



**UNIVERSIDAD ESTATAL PENÍNSULA
DE SANTA ELENA
FACULTAD DE CIENCIAS DE LA INGENIERÍA
INSTITUTO DE POSTGRADO**

TITULO DEL TRABAJO DE TITULACIÓN

**FACTIBILIDAD DE COGENERACIÓN TÉRMICA DE GAS RESIDUAL
MECHERO REFINERÍA LA LIBERTAD**

AUTOR

Almeida Maldonado, Steeve Leonardo

**TRABAJO DE TITULACIÓN
Previo a la obtención del grado académico en
MAGÍSTER EN PETRÓLEOS**

TUTOR

Ing. Gutiérrez Hinestroza, Marllelis Ph.D.

Santa Elena, Ecuador

Año 2023



**UNIVERSIDAD ESTATAL PENÍNSULA
DE SANTA ELENA
FACULTAD DE CIENCIAS DE LA INGENIERÍA
TRIBUNAL DE SUSTENTACIÓN**

**Ing. Fidel Chuchuca Aguilar, MSc.
COORDINADOR DEL PROGRAMA**

**Ing. Marllelis Gutiérrez Hinestroza Ph.D.
TUTOR**

**Ing. Carlos Portilla Lazo, MSc.
DOCENTE ESPECIALISTA 1**

**Ing. Andrés Guzmán Velásquez, MSc.
DOCENTE ESPECIALISTA 2**

**Abg. María Rivera González, Mgtr.
SECRETARIA GENERAL UPSE**



**UNIVERSIDAD ESTATAL PENÍNSULA
DE SANTA ELENA
FACULTAD DE CIENCIAS DE LA INGENIERÍA
INSTITUTO DE POSTGRADO
CERTIFICACIÓN**

Certifico que luego de haber dirigido científica y técnicamente el desarrollo y estructura final del trabajo, este cumple y se ajusta a los estándares académicos, razón por el cual apruebo en todas sus partes el presente trabajo de titulación que fue realizado en su totalidad por Steeve Leonardo Almeida Maldonado, como requerimiento para la obtención del título de Magíster en Petróleos.

Santa Elena, a los 10 días del mes de agosto del año 2023

TUTOR

Ing. Marllelis Gutiérrez Hinestroza Ph.D.



UPSE
UNIVERSIDAD ESTATAL PENÍNSULA
DE SANTA ELENA
FACULTAD DE CIENCIAS DE LA INGENIERÍA
INSTITUTO DE POSTGRADO
DECLARACIÓN DE RESPONSABILIDAD

Yo, Steeve Leonardo Almeida Maldonado

DECLARO QUE:

El trabajo de Titulación, FACTIBILIDAD DE COGENERACIÓN TÉRMICA DE GAS RESIDUAL MECHERO REFINERÍA LA LIBERTAD, previo a la obtención del título en Magíster en Petróleos, ha sido desarrollado respetando derechos intelectuales de terceros conforme las citas que constan en el documento, cuyas fuentes se incorporan en las referencias o bibliografías. Consecuentemente este trabajo es de mi total autoría.

En virtud de esta declaración, me responsabilizo del contenido, veracidad y alcance del Trabajo de Titulación referido.

Santa Elena, a los 30 días del mes de noviembre del año 2023

EL AUTOR

Ing. Steeve Leonardo Almeida Maldonado



**UNIVERSIDAD ESTATAL PENÍNSULA
DE SANTA ELENA
FACULTAD DE CIENCIAS DE LA INGENIERÍA
INSTITUTO DE POSTGRADO
CERTIFICACIÓN DE ANTIPLAGIO**

Certifico que después de revisar el documento final del trabajo de titulación denominado **FACTIBILIDAD DE COGENERACIÓN TÉRMICA DE GAS RESIDUAL MECHERO REFINERÍA LA LIBERTAD**, presentado por el estudiante, **Steeve Leonardo Almeida Maldonado** fue enviado al Sistema Antiplagio COMPILATIO, presentando un porcentaje de similitud correspondiente al **1%**, por lo que se aprueba el trabajo para que continúe con el proceso de titulación.

INFORME DE ANÁLISIS
magister

**FACTIBILIDAD DE COGENERACIÓN
TÉRMICA DE GAS RESIDUAL MECHERO
REFINERÍA LA LIBERTAD**

< 1%
Textos sospechosos

< 1%
Similitudes entre commits

< 1%
Idioma no reconocido

0%
Textos potencialmente generados por IA

Nombre del documento: FACTIBILIDAD DE COGENERACIÓN TÉRMICA DE GAS RESIDUAL MECHERO REFINERÍA LA LIBERTAD.docx
ID del documento: e6fab058dc37d24d94caef6d270950a64e38a0e4
Tamaño del documento original: 101,89 kb

Depositante: MARLLELIS DEL VALLE GUTIERREZ HINESTROZA
Fecha de depósito: 10/12/2023
Tipo de carga: interface
fecha de fin de análisis: 10/12/2023

Número de palabras: 9304
Número de caracteres: 56.888

Ubicación de las similitudes en el documento:

TUTOR

Ing. Marllelis Gutiérrez Hinestroza Ph.D.



**UNIVERSIDAD ESTATAL PENÍNSULA
DE SANTA ELENA
FACULTAD DE CIENCIAS DE LA INGENIERÍA
INSTITUTO DE POSTGRADO
AUTORIZACIÓN**

Yo, Steve Leonardo Almeida Maldonado

Autorizo a la Universidad Estatal Península de Santa Elena, para que haga de este trabajo de titulación o parte de él, un documento disponible para su lectura consulta y procesos de investigación, según las normas de la Institución.

Cedo los derechos en línea patrimoniales del informe de investigación con fines de difusión pública, además apruebo la reproducción de este informe de investigación dentro de las regulaciones de la Universidad, siempre y cuando esta reproducción no suponga una ganancia económica y se realice respetando mis derechos de autor

Santa Elena, a los 30 días del mes de noviembre del año 2023

EL AUTOR

Ing. Steve Leonardo Almeida Maldonado

AGRADECIMIENTO

Quiero expresar mi profunda gratitud a Dios por otorgarme vida, salud, oportunidades de estudio y la mejora diaria que experimento en mi vida. A mis padres y mi familia, les agradezco por su apoyo incondicional en todo momento, su respaldo ha sido fundamental para mi desarrollo académico y personal.

Con especial cariño, reconozco a la Universidad Estatal Península Santa Elena (UPSE) por la invaluable instrucción recibida en el ámbito hidrocarburífero de nuestro país. Agradezco a los dedicados docentes que compartieron sus vastos conocimientos, enriqueciendo mi formación profesional. Mi reconocimiento se extiende a la Doctora Marllelis Gutiérrez por su guía y apoyo continuo en este trabajo de titulación. Su orientación ha sido fundamental para alcanzar el éxito en esta etapa académica.

Agradezco a mis compañeros de Refinería La Libertad, Ingenieros Gustavo de La Roche, Fausto Carvajal, Humberto Dapelo, quienes brindaron apoyo constante y soporte técnico durante la recopilación de información. También, mi agradecimiento al personal de Mantenimiento Mecánico y de Operaciones por su amable contribución que ha enriquecido significativamente esta investigación. Cada uno de ustedes ha dejado una huella valiosa en este proceso, y por ello, expreso mi sincera gratitud.

Steeve Almeida

DEDICATORIA

Dedico con profundo amor y gratitud este trabajo de titulación a mi esposa, Gaby, y a mis amados hijos, Santiago y Tatiana Laura. En ellos encuentro la paz y el amor que dan significado a mi vida. Que en nuestro entorno siempre prevalezca la perseverancia, y que Dios nos guíe con su luz en cada paso del camino que emprendemos juntos.

Además, quiero emitir una dedicatoria especial a un ángel que partió tempranamente de este mundo y con su Rocío continuará siendo mi fuente de inspiración y aliento constante. Su presencia perdura en mi corazón.

Que esta dedicación sea un testimonio de la importancia que tienen en mi vida aquellos que comparten este viaje conmigo, así como el recuerdo eterno de aquellos que, aunque ausentes físicamente, siguen iluminando mi sendero. Con gratitud infinita, les dedico este logro, marcado por el amor, la perseverancia y la memoria eterna de quienes han dejado una huella imborrable en mi corazón.

Steeve Almeida

ÍNDICE GENERAL

TITULO DEL TRABAJO DE TITULACIÓN	I
TRIBUNAL DE SUSTENTACIÓN	II
CERTIFICACIÓN.....	III
DECLARACIÓN DE RESPONSABILIDAD	IV
DECLARO QUE:	IV
CERTIFICACIÓN DE ANTIPLAGIO	V
AUTORIZACIÓN	VI
AGRADECIMIENTO	VII
DEDICATORIA.....	VIII
ÍNDICE GENERAL	IX
ÍNDICE DE FIGURAS	XII
RESUMEN	XVI
ABSTRACT.....	XVII
INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO 1. MARCO TEÓRICO REFERENCIAL.....	4
1.1 Energía, Cogeneración como fuente alternativa.	4
1.1.1 Cogeneración térmica: Ecuador, otros países	4
1.1.2 Intercambiador de calor	5
1.1.3 Efecto Invernadero / Proyecto Kioto, energías limpias, bonos de carbono.....	5
1.2 Contaminación ambiental de la atmósfera durante actividades petroleras.....	6
1.2.1 Teas (mechero Flare)	6
1.2.2 Refinación de hidrocarburos	7

1.2.3 Gas residual amargo o gas de refinería (GR).....	9
1.2.4 Refinería La Libertad (RLL).....	11
1.4 Combustión	28
1.4.1 Desperdicio de energía y contaminación, Efecto Invernadero por quema de gas residual combustible en teas de procesos de hidrocarburos y refinación. ...	30
1.4.2 Gases Residuales de Combustión	34
1.5 Análisis de Gas Residual como Fuente de Energía. -	39
1.5.1 Composición química, Caracterización de de gases residuales de Refinería GR:.....	39
1.5.2 Cromatografía de gases:.....	40
1.5.3 Poder Calórico de GR Gas de refinación:.....	42
1.6 Contaminación atmosférica, purificación gases residuales.	50
1.7 Generalidades del intercambiador de calor de carcaza y tubos.....	53
1.8 Análisis y factibilidad de cogeneración. –	54
CAPÍTULO 2. METODOLOGÍA.....	63
2.1. Contexto de la investigación	63
2.2. Diseño y alcance de la investigación	63
2.3. Tipo y métodos de investigación.....	63
2.4. Población y muestra	64
2.5. Técnicas e instrumentos de recolección de datos.....	64
2.6. Procesamiento de la evaluación: Validez y confiabilidad de los instrumentos aplicados para el levantamiento de información.	64
CAPÍTULO 3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN	74
CAPÍTULO 4.	98
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	98
CONCLUSIONES	98
RECOMENDACIONES	99
REFERENCIAS.....	100

ANEXOS..... 107

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Sistema de tea típico de una refinería.....	7
Figura 2. Esquema de la refinación del crudo	8
Figura 3. Aplicación de Gas de Refinería.....	11
Figura 4. Fraccionadora PV1 Parsons. Producción diaria de combustibles. Bunker operativo RLL.....	14
Figura 5 Barriles de producción diaria (BPD), torre fraccionadora CV1 Universal; agosto 2023	15
Figura 6 Circuito de crudo Parsons. Bunker operativo RLL 2023	18
Figura 7. Tea Ecológica RLL: Combustión GR (Gas residual Refinación). Agosto 2023	19
Figura 8. Crudo API 25. Bunker Operativo RLL Planta Universal, agosto 2023	22
Figura 9. Proceso Refinación Planta Universal fraccionador CV1. RLL Agosto 2023 .	22
Figura 10. Diagrama de Procesos de Torre Universal. RLL	26
Figura 11. Diagrama de Procesos de Torre Parsons. RLL.....	27
Figura 12. Triángulo de elementos de las combustión	28
Figura 13. Volúmen Gas flaring, 30 países desde 2018 a 2022.....	33
Figura 14. Volumen de gas flaring del Ecuador	34
Figura 15. Esquema de una típica instalación de gas flaring.....	37
Figura 16. Análisis cromatográfico. Área de pico proporcional a concentración de componente de gas.....	40
Figura 17. Cromatógrafo de gases	41
Figura 18 Cromatógrafo de gases	42
Figura 19. Cromatografía de gases combustibles de Refinería Esmeraldas	44
Figura 20. Espectrómetro de masas para gas de refinería GR	45
Figura 21. Poder calórico inferior LHV VS composición corrientes de GR y GN	50
Figura 22. Estructura de las aminas / Planta de endulzamiento de gas	52
Figura 23 Partes del intercambiador de calor de tubo y carcaza	54
Figura 24. Costo del barril (USD) WTI 2014	56
Figura 25. Mapa de los bloques petroleros de Ecuador	56
Figura 26. Costos derivados de petróleo: INTRANET, EPPETROECUADOR. Octubre 2023	59
Figura 27. Balance crudo, derivados Refinería LA Libertad. PETROECUADOR Abril 2023	60
Figura 28 Volumen Tanques crudo, derivados Refinería Libertad. PETROECUADOR. Abril 2023	60
Figura 29. Volumen Insumos vapor, electricidad Refinería LA Libertad. PETROECUADOR Abril 2023	62
Figura 30. Ubicación de Refinería La Libertad	107
Figura 31 Tea RLL funcional con flujo previo en tanque blowdown	107
Figura 32. Eliminación / purga de agua y residuos oleosos del tanque blowdown. Adaptación de toma muestra x bleris elastómero en purga de tanque blowdown....	108
Figura 33. Proceso Fraccionador PV1 Parsons. – Información y muestreo del GR, agosto 2023	110

Figura 34 Condensación Nafta Gasolina/ Receptores PV5/ PV6 Parsons. Muestreo GR, agosto 2023	111
Figura 35 Exceso de gases receptor Gasolina Parsons Medidor FIT 22 Domo PV6 (1125 SCFH) Muestreo del GR, 30 agosto 2023	112
Figura 36. PV1 y Despojadores PV2, PV3, PV4, fondo Parsons. Muestreo GR, agosto 2023	113
Figura 37. Despojadores PV2, PV3, PV4 y fondo Parsons, Muestreo GR, septiembre 2023	115
Figura 38. Suministro de vapor y aire para refinación Parsons 30 agosto 2023.....	116
Figura 39 Suministro de combustible Residuo Fuel Oil / refinación Parsons, agosto 2023	117
Figura 40. Dieta de crudo Oriente Ecuatoriano API 25 Planta Universal. Agosto 2023	117
Figura 41. Circuito de crudo Planta Universal, 8 septiembre 2023	118
Figura 42 Esquema Proceso Refinación PLanta Universal fraccionador CV1	120
Figura 43. Zona de receptores, planta Universal. CV3 NAFTA 30 agosto 2023	120
Figura 44 Enfoque del medidor C FR 22T (gases de refinación a TEA)	121
Figura 45. Instrumento C FR 22T (Ft3/hr) Exceso de gases nafta GR de receptor CV3 a TEA. Planta Universal agosto 2023 Exceso de gases de receptor.....	121
Figura 46. Flujos de diésel y residuo planta universal.....	122
Figura 47 Suministro de combustible Residuo Fuel Oil / refinación Universal,.....	123
Figura 48. TV5 Torre Estabilizadora de gasolina base / GLP. Agosto 2023	124
Figura 49 G FR 86 T Carga de gasolina al estabilizador.....	125
Figura 50. Instrumento G DT 84 densidad de gas LPG.....	126
Figura 51 Temperaturas planta universal y estabilizador	126
Figura 52. Simulación de combustión de gases de la TEA RLL	83
Figura 53 Resultados de simulación: Parámetros salida de quemador, cámara de combustión de la TEA RL (gas quemado).....	84
Figura 54. Configuración triangular de núcleo de Intercambiador de Calor	87
Figura 55 Paso y diámetro de los tubos del Intercambiador de Calor	87
Figura 56 Resultados del cálculo de número de tubos del Intercambiador de Calor.....	87
Figura 57. Diferencia logarítmica media de temperatura	90
Figura 58. Factor de corrección de intercambiador de calor: un paso por coraza	91
Figura 59 "Plano CAD del intercambiador de calor junto con la TEA.....	93

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Clasificación de refinerías	9
Tabla 2. Comparación gas amargo GR y GLP	10
Tabla 3. Producción Refinería La Libertad; Carga de Crudo versus derivados	13
Tabla 4. Balance de masa, crudo versus de productos refinados Parsons, agosto, septiembre 2023	14
Tabla 5. Balance de masa, crudo versus de productos refinados Universal. agosto, sept. 2023	16
Tabla 6. Corrientes de destilación atmosférica RLL	16
Tabla 7. Parámetros circuito de Crudo y nafta Parsons: PP1, PV1, PV5, PV6, TEA	18
Tabla 8. Principales parámetros circuito de Crudo y nafta Universal: CP1, CV1, TEA	23
Tabla 9. Poder calorífico neto promedio	31
Tabla 10. Valores de potencial de calentamiento global directo	32
Tabla 11. Composición química, concentración GR por espectrómetro masas	43
Tabla 12. Composición química GR gas de refinería	46
Tabla 13. Temperatura de gas de chimenea y poder calórico	47
Tabla 14. Composición GR y PCI, efecto en combustión	48
Tabla 15. Composición representativa GR versus gas natural GN	49
Tabla 16. Poder calórico inferior VS composición de GR	49
Tabla 17. Variedades de Crudos, Grado API, precio 2006/2007 (barril-dólar	55
Tabla 18. Comparación de la composición residual GR Refinería La Libertad. 2023	108
Tabla 19. Balance de masa, crudo versus productos refinados Parsons, agosto, septiembre 2023	109
Tabla 20. Parámetros circuito de Crudo y nafta Parsons: PP1, PV1, PV5, PV6, TEA .	110
Tabla 21. Parámetros despojadores Parsons (PV2, P3, PV4) y Fondo de Torre PV1 ...	113
Tabla 22. parámetros de facilidades de refinación Parsons (Aire y Vapor)	116
Tabla 23. Balance de masa, crudo versus productos refinados Planta Universal. Agosto 2023	118
Tabla 24. Parámetros circuito de Crudo y nafta Universal: CP1, CV1, TEA	119
Tabla 25. Parámetros despojadores Universal (CV2, CV4) y Fondo de Torre CV1 ...	122
Tabla 26 . Estabilizador TV5, Reboiler TE8 / Gasolina base, gasolina estabilizada, Fuel oil	124
Tabla 27. Estabilizador TV5 / Gasolina reflujo, GLP	125
Tabla 28. Temperaturas Estabilizador y UNiversal	127
Tabla 29. Parámetros Parsons circuito de nafta: PV1, PV5, PV6, TEA	128
Tabla 29.a. Balance de masa, flujo de entrada de crudo versus salidas de productos refinados Parsons.	129
Tabla 30. parámetros circuito de Nafta, GR Universal: CV1, CV3, TEA	130
Tabla 30.a. Balance de masa, flujo de entrada de crudo versus salidas de productos refinados Planta Universal. Agosto septiembre 2023	130
Tabla 31. Parámetros Estabilizador TV5, Gasolina reflujo, GLP, TV9	131
Tabla 32. parámetros GR: Parsons, Universal, Estabilizador / RLL 20	78
Tabla 33. Parámetros ambientales del muestreo	80

Tabla 34. Parámetros de la Muestra de GR de Refinería La Libertad y del vapor suministrado.....	80
Tabla 35. Dimensiones de las partes de intercambiador.....	85
Tabla 36. Flujos másicos, temperaturas fluidos intercambiador. Búnker operativo RL 2023	85
Tabla 37. Propiedades de fluidos de intercambiador de calor	88
Tabla 38. Correlaciones empíricas para el numero de Nusselt, promedio, para conveccion forada sobre cilindros circulares en flujo cruzado.....	89

RESUMEN

FACTIBILIDAD DE COGENERACIÓN TÉRMICA DE GAS RESIDUAL MECHERO REFINERÍA LA LIBERTAD

Este estudio de investigación se centra en evaluar la energía contenida en los gases residuales de la Refinería La Libertad y busca optimizar la combustión para reducir el desperdicio de energía. Utilizando software especializado, se realizan cálculos de calor para entender mejor el proceso industrial. El balance entre la entrada de crudo y las salidas de productos refinados proporciona una visión general de los residuos atmosféricos. Se destaca la importancia del sistema de control de la refinería, con válvulas automáticas y sistemas de control para garantizar la estabilidad de los parámetros y la calidad de los productos. El estudio propone la adaptación de un intercambiador de calor para recuperar la energía residual térmica de la combustión del gas amargo. Se confirma la factibilidad técnica cuantitativa, con aproximadamente 1,077 barriles diarios de gas recuperable antes de la combustión. Se resalta la utilidad de los gases de combustión, incluso con residuos no deseados, como fuente de energía.

La investigación explora la viabilidad de fuentes de energía cogenerativa "verde" y destaca la continua recuperación de energía en la refinería a través de intercambiadores de calor. Se propone la adaptación de un nuevo intercambiador para mejorar el calentamiento de fluidos, como el fuel oil crudo reducido bunker. Se valida la aplicabilidad de la recuperación de energía térmica residual mediante simulaciones y cálculos, demostrando la viabilidad técnica de adaptar un intercambiador que transfiera energía desde los gases de combustión hacia el crudo reducido o el combustible de los hornos de refinación.

Palabras claves:

Refinería Libertad, cogeneración, Intercambiador de calor, gas residual.

ABSTRACT

FEASIBILITY OF THERMAL COGENERATION OF RESIDUAL GAS FROM THE BURNER OF LA LIBERTAD REFINERY

This research study focuses on evaluating the energy contained in the residual gases of Refinería La Libertad, aiming to optimize combustion to reduce energy wastage. Specialized software is employed for heat calculations to enhance understanding of the industrial process. The balance between crude input and refined product output provides an overview of atmospheric residues. The significance of the refinery's control system, featuring automatic valves and control systems, is emphasized to ensure parameter stability and product quality.

The study proposes adapting a heat exchanger to recover thermal residual energy from bitter gas combustion. Quantitative technical feasibility is confirmed, with approximately 1,077 barrels of recoverable gas daily before combustion. The utility of combustion gases, even with unwanted residues, is underscored as an energy source.

The research explores the viability of "green" cogenerative energy sources and highlights ongoing energy recovery in the refinery through heat exchangers. The adaptation of a new exchanger to enhance fluid heating, such as crude reduced bunker fuel oil, is proposed. The applicability of residual thermal energy recovery is validated through simulations and calculations, demonstrating the technical feasibility of adapting an exchanger to transfer energy from combustion gases to reduced crude or fuel for refining furnaces.

Keywords:

Refinería Libertad, Cogeneration, Heat Exchange, Residual Gas

INTRODUCCIÓN

A nivel mundial, la producción de combustibles en las refinerías de petróleo, tienen sistemas operativos que ocasionan desechos, contaminación ambiental y desperdicios de energía durante la refinación de hidrocarburos (Zamora & Ramos, 2010). Como ejemplos residuales se tienen los gases remanentes que se queman en TEAS, MECHEROS para luego ser liberados a la atmósfera (Garzón Bejarano & Amézquita Chaparro, 2013). El gas residual de las plantas de refinación es un combustible que se desperdicia y afecta al ambiente impactando en los costos productivos (Chachalo Carlosama, 2016); adicionalmente se requiere planes de gestión ambiental y tratamiento químico previo a la quema directa a la atmósfera (Pizarro Ramírez, 2015). Esta combustión puede emplearse en procesos alternos de cogeneración que solucionan el impacto que la cadena primaria industrial provoca al ecosistema y además proporciona entradas energéticas adicionales. En Refinería La Libertad a diario se quema gas residual, en la TEA mechero o Flare (Pizarro Ramírez, 2015), cuyo poder calórico puede aprovecharse como fuente térmica de recuperación por medio de intercambio de calor. La disminución del impacto ambiental en las Teas de Refinerías incrementa la eficiencia de las industrias de petróleo, porque existen ingresos adicionales de energía al proceso y reducción de costos de producción (Chachalo Carlosama, 2016).

El problema científico que aborda este estudio apunta a los gases residuales de combustión de la Tea Mechero de Refinería La Libertad que representan una fuente de contaminación ambiental y desperdicio de energía térmica. **Con la determinación de factibilidad** de precalentamiento de una corriente o flujo, por medio de los gases de combustión del gas residual del mechero de Refinería La Libertad (RLL), se pretende obtener una oportunidad de mejora en la cadena de producción de combustibles y la correspondiente mitigación de la contaminación ambiental atmosférica. Es importante que se incremente la eficiencia de la producción en el refinamiento de combustibles con la adaptación de un intercambiador de calor de doble corriente entre los gases residuales quemados en la tea ecológica de Refinería La Libertad y, por ejemplo, el combustible fuel oil que se suministra a horno(s) de calentamiento de crudo. **Este estudio de factibilidad permitirá dimensionar** el equipo de intercambio de calor y estimar la eficiencia y mejora que se puede obtener en el rendimiento actual del sistema de calentamiento que funciona

con un serpentín de vapor dentro de un tanque diario que incrementa la temperatura del búnker – fuel oil. Probablemente la cercanía de esta fuente de calor al piso y paredes del reservorio metálico provoca desgaste abrasivo y corrosión de los materiales. Con el estudio planteado, el **suministro de calor precalentará el fuel oil combustible de hornos de forma externa al tanque en mención, sumando una nueva fuente de energía térmica**. La alternativa de calentamiento permitirá transferir energía residual y mejorar el impacto ambiental que se provoca en la tea durante la combustión. En lugar de quemar los gases directamente a la atmósfera, se los puede aprovechar como cogeneración. Para el efecto debe cuantificarse cuanto gas residual se dirige hacia la tea como producto de los desechos de los procesos de refinación. Para obtener esta respuesta se verifica datos de caudalímetro instalados en las descargas de gas residual de refinación en sendas torres de fraccionamiento y estabilización PV1, CV1, TV5 además de verificar un balance general de masa de la cantidad de petróleo crudo que ingresa a los circuitos de las plantas Parsons, Universal y Estabilizadora de Gas, en comparación con la cantidad de hidrocarburos refinados como gasolinas, naftas, destilados blancos, y productos negros remanentes como crudo reducido, bunker o fuel oil. Después de esta evaluación se pudo obtener una media de **1000 bpd de gas residual de refinación GR**. Los gases residuales de las plantas de refinación contienen elementos nocivos y contaminantes como el H₂S o sulfuro de hidrógeno. Entonces se ha establecido la composición química de este gas a través de comparaciones de estudios bibliográficos y mediciones experimentales previas en RLL realizadas con equipos como cromatógrafos. Se debe verificar materiales aleados que resistan la corrosión química para el dimensionamiento, selección del intercambiador y diseño del sistema, adicionalmente, la mezcla de gas residual tendrá algunas analogías al GLP o mezcla de metano, etano que, en combinación con propano, butano se combustionan generando la energía térmica necesaria, es decir considerando únicamente la parte ideal de la **mezcla de gas sin contaminantes**.

