.04	1	612.959	0.912064	0.31634
1988.8	550.475	1	612.805	0.91182	0.316259
1989.5	549.91	1	612.651	0.911575	0.316178
1990.2	549.346	1	612.497	0.91133	0.316097
1990.9	548.782	1	612.344	0.911085	0.316016
1991.6	548.218	1	612.19	0.910841	0.315935
1992.3	547.654	1	612.037	0.910596	0.315854
1993	547.091	1	611.885	0.910351	0.315774
1993.7	546.528	1	611.732	0.910106	0.315693
1994.4	545.965	1	611.58	0.909862	0.315613
1995.1	545.403	1	611.428	0.909617	0.315533
1995.8	544.84	1	611.276	0.909372	0.315453
1996.5	544.278	1	611.124	0.909127	0.315372
1997.2	543.717	1	610.972	0.908883	0.315293
1997.9	543.156	1	610.821	0.908638	0.315213
1998.6	542.595	1	610.67	0.908393	0.315133
1999.3	542.034	1	610.519	0.908148	0.315053
2000	541.474	1	610.368	0.907904	0.314974

Fuente: *Elaboración propia*

XXVIII. Tabla B.5 Presión a la entrada de la caldera planta recuperadora de azufre 1 y 2

Corriente_2 P (MPa)	Corriente_3 T (°C)	Corriente_3 VF (mole fraction)	Turbina Power (kW)	Corriente_4 VF (mole fraction)	n_EF (fraction)
1	537.282	1	372.919	1	0.193938
1.63333	537.577	1	430.387	1	0.223681
2.26667	537.872	1	465.256	1	0.241655
2.9	538.167	1	489.782	1	0.254243
3.53333	538.462	1	508.874	0.985704	0.264
4.16667	538.757	1	524.84	0.973295	0.272131
4.8	539.052	1	538.57	0.962663	0.279097
5.43333	539.347	1	550.619	0.953367	0.285187
6.06667	539.642	1	561.36	0.945111	0.290596
6.7	539.937	1	571.052	0.937688	0.29546
7.33333	540.232	1	579.886	0.930948	0.299876
7.96667	540.527	1	588.003	0.924778	0.303918
8.6	540.822	1	595.514	0.919089	0.307646
9.23333	541.117	1	602.504	0.913814	0.311102
9.86667	541.412	1	609.044	0.908897	0.314323
10.5	541.706	1	615.188	0.904295	0.317338
11.1333	542.001	1	620.983	0.89997	0.320172
11.7667	542.296	1	626.469	0.895891	0.322845
12.4	542.59	1	631.677	0.892032	0.325373
13.0333	542.885	1	636.635	0.888373	0.327771
13.6667	543.18	1	641.367	0.884892	0.330051
14.3	543.474	1	645.893	0.881576	0.332224
14.9333	543.769	1	650.232	0.878409	0.334299
15.5667	544.063	1	654.398	0.875378	0.336284
16.2	544.358	1	658.406	0.872474	0.338187
16.8333	544.652	1	662.268	0.869686	0.340014
17.4667	544.947	1	665.994	0.867005	0.34177
18.1	545.241	1	669.594	0.864425	0.343461
18.7333	545.536	1	673.077	0.861937	0.345091
19.3667	545.83	1	676.451	0.859537	0.346663
20	546.124	1	679.722	0.857218	0.348183

Fuente: *Elaboración propia*

XXIX: Tabla B.6 Temperatura en la entrada de la turbina planta recuperadora de azufre 1 y 2

Caldera Tso (°C)	Corriente_3 T (°C)	Corriente_3 VF (mole fraction)	Turbina Power (kW)	Corriente_4 VF (mole fraction)	n_EF (fraction)
105	587.103	1	640.934	0.927437	0.321655
106.5	582.579	1	637.824	0.925535	0.320975
108	578.047	1	634.726	0.923622	0.320297
109.5	573.506	1	631.639	0.921697	0.319622
111	568.956	1	628.564	0.919762	0.318949
112.5	564.398	1	625.501	0.917815	0.318279
114	559.83	1	622.45	0.915856	0.317612
115.5	555.254	1	619.411	0.913886	0.316948
117	550.67	1	616.384	0.911904	0.316287
118.5	546.076	1	613.37	0.90991	0.315629
120	541.474	1	610.368	0.907904	0.314974
121.5	536.862	1	607.38	0.905885	0.314323
123	532.242	1	604.404	0.903854	0.313675
124.5	527.613	1	601.443	0.901811	0.31303
126	522.975	1	598.494	0.899755	0.31239
127.5	518.328	1	595.56	0.897686	0.311754
129	513.671	1	592.639	0.895603	0.311121
130.5	509.006	1	589.733	0.893507	0.310493
132	504.332	1	586.841	0.891398	0.30987
133.5	499.649	1	583.964	0.889275	0.309251
135	494.956	1	581.102	0.887139	0.308636
136.5	490.254	1	578.255	0.884988	0.308027
138	485.543	1	575.424	0.882823	0.307423
139.5	480.823	1	572.608	0.880643	0.306824
141	476.094	1	569.809	0.878449	0.30623
142.5	471.355	1	567.025	0.87624	0.305642
144	466.608	1	564.258	0.874016	0.30506
145.5	461.85	1	561.508	0.871776	0.304485
147	457.084	1	558.775	0.869521	0.303915
148.5	452.308	1	556.06	0.86725	0.303352
150	447.522	1	553.362	0.864963	0.302795

Fuente: *Elaboración propia*

“Lis de Veracruz: Arte, Ciencia, Luz”

www.uv.mx