Para ello es necesario estudiar y aplicar la ecuación de balance para conocer la cantidad de energía efectiva desprendido de la combustión en unidades energéticas como KJ/Kg K. El poder calórico superior (PCS) del gas propano y butano es mayor que de otros elementos combustibles como el carbón y se aproxima a valores de 12.052 Kcal/Kg y 11.867 Kcal/Kg. respectivamente, por tanto, se establece que existe factibilidad técnica.

Este estudio buscar dar respuesta a la siguiente **pregunta de investigación**. ¿Es factible

que con **la implementación de un intercambiador de calor** se alcance la **mitigación y aprovechamiento de cogeneración térmica** de los gases residuales de combustión de la Tea Mechero de Refinería La Libertad? La propuesta de este estudio es dimensionar un intercambiador de calor que permita transferir energía residual térmica de combustión mediante un estudio de factibilidad técnica, ambiental, económica de cogeneración y aprovechamiento de los gases de tea mechero de Refinería La Libertad. Este proyecto energético mejorará la eficiencia global de la planta industrial de Refinería La Libertad y disminuirá el impacto ambiental que se genera diariamente por la combustión de gases residuales de la Tea Flare mechero. El volumen de combustible excedente de la planta de procesos puede ser encaminado hacia un sistema de tratamiento químico, separación, combustión y cogeneración. Con el sistema descrito se alcanzará beneficios de mitigación de contaminación ambiental, efecto invernadero, toneladas de carbón no emitidos (proyecto Kioto) y aprovechamiento de energía térmica con intercambio de calor para calentamiento de fuel oil o bunker combustible de horno(s) de refinación.

Objetivo General. - Evaluar la factibilidad técnica, económica de cogeneración y aprovechamiento de energía térmica residual de la combustión de gas de tea mechero de Refinería La Libertad.

Objetivos Específicos. -

Caracterizar los gases residuales quemados en la Tea de Refinería La Libertad mediante medidor de gases, cromatografía, corrosión, tratamiento químico e información histórica trazable de producción.

Analizar la cantidad de energía térmica residual de transferencia de calor obtenida de la combustión de gases de Tea de Refinería La Libertad mediante mediciones experimentales de temperaturas, resultados de cálculos y datos trazables.

Establecer los fluidos de la Refinería La Libertad donde puede aplicarse la energía residual de cogeneración térmica mediante cálculos de transferencia de calor y decretos vigentes. Dimensionar un intercambiador de calor que permita la transferencia de energía residual térmica de combustión de tea mechero de Refinería La Libertad **mediante el uso de un software especializado.**

CAPÍTULO 1. MARCO TEÓRICO REFERENCIAL

1.1 Energía, Cogeneración como fuente alternativa.

La energía es la capacidad de un sistema para realizar trabajo, se manifiesta en formas, como cinética, potencial, térmica, química, nuclear y se cuantifica en julios (J), que también es la unidad de medida para el trabajo realizado. El trabajo se efectúa cuando una fuerza produce un desplazamiento en un objeto. La potencia se define como el trabajo realizado por unidad de tiempo y se mide en vatios (W), siendo 1 vatio igual a 1 julio por segundo. Sus múltiplos incluyen kilovatios (kW) y megavatios (MW) (Fraile, 2008).

La cogeneración consigue al mismo tiempo energía eléctrica, mecánica, térmica útil y permite su producción secuencial con la misma fuente primaria (Botía Mendivelso & González Santacruz, 2019; Cogen Europe, 2023). Actualmente, la cogeneración térmica es analizada en los proyectos energéticos desde su concepción para aprovechar la máxima conversión desde las fuentes esenciales. Por ejemplo, en residencias europeas se promulga leyes de viabilidad técnica, medio ambiental, económica para energía alternativa, cogeneración, calefacción, refrigeración desde la fase constructiva de modo que los edificios, hospitales, hoteles, ciudadelas, centros comerciales, apuntan a sistemas alternativos que satisfagan la electricidad, agua caliente y calefacción. (Lozano & Ramos, 2007). La micro cogeneración es factible y beneficiosa, incluso con una recuperación menor de energía. Esta técnica permite generar calor y electricidad simultáneamente a partir de un mismo combustible a pequeña escala. En nuevas edificaciones españolas, se utiliza una turbina de gas que produce 65 kW de electricidad y recupera alrededor de 120 kW de potencia térmica a partir de los gases de combustión. Se ha demostrado que esta tecnología cubre más del 50% de la demanda térmica en calefacción de las viviendas, lo que conlleva a significativos ahorros de energía y reducción de emisiones de CO₂.(De Economía, 2010).

1.1.1 Cogeneración térmica: Ecuador, otros países

Países como México, a través de cogeneración, motivan a las empresas inversionistas para que busquen tecnologías que generen energía limpia, desarrollo sustentable,

conservación ambiental, mejora de la imagen internacional e innovación del patrimonio ambiental cuyos valores monetarios son denominados los bonos de carbono (bonos verdes) que se negocian internacionalmente para mejorar el ecosistema, reducir y capturar las emisiones de gases de invernadero. Al igual que el manejo de residuos, la cogeneración constituye un Mecanismo Desarrollo Limpio (MDL) del proyecto Kyoto que incluye tecnología, ciencia, y se aplica en países como Ecuador donde se pretende conservar el ambiente, descontaminar la atmósfera, a través del cambio de energía desde su forma primaria (petróleo / gas) hasta energías secundarias (combustibles / electricidad) e incluso características terciarias (fuerza motriz / calentamiento / iluminación) de modo que se aproveche cada etapa de transformación para captar la energía excedente en procesos alternos por ejemplo la transferencia de calor por gases calientes residuales (Navarro Perez, 2004). Algunas de las normativas instauradas para cogeneración nacional y otros países son: Decreto Ejecutivo 238 del Ecuador (2021) y regulaciones como la Orden ITC/1522/2007 de la Unión Europea (2015), Real Decreto 413/2014 (2022) de España (Chamba et al., 2022; Galán Vioque, 2015)

1.1.2 Intercambiador de calor

Se ha desarrollado tecnologías para recuperación de energía residual térmica como intercambiadores de calor, condensador de contacto directo, calderas para calor residual de baja temperatura menor a 230°C (AVELEDO, 2021; Chejne et al., 2015; Johnson et al., 2008). Los proyectos constructivos de intercambiadores de calor inician con cálculos que pueden simularse en software especializado y sintetizar la información necesaria para acortar el tiempo de diseño, por ejemplo, para equipos de tipo coraza y tubos (Martínez Huertas, 2017)

1.1.3 Efecto Invernadero / Proyecto Kioto, energías limpias, bonos de carbono.

Las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) alteran el clima mundial y para reducirlas, se controlan algunas causas como las actividades industriales humanas por medio de acuerdos internacionales como el protocolo de Kyoto que ofrece el mecanismo de desarrollo limpio MDL, un tipo de mecanismo de flexibilidad para estabilizar el clima (Prat Grob, 2008). En la actualidad se pretende aprovechar el gas residual de los procesos

hidrocarbúferos y en lugar de quemarlos en los mecheros, convertirse en fuente y recurso energético. (Zamora & Ramos, 2010). El Ecuador es uno de los países de Latinoamérica que apoya el Protocolo de Kyoto (Navarro Perez, 2004) y desde el 2003 participa en la iniciativa de mecanismos de desarrollo limpio (MDL) intentando generar energías alternativas, autosustentable y eficientes (Gallegos Garzón, 2012).

1.2 Contaminación ambiental de la atmósfera durante actividades petroleras

Todas las actividades petroleras como la exploración de yacimientos, explotación para extraer y producir crudo, contaminan el aire por la combustión del gas residual proveniente de los pozos que se quema en mecheros (Zamora & Ramos, 2010). Las operaciones de refinado de hidrocarburos, incluyendo destilación, craqueo, reformado, hidrotratamiento y alquilación, generan gases que se liberan a través de las antorchas. Estos gases tienen composiciones variadas, que abarcan desde hidrógeno puro hasta mezclas de hidrocarburos con contenido de azufre. Para una medición precisa, es esencial tomar muestras en un volumen constante para evitar la influencia de cambios en la densidad. (Davidson et al., 2011)

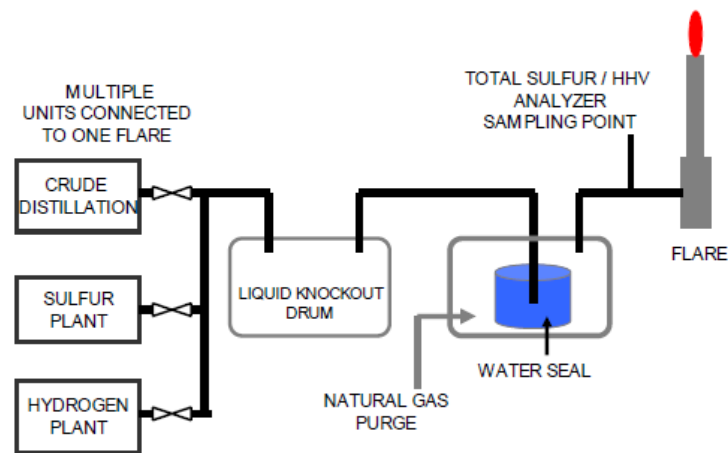
1.2.1 Teas (mechero Flare)

Las teas de producción o mecheros flare (figura 1) son equipos de combustión y de seguridad que alivian la sobrepresión de gases residuales de las fábricas (Garzón Bejarano & Amézquita Chaparro, 2013), de modo que una chimenea de 10 a 100 metros de altura recibe el gas de alivio que se quemará al final del dispositivo (Botía Mendivelso & González Santacruz, 2019).

En una unidad de procesamiento de refinación, El gas residual GR va a la antorcha en emergencias para eliminar de forma segura gases calientes y presurizados. Estos gases llegan a la antorcha por un conducto de baja presión y están saturados (punto de rocío) a menos de 10 psi (Davidson et al., 2011).

Figura 1

Sistema de tea típico de una refinería



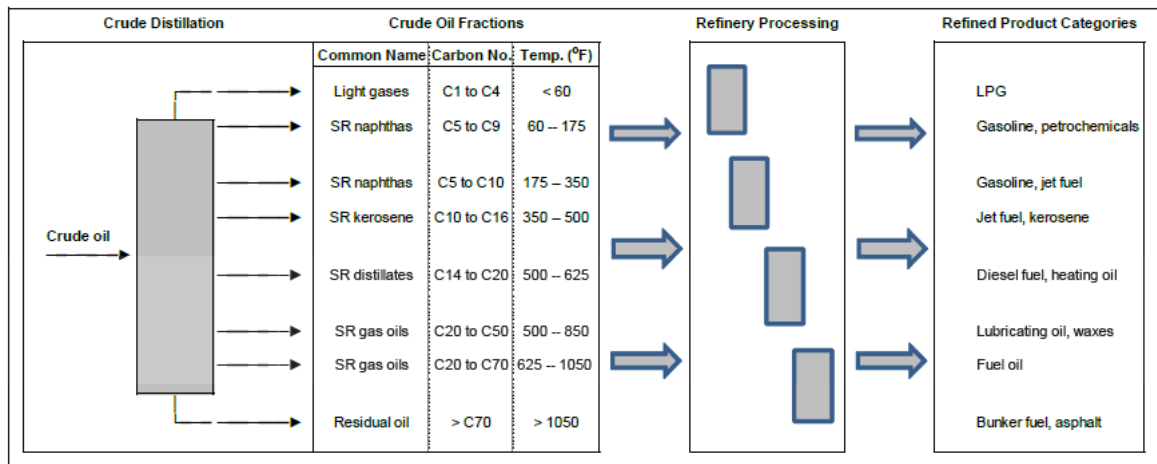
Fuente: Tomado de (Davidson et al., 2011)

1.2.2 Refinación de hidrocarburos

La refinación de petróleo transforma el crudo en una variedad de productos útiles. En refinerías, complejos procesos convierten petróleo en GLP, gasolina, queroseno, diésel, petroquímicos, lubricantes y asfalto. La elección de productos depende de la demanda y valor, con algunos enfocados en gasolina y otros en diésel, petroquímicos; el asfalto es el de menor costo. Existen más de 660 refinerías en todo el mundo, con características específicas según ubicación, inversión, demanda, normativas y que generan más de 85 millones de barriles de productos refinados al día. La conversión del crudo en refinados (**figura 2**) involucra procesos físicos y químicos bajo ciertos límites. La complejidad de estas operaciones requiere modelos matemáticos para ahorro económico, adaptación a cambios en el mercado y especificaciones de productos. El proceso comienza con la separación del crudo en fracciones según su punto de ebullición, determinados por la cantidad de carbono, luego se refinarán en productos estandarizados (Pro, 2011).

Figura 2

Esquema de la refinación del crudo



Fuente: Tomado de (Pro, 2011)

Tipos de refinerías de petróleo. – Según la Tabla 1, existen 4 clases según su complejidad y configuración:

Refinerías con unidades de destilación atmosférica: Realizan la destilación del petróleo crudo y operaciones básicas de apoyo. No modifican el rendimiento natural de los crudos; producen gasolina, diésel y aceite combustible residual (fuel oil).

Refinerías con esquema de hydroskimming: Se incluye destilación, reformado catalítico, hidrotratamiento, mezcla de productos; pueden convertir la nafta en gasolina y controlar el contenido de azufre. No modifican el rendimiento natural de los crudos

Refinerías de conversión: Incluyen los procesos de las refinerías con esquema de hydroskimming, agregan el craqueo catalítico, hidro craqueo. Mejoran el rendimiento del crudo para producir productos livianos, pero generan productos pesados de bajo valor.

Refinerías de conversión profunda: A los procesos de conversión, incorporan la **coquización**. Pueden convertir fracciones pesadas y menos valiosas del crudo en productos más livianos para procesos de conversión y mejora. Suelen eliminar casi por completo el aceite residual (crudo reducido)

En áreas de rápido crecimiento, como Estados unidos, prevalecen las refinerías de conversión profunda (productos livianos). En cambio, en Europa y Japón, son más

comunes las refinерías con esquema de hydroskimming y las de conversión (Pro, 2011).

Tabla 1.

Clasificación de refinerías

Configuration	Complexity	
	Ranking	Range
Topping	Low	< 2
Hydroskimming	Moderate	2 – 6
Conversion	High	6 – 12
Deep Conversion	Very high	> 12

Fuente: Tomado de (Pro, 2011)

1.2.3 Gas residual amargo o gas de refinera (GR).

El gas amargo GR, conocido como gas de refinera, es una mezcla gaseosa producida durante la refinación del petróleo crudo. Al igual que otros desechos, deben gestionarse adecuadamente para prevenir la contaminación ambiental **atmosférica** durante la refinación y **producción de combustibles**. Su **composición se analiza por cromatografía** y varía según el crudo o los procesos empleados. El gas de refinera tiene **ventajas** como combustible: no forma hollín, no necesita precalentamiento de mezcla con aire de combustión, versátil con equipos simples de combustión. Necesita tratamiento para reducir impurezas, presenta riesgos de seguridad, como fugas y explosiones. En refineras, se realiza un control riguroso de las emisiones de GR debido a regulaciones ambientales y ventajas económicas. **En Ecuador**, donde la atención se centra en la producción y refinación de petróleo, se ha aprovechado el gas asociado en solución junto con el petróleo de los yacimientos. Este gas se somete previamente a un tratamiento para eliminar azufre y nitrógeno mediante métodos de alta y baja presión que utilizan **dietanolamina** para **eliminar el H₂S ácido silfídrico**. El gas purificado se utiliza como fuente de energía y combustible en los hornos y calderas de la refinera. Así se reduce el desperdicio de energía y contaminación ambiental en las áreas de producción y refinación. Como se observa en la tabla 2, la **composición del gas de refinera es similar a la del**

gas natural (GNL, GLP), pero varía según los procesos de refinación y suele incluir componentes como metano, etano, butanos, butilenos, H₂S y CO₂ (Calderón, 2012). La producción petroquímica de refinación utiliza mezcla de gas natural (GN) y gas de refinería (GR) como principal fuente de energía. **El GR se recupera de distintos procesos**, como desulfurización, y se **reutiliza en lugar de gas natural**, pero tiene alta concentración de hidrógeno, etileno, propano y propileno (Cala et al., 2013).

Tabla 2.

Comparación gas amargo GR y GLP

CARACTERÍSTICA	GAS AMARGO RLL	GLP COMERCIAL
Nitrógeno (%) P/p	7.31	---
Metano (%) P/p	3.29	---
CO ₂ (%) P/p	19.49	---
Etano (%) P/p	5.55	2.03
Propano (%) P/p	22.14	15.6
Isopropano (%) P/p	5.01	25.04
Butano (%) P/p	12.87	30.03
Isobutano (%) P/p	5.01	10.12
Isopentano (%) P/p	4.86	5.87
n - Pentano (%) P/p	4.88	4.95
Pentanos (%) P/p	0.44	2.74
Hexanos (%) P/p	7.06	2.14
Heptanos (%) P/p	4.93	1.48
Gas sulfhídrico ppm	801	---
Peso molecular (g/gmol)	43.48	48.52
Poder calorífico (BTU/pie ³)	1772.8	2100.0
Gravedad específica(60/60)	1.51	1.62

Fuente: Elaboración propia

El Gas Natural Licuado (GNL) es metano líquido (C₁) que se transporta en barcos a -260°F para reducir el volumen; su producción prioriza fuente de energía. Los componentes de los gases naturales líquidos (**NGL**) abarcan etano (C₂), propano (C₃), butanos (C₄), pentano (C₅) y compuestos más densos (C₅+). También se emplean como fuente de energía, tienen enlaces simples y se mantienen líquidos reduciendo volumen por altas presiones o bajas temperaturas, lo que facilita su almacenamiento y transporte.

Al igual que otros gases, el **gas de refinación (GR)** posee **viscosidad**, una propiedad que refleja su resistencia al flujo durante su producción y transporte. A diferencia de los líquidos, en los gases, la viscosidad aumenta con el incremento de la temperatura y la presión por la reducción de la distancia entre las moléculas, e incremento de resistencia al movimiento molecular. La **gravedad específica (γ_g)**, es la relación entre la densidad del gas en estudio, como GR, y la densidad de un gas de referencia seco. Ambos valores se miden bajo las mismas condiciones de temperatura y presión (Calderón, 2012).

Figura 3

Aplicación de Gas de Refinería



Fuente: Tomado de (Calderón, 2012)

1.2.4 Refinería La Libertad (RLL)

Los productos refinados finales son para consumo interno del país y para exportación; por ejemplo, **Refinería La Libertad** ubicada en la costa Suroeste del Ecuador produce GLP, Gasolina Base, Diésel, Destilados, Fuel Oil (Guaranda, 2016). En los procesos de refinación se separa los componentes del crudo mediante técnicas de destilación, desintegración y purificación (Zamora & Ramos, 2010) pero durante su funcionamiento se contamina el ambiente y se desperdicia energía por los gases remanentes que se queman en TEAS MECHEROS, para deshacerse a la atmósfera (Garzón Bejarano & Amézquita Chaparro, 2013). El aire se contamina por combustiones incompletas del gas

excedente, lo que genera sustancias venenosas volátiles de óxidos de azufre y nitrógeno, monóxido de carbono, material particulado, gas sulfhídrico, metano, etano, propano, butano, óxidos de carbono (Zamora & Ramos, 2010). La **destilación del petróleo** crudo es la primera etapa en todas las refinerías, donde se separa en fracciones con hidrocarburos con sus puntos de ebullición similares, como gases ligeros, naftas, destilados, gasóleos y aceites residuales. Estas fracciones se someten a procesos específicos; por ejemplo, las naftas se mejoran y se usan en combustibles, los destilados se convierten en combustibles más pesados como diésel y gasóleo calefactor, y los aceites residuales se transforman en productos de mayor valor en unidades de conversión. Una refinería se mide por su capacidad para destilar petróleo crudo (Pro, 2011).

RLL procesa crudo variable de 25 a 28 grado API y produce una amplia variedad de productos derivados del petróleo, como GLP, gasolina base diesel oil 2, diesel 1, turbo fuel base, rubber solvent, solvente N°1, mineral turpentine, spray oil, absorber oil y fuel oil 4 (**tabla 3**). Estos productos abastecen a múltiples provincias ecuatorianas como Guayas, El Oro, Manabí, Cañar, Morona Santiago, Azuay, Galápagos y Loja. La refinería tiene una capacidad promedio de procesamiento de 45,000 barriles diarios de crudo, generando un número equivalente de derivados. Opera con tres unidades de destilación atmosférica: Planta Parsons (26,000 BPD), Planta Universal (10,000 BPD) y Planta Cautivo (9,000 BPD). Se abastece mediante un sistema de cabotaje desde Esmeraldas y cuenta con un terminal de carga marítima que incluye líneas submarinas de 14 y 20 pulgadas con una longitud total superior a 9 km de ambos tramos. Además, dispone de boyas internacionales para la carga y descarga de buques de hasta 40,000 toneladas. A pesar de más de 60 años de operación, la refinería se mantiene eficiente gracias a un programa de mantenimiento riguroso. **La cadena productiva de los hidrocarburos**, incluye sistema de almacenaje y transferencias con tanques de crudo, productos intermedios, slop y productos terminados, así como *esferas* para GLP. Se utilizan tanques específicos según la volatilidad de los productos: *techo flotante* para crudo y gasolinas para reducir la evaporación, y *techo fijo* para productos más pesados como diesel, fuel oil y asfaltos. En el área de tanques, se prepara el crudo para su procesamiento, se mezclan productos para cumplir con las especificaciones del mercado, se mide el volumen en cada tanque antes y después de las operaciones, como recepción y despacho. Para los derivados

de consumo nacional y exportación, se realizan mezclas, se toman muestras de calidad y se hacen despachos a diferentes destinos (Calderón, 2012).

Tabla 3

Producción Refinería La Libertad; Carga de Crudo versus derivados

Producción diaria de la Refinería La Libertad	
44.579 BPD de carga	
GLP	667 BPD
Gasolina	6.900 BPD
Diesel 1	800 BPD
JP1	1.900 BPD
Diesel 2	9.000 BPD
Fuel oil 4	24.500 BPD
Absorver oil	10 BPD
Spray oil	482 BPD
Solventes	320 BPD

Fuente: Elaboración propia

Para respaldar estos datos teóricos, se presentan algunos datos obtenidos de la operación regular de las plantas de RLL durante el muestreo de gas residual amargo de refinación GR. Esta información será ampliada en la *fase metodológica experimental*.

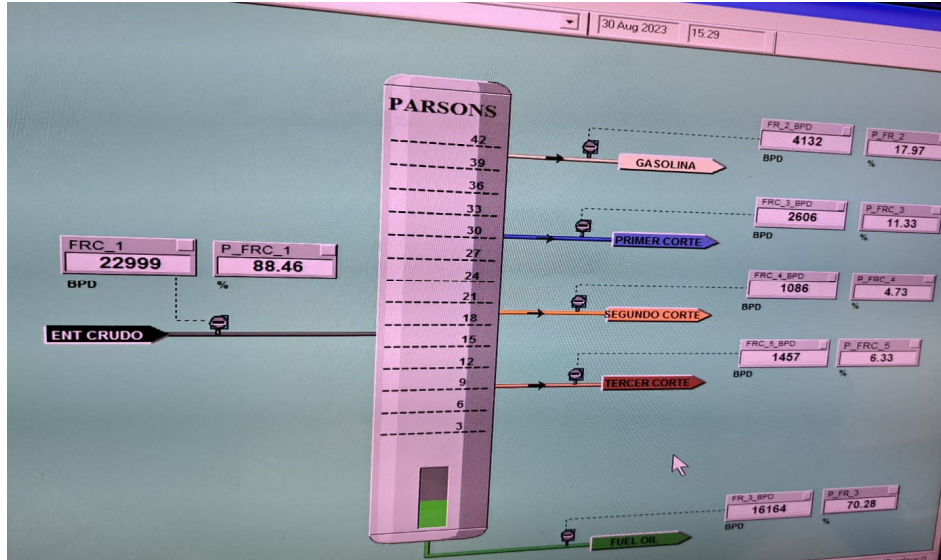
La planta de Refinación Parsons se adaptó para procesar una carga máxima de 27,000 BPD de crudo Oriente Ecuatoriano con un rango de 28.5 a 29.0 grados API. El petróleo desciende desde los tanques 39, 40, 41, 42 y los tanques SLOP (15/60) hacia las bombas de carga PP1 A/B/C y las bombas PP1 E/F (Petroindustrial, 1998).

Actualmente se procesa crudo con un promedio de 25 API y **23000 barriles por día**. Este proceso se lleva a cabo mediante un riguroso control de instrumentación y válvulas de control que ajustan los porcentajes de apertura para garantizar la calidad de los productos refinados. La fraccionadora atmosférica **Universal** opera con crudo 25 API y un flujo medio de **9250 barriles por día (BPD)** (figura 4). Esta unidad CV1, al igual que la fraccionadora PV1, utiliza sistemas de control equipados con válvulas electroneumáticas para ajustar los flujos y mantener los parámetros en rangos específicos. En la refinería La Libertad, el crudo atraviesa un proceso de desalación y luego ingresa a la unidad de

destilación atmosférica donde se calienta a alrededor de 360°C.

Figura 4

Fraccionadora PV1 Parsons. Producción diaria de combustibles. Bunker operativo RLL



Nota: Foto tomada de la pantalla operativa de la RLL

Fuente: Elaboración propia

Tabla 4

Balance de masa, crudo versus de productos refinados Parsons, agosto, septiembre 2023

Descripción del proceso	Promedio Agosto-Spt 2023	Instrumento
(BPD) Entrada de crudo)	23014	P FRC 1
(BPD) Salida de gasolina (domo fraccionador PV1, platos 40,41,42)	4272	FR 2; P FR 2)
(GPM) Retorno de tope de la nafta (GPM): flujo PV5, PP7, domo PV1	73.54 (3361.83 bpd)	FR 1
Caudal Retorno diésel 1 (GPM) desde las bombas PP6 hasta plato 33 del PV1	25.06 (1145.60 bpd)	FRC 2
(BPD) Primer corte fraccionador PV1 (destilado / diésel liviano platos 30 al 33):	2654	FRC 3; P FRC
(BPD) Segundo corte fraccionador PV1 (destilado / diésel 2 platos 20,21):	1105.5	FRC 4
(BPD) Tercer corte fraccionador PV1 (destilado / diésel pesado platos 9,10):	1481.5	FRC 5
(BPD) Fuel oil (crudo reducido , producto negro)	16107	FRC 6

Debido a las diferencias en los puntos de ebullición de sus componentes, se separa en diversas fracciones (tabla 6). La fracción más ligera, que contiene gases, GLP y gasolinas, se obtiene en la parte superior de la torre. Debajo, se recolecta la fracción que incluye Jet Fuel y Diesel 1, mientras que Diesel 2, la fracción más pesada, se obtiene más abajo en la torre. La fracción de Jet Fuel se conecta a pequeñas torres de contacto llamadas despojadores “stripper”, donde se eliminan los compuestos más ligeros y se ajusta el punto de inflamación. Finalmente, en la parte inferior de la torre, se extrae el crudo reducido, que se envía para su venta a través de buques en las monoboyas utilizando líneas submarinas. Algunas corrientes de productos de las torres de destilación atmosférica en RLL requieren procesos adicionales como craqueo catalítico (FCC), destilación de vacío, reformación catalítica, unidad viscorreductora y otros, sin embargo, la RLL no los realiza, ya que solo cuenta con la unidad de destilación atmosférica (Calderón, 2012).

Figura 5

Barriles de producción diaria (BPD), torre fraccionadora CV1 Universal; agosto 2023



Nota: Foto tomada de la pantalla operativa de la RLL

Fuente: Tomado de (Pro, 2011)

Tabla 5

Balance de masa, crudo versus de productos refinados Universal. agosto, sept. 2023

Descripción del proceso	Promedio	Instrumento
(BPD) Entrada de crudo a fraccionador CV1	9253.50	C FR 1
(BPD) Salida de gasolina (domo fraccionador CV1, platos 1 al 6, numeración descendente)	1340.65	C FR 10
(BPD) Primer corte fraccionador CV1 (destilado / diésel liviano platos 7 al 9):	1063.26	C FRC 27
(BPD) Segundo corte fraccionador CV1 (destilado / diésel pesado platos 13 al 19):	664.16	C FRC 55
(BPD) Fuel oil (crudo reducido , producto negro)	4795.46	C FR 20

Nota: Foto tomada de la pantalla operativa de la RLL

Fuente: Elaboración propia

Tabla 6

Corrientes de destilación atmosférica RLL

Corrientes de la unidad de Destilación Atmosférica – Refinería La Libertad	
Corriente	Destino
Gas flash	Tratamiento de gas (<i>gas combustible de refinería</i>)
Propano y Butano	Producción de GLP y almacenamiento en esferas.
Nafta liviana	Tratamiento para mezcla de gasolinas.
Nafta pesada	Producción de Jet Fuel.
Kerosén	Tratamiento para ventas o como Jet Fuel.
Diesel	Tratamiento y ventas.
Crudo reducido	Venta comercial.

Fuente: Tomado de (Calderón, 2012)

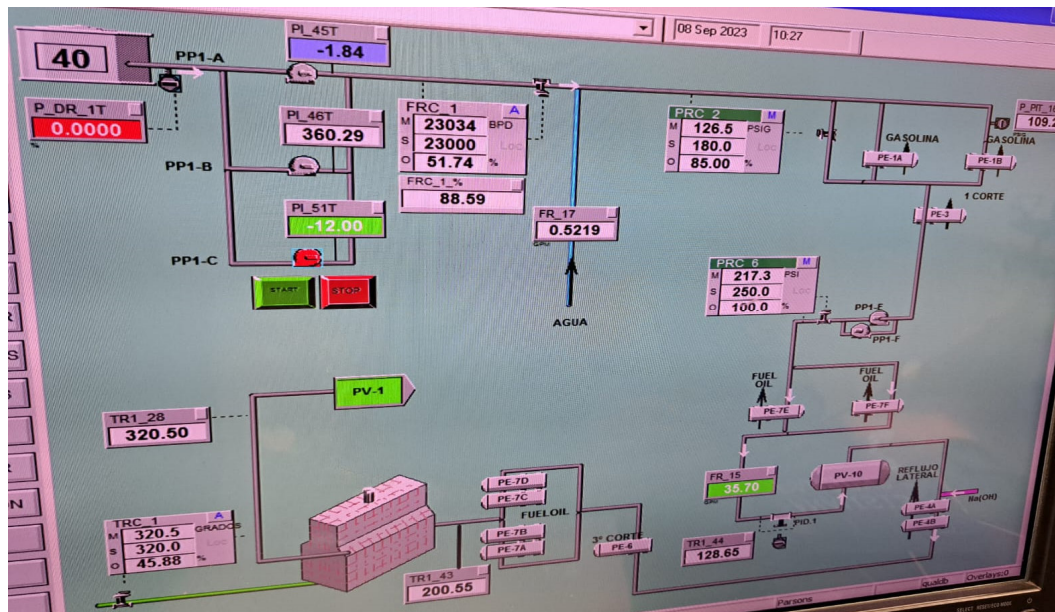
1.2.4.1 Procesos de Refinación Parsons

La planta Parsons procesa hasta 27,000 BPD de **crudo** con un rango de 28.5 a 29.0 API (Petroindustrial, 1998). El petróleo fluye desde varios tanques, en septiembre de 2023 se

registró el suministro desde el tanque 40, hacia las bombas PP1 A/B/C, aumentando la presión a 360 psi, 30°C y con caudal aproximado a 23000 bpd, con una apertura de válvula al 50%. Luego, el crudo se precalienta en intercambiadores de calor tipo tubocoraza, antes de entrar en la torre PV1. Pasa por varios equipos como PE1 A/B (vapor de nafta / crudo) y PE3 (diésel / crudo), donde la temperatura es de 75°C y se reduce la presión cerca de 100 psi. Luego, el bombeo booster en serie con PP1 E/F aumenta la presión nuevamente a 215 psi con una válvula abierta al 100%. antes de entrar en PE7 E/F (residuo/crudo). Entonces se produce el desalado de crudo a una tasa de 35 gpm en el desalador PV10. Posteriormente, pasa por otro intercambio de calor PE 4 A/B (reflujo lateral - crudo), PE6 (diésel pesado – crudo), y PE7 A/B/C/D (residuo fuel oil – crudo) alcanzando aproximadamente 200°C. Finalmente, ingresa al horno PH1, donde la temperatura se eleva a 320 grados Celsius antes de entrar en la torre PV1. El proceso de destilación atmosférica se lleva a cabo a una presión que no supera los 14.7 psi, por ejemplo, a 11 psi en el recipiente fraccionador PV1. El crudo, procedente del horno PH1, ingresa al PV1 en el plato 8 con una válvula abierta al 45% para mantener una temperatura y presión de entrada constantes, con un promedio de 320 grados Celsius y 180 psi. Desde la parte superior del domo de la torre PV1, se generan **vapores de nafta o gasolina** a 155 °C con apertura de válvula constante al 55%. Estos vapores se dirigen hacia el acumulador de condensación PV5. Antes de llegar a PV5, se produce un enfriamiento y condensación parcial en los intercambiadores PE1 (A/B) (gasolina/crudo) y luego continúan hacia el enfriador aéreo radiador PE2. Luego de pasar por PV5, la gasolina refluja y se condensa en los enfriadores aéreos radiadores PE8 (1/2/3/4/5/6) antes de acumularse en el tanque PV6. Las válvulas de control y sistemas electrónicos se comunican para mantener constantes los parámetros de presión, temperatura y caudal en la refinación, apoyando a los operadores de campo. La presión en el sistema de refinación está vinculada a la presión en el fraccionador PV1. Una válvula de control (PR1), regula esta presión liberando el exceso de gas a la **TEA ECOLÓGICA**. La gasolina fluye desde PV1, pasa por etapas de enfriamiento (PE1 y PE2), reduciendo el gas residual. El acumulador PV6 libera gases residuales, en su domo superior. Este receptor es clave para analizar el **gas residual de refinación** y se proporcionarán más detalles en la **sección metodológica**.

Figura 6

Circuito de crudo Parsons. Bunker operativo RLL 2023



Nota: Foto tomada de la pantalla operativa de la RLL

Fuente: Elaboración propia

Tabla 7.

Parámetros circuito de crudo y nafta Parsons: PP1, PV1, PV5, PV6, TEA

Descripción del proceso	Promedio	Instrumento
Presión de fraccionador PV1 (psi)	11.26	PR 1
Temperatura de ingreso de crudo (°C) al PV1	320.1	TRC 1
Bombeo de crudo PP1 (psi)	364.4	P PIT 1
Crudo PP1 a PE7 (psi)	119.6	PRC2
Bombeo de crudo en serie Booster PP1 E/F (psi)	210.6	PRC 6
Temperatura de gases de nafta en domo PV1 (°C) hacia el acumulador PV5	155.63	TRI 4
Drum Acumulador PV6 salida inferior de gasolina (BPD o GPM) a Tanque 28	4439 (129.82 GPM)	FR 2
Drum PV6 salida superior de gases residuales (cfh o Ft3/hr) a TEA	1125.20	FIT 22

Fuente: Elaboración propia

Figura 7.

Tea Ecológica RLL: Combustión GR (Gas residual Refinación). Agosto 2023



Fuente: Elaboración propia

DESTILADOS (DIÉSEL) Y CRUDO REDUCIDO (FUEL OIL) PARSONS (temperaturas, caudal, presión, niveles, apertura de válvulas)

Desde la torre de fraccionamiento PV1 se efectúan **tres cortes laterales de flujo**, cada uno de las cuales se dirige hacia sus propios dispositivos de separación individuales o **despojadores** que de manera sucesiva vertical se presentan en una columna de división.

La **primera división superior** o despojador, se denomina **destilado N°1**, que fluye hacia la bomba PP3 y pasa a través del intercambiador PE3 para transferir calor al petróleo crudo. Posteriormente, se enfría en el radiador de aire PE9 antes de ser almacenada en los tanques correspondientes. Su flujo es regulado por la válvula FRC 3. **El segundo despojador** se identifica como diésel liviano Diesel N°2, es manejado por las bombas PP4 A/B y atraviesa el enfriador de aire PE10 antes de dirigirse a los tanques de almacenamiento. Su flujo es controlado por la FRC 4. **El tercer despojador** de diésel pesado, es bombeado por las PP5 A/B, pasa por el intercambiador PE6 para ceder calor al crudo. Después, se enfría en el radiador de aire PE11 y va a los tanques

correspondientes. Su flujo es regulado por la FRC 5.

Adicionalmente, el fraccionador PV1 cuenta con una **corriente de reflujo lateral** que se toma de la línea correspondiente al primer corte en el plato 29 y se dirige hacia el despojador PV2. Mediante una derivación de esta línea y una propia, se lleva a cabo un reflujo por recirculación hacia la sección de diésel del primer corte del PV1. Este proceso es ejecutado por las bombas PP6 A/B, las cuales utilizan los intercambiadores PE4 A/B para transferir calor al crudo. Luego, el fluido se enfría en los radiadores PE5 antes de volver al plato superior 33 del fraccionador PV1.

Finalmente, **el residuo, fuel oil** fluye desde la parte inferior del fraccionador PV1, se bombea por las PP2 A/B/C, pasando por los enfriadores PE12 antes de ser almacenado en los tanques correspondientes. Su flujo es controlado por la válvula FR 3. (Petroindustrial, 1998). **En las figuras 36, 37 y tabla 21**, se detalla esquemas de funcionamiento de los destilados blancos y productos residuales negros, sin embargo, estos datos no son influyentes para el análisis del Gas Residual GR.

SUMINISTROS DE FACILIDADES DE REFINACIÓN PARSONS. –La refinación es posible gracias al suministro de recursos necesarios para el proceso, como aire requerido para el sistema de control e instrumentación. Este flujo de aire se origina en los compresores centrífugos y se mide con los indicadores P PI 41 y FR 6B. Además, se requiere inyección de vapor en el horno de refinación PH1 y en la torre de fraccionamiento PV1, controlado mediante los medidores PR 5, FR 5 y FRC 6.

1.2.4.2 Descripción Planta Universal. -

La fraccionadora atmosférica Universal CV1 procesa crudo Oriente Ecuatoriano con un flujo promedio de 9200 BPD y API 28.5. Utiliza sistemas de control con válvulas electrónicas para mantener parámetros precisos y garantizar la calidad de los derivados. En agosto de 2023, se registró un flujo promedio aproximado de entrada de 9300 BPD de crudo. El crudo se bombea desde tanques de almacenamiento como el tanque 39 mediante los grupos de bombeo CP1A/B/C, aumentando la presión a 215 psi. **A lo largo del proceso, realiza intercambios de calor** en varios puntos, primero con los vapores de nafta en los intercambiadores CE1, luego con producto diésel y residuo en los

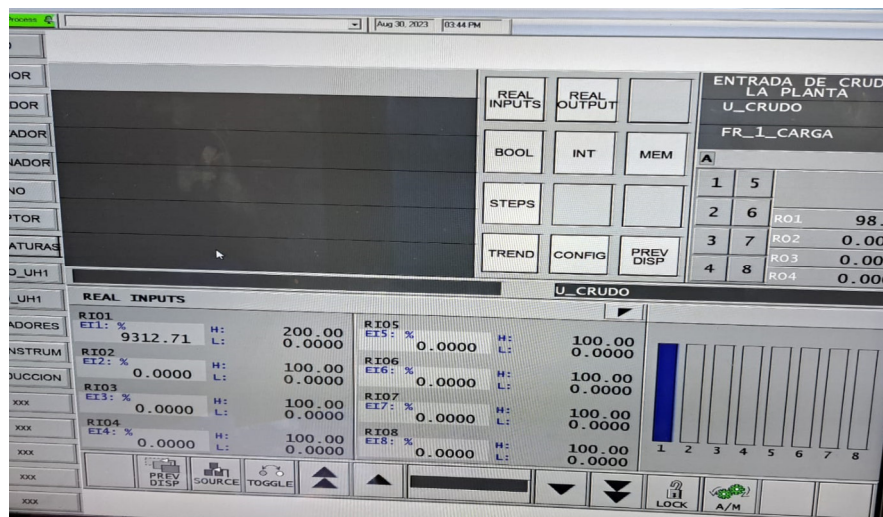
intercambiadores CE2 A/B y CE4C, respectivamente. También intercambia calor con el reflujo de diésel en el CE3 A/B.

Luego de elevar la temperatura, el crudo pasa por el desalador CV10, donde se regula la presión a 8 psi mediante una válvula controlada y un actuador electroneumático. A la salida del desalador, la temperatura es de 115 grados Celsius y experimenta otro intercambio térmico con residuo en los intercambiadores CE 4 A/B. Posteriormente, el crudo ingresa en el horno UH2, y se dirige a la torre de refino CV1.

Debido al proceso de destilación atmosférica, fluyen los gases de nafta del domo del fraccionador CV1, con una temperatura promedio de 125 °C y una presión de 5.50 psi, hacia el acumulador de gasolina CV3. En su camino, pasan por el intercambiador CE1 (crudo/nafta) para enfriarse mediante un intercambio de calor con el crudo a 33 grados Celsius y un caudal de 9000 bpd aproximadamente. Entonces, la nafta se dirige hacia el intercambiador CE7 (nafta/agua), para llegar al acumulador CV3 con una apertura del 45% de la válvula de control y su correspondiente drenaje de agua. En la parte inferior de CV3, la nafta se bombea con los equipos CP5 A/B aproximadamente a 35 °C, 100 psi, 1300 bpd hacia el tanque 53 de almacenamiento. Parte de esta descarga se redirige como reflujo hacia el fraccionador CV1.

Figura 8

Crudo API 25. Bunker Operativo RLL Planta Universal, agosto 2023



Nota: Foto tomada de la pantalla operativa de la RLL

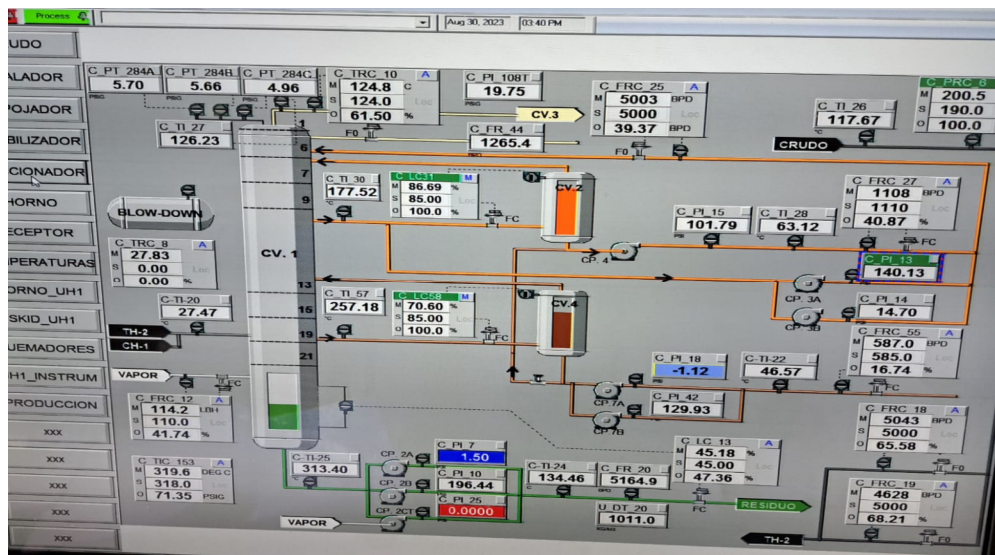
Fuente: Elaboración propia

En la parte superior del acumulador CV3, los gases residuales de la nafta salen a una tasa de 1200 ft³/h, a 5 psi y 33°C. Estos gases se conectan a un tanque disipador blowdown antes de llegar a la TEA y proceder con la quema correspondiente.

El acumulador CV3 de Universal, al igual que PV6 de la planta Parsons, es un tanque crucial para el **análisis del gas residual de refinación**. Detalles adicionales se proporcionarán en la sección experimental de la investigación.

Figura 9

Proceso Refinación Planta Universal fraccionador CV1. RLL Agosto 2023



Nota: Foto tomada de la pantalla operativa de la RLL

Fuente: Elaboración propia

La Tea en la Refinería La Libertad desempeña un papel crucial al quemar los gases ligeros producidos durante el proceso de destilación atmosférica, los cuales no se utilizan en las etapas de refinación de Parsons y Universal. Además, se recibe una tercera corriente de gas residual de refinación, conocida como GR, procedente del proceso aleatorio de estabilización de gasolina, GLP. Estos gases primero son dirigidos a un tanque de blowdown, donde se eliminan los condensados, antes de ser redirigidos hacia la quema. Es importante destacar que este proceso de quema se realiza con la inyección de vapor, lo que contribuye significativamente a mejorar la eficiencia de la combustión y reducir emisiones nocivas en el entorno de la refinería.

Tabla 8.

Principales parámetros circuito de Crudo y nafta Universal: CP1, CV1, TEA

Descripción del proceso	Promedio	Instrumento
Presión de fraccionador CV1 (psi)	5	C PI 108
Bombeo de crudo desde tanque 39 a CP1 A/B/C (psi)	217.55	CPRC 6
(kg/m ³) Densidad de crudo en INC CE1	865.96	C DI 1T
(BPD) Caudal de entrada de crudo al Horno UH2	10050	CFR18 y CFR19
Temperatura de gases de nafta en domo CV1 (°C) hacia el acumulador CV3	125.22	CTI 27
Presión de gases de nafta en la salida del domo CV1 (psi)	5.95 5.88 5.21	C PT 284 A, B, C.
Temperatura de gases de nafta entrada acumulador CV3 (°C)	124.40	C TRC 10.
Drum CV3 salida superior de gases residuales nafta (cfh o Ft³/hr) a TEA	1189.67	C FR 22T
Drum CV3 salida superior de gases residuales (psi) a TEA	5	C PRC 36 (a/b)
Drum CV3 salida superior de gases residuales (°C) a TEA	33	

Fuente: Elaboración propia

CORTES DESPOJADORES DIÉSEL, Y FONDO RESIDUO DE PLANTA UNIVERSAL. El fraccionador de la planta Universal CV1 se divide en dos secciones laterales que conducen a sendos despojadores. La siguiente información se esquematiza en la **figura 46 y tabla 25** de la sección experimental:

El primer corte se toma en la parte media superior de la torre, específicamente en los platos 9 y 10 (numeración descendente). Este corte tiene una temperatura cercana a 170 °C y un porcentaje de apertura de válvula regulado por el controlador CLC 31 para preservar las propiedades del proceso productivo. El flujo resultante se dirige al despojador CV2, que a su vez fluye a la bomba **CP4** cuya descarga alcanza una presión aproximada de 110 psi, y un caudal de 970 bpd, según el C FRC 27. El flujo luego de pasar por intercambio de calor CE2 A/B y radiador CE8 alcanza 60 ° C con densidad de

830 kg/m³ **hacia almacenaje. Otra parte del primer corte** se dirige a las bombas CP3 A y B, las cuales descargan a una presión de 145 psi una corriente de reflujo lateral que recircula **hacia los platos 6 y 7 del CV1**, según el C PU 13.

El segundo corte, que corresponde al destilado diésel 2, fluye cerca de los platos 19 del CV1 a una temperatura de 250 °C antes de ingresar al despojador CV4. La descarga de CV4 se dirige a las bombas CP7 A y B cuyas descargas tienen parámetros estables, con una presión cercana a 130 psi, una temperatura de 65 grados C y un caudal de 820 bpd, densidad de 843 kg/m³, lo cual se dirige al tanque de almacenamiento. Es importante destacar que en el segundo corte no hay recirculación. Se prioriza conservar niveles altos y adecuados en los despojadores CV2 y CV4, que son regulados por los lazos de control C LC 31 y C LC 58, respectivamente. **El crudo reducido** sale del fondo de la torre CV1 con una temperatura aproximada de 310 °C y es bombeado por las bombas CP2A, CP2B y CP2C. La descarga de estas bombas de fondo del fraccionador se mantiene cercana a 200 psi con un caudal de alrededor de 5500 bpd para preservar las propiedades de los flujos, tal como se registran en los instrumentos C TI 25, C PI 10, y C FR 20. **El crudo reducido** se enfría utilizando los intercambiadores CE4, y después de pasar por estos equipos, su caudal es controlado en sincronía con el nivel del fondo de la torre, manteniéndolo cercano al 45%. Esto se logra a través del lazo de control C LC 13 para preservar la calidad de los productos. La bomba CP4 inyecta diésel en el residuo para facilitar su circulación, y poder enfriarse en el radiador CE9, alcanzando 130 °C y **1020 kg/m³ de densidad**, según lo indican los medidores C TI 24 y U DT 20. Este residuo es almacenado en el tanque 9.

1.3 REGULACIONES AMBIENTALES PARA RESIDUOS DE REFINACIÓN

La quinta categoría del catálogo europeo de residuos detalla los desechos del refino de petróleo y se los considera peligrosos según la Agencia de protección ambiental de Estados Unidos EPA (Chachalo Carlosama, 2016), sin embargo, existen parámetros de eficiencia que procuran la combustión completa del gas residual que se genera durante las diversas actividades petrolíferas (Garzón Bejarano & Amézquita Chaparro, 2013).

1.3.1 Tipos de residuos

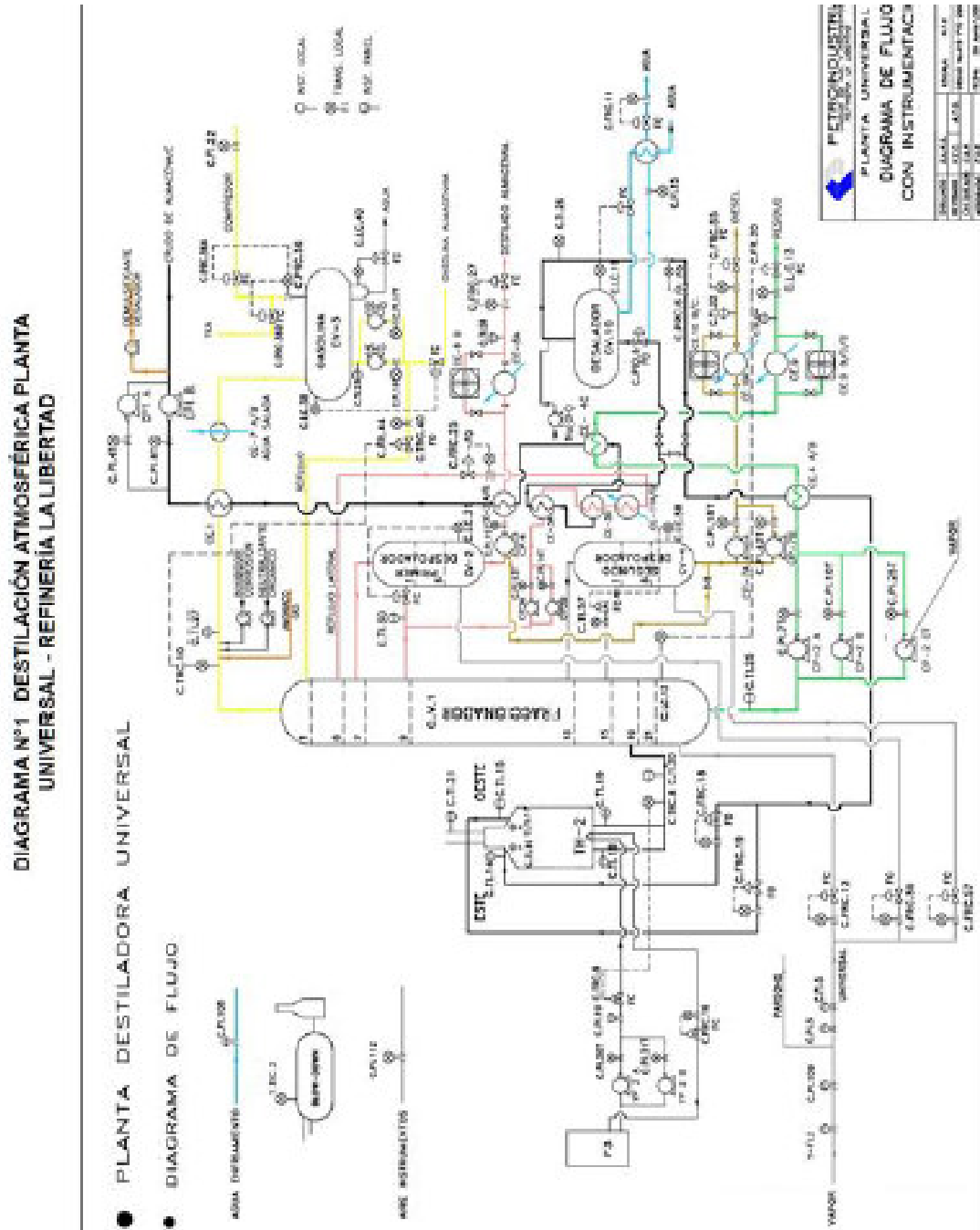
La normativa ecuatoriana toma como referencia el Convenio de Basilea para identificar a estos desechos dentro del Anexo III, grupo H10: Liberación de gases tóxicos en contacto con el aire, y los correlaciona en el acuerdo Ministerial 142 del Ecuador, Anexo B Listado 1: desechos peligrosos por fuente específica, debido a la concentración tóxica, corrosividad, reactividad, inflamabilidad entre otras características. ((INEN), 2014; Chachalo Carlosama, 2016).

1.3.2 Manejo de gases de refinación

Los gases excedentes de refinerías y de actividades de exploración y producción de petróleo se queman en sistemas de teas con eficiencia destructiva; el 98.5 % de carbono constituye el porcentaje másico eficaz que se convierte en CO o CO₂ y así el porcentaje másico de gas de quema es parcialmente oxidado (Mondragón, 2015, API STANDARD 537 Flare Details for General Refinery and Petrochemical Service). *El gas liberado por la antorcha presenta una amplia gama de concentraciones de azufre*, que varían desde valores en partes por mil millones hasta porcentajes. El contenido de azufre se puede evaluar mediante fluorescencia UV como oxidación de los compuestos de azufre en presencia de aire, lo que produce dióxido de azufre medible. La incineración de la muestra de hidrocarburos en un ambiente de dióxido de carbono, agua y dióxido de azufre asegura mediciones que no se ven afectadas por la temperatura. (Davidson et al., 2011).

Figura 10

Diagrama de Procesos de Torre Universal. RLL

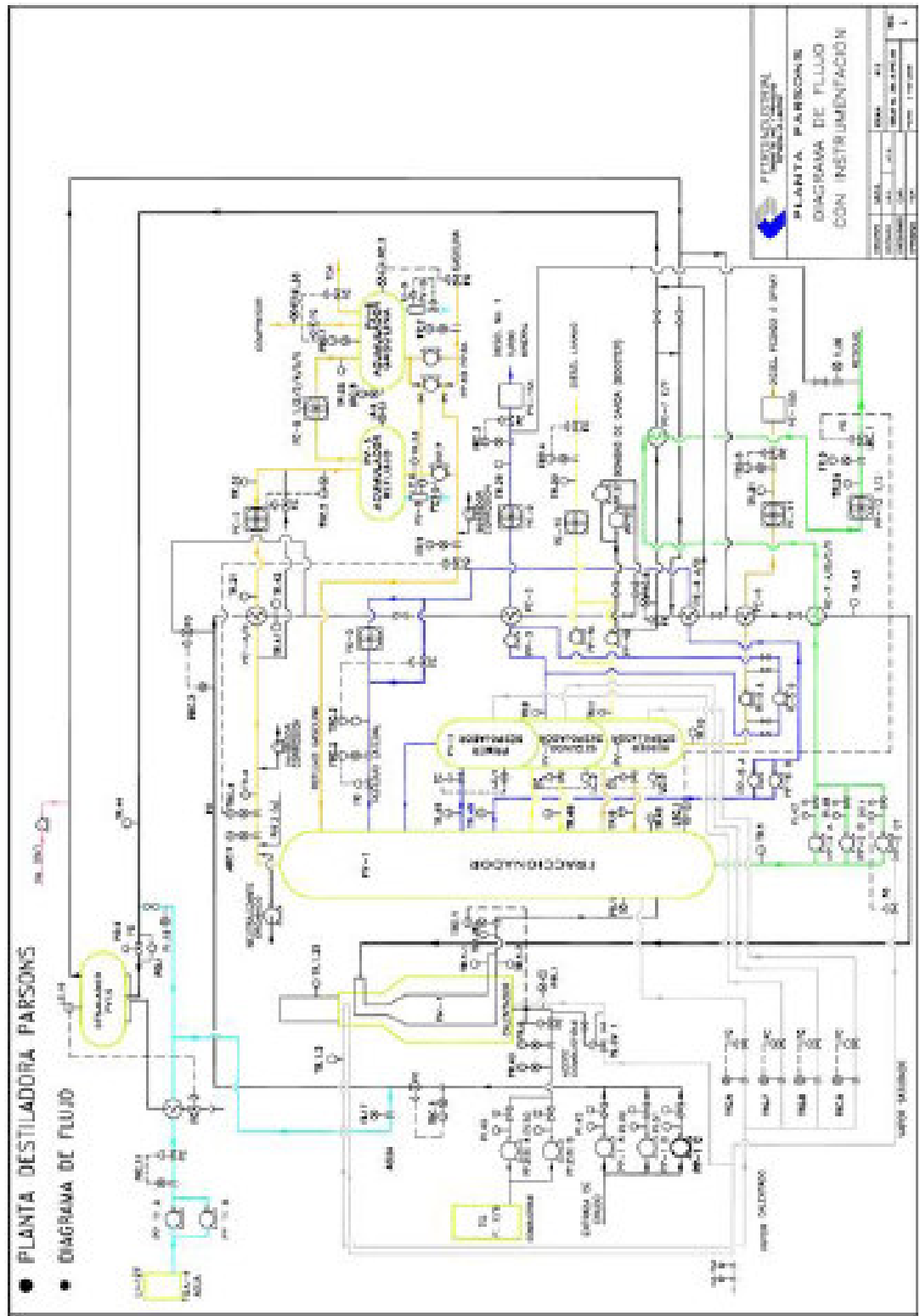


Fuente: Tomado de (Calderón, 2012)

Figura 11

Diagrama de Procesos de Torre Parsons. RLL

DIAGRAMA N°2 DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA PLANTA PARSONS - REFINERÍA LA LIBERTAD



Fuente: Tomado de (Calderón, 2012)

1.4 Combustión

La Combustión desprende energía de calor y llama estable, necesita energía de activación (chispa eléctrica entre electrodos o llama piloto) para desatar una reacción de oxidación rápida entre elementos combustibles sólido, líquido o gas que se componen de carbono, hidrógeno, azufre, agua humedad, cenizas y también elementos comburentes oxígeno, aire (San José, 2001). Para que suceda la combustión se requiere del combustible, comburente y una fuente de ignición (figura 12). Si alguno de estos tres elementos no está presente, no se iniciará ni se mantendrá la combustión como se lo muestra en el siguiente gráfico que se denomina triángulo de fuego o de combustión. Otro aspecto importante a tener en cuenta es el requerimiento de que el combustible se encuentre en fase gaseosa por lo que los combustibles sólidos y líquidos se deben calentar hasta alcanzar la temperatura de gasificación y la temperatura de ignición para inflamarse de forma espontánea (Barrera Puigdollers et al., 2018).

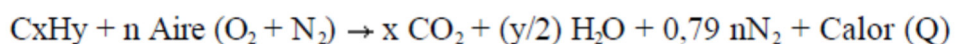
Figura 12

Triángulo de elementos de la combustión



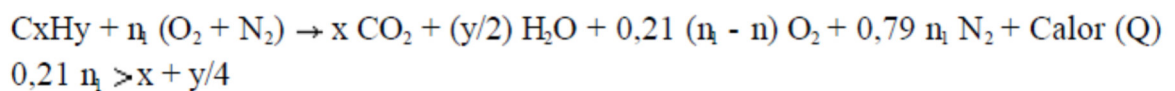
Fuente: Tomado de (Barrera Puigdollers et al., 2018)

Los hidrocarburos pueden denominarse por C_xH_y dando origen a la siguiente ecuación general de la combustión completa o estequiométrica. Si el combustible tiene azufre además se formará SO_2 (San José, 2001).

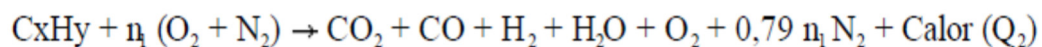


Sin embargo, en la práctica no se realiza una combustión completa y se denomina combustión incompleta debido a que no todo el combustible se oxida generándose otros productos en los gases de la combustión. Además, en la combustión real el calor liberado (Q) es inferior al de la combustión completa. Cuando la oxidación del combustible sucede

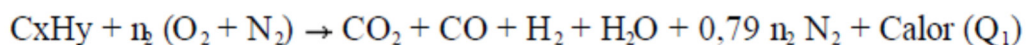
con la cantidad exacta necesaria de oxígeno se dice que hay una reacción ideal llamada estequiométrica, la cual no sucede en la práctica. Normalmente la combustión tiene exceso o deficiencia de aire incluso en sistemas controlados electrónicamente. Cuando se da la combustión con exceso de aire se puede dar dos casos completa e incompleta. Para la combustión con exceso de aire completa en los gases quemados se presenta el oxígeno y el calor (Q) hace referencia a una combustión completa como se aprecia en la siguiente ecuación:



Para la combustión con exceso de aire incompleta en los gases quemados se tiene también al oxígeno, pero también puede haber carbono e hidrocarburos sin combustionar. El calor generado es inferior al de la oxidación completa ($Q_2 < Q$). Este caso se puede atribuir a una mezcla entre combustible y aire deficiente. Este caso se observa en la siguiente ecuación.



Mientras que cuando se da una deficiencia de aire el combustible no se oxida por completo y se llama combustión con defecto de aire. En los gases de escape se tiene la presencia de producto inquemados como el monóxido de carbono (CO) y el hidrógeno (H_2) e incluso pudiese haber carbono e hidrocarburos sin combustionar. Se presenta la siguiente ecuación para este caso.



Por lo tanto, la relación aire-combustible es un parámetro esencial para la combustión al influir directamente en la eficiencia y en las emisiones (López et al., 2003; San José, 2001). La propiedad del poder calorífico para un combustible representa la energía generada por el combustible al oxidarse o combustionarse completamente en condiciones estándar, siendo un valor que varía para cada combustible y depende de su composición química. En la siguiente tabla se muestra valores promedio para cada tipo de combustible.

1.4.1 Desperdicio de energía y contaminación, Efecto Invernadero por quema de gas residual combustible en teas de procesos de hidrocarburos y refinación.

En la industria petrolera a más del crudo que se extrae de los pozos petroleros se obtiene un gas conocido como gas asociado que en algunas ocasiones no es aprovechado procediendo a quemarlo controladamente como medio de disposición final o medida de seguridad para aliviar la presión (Emam, 2015). De igual forma, como subproducto o residuo de algunos procesos químicos, rellenos sanitarios, producción de crudo y refinación del petróleo se tienen diversos gases residuales. Debido a que este gas residual no es útil para otros fines se los quema controladamente en antorchas o sistemas de combustión para poder eliminar de forma segura estos gases al ambiente, lo que se denomina gas flaring o gas de antorcha o gas de tea. Frente a una liberación no controlada de gases residuales al ambiente (venteo de gas), la práctica de gas flaring permite dentro de un proceso controlado cumplir las regulaciones ambientales y reducir la emisión de gases de efecto invernadero. (Botía Mendivelso & González Santacruz, 2019). Sin embargo, es importante considerar que esta práctica rutinaria desperdicia recursos energéticos, la composición del desecho es nociva al ambiente y la salud y que produce emisiones a la atmósfera de gases de efecto invernadero que se contabilizan como más de 350 millones de toneladas anuales de CO₂, que provocan GEI o efecto invernadero (Botía Mendivelso & González Santacruz, 2019; Emam, 2016; Zamora & Ramos, 2010).

El efecto invernadero hace referencia a que la radiación que penetra a la Tierra se queda retenida en forma de calor por los gases de efecto invernadero (GEI) que actúan como una manta lo que permite que la temperatura del planeta no sea extremadamente fría y posibilita la vida. Entre estos gases se tienen el dióxido de carbono (CO₂), el metano (CH₄) y el óxido nitroso (N₂O). Se puede afirmar inequívocamente que el aumento acelerado de las concentraciones de GEI es atribuido a las actividades del hombre principalmente a raíz del desarrollo industrial relacionadas con la quema de combustibles fósiles, deforestación, agricultura, industria y transporte han ocasionado un acelerado calentamiento global que ocasiona el cambio climático. En la tabla 10 se presenta el potencial de calentamiento global de los principales gases de efecto invernadero emitidos durante la quema de gas residual o gas asociado de petróleo.

Como consecuencia del cambio climático se puede evidenciar varios sucesos meteorológicos y climáticos extremos alrededor del mundo como calor extremo, lluvias

intensas, inundaciones, sequías, ciclones, entre otros. La capacidad de adaptarse al calentamiento global y a estos eventos depende mucho de las regiones y del grado de desarrollo de los países. Entre los impactos del cambio climático se puede mencionar derretimiento de glaciares y mantos de hielo, desplazamiento de animales, blanqueamiento de corales, aumento del nivel del mar, incremento en incendios forestales, afectación a cultivos y efectos en la salud.

Tabla 9

Poder calorífico neto promedio

Combustible	Poder calorífico neto (MJ/kg)
Hidrógeno	120.9
Gas Natural	51.9
Gasolina	47.7
Gas LP	49.5
Diésel	45.0
Combustóleo	40.2
Carbón (bituminoso)	23.7 - 33.9
Coque de petróleo	28.1
Madera (seca)	17.0
Bioetanol	28.2
Basura	10.5

Fuente: Tomado de (Mendoza Domínguez & Domínguez, 2018)

Tabla 10

Valores de potencial de calentamiento global directo

Compuesto	Fórmula	Tiempo de vida medio (años)	Potencial de calentamiento global				
			100-años (1995)	20-años (2007)	100-años (2007)	20-años (2013)	100-años (2013)
Dióxido de carbono	CO ₂	—	1	1	1	1	1
Metano	CH ₄	12,4	21	72	25	84 (85) ¹	28 (30) ¹
Óxido nitroso	N ₂ O	121	310	289	298	264	265

Fuente: Tomado de (Delgado L, 2018)

Con el propósito de reducir las emisiones de gases de efecto invernadero y de limitar el calentamiento global se suscribió en 1997 el Protocolo de Kyoto vinculado a la Convención Marco de las Naciones Unidas sobre el Cambio Climático (CMNUCC). Este protocolo entró en vigencia en 2005 estableciendo metas vinculantes de reducción de emisiones para algunos países industrializados, introduciendo incentivos financieros para proyectos de reducción de emisiones como el Mecanismo de Desarrollo Limpio (MDL). El Protocolo de Kyoto inicialmente estableció una meta de reducción de al menos del 5% de las emisiones hasta el 2012 y posteriormente este fue ampliado hasta el 2020. El Acuerdo de París fue suscrito en el 2015, con el propósito de reducir el cambio climático durante la conferencia de la Organización de Naciones Unidas sobre el clima (COP 21) para limitar el incremento de la temperatura global promedio a los 1.5 °C sobre los niveles preindustriales para mitigar el cambio climático. Posterior a la finalización del Protocolo de Kioto, a partir del 2020, se comenzó a aplicar este acuerdo que pretende incrementar la capacidad de adaptación a los efectos nocivos del cambio climático e incrementar el financiamiento para reducir las emisiones de gases de efecto invernadero (Franchini & Mauad, 2022).

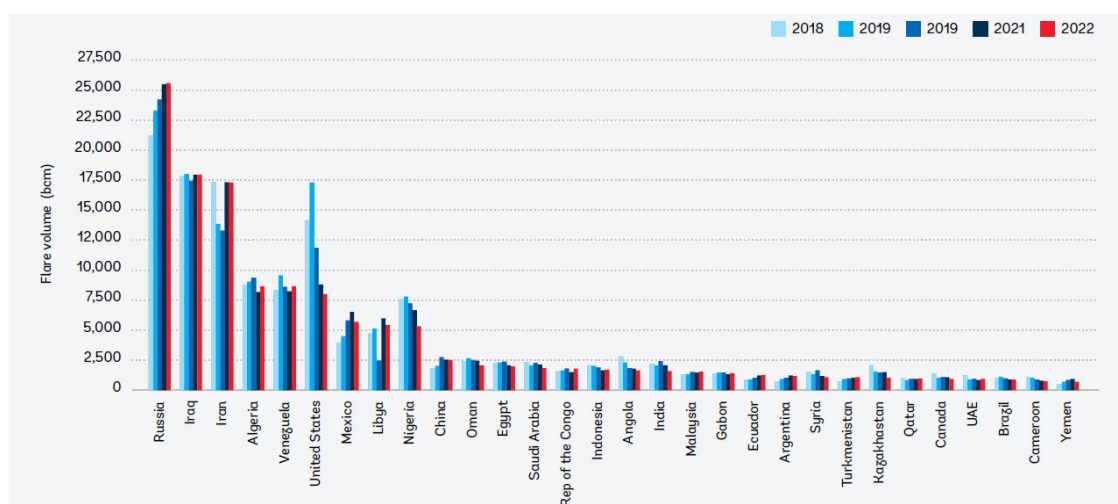
En los últimos años el gas flaring ha traído especial atención como oportunidad para reducir la cantidad de gases de efecto invernadero emitidas al ambiente para luchar contra el cambio climático. Esta quema de gases es uno de los grandes retos energéticos y ambientales que enfrenta el mundo hoy en día con miras a reducir el calentamiento global (Emam, 2015). El Banco Mundial mantiene activa una iniciativa llamada “Zero Routine Flaring by 2030” (Eliminación de la Quema Regular de Gas para 2030) que pretende

eliminar la quema de gas residual hasta el 2030 a nivel mundial con el propósito de reducir la emisión de gases de efecto invernadero al ambiente. Entre los países que contabilizan mayor cantidad de emisiones por gas flaring (figura 13) están Rusia, Irak, Irán, Venezuela y Nigeria mientras que Ecuador se encuentra en puesto número 20 de los países con mayores emisiones de este tipo como se lo observa en el siguiente gráfico (Banco Mundial, 2023). En la figura 14, se presentan cifras de la cantidad de gas flaring o de venteo del Ecuador provenientes del Banco Mundial. Para el 2022, se estimó una cifra mundial de 138 548.65 de millones m³, y para el Ecuador de 1 290.46 de millones m³.

A pesar que una fuente importante de gas flaring proviene de los pozos petroleros, son relevantes todos los proyectos y tecnologías que buscan aprovechar y disminuir los gases residuales en plantas químicas, rellenos sanitarios y plantas de refinación de petróleo. El Ecuador ha planteado objetivos de reducción de emisiones de gases de efecto invernadero en base compromisos internacionales relacionados con Acuerdo de París (Samaniego et al., 2022). Petroamazonas (actualmente EP Petroecuador), a partir del 2009 viene ejecutando el proyecto Optimización de la Generación Eléctrica y Eficiencia Energética vinculado a “Zero Routine Flaring by 2030”, que aprovecha el gas asociado de petróleo en vez de quemarlo en mecheros de pozos petroleros para generación de electricidad, evitando el consumo de diésel (Petroamazonas EP, 20115).

Figura 13

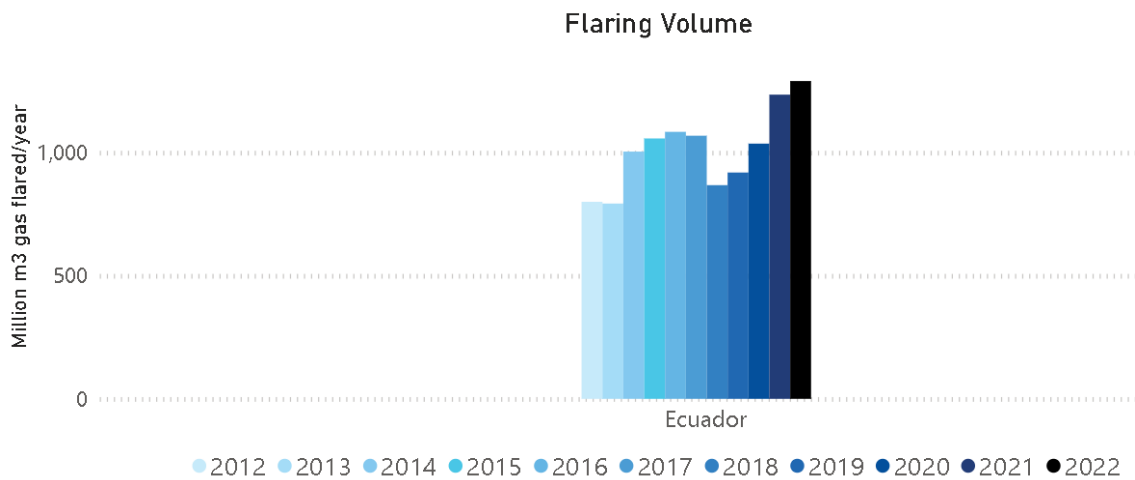
Volumen de gas flaring, 30 países desde 2018 a 2022



Fuente: Tomado de (Banco Mundial, 2023)

Figura 14

Volumen de gas flaring del Ecuador



Fuente: Tomado de (Banco Mundial, 2023)

Se ha estimado una demanda promedio requerido en los pozos petroleros a cargo de EP Petroecuador en la amazonia de 343 MW, del cual el 27 MW equivalente al 7.8% es generada con gas asociado de petróleo que anteriormente era quemado en teas (EP Petroecuador, 2023).

Este trabajo de titulación tiene intrínseca relación con el propósito del Acuerdo de París de reducir las emisiones de gases de efecto invernadero, la iniciativa “Zero Routine Flaring by 2030” del Banco Mundial y las iniciativas de EP Petroecuador emprendidas en la Amazonía ecuatoriana debido a que busca aprovechar el flaring gas energéticamente con miras a reducir el consumo de combustibles fósiles y consecuentemente las emisiones de gases de efecto invernadero.

1.4.2 Gases Residuales de Combustión

Según la estequiometria de análisis de masa, volumen entre reactivos y productos; la combustión completa oxida totalmente los componentes del combustible, produce dióxido de carbono (CO₂), agua; mientras que la Combustión incompleta tiene una relación inconclusa de combustible, comburente que genera inquemados como el gas monóxido de carbono (CO) residual, contaminante, más tóxico que el dióxido de carbono

y otros gases como O_2 , H_2 , H_2S y C_xH_y que tienen repercusiones ambientales y en la salud de la población (Botía Mendivelso & González Santacruz, 2019; San José, 2001). Entre los principales efectos ambientales y a la salud de contaminantes relacionados con el gas flaring o gas de antorcha se pueden mencionar los siguientes:

- Dióxido de carbono (CO_2) cuya principal afectación es el efecto invernadero
- Ácido sulfhídrico (H_2S) que irrita ojos y el tracto respiratorio
- Dióxido de azufre (SO_2) que afecta al sistema respiratorio y ocasiona la lluvia ácida
- Material particulado (PM) que se cree que puede provocar cáncer y afectaciones al corazón y que afecta la calidad del aire, especialmente el material particulado fino.
- Alcanos como el metano (CH_4), etano (C_2H_6) y propano (C_3H_8) que afecta a los pulmones y son considerados gases de efecto invernadero.
- Aromáticos como el benceno (C_6H_6), tolueno (C_7H_{10}) y xileno (C_8H_{10}) que son cancerígenos y deterioran el sistema nervioso (Delgado L, 2018; Emam, 2015).

En general, las emisiones por gas flaring contaminan el aire y pueden afectar a los ecosistemas y la salud cuando los contaminantes están en grandes concentraciones. Además los gases contribuyen a la formación de la lluvia ácida y al cambio climático. Adicionalmente, se debe tener en consideración que el gas flaring genera radiación térmica y auditiva además de contaminación visual (Soltanieh et al., 2016).

La quema y venteo de gases residuales se origina por las siguientes razones:

- a) Seguridad: volúmenes pequeños irre recuperables y exceso de producción que no se puede manejar
- b) Problemas en las operaciones: arranques de planta, paros de planta, defecto de los equipos, productos rechazados por calidad y sobrepresiones de equipos
- c) Disposición final: falta de infraestructura para recuperar el gas para usos energéticos por lo que se da la combustión eficiente de hidrocarburos gaseosos procurando generar la menor cantidad de humo posible (Tovar J, 2016).

Para quemar el gas residual en un pozo petrolero, planta química o refinería se emplea una TEA y tuberías que recolecta los gases expulsados por válvulas de alivio, soplado, control de presión y venteo. La antorcha está diseñada para que el aire pueda ingresar y mejore la eficiencia de combustión. Sellos colocados en el interior de la tea previenen el retroceso de la llama. En la parte inferior hay un recipiente para recolección de líquidos. Dependiendo del diseño, una o más chimeneas son necesarias (Emam, 2015).

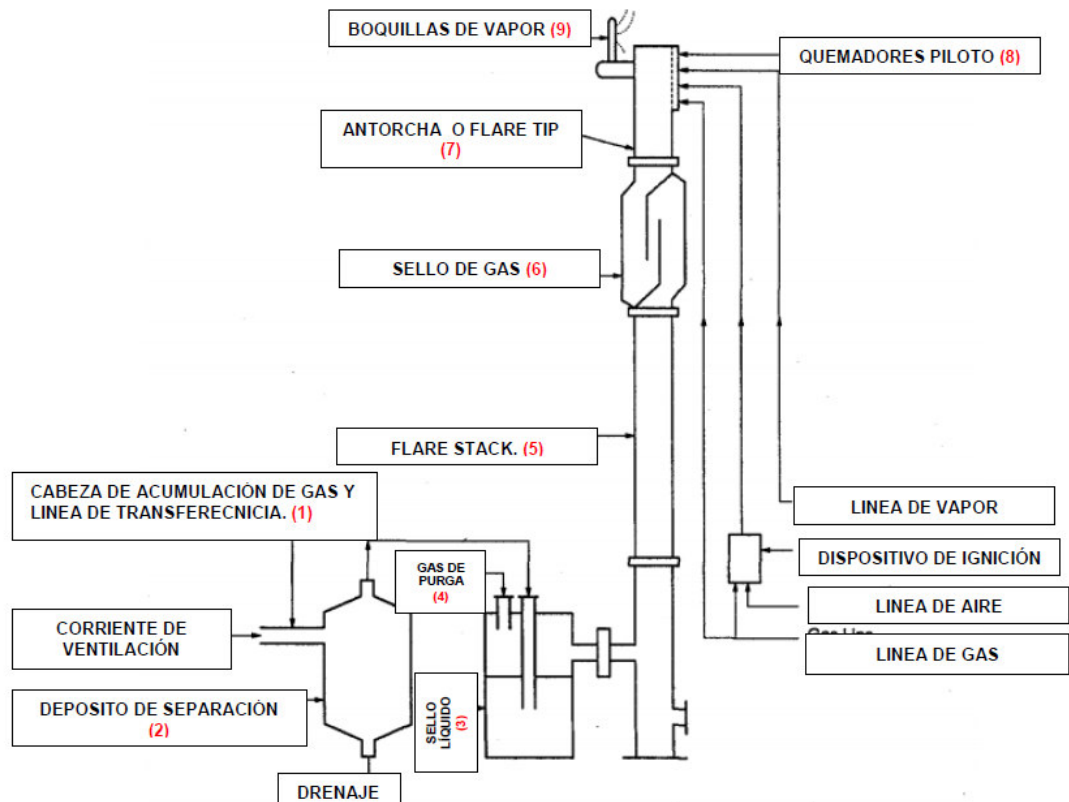
En la figura 15 se observa un ejemplo de sistema de quemado de gases. En la misma se puede observar tambores removedores de aceite y/o agua de los gases antes de la quema, un sello para prevenir el regreso de la llama, un sistema de inyección de vapor para mejorar la eficiencia de mezclado y reducir el humo, un sistema de ignición con una llama piloto, la antorcha (flare tip) y la chimenea que tiene en su parte superior una sección antirretroceso de la llama.

Los sistemas de quemado de gas se pueden clasificar por las siguientes tres características:

- a) **Altura de la antorcha:** las teas colocadas a nivel del suelo se emplean cuando no se requiere una gran altura para lograr la dispersión de los gases mientras que las teas elevadas permiten una quema eficiente evitando riesgos y una dispersión del gas a una gran distancia.
- b) **Método de mejoramiento de la combustión:** el uso de vapor permite que más aire ingrese proporcionando turbulencia y una mejor mezcla, también se puede emplear un ventilador para suministrar más aire en facilidades pequeñas donde no se cuente con vapor y finalmente se tienen los sistemas no asistidos que se emplean a bajas temperaturas y bajos flujos.
- c) **Número de puntos de combustión:** el gas puede pasar a través de varias etapas con varios puntos de llama para mejorar la combustión y producir menos humo (Álvarez Loo et al., 2015; Delgado L, 2018).

Figura 15.

Esquema de una típica instalación de gas flaring



Fuente: Tomado de (Delgado L, 2018).

En cuanto al sistema de quemado de gases de la Refinería de La Libertad se tiene una tea elevada asistida con vapor con un solo punto de llama. Para incrementar la eficiencia de los sistemas de quemado de gases se pueden tener en cuenta las siguientes medidas:

- Operación adecuada y mantenimiento de los sistemas de quemado
- Modificación a los procesos de arranque y paro de planta
- Inspeccionar constantemente para detectar y eliminar válvulas defectuosas
- Control adecuado del vapor para lograr menos humo durante la quema
- Diseños mejorados de la boquilla de la antorcha (Castro Castro, 2023)

Algunos procesos aprovechan una parte del gas residual o gas asociado al petróleo (Botía Mendivelso & González Santacruz, 2019), pero anualmente se queman miles de millones de metros cúbicos de gas natural durante la producción de petróleo mundial porque falta inversión en desarrollo de tecnologías y mercados de comercio de gas (Botía Mendivelso

& González Santacruz, 2019). A continuación, se describen las tecnologías de reducción y recuperación para gas flaring, ya sea en procesos internos de la planta o para generación de gas para ser transportado y comercializado, estas medidas permiten incrementar la eficiencia energética, generar ingresos económicos y reducir las emisiones contaminantes. En general las tecnologías se pueden agrupar en las siguientes tres categorías (Emam, 2015; Mansoor & Tahir, 2021; Mendoza et al., 2016):

1. Recolección, compresión e inyección/reinyección
 - a. Hacia yacimientos petroleros para una recuperación de crudo mejorada
 - b. Hacia yacimientos de gas húmedo para máxima recuperación de líquidos
 - c. Hacia un acuífero
 - d. Hacia las tuberías de la refinería
 - e. Recolección y suministro a un sistema captador de gas cercano
 - f. Transporte del gas recolectado a plantas de tratamiento previo a su uso subsecuente
 - g. Uso como fuente de combustible en sitio
 - h. Uso como materia prima para la producción petroquímica
2. Conversión de gas a líquido
 - a. Conversión a gas licuado de petróleo (GLP)
 - b. Conversión a gas natural licuado (GNL)
 - c. Conversión a químicos y combustibles como gas de síntesis (syngas), crudo sintético (syncrude)
3. Generación de electricidad
 - a. A partir de la quema del gas en motores de combustión interna donde se puede implementar la cogeneración de electricidad y vapor
 - b. Quema de gas en turbinas de gas donde se puede implementar la cogeneración de electricidad y vapor

Además de estas tecnologías también se encuentra en desarrollo la producción de hidrógeno (Mansoor & Tahir, 2021).

La decisión entre quemar el gas residual o procesar el gas depende de los precios de los combustibles a ser considerados por un período largo en el cual se pueda recuperar la inversión de la infraestructura. Las tecnologías de liquefacción del gas requieren una

enorme inversión económica y se emplearán para grandes cantidades de gas. La generación de electricidad en sitio no es una opción económica y depende de la demanda de electricidad en sitio. **Actualmente, EP Petroecuador** ha implementado generación eléctrica a partir del gas asociado de petróleo en los yacimientos de petróleo en la amazonia donde se evita importar cierta cantidad de diésel para generación eléctrica. Para esta investigación, se ha decidido optar por una tecnología del primer grupo que no requiere una inversión inicial tan elevada. Parte de los gases combustionados en la tea, serán redirigidos a un sistema de recuperación de calor para precalentamiento de un combustible empleado en los procesos internos de la refinería.

1.5 Análisis de Gas Residual como Fuente de Energía. -

El gas residual de los procesos hidrocarburíferos se categoriza como combustible industrial **Fuel-Flare-Vent-Gas**; y dispone en mayor proporción carbono, hidrógeno y azufre con otros componentes como nitrógeno, cenizas, agua (San José, 2001). La recolección de gas de desecho produce gas de síntesis con hidrógeno H₂ y monóxido de carbono CO para ser almacenado. Las teas de plantas industriales como de campos petroleros de Colombia de la compañía Ecopetrol, tienen una tasa de quema de gas residual de 0.42 pie cubico por día (Botía Mendivelso & González Santacruz, 2019).

1.5.1 Composición química, Caracterización de de gases residuales de Refinería GR:

La composición química de gases emitidos por una antorcha, mechero o tea; como el gas residual de refinación (GR), se determina mediante cromatógrafos de masas o espectrometría de masas. Se siguen las normas **ASTM D 1945-14** o método para analizar el gas natural con cromatografía de gases para determinar su composición química y el poder calórico; y **la ASTM D2650-10** o método de Prueba Estándar para la determinación de la Composición Química de Gases por medio de Espectrometría de Masas. **Ambos son métodos estándar** para analizar la composición química de los gases según el cálculo y solución simultánea de ecuaciones. Estas normas se centran en elementos como hidrógeno, hidrocarburos (con un máximo de seis átomos de carbono por molécula), monóxido de carbono, dióxido de carbono, mercaptanos con uno o dos átomos de carbono por molécula, sulfuro de hidrógeno, aire que está compuesto por nitrógeno, oxígeno y

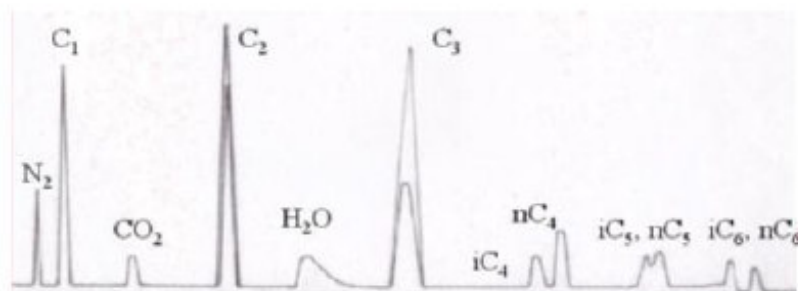
argón. Este protocolo proporciona información cuantitativa sobre la composición de los gases provenientes de la refinería.(ASTM, 2021).

1.5.2 Cromatografía de gases:

La **CROMATOGRAFÍA** de gases es una técnica físico química que permite analizar la composición cualitativa y cuantitativa de muestras como del gas natural y del gas de refinería GR, que incluye impurezas, azufre. Se prefiere esta técnica de análisis de gases por su rapidez y simplicidad. Se basa en la captura de materiales por un absorbente según su velocidad y fuerza. Se emplean adsorción y absorción para separar componentes de modo que la muestra o mezcla de gas con un gas transportador (fase móvil) se inyecta a través de una columna con un material inerte y una fina capa de líquido no volátil (fase estacionaria líquida). La muestra se vaporiza y separa en la columna porque la fase estacionaria retiene selectivamente moléculas de componentes, mientras el gas de arrastre las transporta para lograr la separación (figura 17). Se usa gas inerte como Helio, Nitrógeno e Hidrógeno. La cromatografía gas-líquido (CGL) es preferida a la cromatografía gas-sólido (CGS). Los cromatogramas indican la pureza de compuestos orgánicos, detectan **contaminantes por picos de la figura**, y evalúa la purificación que debe hacerse (figura 16).

Figura 16

Análisis cromatográfico. Área de pico proporcional a concentración de componente de gas



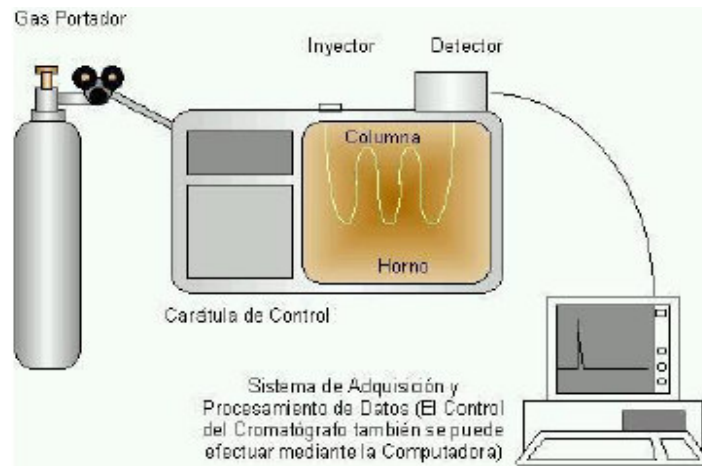
Fuente: Tomado de (Calderón, 2012)

La identificación se realiza según el tiempo que cada componente tarda en recorrer la columna, la concentración se calcula a partir del **área bajo los picos en el gráfico**. Un detector al final de la columna identifica cada componente. Debe seleccionarse la

columna capilar cromatográfica para ajustar la retención y las **condiciones de trabajo** como el control de la velocidad del gas portador, la temperatura del detector y de inyección para volatilización completa, junto con el programa de calentamiento de la columna, para optimiza la separación de componentes en cromatografía de gases (Calderón, 2012).

Figura 17.

Cromatógrafo de gases.



Fuente: Tomado de (Calderón, 2012)

En la determinación de los **gases residuales** provenientes de la **combustión** en una **tea de refinería de petróleo**, se emplean técnicas de **cromatografía** o separación de una mezcla gaseosa. En esta técnica, una muestra de gas (fase móvil) atraviesa una fase estacionaria inmisible y fija a una columna sólida seleccionada para que los componentes de la muestra sean captados en cada fase por diferencia de velocidad. Esta separación permite analizar tanto la cantidad como la calidad de los elementos presentes en los gases residuales, cuya interpretación se caracterizará por instrumentos detectores que despliegan cromatogramas o esquemas en función del tiempo. (Arias & Fabricio, 2012). El **sistema RGA (Análisis de Gases de Refinería)** se utiliza para analizar los gases emitidos en procesos de refinación de petróleo, como chimeneas y teas. Se apoya en la cromatografía de gases (GC) y permite determinar la presencia de parafinas C1-C5, olefinas C2-C5, CO₂ (dióxido de carbono) y H₂S (sulfuro de hidrógeno) mediante el uso de un tamiz molecular. En este proceso, un gas portador estático, como argón o helio, se inyecta a presión en una columna fija con temperaturas y tiempos de reflujó establecidos. Esto permite determinar la concentración de diversos componentes en los gases emitidos

en la refinería, que incluyen hidrógeno, oxígeno, nitrógeno, metano, monóxido de carbono, dióxido de carbono, etileno, etano, acetileno, sulfuro de hidrógeno, propano, propileno, isobutano, butano, buteno, propino, isopentano, butadieno y pentano (Zhang, n.d.). Estos cromatogramas y el análisis RGA permiten identificar, cuantificar los componentes de los gases residuales de las operaciones de refinación y controlar desechos industriales contribuyendo a la gestión ambiental en la industria petrolera.

1.5.3 Poder Calórico de GR Gas de refinación:

EL GR variará de acuerdo al proceso de donde provenga, con altos contenidos de hidrógeno H₂, etileno, propano y propileno (Cala et al., 2013). En estudios previos sobre la composición química del gas residual quemado en la tea de una refinería de petróleo, y durante tres años, se analizaron muestras de gas residual mediante un **ESPECTRÓMETRO DE MASAS** de la tecnología Applied Instrument Technologies INC. MGA 1200EC. El estudio logró identificar una **liberación máxima de PODER CALÓRICO SUPERIOR (HHV) de 2500 BTU**. (2500 BTU / lb °F). En el análisis, se consideró el hidrógeno como gas cero, con un poder calórico de 324 BTU y una concentración en el rango del 0-20%. Además, se utilizó el propano como gas de calibración, con un poder calórico de 2516 BTU, concentración de 80-100% (Davidson et al., 2011).

Figura 18

Cromatógrafo de gases



Nota: Foto tomada del equipo de la RLL

Fuente: Elaboración propia

La **tabla 11** muestra la composición determinada por el estudio de Davidson. En las antorchas de las refinerías de petróleo, se producen cambios significativos en la composición de los hidrocarburos quemados, debido a diversas corrientes residuales liberadas por las unidades de procesamiento químico. **Los gases remanentes que se queman en la antorcha tienen un poder calorífico superior (HHV) que varía en un rango de 0 a 3000 BTU/ft³** y generan óxidos de nitrógeno y azufre. Este proceso resulta en la emisión de contaminantes al aire, con concentraciones de **azufre** que oscilan entre 1 y 150,000 partes por millón (PPM). Para determinar el Poder Calorífico Superior (HHV) y el calor específico (SHC) en el gas residual de refinación (GR), se lleva a cabo un proceso que implica evaluar las concentraciones de sus componentes y sumar el producto obtenido de la fracción molar junto con sus respectivos valores obtenido de tablas. La suma de estos productos da como resultado un valor compuesto que caracteriza el gas residual de refinación. El cálculo del valor de HHV se rige por la norma **ASTM D3588-98** y se basa en la composición química del gas residual, determinada con espectrómetro de masas o cromatógrafo. Estos instrumentos analizan la presencia de componentes clave, como hidrógeno, metano, etano, etileno, propano, propileno, butano C4, C5+, nitrógeno, oxígeno, monóxido de carbono (CO), dióxido de carbono (CO₂) y agua (Davidson et al., 2011). En la figura 20 se observa un esquema del arreglo de los equipos usados para determinar la concentración química de los gases.

Tabla 11

Composición química, concentración GR por espectrómetro masas

Compound	Minimum Volume %	Maximum Volume %	Median Volume %
Hydrogen	0	98	32
Methane	0	97	20
Ethane	0	26	3.5
Ethylene	0	25	0.3
Propane	0	45	2.0
Propylene	0	95	1.0
C4's (Butane/Isobutane)	0	75	0.7
C5+	0	13	0.2
Nitrogen	0	98	5.0
Oxygen	0	22	0
Carbon Monoxide	0	10	0
Carbon Dioxide	0	40	0.2
Water	0	100	6.0

Fuente: Tomado de (Davidson et al., 2011)

Figura 19.

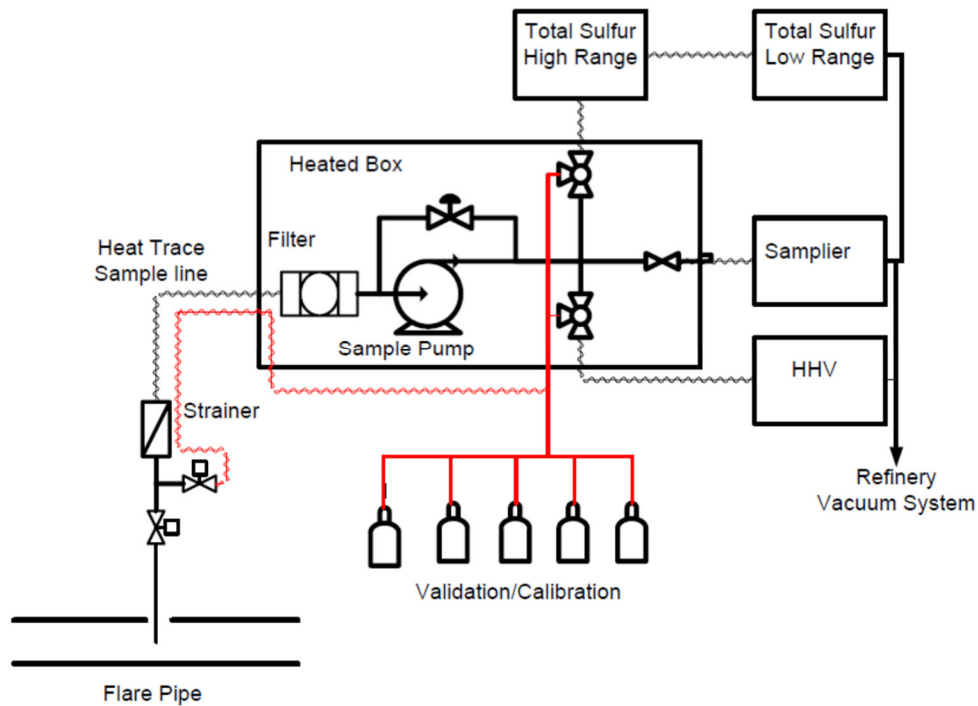
Cromatografía de gases combustibles de Refinería Esmeraldas

P E T R O B R A S - R E P A R				
DUER / BIEQUAL				
CROMATOGRAMA -> B650				
ORDEN: T-2297E	ANÁLISIS NÚMERO: 701			
DATE: 23/01/91	HORAS: 12H			
===== R E S U L T A D O S =====				
COMPONENTE		% VOLUMÉ	% MASA	
HIDROGENIO ->		11.85	1.66	
OXIGENIO+ARGONEO ->		6.22	0.98	
NITROGENIO ->		6.21	10.16	
METANO ->		25.49	23.15	
MONOXIDO CARBONO ->		1.07	1.33	
DIOXIDO CARBONO ->		2.00	1.85	
ETENO ->		13.47	16.79	
ETANO ->		10.43	20.52	
H2S ->		6.67	10.03	
PROPENO ->		0.97	1.89	
PROPANO ->		3.99	7.41	
ISOBUTANO ->		0.19	0.49	
N-BUTANO ->		0.02	0.05	
ISOBUTENO+BUTENO1 ->		0.15	0.28	
BUTENO 2TRANS ->		0.03	0.09	
BUTENO 2CIS ->		0.02	0.06	
BUTADIENO 1,3 ->		0.00	0.00	
ISOPENTANO ->		0.03	0.11	
N-PENTANO ->		0.02	0.07	
CS2 ->		0.03	0.23	
TOTAL C3 ->		4.94	9.31	
TOTAL C4 ->		0.38	0.97	
TOTAL C3+C4 ->		5.35	10.28	
REL. H2/MET ->		0.33	0.04	
DENS. RELATIVA ->		0.78		
MASA MOLECULAR ->		22.64		
NO. MOLE (KCAL/M3) ->		12292.73		
ALTAZAR TEORICO (K) ->		12.94		
MASA ESP. (K/M3) ->		1.04		
W D O C (K/M3) ->		0.74		
PODER CALORIFICO		SUPERIOR	INFERIOR	
(KCAL/KG)		3725	7077	
(KCAL/M3)		18927	7174	
(KCAL/M3) - 200		9345	3548	
PESO DOS COMPONENTES:				
C= 40.24	H2= 14.13	N2= 10.16	O2= 4.02	S= 9.44
ANALISTA	CHEFE DO SETOR	01-08-1991	13:55:54	

Fuente: Tomado de (Calahorrano Bangarrote, 2012)

Figura 20

Espectrómetro de masas para gas de refinería GR



Fuente: Tomado de (Davidson et al., 2011)

A través de investigaciones adicionales, se han podido comparar los componentes del gas residual que se quema en la antorcha de una refinería de petróleo (tabla 12) (Peterson et al., 2007). Se puede cuantificar la **energía aprovechable** y **eficiencia de la combustión** de los gases residuales mediante **analizadores de combustión** que verifican los parámetros de la reacción de oxidación de productos secos, midiendo el porcentaje de oxígeno (O₂), las partes por millón de monóxido de carbono (CO), la temperatura ambiente, la temperatura del gas y la medición del tiro en milibares (mbar). El ajuste de la concentración de oxígeno (**O₂**) es crucial para una combustión eficiente, así como monitorear el producto no deseado monóxido de carbono (**CO ppm**) porque se garantiza reducción de emisiones perjudiciales y combustión completa. La **temperatura ambiente** afecta la densidad del aire y la cantidad de oxígeno en la mezcla de combustión. La **temperatura del gas** es importante para calcular el calor liberado y la medición de **tiro (mbar)** o presión en el sistema de escape de los gases de combustión permite evaluar la eficiencia de la chimenea y la extracción de gases de combustión, contribuyendo a un proceso más eficiente. Estos analizadores calculan el rendimiento de la combustión

utilizando referencias del **exceso de aire** y la concentración de dióxido de carbono (**CO2**). (San José, 2001).

Tabla 12

Composición química GR gas de refinería

Flare gas constituent	Gas composition, %		Flare gas, % average
	Min.	Max.	
Methane	7.17	82.0	43.6
Ethane	0.55	13.1	3.66
Propane	2.04	64.2	20.3
n-Butane	0.199	28.3	2.78
Isobutane	1.33	57.6	14.3
n-Pentane	0.008	3.39	0.266
Isopentane	0.096	4.71	0.530
neo-Pentane	0.000	0.342	0.017
n-Hexane	0.026	3.53	0.635
Ethylene	0.081	3.20	1.05
Propylene	0.000	42.5	2.73
1-Butene	0.000	14.7	0.696
Carbon monoxide	0.000	0.932	0.186
Carbon dioxide	0.023	2.85	0.713
Hydrogen sulfide	0.000	3.80	0.256
Hydrogen	0.000	37.6	5.54
Oxygen	0.019	5.43	0.357
Nitrogen	0.073	32.2	1.30
Water	0.000	14.7	1.14

Fuente: Tomado de (Peterson et al., 2007)

Es factible encontrar **similitudes entre el gas de refinería (GR) y el gas natural (GN)** para análisis de datos en la industria petroquímica. Esto es relevante debido a que el 40% del costo total de operación de una refinería se relaciona con la energía. Para mejorar la eficiencia en los procesos, se utiliza una combinación de GN, Gas Licuado de Petróleo (GLP) y GR. El GR se puede intercambiar con el GN como combustible, sin afectar el funcionamiento de los equipos industriales. Se utilizan índices como los de Wobbe y ecuaciones de estado Peng Robinson para medir las propiedades físico químicas de GN y GR. La composición del GR varía según el proceso de origen de las corrientes de purga, venteo de seguridad industrial del proceso y puede contener hidrógeno, etileno, propano y propileno en altas cantidades. Se recuperan diversas corrientes de GR con diferentes

composiciones y se introducen en un horno de refinación para evaluar su impacto en las propiedades físico químicas de los productos de combustión. **Se emplea software de análisis como Aspen Hysys o Thermoflow para simular reacciones de combustión con GR. El exceso de aire** afecta la eficiencia térmica y los impactos ambientales de los hornos, por eso el **valor óptimo de oxígeno** mejora el proceso. Se ha observado que un **GR rico en hidrógeno** con 50 a 80% mol puede reducir las emisiones de CO₂ y NO_X en un 16.4% y 8.2%, respectivamente, ya que el hidrógeno es un combustible limpio con alto poder calorífico y no genera contaminantes ni residuos. Para este estudio, el gas residual combustionado y producido en las chimeneas de refinación determinan una temperatura de llama y poder calorífico según el siguiente detalle: (Cala et al., 2013)

Tabla 13.

Temperatura de gas de chimenea y poder calorífico

Fuel gas composition	LHV (BTU/ft ³)	Stack gas Temperature (°C)
1	1131.90	471.11
2	1068.10	454.44
3	831.8	182.22
4	862.8	196.11
5	937	340.55
6	1147.20	465.55
7	860.1	196.11
8	814.1	145
9	1094.80	460
10	1080.60	460
11	893.6	207.22
12	916.6	233.33
13	1103.40	464.44

Fuente: Tomado de (Cala et al., 2013)

En este estudio, la composición del gas residual de refinería (GR) se obtuvo a través de 120 cromatografías del gas que proviene de 4 corrientes residuales de diferentes unidades del proceso químico, clasificando según el **Poder Calórico Inferior LHV (PCI)**. Los resultados revelaron la presencia de **ocho componentes** en la mezcla representativa del gas residual, con valores de PCI que varían entre **800 y 2000 btu/ft³** según la **tabla 14**. Además, se incluyó una corriente de gas natural típico colombiano. Estos hallazgos confirman la correlación entre el gas natural (GN) y el gas residual de

refinería (GR), mostrando diversas composiciones que abarcan metano (CH₄), etano (C₂H₆), propano (C₃H₈), butano (C₄H₁₀), etileno (C₂H₄), propileno o propeno (C₃H₆), sulfuro de hidrógeno (H₂S) e hidrógeno (H₂) (Cala et al., 2013).

Tabla 14

Composición GR y PCI, efecto en combustión

Tipo gas	GN	C1	C2	C3	C4
CH ₄	97	55	70	25	35
C ₂ H ₆	1	10	0	8	3
C ₃ H ₈	1	0	16	25	35
C ₄ H ₁₀	0	4	5	10	12
C ₂ H ₄	0,5	5	3	10	7
C ₃ H ₆	0,5	2	0	5	8
H ₂ S	0	4	1	2	0
H ₂	0	20	5	15	0
PCI	913	955	1200	1530	1800

Fuente: Tomado de (Cala et al., 2013)

Según el diseño, cada refinería produce hidrocarburos y emite gases residuales con composiciones distintas, lo que implica variaciones del poder calorífico. Un estudio previo respaldado por el grupo de investigación CIDES, realizó 4 simulaciones comparando diferentes mezclas de gases GR con el Gas Natural GN (Cala et al., 2013), **según la tabla 15**. Otro estudio sobre el gas de refinería (**GR**) establece un rango de poder calorífico inferior (**PCI**) de **1000 a 1500 btu/pe³** (Morales, 2019). En estas simulaciones, se emplearon cuidadosamente dos mezclas de gases de refinería con **bajo poder calorífico (GR1 y GR2)** y dos con **alto poder calorífico (GR3 y GR4)**. Estas selecciones se realizaron con atención para hacer comparaciones y respaldar la validez de los datos relacionados con la estructura del GR (Morales, 2019).

Tabla 15.

Composición representativa GR versus gas natural GN

Compound		C1	C2	C3	C4	Natural Gas (NG)
CH ₄	Methane	55	70	25	35	97
C ₂ H ₆	Ethane	10	0	8	3	1
C ₃ H ₈	Propane	0	16	25	35	1
C ₄ H ₁₀	n-butane	4	5	10	12	0
C ₂ H ₄	Ethylene	5	3	10	7	0,5
C ₃ H ₆	Propylene	2	0	5	8	0,5
H ₂ S	Hydrogen sulfide	4	1	2	0	0
H ₂	Hydrogen	20	5	15	0	0

Fuente: Tomado de (Cala et al., 2013)**Tabla 16**

Poder calórico inferior VS composición de GR

Especie	GR1	GR2	GR3	GR4
CH ₄	97	55	25	35
C ₂ H ₆	1	10	38	3
C ₃ H ₈	1	0	25	35
C ₄ H ₁₀	0	4	10	12
C ₂ H ₄	0,5	5	10	7
C ₃ H ₆	0,5	2	5	8
H ₂ S	0	4	2	0
H ₂	0	20	12	0
Poder calórico inferior (BTU/ft ³)	913	955	1530	1800

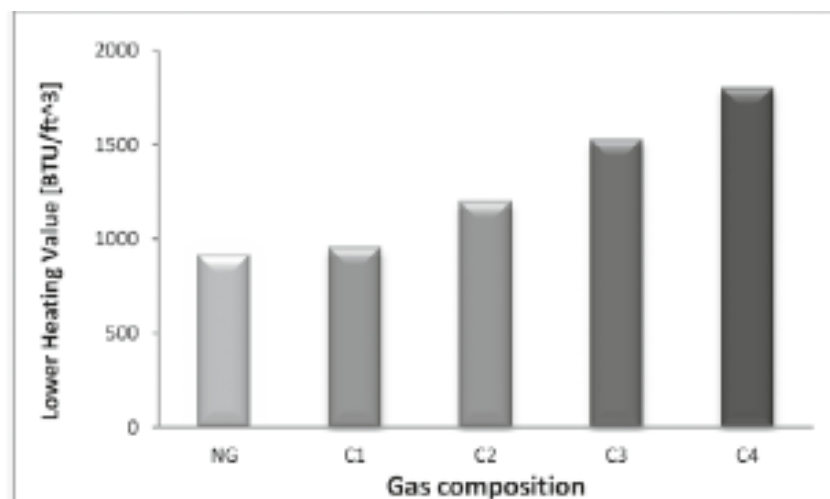
Fuente: Tomado de (Cala et al., 2013; Morales, 2019)

A través de investigaciones recientes se ha confirmado, según la composición, que el Gas de Refinería (GR) tiene un Poder Calórico Inferior (LHV, PCI) variable entre 1000

y **1500 Btu/pie³**. Se han identificado dos rangos para el GR: uno entre 1000 y 1500 Btu/pie³, con una alta concentración de **metano (>50%)** y un aumento en la presencia de otros hidrocarburos como etano, etileno e hidrógeno. El segundo rango tiene valores superiores a 1500 Btu/pie³ y una menor concentración de **metano (<35%)**, pero una mayor presencia de propano y butano. El Gas de Refinería (GR) se utiliza como combustible en refinerías y su composición variable tiene un impacto significativo en la cantidad de calor liberado durante la combustión. Por otra parte, el **PCI del gas natural (GN) oscila desde 850 hasta 1000 Btu/pie³** (Cala et al., 2015).

Figura 21

Poder calórico inferior LHV VS composición corrientes de GR y GN



Fuente: Tomado de (Cala et al., 2015)

1.6 Contaminación atmosférica, purificación gases residuales.

La contaminación atmosférica se refiere a la presencia de elementos químicos naturales o artificiales en el aire que causan malestar en las personas y daño a los bienes. Estos contaminantes incluyen emisiones gaseosas, como el dióxido de carbono (CO₂), monóxido de carbono (CO), metano (CH₄), gas carburante tóxico dióxido de azufre (SO₂), **sulfuro de hidrógeno (H₂S)** que provienen de actividades como la combustión de elementos orgánicos (C1-C3) del refinado de petróleo que además ejecuta combustión en alta temperatura creando óxidos de nitrógeno (**NO_x**), amoníaco (**NH₃**). Preocupa la toxicidad, efectos irritantes, contribución a la lluvia ácida, efecto invernadero y cambio

climático producido por estos gases por lo que se centra el control ambiental en la regulación y reducción de CO, SO₂, H₂S, NO_x, NH₃, CH₄ para proteger la salud humana y el medio ambiente (Malagon & Lopez, 2011).

Los procesos de **purificación y limpieza de gases** eliminan contaminantes industriales y mejoran la calidad de las corrientes gaseosas de procesos hidrocarburiíferos con técnicas que **endulzan el gas natural**. Se eligen métodos físicos o químicos según la necesidad del proceso y el tipo de contaminante; por ejemplo, añadiendo **aminas**, solventes orgánicos o con procesos físicos. Estas tecnologías permiten la captura del sulfuro de hidrógeno (H₂S) y, posteriormente, la regeneración de los gases ácidos, eliminando los componentes no deseados del gas residual (García Herrero, 2012).

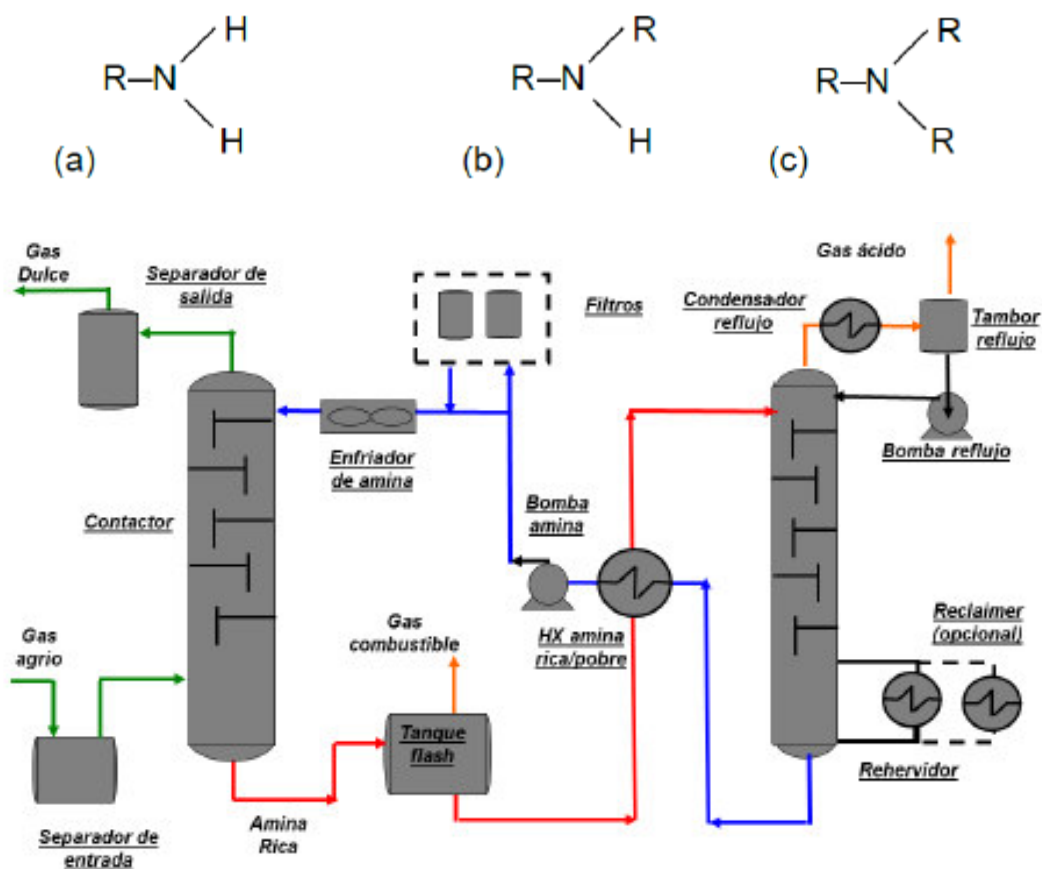
Los **métodos físicos** incluyen **absorción**, donde los contaminantes se retienen en una corriente líquida por su solubilidad; **adsorción**, donde se concentran en un sólido poroso y se eliminan por desorción (incremento de temperatura o reducción de presión parcial del gas); **permeabilidad**, donde los contaminantes se disuelven en membranas poliméricas debido a diferencias de presión parcial; y **condensación**, donde la corriente gaseosa se enfría y presuriza para convertir los contaminantes en líquido y eliminarlos. Los **métodos químicos** implican reacciones de fase gaseosa catalíticas o no catalíticas, así como interacciones gaseosas con sólidos. Estos métodos son utilizados para eliminar una variedad de contaminantes comunes, como ácido sulfhídrico, dióxido de carbono, vapor de agua, dióxido de azufre, óxidos de nitrógeno, compuestos orgánicos volátiles, compuestos clorados volátiles, compuestos fluorados volátiles, compuestos de nitrógeno básico, monóxido de carbono, sulfuro de carbonilo, disulfuro de carbono, compuestos orgánicos de azufre y cianuro de hidrógeno. En la industria petrolera, se emplean procesos de absorción con soluciones alcalinas para eliminar gases ácidos como el dióxido de carbono (CO₂) y el sulfuro de hidrógeno (H₂S). Estos procesos de purificación son fundamentales para prevenir problemas de corrosión y espumación en las plantas procesadoras de petróleo y gas (Calderón, 2012).

Las instalaciones de tratamiento para endulzar el gas natural generalmente constan de una columna de absorción en la que el gas alimentado fluye en contracorriente con una solución acuosa de amina alcalina. Se emplean equipos adicionales como sistemas de bombeo, intercambiadores de calor, regeneradores y separadores para aminas, hidrocarburos y condensados, vapor de agua (Erdmann et al., 2012).

El **diseño** previo del tratamiento de gas, incluye cálculos, balances químicos de masa y energía que pueden realizarse a través de **software** especializado (García Herrero, 2012). Las alcanolaminas, como la dietanolamina (DEA), se utilizan comúnmente en el proceso de endulzamiento de gas ácido. Este proceso implica absorción y regeneración de la solución absorbente, donde la DEA retiene gases ácidos como sulfuro de hidrógeno (H₂S) y dióxido de carbono (CO₂) en una corriente de gas ácido a alta presión y baja temperatura. En la etapa de regeneración, se elimina el compuesto formado entre el gas ácido y la amina mediante calor a baja presión (desorción del gas natural), y la solución recuperada se reutiliza en el proceso. En una planta de endulzamiento de gas amargo con aminas, se utilizan varios equipos esenciales, que incluyen el Separador de Entrada para eliminar contaminantes, el Absorbedor donde se mezcla el gas ácido con la solución de amina, y el Tanque de Venteo para separar el gas disuelto.

Figura 22.

Estructura de las aminas / Planta de endulzamiento de gas



Fuente: Tomado de (Calderón, 2012)

Además, se emplean un Intercambiador de Calor Amina-Amina, un Regenerador para separar el gas ácido de la solución rica, un Tanque de Abastecimiento para mantener la concentración de amina, una Bomba de la Solución Pobre para reintroducir la solución en el absorbedor, un Recuperador para regenerar la solución, Filtros para eliminar impurezas y un Enfriador de la Solución Pobre. En la operación de endulzamiento de gas natural, pueden surgir problemas como la espumación, problemas en la calidad del gas natural, pérdida de disolvente, corrosión, contaminación del equipo y contaminación de la solución de alcanolaminas. Además, en el proceso de endulzamiento y recuperación de azufre en la industria petrolera, se elimina el ácido sulfhídrico (H₂S) del gas de refinería utilizando soluciones acuosas de aminas. La solución rica en H₂S se regenera y recircula, y el H₂S separado se somete a una combustión parcial para producir azufre elemental (S), lo que es esencial para controlar las emisiones de azufre y cumplir con regulaciones ambientales (Calderón, 2012).

El endulzamiento de gas de refinería es esencial para eliminar impurezas como H₂S y CO₂, que son corrosivos y reducen la calidad del gas. El gas de refinería es una mezcla de metano e impurezas, y su composición varía según el petróleo y los procesos de refinación. El proceso debe cumplir con normas ambientales como el Reglamento Sustitutivo del Reglamento Ambiental para las Operaciones Hidrocarburíferas en Ecuador (RAOH 1215).

1.7 Generalidades del intercambiador de calor de carcaza y tubos

Un intercambiador de calor es un dispositivo que permite calentar o enfriar fluidos a través de la transferencia de calor de una corriente a otra. Estos son ampliamente utilizados en sistemas mecánicos y químicos en industrias como la química, petroquímica, alimentaria, farmacéutica, metalúrgica, automotriz, agroindustria, entre otras (Jaramillo, 2007). De los distintos tipos de intercambiadores de calor se selecciona para este trabajo el de carcaza o coraza y tubos (shell-and-tube) considerando que es el tipo más empleado en la industria con estándares de construcción bien definidos que se adaptan a flujos monofásico y bifásicos que operan a altas y bajas presiones y temperaturas y que soportan fluidos corrosivos. Los intercambiadores de calor de coraza y tubos son versátiles, tienen una alta eficiencia, los fluidos no entran en contacto

existiendo una barrera física efectiva que garantiza la seguridad, son de fácil construcción y su limpieza y mantenimiento es sencilla (Martínez, 2011). Generalmente el intercambiador de calor de este tipo (**figura 23**) está constituido por una carcaza (1) o casco cilíndrico que tiene en su interior un conjunto de tubos (2) en sentido longitudinal. Cuando los tubos cuentan con aletas están sujetos en los extremos por láminas perforadas (3) que atraviesan una serie de láminas llamadas deflectores (baffles) (4) que están localizados en toda la carcaza para soportar los tubos y dirigir el flujo. El fluido que circula por el interior de los tubos pasa por unos ductos llamados canales o cabezales (6 y 7). Además existen boquillas para la carcaza y los tubos (8 y 9) que permiten la entrada, distribución, control y salida de los fluidos (González-Mendizabal, 2002).

Figura 23

Partes del intercambiador de calor de tubo y carcaza

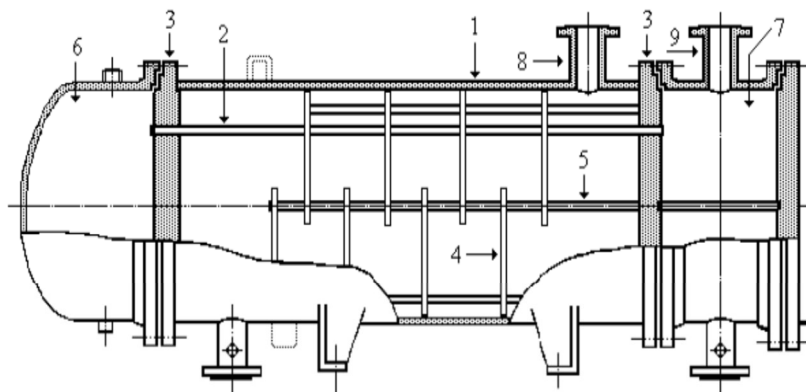


Figura I.1- 2: Intercambiador de tubo y carcaza.

1-Carcaza. 2-Tubos. 3-Placa de tubos. 4-Deflectores. 5-Deflector longitudinal. 6-Cabezal posterior. 7-Cabezal fijo. 8-Boquilla de la carcaza. 9-Boquillas para los tubos.

Fuente: Tomado de (González-Mendizabal, 2002)

1.8 Análisis y factibilidad de cogeneración. –

El petróleo crudo internacional **WTI**, conocido como Texas Light Sweet, se caracteriza por su bajo contenido de azufre (0.24%) y su ligereza en comparación con otros crudos, como el Brent (**Tabla 17**). La producción diaria de este tipo de petróleo tiene un costo aproximado de **89 USD por barril (BPD)** o **2.10 USD por galón**. A lo largo de su **historia, figura 24**, este precio ha experimentado cambios, sobre 130 USD y debajo de

40 USD, período 2008 y 2009. Estas variaciones son inciertas y son influenciadas por la dinámica de oferta y demanda en el mercado, geopolítica y economía global. Un ejemplo de aquello se observó entre 2009 y 2014, con un precio de \$83 por barril, impactado por la crisis financiera global de 2009 de Estados Unidos. Hacia el final de 2014, se estabilizó en \$85. Para **Ecuador**, el precio del barril de petróleo ha sido un indicador de su economía y, como respuesta a estas variaciones, el país ha buscado constantemente aumentar su producción de petróleo. En **2015** se intentó llegar a una producción de 556,000 barriles diarios, según el Ministerio de Recursos Naturales no Renovables (Ledezma & Botteon, 2015; Petroleo, n.d.; Solorzano Cedeño, 2015).

Tabla 17

Variedades de Crudos, Grado API, precio 2006/2007 (barril-dólar)

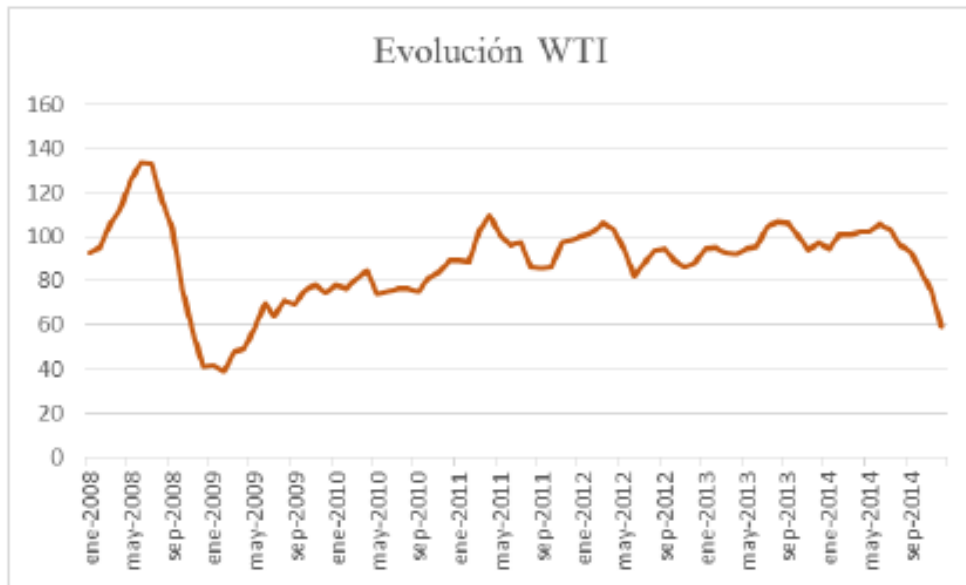
	Crudos	Densidad *	Azufre (%)	Precio medio (dólares por barril)	
				2006	2007
SWEET	LIGHT				
	Arabian Sahara Blend	44	0,1	66,1	74,0
	Europe Libyan Es Sider	37	0,4	63,5	71,4
	Europe Nigerian Bonny Light	37	0,1	67,0	74,6
	WTI Cushing	40	0,2	66,0	72,4
	Europe Brent	38	0,4	65,2	72,4
	Europe Norwegien Ekofisk	43	0,1	65,3	73,1
	Canadian Par	40	0,3	64,3	71,4
	MEDIUM				
	Angola Cabinda	32	0,2	62,1	69,5
	Indonesia Minas	34	0,1	65,3	73,3
	Europe Forcados (Nigeria)	30	0,3	67,0	74,4
	Colombia Cano Limon	30	0,5	62,7	69,5
	Cameron Kole	35	0,3	62,3	70,3
	Australian Gipp Sland	45	0,1	67,9	75,5
	Malaysia Tapis	44	0,1	70,0	77,7
China Daqing	33	0,1	63,3	71,2	
SOUR	LIGHT				
	Asia Murban	40	0,8	66,0	72,6
	Qatar Dukhan	40	1,2	65,4	72,0
	MEDIUM				
	Asia Dubai Fateh	32	1,9	61,5	68,1
	Ecuador Oriente	29	1,0	53,9	61,4
	Mediterranean Seri Kerir Iran Light	34	1,4	61,0	69,2
	Mediterranean Seri Kerir Iran Heavy	31	1,6	59,1	67,5
	Kuwait Blend	31	2,5	59,3	66,3
	Saudi Arabian Saudi Light	34	1,7	60,3	68,4
	Saudi Arabian Saudi Heavy	31	2,3	55,4	65,8
	Saudi Arabian Arab Medium	28	2,8	58,0	66,7
	Venezuela Tia Juana	31	1,1	60,2	67,4
	Mexico Isthmus	35	1,5	59,9	67,3
	Egypt Suez Blend	32	1,5	58,7	66,7
	Oman Blend	34	0,8	62,6	68,7
	Mediterranean Russian Urals	32	1,3	61,0	69,1
HEAVY					
Canadian Lloyd Blend	22	3,1	43,7	-	
Mexico Maya	27	3,3	51,2	59,7	

* Grados API

Fuente: Tomado de (Palazuelos, 2008)

Figura 234

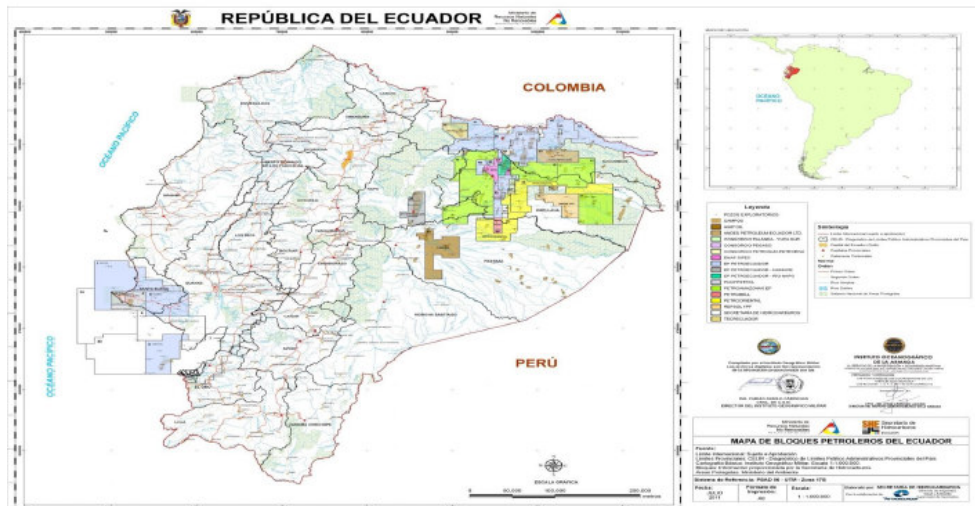
Costo del barril (USD) WTI 2014



Fuente: Tomado de (Ledesma & Botteon, 2015)

Figura 25.

Mapa de los bloques petroleros de Ecuador



Fuente: Tomado de (Solorzano Cedeño, 2015)

La **refinación** del petróleo es un proceso que genera excedentes y beneficios en comparación con la materia prima. Por ejemplo, en **2023**, **EPETROECUADOR**

publicó una tabla rentable de **precios por galón** de los productos **derivados (figuras 25 y 26)**. Las plantas de producción de **Refinería La Libertad** mantienen un control permanente e información del: **balance** o volumen diario de crudo y derivados, **almacenamiento** y stock de tanques, volumen de insumos como **vapor y electricidad (figuras 27, 28, 29)**. Estos datos son esenciales para garantizar una gestión eficiente de operación, y análisis de la rentabilidad del proceso. Cabe destacar que estos **costos energéticos** representan un porcentaje significativo, cercano al **40%** para brindar combustibles, vapor y electricidad a las máquinas de los diferentes puntos del proceso refinador (Cala et al., 2013; Romero Logroño, 2012).

La cogeneración, también conocida como energía verde, se presenta como una efectiva alternativa para la reducción de costos, especialmente en el contexto de la refinación. La evaluación de la **factibilidad técnica** de proyectos de cogeneración implica, por ejemplo, el análisis de temperaturas y flujos de gases de chimenea, que representan una valiosa fuente de energía térmica aprovechable. Estos flujos de gases emiten calor, el cual se calcula mediante **criterios de combustión, software especializado o a partir de datos experimentales** obtenidos con analizadores de combustión calibrados, capaces de interpretar la composición química de los gases residuales, incluyendo oxígeno (O₂) y otros componentes como CO, NO, NO₂, SO₂, CO₂, H₂S, metano, propano y butano, con una precisión y tolerancia de hasta el 10%. Además, estos dispositivos incorporan medidores de temperatura que pueden operar a altas temperaturas, incluso cerca de 1000°C. La cogeneración ha demostrado ser **económica y ambientalmente factible**. Un ejemplo concreto se observa en una planta de fabricación de cemento en Colombia, donde se lograron resultados técnicos y financieros favorables. Esto incluye incremento del 15% de eficiencia de ciertas líneas de producción gracias a cogeneración que aprovecha el calor y genera electricidad. Además, se logró reducir los desperdicios energéticos en un 70%, y se generaron ganancias anuales cercanas a los 2 millones de dólares al aprovechar el calor residual para producir electricidad. La viabilidad de la cogeneración se fundamenta **en la proyección de ahorros en los costos de producción**, lo que a su vez promueve la **sostenibilidad del proyecto energético y la recuperación de la inversión** (Robledo Gómez, 2019).

Figura 26

Costos derivados de petróleo



**PRECIOS DE VENTA EN TERMINAL PARA LAS COMERCIALIZADORAS
CALIFICADAS Y AUTORIZADAS A NIVEL NACIONAL**

PERIODO DE VIGENCIA: DEL 12 DE OCTUBRE AL 11 DE NOVIEMBRE DE 2023

DECRETOS EJECUTIVOS No. 338, 1158, 724 Y 467

PRODUCTO	Unidad de medida	PRECIO EN TERMINAL (Incluye el 12% del I.V.A.) Expresado en US\$
SECTOR PETROLERO MINERO		
ABSORBER PETROLERO	Galones	\$ 3.312372
DIESEL 1 PETROLERO	Galones	\$ 3.312372
DIESEL 2 PETROLERO	Galones	\$ 3.312372
DIESEL PREMIUM PETROLERO	Galones	\$ 3.586576
FUEL OIL PETROLERO	Galones	\$ 2.131373
GASOLINA EXTRA PETROLERO	Galones	\$ 3.033895
EXTRA CON ETANOL PETROLERO	Galones	\$ 3.380052
GASOLINA SUPER PREMIUM 95 PETROLERO	Galones	\$ 3.780029
SECTOR INDUSTRIAL		
DIESEL 1 INDUSTRIAL	Galones	\$ 3.312372
DIESEL 2 INDUSTRIAL	Galones	\$ 3.312372
DIESEL PREMIUM INDUSTRIAL	Galones	\$ 3.586576
EXTRA INDUSTRIAL	Galones	\$ 3.033895
EXTRA CON ETANOL INDUSTRIAL	Galones	\$ 3.380052
SUPER PREMIUM 95 PREMIUM INDUSTRIAL	Galones	\$ 3.780029
FUEL OIL No. 6 INDUSTRIAL	Galones	\$ 2.131373
FUEL OIL LIVIANO	Galones	\$ 2.131373
GAS LICUADO DE PETROLEO (GLP) INDUSTRIAL	Kilogramos	\$ 0.811460
GAS NATURAL	Millón de BTUs	\$ 3.770500
GAS NATURAL LICUADO	Millón de BTUs	\$ 7.353847
RESIDUO CEMENTERO	Galones	\$ 1.128682
RESIDUO INDUSTRIAL	Galones	\$ 1.128682
MINERAL TURPENTINE	Galones	\$ 2.490432
RUBBER SOLVENT	Galones	\$ 2.459560
CEMENTOS ASFALTICOS NO OBRA PUBLICA	Kilogramos	\$ 0.585930
ASFALTOS INDUSTRIALES NO OBRA PUBLICA	Kilogramos	\$ 0.585930
CEMENTOS ASFALTICOS OBRA PUBLICA	Kilogramos	\$ 0.298480
ASFALTOS INDUSTRIALES OBRA PUBLICA	Kilogramos	\$ 0.298480
GASOLINA EXTRA CAMARONERO	Galones	\$ 3.033895
GASOLINA EXTRA CON ETANOL CAMARONERO	Galones	\$ 3.380052
DIESEL 2 CAMARONERO	Galones	\$ 3.312372
DIESEL PREMIUM CAMARONERO	Galones	\$ 3.586576

Nota: Precios conforme la metodología establecida en el Decreto Ejecutivo No. 614, suscrito el 1 de diciembre de 2022

DECRETOS EJECUTIVOS No. 338 y 1158

SECTOR NAVIERO INTERNACIONAL

PERIODO DE VIGENCIA: DEL 12 DE OCTUBRE AL 11 DE NOVIEMBRE DE 2023

PRODUCTO	Unidad de medida	PRECIO EN TERMINAL (Incluye el 12% del I.V.A.) Expresado en US\$
DIESEL PREMIUM MARINO	Galones	\$ 3.586576
DIESEL PREMIUM MARINO (CRED.)	Galones	\$ 3.609022
MDO 1 (MARINE GASOIL)	Toneladas	\$ 1.050.021924
MDO 2 (MARINE GASOIL)	Toneladas	\$ 1.050.021924

SECTORES ELÉCTRICO Y OTROS		
DIESEL 2 / PREMIUM ELÉCTRICO	Galones	\$ 0,900704
FUEL OIL 4 ELECTRICO LIBERTAD	Galones	\$ 0,537600
CRUDO REDUCIDO ELECTRICO 5,000 S.R.	Galones	\$ 0,401857
GAS LICUADO DE PETROLEO (G.L.P.) AGRICOLA	Kilogramos	\$ 0,188384
GAS LICUADO DE PETROLEO (G.L.P.) DOMESTICO	Kilogramos	\$ 0,106667

SECTOR NAVIERO		
DIESEL PREMIUM MARINO	Galones	\$ 3,586576
DIESEL PREMIUM TURISTA	Galones	\$ 3,586576
DIESEL 2 MARINO	Galones	\$ 3,312372
DIESEL 2 NACIONAL	Galones	\$ 3,312372
GASOLINA EXTRA	Galones	\$ 3,033895
EXTRA ETANOL MARINO	Galones	\$ 3,380052

SECTOR USO PARTICULAR Y PESCA DEPORTIVA		
DIESEL 2 INTERNACIONAL	Galones	\$ 3,312372
DIESEL PREMIUM INTERNACIONAL	Galones	\$ 3,586576
EXTRA CON ETANOL INTERNACIONAL	Galones	\$ 3,033895
EXTRA INTERNACIONAL	Galones	\$ 3,033895
SUPER PREMIUM 95 INTERNACIONAL	Galones	\$ 3,780029

SECTORES PESQUERO Y ATUNERO		
GASOLINA PESCA ARTESANAL	Galones	\$ 0,799120
GASOLINA EXTRA PESQUERO	Galones	\$ 2,370450
GASOLINA EXTRA CON ETANOL PESQUERO	Galones	\$ 2,370450
DESEL 2 PESQUERO	Galones	\$ 1,756150
DIESEL 2 ATUNERO	Galones	\$ 1,756150
DIESEL PREMIUM ATUNERO	Galones	\$ 1,756150

Nota: Precios conforme la metodología establecida en el Decreto Ejecutivo No. 467, vigentes a partir del 1 de junio de 2022

SECTOR AUTOMOTRIZ		
GASOLINA EXTRA AUTOMOTRIZ	Galones	\$ 2,220450
GASOLINA EXTRA CON ETANOL AUTOMOTRIZ	Galones	\$ 2,220450
DIESEL 2 / DIESEL PREMIUM (AUTOMOTRIZ)	Galones	\$ 1,606151
GASOLINA SUPER PREMIUM 95 AUTOMOTRIZ	Galones	\$ 3,736477
DIESEL 2 TRANSP. DE CARGA PESADA PLACA INTERNACIONAL	Galones	\$ 3,312372
DIESEL PREMIUM TRANSP. DE CARGA PESADA PLACA INTERNACIONAL	Galones	\$ 3,586576
GAS LICUADO DE PETROLEO (G.L.P.) TAXIS	Kilogramos	\$ 0,188384

Nota: Precios conforme la metodología establecida en el Decreto Ejecutivo No. 467, vigentes a partir del 1 de junio de 2022

SECTOR AÉREO		
JET FUEL TPCO	Galones	\$ 3,345693
AVGAS PARTICULAR E INTERNACIONAL	Galones	\$ 8,580620
AVGAS NACIONAL	Galones	\$ 2,464000

Fuente: Tomado de INTRANET, EPPETROECUADOR. Octubre 2023

Figura 27

Balance crudo, derivados Refinería La Libertad. PETROECUADOR Abril 2023

CONTROL DE PLANTAS				REFINERIA LA LIBERTAD				2023/04/16	
RLRPROUN				Balance de Carga/Producción de Planta				9:50:04	
PROOAPP				(Bls.)				1	
				DESDE: 2023/04/15 HASTA: 2023/04/15					
Unidad	Corte	% Oper.	Cod	Producto	Tipo Mov.	Producción Planta	% Vol		
CAUTIVO	OD	99,05	207	CRUDO ORIENTE CARGA RLL	SCR	9.410,00	100,00		
			090	SOLVENTE 2	IPR	360,70	3,83		
			115	MIN. TURPENTINE	IPR	270,20	2,87		
			132	GASOLINA BASE RLL	IPR	901,50	9,58		
			180	DIESEL 2	IPR	1.994,49	21,19		
			255	FUEL OIL 4 B	IPR	5.974,88	63,49		
			392	DIFERENCIA EN PROCESO	IAJ	91,77	0,97		
			391	DIFERENCIA EN PROCESO	SAJ				
				TOTAL :					
ESTABILIZ.	LP	99,89	132	GASOLINA BASE RLL	SCR	2.996,77	100,00		
			064	G.L.P	IPR	38,92	1,29		
			080	GASOLINA ESTABILIZADA	IPR	2.942,87	98,20		
			392	DIFERENCIA EN PROCESO	IAJ				
			391	DIFERENCIA EN PROCESO	SAJ	14,98	0,49		
				TOTAL :					
PARSONS	OF	87,11	207	CRUDO ORIENTE CARGA RLL	SCR	22.650,00	100,00		
			132	GASOLINA BASE RLL	IPR	3.252,49	14,35		
			163	JET FUEL SEMIELABORADO	IPR	2.304,70	10,17		
			180	DIESEL 2	IPR	2.017,32	8,90		
			255	FUEL OIL 4 B	IPR	14.580,93	64,37		
			392	DIFERENCIA EN PROCESO	IAJ				
			391	DIFERENCIA EN PROCESO	SAJ	494,56	2,18		
				TOTAL :					
UNIVERSAL			392	DIFERENCIA EN PROCESO	IAJ				
UNIVERSAL			391	DIFERENCIA EN PROCESO	SAJ				
				TOTAL :					

Nota: Foto tomada de la pantalla operativa de la RLL **Fuente:** Elaboración propia

Figura 28

Volumen Tanques crudo, derivados Refinería Libertad. PETROECUADOR. Abril 2023

CONTROL DE PLANTAS				REFINERIA LA LIBERTAD				2023/04/19	
RLRPROUN				Producción de Refinería en Tanques				15:10:16	
PROOAPP				(Bls.)				2	
				DESDE: 2023/04/18 HASTA: 2023/04/18					
Cod	Producto	Prod. Bruta (M3)	Prod. Bruta (Bls.)	Consumo	Prod. Neta				
064	G.L.P	8,57	53,95	4,64	49,31				
090	SOLVENTE 2	62,16	390,99		390,99				
115	MIN. TURPENTINE	44,98	282,95		282,95				
132	GASOLINA BASE RLL	487,56	3.066,72		3.066,72				
138	GASOLINA 85 OCTANOS (RON)	123,97	779,80		779,80				
139	GASOLINA 87 ECOPAIS	94,70	595,67		595,67				
160	JET A1	288,21	1.812,82		1.812,82				
180	DIESEL 2	613,29	3.857,52	259,08	3.598,44				
255	FUEL OIL 4 B	3.183,87	20.025,98	436,99	19.588,99				
CONTROL DE PLANTAS				REFINERIA LA LIBERTAD				2023/04/19	
RLRPROUN				Consumo de Productos por Unidad				15:10:16	
PROOAPP				(Bls.)				3	
				DESDE: 2023/04/18 HASTA: 2023/04/18					
Unidad	Volumen								
CAUTIVO	43,00								
PARSONS	294,73								

PARA: GERENCIA DE REFINACION
C.C.: SUBGERENCIA DE OPERACIONES DE REFINACIÓN
REFINERIA LA LIBERTAD

2023/04/20

CONTROL DE PLANTAS

REPORTE DIARIO - IDR (BLS)

14:37:57

BLRREIDR

Fecha de Elaboración: 2023/04/20

Fecha de Producción: 2023/04/19

1

Número de IDR: 020

1) STOCK DE CRUDO DISPONIBLE

PRODUCTO	CAUTIVO	LIBERTAD	
CRUDO PENINSULAR		48.136,59	
CRUDO BLOQUE PACOA	1.396,17		
CRUDO ORIENTE CARGA RLL	36.970,54		
CRUDO ORIENTE CARGA RLL		215.680,20	
TOTAL	38.366,71	263.816,79	302.183,50

2) CARGA DE CRUDO A UNIDADES

UNIDAD	CARGA	°API	% BSW	Azufre
CAUTIVO	9.139,00	25,70	0,20	1,2250
PARSONS	6.313,00	25,80	0,20	1,2280
UNIVERSAL	3.950,00	25,80	0,20	1,2280
TOTAL	19.402,00			

VOLUMEN DISPONIBLE PARA ALMACENAR : LA LIBERTAD 57.679,85 + CAUTIVO 91.949,54 = 149.629,39

CRUDO (DIAS OPERACION): LIBERTAD: 215.680,20 / 10.263,00 = 21,01

CAUTIVO : 38.366,71 / 9.139,00 = 4,19

3) VOLUMEN PREPARADO PARA PROCESAR:

43.936,00 / 19.402,00 = 2,26

CARGA ESTABILIZADORA: 748,72

4) VOLUMEN DE DERIVADOS DISPONIBLE PARA DESPACHOS

PRODUCTO	LA LIBERTAD		CAUTIVO		TOTAL
	MARI./POL	PATIO	MARI./PATIO		
G. L. P	696,46				696,46
ETANOL ANHIDRO		615,32			615,32
SOLVENTE 2			1.365,97		1.365,97
MIN. TURPENTINE			95,05		95,05
GASOLINA BASE RLL	15.070,38				15.070,38
GASOLINA PREMEZCLA	29.666,61	6.277,69			35.944,30
GASOLINA 85 OCTANOS	2.618,89				2.618,89
NAFTA DE ALTO OCTANO	11.894,94				11.894,94
SUPER PREMIUM 95					
JET A1	385,03				385,03
JET FUEL SEMIELABORA					
DIESEL 1	10.971,37		623,67		11.595,04
DIESEL PREMIUM	34.038,27	28.004,98			62.043,25
DIESEL 2	10.448,94	7.770,75	1.627,44		19.847,13
FUEL OIL 4 B	64.774,73	22.633,68			87.408,41

5) STOCK DE SEMIELABORADOS (Volúmen no disp.)

EN PROCESO		
LA LIBERTAD	CAUTIVO	TOTAL
642,42		642,42
	1.812,48	1.812,48
	357,59	357,59
2.781,95	19.409,23	22.191,18
	543,95	543,95
	2.551,59	2.551,59
	6.699,07	6.699,07
	50.988,12	10.601,89
15.951,82	10.088,04	26.039,86

6) DESPACHOS

PRODUCTO	MUELLE	PATIO	POLIDUCTO
SOLVENTE 2		291,95	
MIN. TURPENTINE		658,67	
GASOLINA 87 ECOPAIS		1.757,21	
NAFTA DE ALTO OCTANO		0,98	12.298,20
JET A1			1.237,89
DIESEL PREMIUM		1.592,48	
DIESEL 2		711,19	1.809,50
FUEL OIL 4 B	41.277,52	65,41	

Nota: Foto tomada de la pantalla operativa de la RLL **Fuente:** Elaboración propia

Figura 29

Volumen Insumos vapor, electricidad Refinería LA Libertad. PETROECUADOR Abril 2023

	711,19	1.809,50	17.702,70	
DIESEL 2				
FUEL OIL 4 B	41.277,52	65,41		
7)	GENERACIÓN DE VAPOR Y ELECTRICIDAD			
	GENERACIÓN DE VAPOR (TON/H)			
CALDERA	CAP. NOMINAL	PRODUCCIÓN	%OPER.	ESTADO
Caldera No. 1 CAU	2,27	0,00		STAND BY
Caldera No. 2 CAU	1,59	0,00		STAND BY
Caldera No. 3 CAU	1,59	0,61	38,36	OPERANDO
Caldera No. 4 CAU	2,72	1,15	42,27	OPERANDO
Caldera No. 5 CAU	2,72	0,00		STAND BY
Caldera No. 6 CAU	1,81	0,00		STAND BY
Caldera No. 2 LIB	7,94	0,00		STAND BY
Caldera No. 3 LIB	15,65	4,52	28,88	OPERANDO
Caldera No. 4 LIB	17,23	6,37	36,97	OPERANDO
Caldera HRSG LIB	18,14	0,00		STAND BY
Caldera No. 6 LIB	15,00	0,00		STAND BY
TOTAL VAPOR	86,66	12,65	14,59	
PARA: GERENCIA DE REFINACIÓN				
C.C.: SUBGERENCIA DE OPERACIONES DE REFINACIÓN				
REFINERIA LA LIBERTAD				
CONTROL DE PLANTAS				
BLRREIDR				
REPORTE DIARIO - IDR (BLS)				
2023/04/20				
14:37:57				
Fecha de Elaboración: 2023/04/20				
Número de IDR: 020				
Fecha de Producción: 2023/04/19				
2				
	GENERACIÓN DE ELECTRICIDAD (MW/H)			
TURBINA	CAP. NOMINAL	PRODUCCIÓN	%OPER.	ESTADO
Corp. Nacional de Electricidad	2,00	0,00		STAND BY
Gru. El. 1 LIB	2,20	0,00		STAND BY
Gru. El. 2 LIB	2,20	0,00		STAND BY
Gru. El. 3 LIB	2,20	0,00		STAND BY
Gru. El. 4 LIB	2,20	0,00		STAND BY
Gen. No. 5 CAU	1,20	0,00		STAND BY
Gen. No. 6 CAU	1,20	0,52	43,33	OPERANDO
Gen. No. 1 LIB	1,13	0,76	67,25	OPERANDO
Gen. No. 2 LIB	0,92	0,87	94,56	OPERANDO
Gen. No. 3 LIB	0,92	0,00		STAND BY
Gen. No. 4 LIB	0,92	0,00		STAND BY
Gen. No. 5 LIB	1,13	0,11	9,73	OPERANDO
Gen. TYPHOON	5,25	0,00		STAND BY
Gen. No. 7 LIB	0,92	0,00		STAND BY
SUBTOTAL TG	24,39	2,26	9,26	
TOTAL TG + SNI				
OBSERVACIONES: BT ATLAS T TERMINO DESCARGA DE DIESEL PREMIUM A LAS 17:24 VOL REC 36640 BLS APROX. FUERA DE OPERACION PTA ESTABILIZADORA POR PARADA EMERGENTE PTA PAR, PTA PAR FUERA DE OPERACION 11:00 POR FUGA GASOLINA. PTA UNI DESDE LAS 19:20 E				

Nota: Foto tomada de la pantalla operativa de la RLL **Fuente:** Elaboración propia

CAPÍTULO 2. METODOLOGÍA

2.1. Contexto de la investigación

Esta investigación se realizó en **Refinería La Libertad (RLL)** que se encuentra en la península de Santa Elena, Ecuador y se encuentra en la Calle 27 E, Ciudadela Las Acacias de la ciudad del mismo nombre. Como parte del procesamiento de petróleo crudo, la refinería utiliza fraccionadores atmosféricos en sus dos plantas de La Libertad y Cautivo.

2.2. Diseño y alcance de la investigación

Esta investigación es de carácter **experimental**, con alcance **descriptivo** porque detallará el proceso de recuperación de energía térmica residual de gases de refinería GR cuya caracterización determinará la cantidad de calor liberado y aprovechable en procesos como calentamiento, intercambio y transferencia de calor. Utilizará datos operativos de plantas de refinería como temperaturas, flujos másicos, así como observaciones que permitirán obtener una descripción detallada de lo estudiado.

2.3. Tipo y métodos de investigación

Esta investigación es **mixta** y combina enfoques **cuantitativos y cualitativos**. Los datos numéricos estructurados y la experiencia de especialistas químicos en control de calidad de Refinería La Libertad, se utilizarán para analizar variables, como la composición del gas residual. Para medir la cantidad de calor liberado, se recolectarán muestras representativas del gas residual. El **método** de investigación será principalmente **deductivo**, ya que va de la hipótesis general de la utilidad de la fuente de calor residual de refinación a través de la cogeneración térmica. Esto implica la realización de observaciones, recopilación de datos y diseño de la adaptación de maquinaria industrial, como intercambiadores de calor, específicamente en el calentamiento del circuito de combustible de los hornos de la planta de procesos. El objetivo de este enfoque confirmará la viabilidad de la aplicación. **La integración mixta de datos cuantitativos y cualitativos con un método deductivo**, permitirá obtener una comprensión más completa de la eficacia de la cogeneración térmica como fuente de calor residual.

2.4. Población y muestra

Se utilizará muestreo probabilístico a la población de estudio: gas de refinería amargo residual GR.

2.5. Técnicas e instrumentos de recolección de datos

Se usarán técnicas cuantitativas por **muestreo** experimental y toma de datos de **parámetros** operativos. También técnicas cualitativas por entrevista a especialistas de control de calidad de Refinería La Libertad, para obtener criterios de la **composición** del gas residual por medio de criterio técnico, datos referenciales y posible análisis de laboratorio en cromatógrafo. Para establecimiento de la **cantidad de calor liberado**, y diseño del intercambiador, se utilizará software especializado **HRS-AHED**, **Thermoflow** y Autocad.

2.6. Procesamiento de la evaluación: Validez y confiabilidad de los instrumentos aplicados para el levantamiento de información.

Se llevaron a cabo la recolección de muestras de gas residual mediante un recipiente elastómero hermético y una tubería de acero inoxidable que se adaptó en el fondo del tanque de purga de agua del gas residual GR. Este tanque recibe **las tres corrientes de gases residuales procedentes de las plantas Parsons, Universal y Estabilizador**, y se encuentra justo antes de la TEA ecológica.

Esta adaptación se diseñó específicamente para realizar pruebas experimentales y se aseguró que el proceso de toma de muestras tenga flujo gaseoso, incoloro y limpio, llenando completamente el depósito de muestreo. La información se recopiló utilizando instrumentos ubicados en el área del búnker operativo, donde se verificaron los parámetros presentes durante la extracción de la muestra. Estos instrumentos, que incluyen medidores de temperatura, flujos y otros datos, estaban debidamente calibrados y forman parte integral del sistema de control utilizado por los operadores en su trabajo diario para obtener los derivados de refinación. Gracias a estos instrumentos, se logró determinar la cantidad de gas residual GR resultante del proceso de refinación como sus propiedades. Es importante destacar que, debido a una avería en una válvula del circuito

de prueba, no fue posible obtener resultados del cromatógrafo en la evaluación del gas residual. En lugar de ello, se optó por aproximar la composición del gas residual utilizando datos trazables. Se consideró una composición basada en un estudio realizado en 2012 (Calderón, 2012), aunque es importante señalar que la dieta de crudo en ese estudio difería de la que se utiliza en la actualidad. Actualmente, se procesa un crudo con un grado API de 25.50, según los datos proporcionados **de abril de 2023, Figura 28.**

Con estos antecedentes, se pudo establecer los porcentajes de composición del gas residual (GR) con el aporte del criterio de un especialista químico. Los datos presentados en este contexto representan un análisis del gas residual de la TEA de RLL y son adecuados para su uso en simulaciones. A pesar de la limitación de no contar con resultados cromatográficos directos, los valores aproximados se ajustan a la realidad y ofrecen una representación útil de la composición del gas residual en las condiciones actuales de procesamiento de crudo.

Los datos presentados en **la tabla 18** indican que la composición del gas residual en la refinación es influenciada por las corrientes residuales recibidas, y el grado API del petróleo procesado. Además, esta composición guarda similitud con la literatura científica previamente revisada. Debe notarse que en **agosto y septiembre de 2023**, durante el muestreo del gas residual GR, se midieron condiciones de producción en las torres refinación de universal, Parsons, estabilizador; determinando los siguientes parámetros y producción.

PARÁMETROS OPERATIVOS DE PROCESOS DE REFINACIÓN RLL

PLANTA PARSONS. - Se explicará el funcionamiento de la torre fraccionadora y su sincronía con los diferentes elementos principales que constituyen el proceso de la destilación atmosférica: La información operativa revela una entrada de **crudo Oriente Ecuatoriano con un API promedio 25 y 23014 bpd (barriles por día)** según control de instrumentación y válvulas de control que permiten porcentajes de apertura para conservar las condiciones de la calidad de los productos. Como ejemplo, en la **tabla 19** se muestran datos relevantes tomados en el desarrollo de esta investigación.

ANÁLISIS DEL FLUJO DE CARGA DE CRUDO PLANTA PARSONS:

Según *toma de datos durante el muestreo*, el crudo grado API 25 llega a la Refinería desde el **Tanque 40** y se dirige hacia las **bombas de carga PP1**, las cuales aumentan la

presión a 360 psi, con un caudal promedio de 23000 BPD (88.5 gpm). Antes de ingresar a la torre de fraccionamiento PV1, el *crudo* pasa por un proceso de precalentamiento en una serie de **intercambiadores de calor de tipo tubo-coraza**, lo que *contribuye significativamente a mejorar la eficiencia energética de la planta*: El crudo primero atraviesa el equipo **PE1 A/B (vapor de nafta / crudo)**, donde se produce un intercambio de calor con los gases o vapores de gasolina de alta temperatura que provienen del domo PV1. Luego, se desplaza al equipo **PE3 (diésel / crudo)**, donde intercambia calor con el primer corte destilado y la presión se reduce a 110 psi. Luego, el conjunto de bombeo, booster PP1 E/F, aumenta la presión a 215 psi antes de ingresar al intercambiador **PE7 E/F (residuo/crudo)**, con un caudal de crudo de 36 gpm, e ingresa al tambor desalador PV10 (VIG) que es un equipo electrostático de una sola etapa.

El crudo posteriormente pasa por el intercambiador de calor **PE 4 A/B (reflujo lateral - crudo)**, alcanzando una temperatura de 130 °C, y luego experimenta otro intercambio de calor con el destilado del tercer corte en el **PE6 (diesel pesado – crudo)**, antes de finalizar en los intercambiadores **PE7 A/B/C/D (residuo fuel oil - crudo)**, donde la temperatura se eleva a 200 °C. Por último, el crudo continúa su recorrido hacia el **horno de cabina PH1**, donde la temperatura se incrementa a 320 °C, antes de finalmente ingresar a la torre de **fraccionamiento PV1**.

ANÁLISIS DEL FRACCIONADOR PV1 PARSONS. -

Como se mencionó anteriormente, el proceso se basa en la **destilación atmosférica**, es decir que la presión en el fraccionador no supera los 14.7 psi. Durante esta investigación, el medidor **PR1** registró una presión de 11.26 psi en el recipiente PV1. **La figura 33 y tabla 20**, incluyen los siguientes parámetros:

El crudo, proveniente del horno PH1, entra en la zona inferior de la torre PV1, plato 8, con una apertura de válvula de aproximadamente 45% para mantener temperatura, presión de entrada de flujo constantes, promedio de 320 °C y 180 psi según los medidores TRC 1 y TIC 401. **Las bombas de crudo PP1** suministran un flujo promedio de aproximadamente, 23,038 BPD, 365 psi y, 30°C con una apertura de válvula del 50% en FRC 1, hasta llegar al conjunto de intercambiadores PE7. Antes de alcanzar PE7, se observa una caída de presión en el medidor PRC 2 de 120 psi con una temperatura de 74°C, según indica la termocupla TR1 41. Por esta razón, se requiere un bombeo adicional

en serie con el grupo booster PP1E y F, donde se registra una presión de 210 psi con una apertura de válvula del 100% según el lazo de control PRC 6.

Desde la parte superior del domo de la torre PV1, se generan vapores de nafta o gasolina a una temperatura de 155 °C, con una apertura de válvula de 55%, según el controlador TRI 4. Estos vapores se dirigirán hacia el **acumulador de condensación PV5**, con un enfriamiento previo, condensación parcial en los intercambiadores PE1 (A/B) (gasolina/crudo) y luego en el enfriador aéreo radiador **PE2**. **Concluido el flujo a través de PV5**, la gasolina refluja y se condensa en los enfriadores aéreos radiadores PE8 (1/2/3/4/5/6) y finalmente se acumula en el **tanque PV6**. El producto de la nafta se dirige entonces hacia las **bombas PP8 A/B y PP7**, las cuales manejan el flujo en sincronía con el nivel del acumulador PV6 mediante el controlador LC3 y la **válvula FR 2**. Esta válvula dirige el flujo hacia los tanques de almacenamiento como el tanque 28 con un flujo de 4440 bpd (130 gpm). El drum recipiente PV6 debe mantiene nivel en aproximadamente 46%, para conservar estabilidad de proceso en todos los circuitos como el flujo hacia las bombas PP8. Por otro lado, otra corriente regulada por la válvula FR1 controla la cantidad de **flujo de nafta** como un **retorno hasta el tope, cima o domo del PV1** a una tasa de 75 gpm a través de una tubería que ingresa cerca del plato superior 42, para mantener constante la temperatura de esta sección del proceso. Como se puede apreciar, las **válvulas de control y sus sistemas electrónicos** se comunican entre sí para mantener los parámetros de presión, temperatura y caudales de los fluidos de manera constante, garantizando una operación de sincronía armoniosa en el proceso de refinación atmosférica. *La presión de todos los parámetros en el sistema de refinación está relacionada a la presión del fraccionador PV1. El regulador de presión PR 1 posibilita la liberación del exceso de gas hacia la TEA ECOLÓGICA.*

Como se observa en las figuras 34 y 35, el gas residual GR es una consecuencia inherente al proceso global de refinación. La gasolina fluye desde el domo del PV1 y, a medida que atraviesa varias etapas de enfriamiento, como el intercambiador de calor PE1 y el enfriador aéreo radiador PE2, la fracción de GR se reduce de manera significativa. **Una de las corrientes GR** proviene específicamente del acumulador **PV6**, que emana de la *parte superior* de este tanque, recipiente, drum o tambor de acumulación de nafta. En esta ubicación se ha instalado el **medidor FIT 22**, *que registró flujo promedio GR de 1125 pie³/hr con una presión de 5.5 psi según el medidor PRC 1B, a una temperatura de*

35.5 °C. Por lo tanto, este **receptor es crucial para el análisis del gas residual de refinación**; como se ve en la sección de análisis de la corriente de GR.

Con el fin de prevenir la corrosión en el sistema, se han implementado instalaciones para la inyección de inhibidor de corrosión orgánico, neutralizante orgánico. Estos elementos están conectados en la línea superior de nafta del fraccionador PV1. Además, se dispone de una conexión adicional para la inyección de sosa cáustica después del desalador.

DESTILADOS DIÉSEL Y CRUDO REDUCIDO (FUEL OIL) PARSONS

Las temperaturas, caudal, presión, niveles, y apertura de válvulas de estos destilados blancos y producto negro, se refieren en las figuras 36, 37 y tabla 21, sin embargo, no influyen en el análisis del gas residual de refinación GR.

SUMINISTROS DE FACILIDADES DE REFINACIÓN PARSONS

En la Tabla 22. y figura 38 Se refiere los parámetros de facilidades de refinación Parsons correspondiente a los insumos de Aire y Vapor.

SUMINISTRO DE COMBUSTIBLE A HORNO PH1 PARSONS

El combustible utilizado para alimentar los hornos de refinación se obtiene a partir del propio fuel oil o crudo reducido disponible de la planta de procesos. Como se ve en la **figura 39**, El hidrocarburo se almacena en un tanque de uso diario, cuyo nivel se regula con el controlador TK_F7. Para suministrarlo, se utilizan los equipos PP2510 A/B, que bombean a una presión de 140 psi, según el presostato PT50, con un flujo de 8.50 GPM, tal como lo registra el FR_6. Cabe destacar que el tanque de almacenamiento diario cuenta con un serpentín interno de vapor para su calentamiento. **Esta investigación pretende mejorar la eficiencia energética de calentamiento de combustible de planta**, que llegará a los quemadores de los hornos; por eso es *una fuente primaria de energía en el proceso de refinación*. Es decir, se busca implementar un nuevo método de calentamiento para este combustible a través de la cogeneración térmica, **aprovechando así los gases de combustión que actualmente se desechan en la tea ecológica.**

ANÁLISIS PLANTA UNIVERSAL. –

Siguiendo el proceso de producción regular, la **fraccionadora atmosférica Universal CV1** maneja un flujo promedio **9250 BPD** (barriles por día) de entrada de **crudo Oriente**

Ecuatoriano con aproximadamente un API 25. Se verificó una media de ingreso del petróleo crudo con 9312.71 BPD (FR_1) contabilizado al finalizar el mes de agosto 2023. Al igual que la fraccionadora Parsons, esta unidad está equipada con sistemas de control que emplean válvulas electroneumáticas para regular los flujos y mantener los parámetros dentro de rangos específicos. Así se preserva la integridad y calidad de los derivados.

SUMINISTRO DE CRUDO, PROCESO DE REFINACIÓN UNIVERSAL. - La carga de crudo se origina en el tanque 39 y, mediante los grupos de bombeo CP1A/B/C, se aumenta la presión a 217 psi (C PRC 6). **El crudo realiza intercambios de calor** en varios puntos del proceso. Inicialmente, intercambia calor con los vapores de cima o nafta en los intercambiadores CE1. Luego, en los intercambiadores CE2 A/B, realiza un intercambio térmico con producto blanco destilado diésel y después con producto negro fuel oil o residuo en el intercambiador CE4C. Además, participa en intercambios de calor con el reflujo de diésel en el CE3 A/B. Una vez que se incrementó la temperatura, el crudo pasa al **desalador CV 10**, donde se encuentra una válvula que regula el flujo a 8 psi, controlada por el PID 1 que opera un actuador electroneumático. En la salida del desalador, la temperatura alcanza los **117 °C** según el C TI 26, antes de entrar en un intercambio térmico adicional con residuo en los intercambiadores CE 4 A/B. Además, existe un bypass que permite que el crudo obvie el desalador y fluya directamente hacia los intercambiadores CE 4 A/B. Como se observa en las **figuras 40, 41,42 y tablas 23, 24** Luego, el crudo se divide en **dos ramales** que lo dirigen hacia el horno UH2, con caudales aproximados de 5025 bpd y 5037 bpd, según los instrumentos CFR18 y CFR19, respectivamente. Después de pasar por el horno, finalmente el crudo se dirige hacia la torre de refino CV1.

PROCESO REFINADOR UNIVERSAL. -

Los gases de nafta que salen del domo del fraccionador CV1 tienen un promedio de temperatura de 125 °C y una presión de aproximadamente 5.50 psi, ya que el proceso es de destilación atmosférica. Estos gases fluyen hacia el acumulador CV3, donde se producirá la condensación del hidrocarburo blanco, o gasolina. Antes de llegar a este punto, los vapores de nafta pasan por el intercambiador CE1 (crudo/nafta) para su enfriamiento donde los vapores superiores de la nafta, medidos en ese momento,

intercambian calor con el crudo que tiene una densidad de 866 kg/m³ (CDI 1T) y se encuentra a una temperatura de 33.50 °C (CTI 1T), con un caudal de 9078 bpd. Después del enfriamiento en el CE1, la nafta se dirige hacia el intercambiador CE7 (nafta/agua), donde se registra una presión de agua de 21 psi según la medición de la C PI 108T. Finalmente, llegan al acumulador CV3 con aproximadamente un 45 % de apertura en la C LI 38T, y en la parte inferior, hay un desaguador o bota con una apertura del 20 %, como indica la C LC 40.

En la parte inferior del acumulador CV3, la nafta es bombeada por las bombas CP5 A/B a una temperatura de 35 °C, según se registra en el C TI 23. La descarga de estas bombas tiene un promedio de 100 psi, según los datos del C PI 16, y un flujo de 1300 BPD, como indica el C FR 10T. Esta corriente de nafta gasolina se almacena en el tanque 53.

Además, una parte de la descarga de la bomba CP5 se redirige como reflujo hacia el CV1, con un caudal de 1265 BPD, como se registra en el C FR 44. También se produce un retorno de 1245 BPD hacia la torre CV1, según el C FR 44.

Como se ve en las **figuras 43, 44, 45** En la parte superior del acumulador CV3, los gases de nafta salen 1190 ft³/h, de acuerdo con el C FR 22T, a una presión de 5 psi según el C PRC 36 (A/B) y a una temperatura de 33°C. Este flujo se conecta a un tanque disipador blowdown antes de llegar a la TEA. **Al igual que el acumulador PV6 de la planta Parsons, el tambor CV3 de gasolina de la planta Universal es un tanque receptor crucial para el análisis del gas residual de refinación.** Se proporcionarán detalles adicionales sobre estos parámetros en el análisis del Gas Residual.

CORTES DESPOJADORES DIÉSEL, Y RESIDUO DE PLANTA UNIVERSAL

Como se ve en la **figura 46 y tabla 25**, El fraccionador de la planta Universal CV1 se divide en dos secciones laterales que conducen a sendos despojadores. Los productos destilados blancos y producto negro crudo reducido tampoco influyen en el análisis del gas residual de refinación GR.

COMBUSTIBLE DE HORNO UH2 UNIVERSAL (CRUDO REDUCIDO)

Como se observa en la **figura 47**, el circuito de residuo utilizado como combustible para el horno Universal UH2 inicia en el tanque diario F3, cuya altura es regulada por el medidor LT TKF3. Las bombas YP2 A y B impulsan el combustible, regulando su flujo

mediante la CPRC 16, que se ajusta a una apertura de aproximadamente el 75%. Para que este combustible fluya hacia los quemadores del horno UH2, es necesario que tenga una temperatura superior a los 70°C. Para lograrlo, se utiliza internamente en el tanque diario un serpentín de vapor. **Este estudio de investigación pretende mejorar el proceso de calentamiento, aprovechando la combustión de gases residuales de la tea como una fuente alternativa de cogeneración térmica en toda la planta de refinación**, gracias a la proximidad de los elementos mencionados, el tanque diario F3 y la tea ecológica.

PROCESO ESTABILIZADOR DE GASOLINA

Esta planta de procesos opera en coordinación con la planta Parsons y Universal, ya que requiere suministros de calentamiento que provienen desde las torres de fraccionamiento PV1 y CV1, como se ve en la **figura 48, 49, 50,51 y tabla 26, 27,28**:

Se necesita suministro de Gasolina Base desde el tanque RD 1, y para ello se utilizan las bombas GMP1 y GMP2. La succión de estas bombas registra una presión promedio de 50 psi y descargan a aproximadamente 250 psi (instrumento GPI 34). Esta gasolina fluye a través del intercambiador TE 5 A/B e ingresa a la torre TV5 a una altura equivalente al 75% de la misma (considerando que el plato 1 es el domo). En este punto, se registra un caudal de 3400 bpd y una temperatura de 36 grados centígrados (G FR 86T, G TT 86T). La corriente que calienta esta gasolina en el intercambiador TE 5 proviene de otra corriente de gasolina que viene desde el fondo de otro intercambiador, **el reboiler rehervidor TE 8** (gasolina / residuo Parsons). Luego, este flujo se dirige al intercambiador TE 6^a/B (gasolina/agua), **donde la gasolina se enfría y estabiliza**, alcanzando una temperatura de 27 °C y un caudal de 3200 BPD según G TT 83T y G FR 83, respectivamente, antes de ser almacenada (tanque 53) de **gasolina estabilizada**.

Del rehervidor TE 8 emerge una nueva corriente de gasolina desde la parte superior con una temperatura de 150 grados C (G TI 86), la cual se dirige a la altura del plato 15, equivalente al ¼ de la torre TV5. Simultáneamente, una tercera corriente de gasolina ingresa al TE8 desde la parte inferior con una temperatura de 118 °C (G TT2) y proveniente del fondo de la torre TV5 de estabilizador de gasolina.

Además, este intercambiador rehervidor cuenta con una entrada y salida de crudo reducido (fuel oil) que provienen de los fondos del CV1 Universal y del PV1 Parsons. Estas corrientes de crudo reducido se mezclan con el diésel pesado procedente de los

despojadores CV4, PV3 y PV4 de Universal y Parsons, respectivamente. Esta mezcla se realiza para facilitar el flujo a través de los equipos de refinación y luego ingresa en el rehervidor a una temperatura de 130 °C (C PI 42T).

La salida del rehervidor pasa a través de los intercambiadores CE 4 de planta Universal (residuo estabilizador / residuo Parsons), donde alcanza una temperatura de 150 °C (G TRC 87), y posteriormente fluye al intercambiador CE 9 (residuo/agua) antes de ser almacenado en los tanques correspondientes.

Cerca del plato 2 del domo de la torre estabilizador **TV5**, se recibe un **reflujo de gasolina** desde el fondo del **receptor TV9** (GLP /GASOLINA) mediante las bombas de gasolina TP7 (A/B), cuya descarga se encuentra a una presión de 140 psi y a una temperatura de 35 grados Celsius, según los medidores G PI 43, G PI 44 y G TRC 83.

Es relevante destacar **que una pequeña parte de la descarga de las bombas TP7 A/B de reflujo de gasolina se dirige hacia los tanques horizontales de almacenamiento de GLP** en el Vessel G7, lo que evidencia que este proceso tiene como objetivo la producción simultánea de GLP (Gas Licuado de Petróleo) y Gasolina estabilizada con inhibidor de corrosión (flujo hacia el tanque de almacenamiento 53).

Las condiciones de la toma de muestra de GR (gas amargo residual de refinación) en esta planta se caracterizaron por un proceso de reflujo que producía exclusivamente gasolina estabilizada, sin la producción simultánea de GLP. Sin embargo, como resultado de esta toma de muestra en esas condiciones particulares, se registraron los siguientes valores referenciales hacia el tanque G7: 0.4 GPM de GLP según el medidor G FT 84, una temperatura de 30 °C según el G TT 84, densidad de GLP 510 kg/m³ según el medidor G TD 84. Durante la producción regular de GLP, se incrementarán los valores de caudal.

Para la producción de GLP, se requiere el flujo de gases procedentes de la gasolina de reflujo y estabilización que se extraen de la parte superior del domo del **TV5**. Estos gases de GLP tienen una temperatura aproximada de 35 °C, según el medidor G TI 84. Luego, GLP se **dirige al receptor TV9**, pero antes de ello, se enfría mediante intercambiadores de agua salada TE4 y TE7. Ambas corrientes de gas se combinan y entran en el receptor TV9, donde se registra un caudal aproximado de 30 barriles por día (CPT 95).

Desde el domo superior del receptor TV9, se libera el **GR** gas residual amargo de refinación GR, que se dirige a la unidad de tratamiento de gases TEA con una presión de 130 psi, una temperatura de 30 ° y un flujo aproximado de 3.5 pies cúbicos estándar por hora (scfh), según los medidores G PRC 93, G TT 95 T y G FR 95 T.

Debe aclararse que, al momento del muestreo, no se podía fabricar GLP en la planta estabilizadora por falta de espacio en los receptores de GLP.

CAPÍTULO 3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

A partir del análisis previo de datos, se ha identificado que tanto la planta de refinación Universal como la planta de Parsons, junto con la Estabilizadora de Gasolina, contribuyen suministrando corrientes de gas residual que son posteriormente incineradas en la planta de tratamiento ecológico (TEA).

CORRIENTES GR HACIA TEA RLL (Gas Residual Amargo, Flaring Vent Gas)

Para determinar la condición del gas residual de refinación (GR), es esencial mejorar el análisis de datos, centrándose en la parte superior de las torres de refinación Parsons PV1, Universal CV1 y Estabilizador TV5. Esto se debe a que en estos lugares se encuentran los derivados ligeros de la nafta que se recirculan y conectan a tanques receptores, como los drum PV6, CV3 y TV9 de gasolina de las plantas mencionadas anteriormente.

La información de estas ubicaciones permite determinar la composición y las condiciones del gas residual de refinación que se libera de estos receptores de hidrocarburo ligero para evitar sobrepresión, lo que es fundamental para el proceso de refinación y la gestión eficiente de los subproductos o desecho que se pretende establecer como cogeneración térmica. Mejorar este análisis permitirá un control más preciso de las corrientes y una optimización de la producción de los derivados de la nafta, lo que puede tener un impacto significativo en la eficiencia global de la planta de refinación y en la calidad de los productos finales. Las corrientes GR son almacenadas en un tanque desaguador de purgas o tanque blowdown, posteriormente el flujo se dirige a la Tea RLL. Destacan las *cantidades de este Gas Residual GR, así como su temperatura y presión.*

CORRIENTE GAS AMARGO GR PARSONS. –

Al analizar el proceso de refinación en el fraccionador PV1 (figura 33, tabla 29), se observa que la torre opera a una presión de 11 psi, cercana a la presión atmosférica estándar. En este proceso, se obtiene nafta a partir de la destilación de componentes de hidrocarburos. La temperatura promedio de la nafta o gasolina que va desde el PV1 al acumulador PV6 es de 155 °C, y se regula mediante una válvula automática con una apertura del 55%. Un aspecto clave de este proceso es el retorno o reflujo de una parte del fluido desde el acumulador a la torre PV1, que se cuantifica en un promedio de 70

galones por minuto (GPM) por medio de bombeo de los grupos PP7 y PP8. **Para medir la cantidad de gas residual (GR)** generado en el proceso (**figura 34**), se toman mediciones en la parte superior o domo del drum acumulador receptor PV6. En este tanque coexisten gas y gasolina que proviene de la condensación de la nafta desde la parte superior del PV1 y pasa por etapas de enfriamiento, incluyendo un intercambiador de calor (PE1) y un enfriador aéreo radiador (PE2). El domo del PV6 dispone un **medidor FIT 22 (figura 35) que cuantifica el gas residual remanente GR** y se registra un flujo de **1125 ft³/hr a una presión de 6 psi y una temperatura de 35 °C** que llega a un tanque de purga de agua blowdown antes de quemarse en al TEA. Además, el histograma de medición de FIT 22 proporciona trazabilidad de la salida de gases GR desde el drum PV6 hasta la tea. Es importante mencionar que la apertura de la válvula en el domo PV-6, que actúa como un receptor de gasolina, se mantiene mínima (7%) para conservar una presión referencial de 6 psi y liberar el gas excedente hacia la tea, lo que garantiza la calidad de la destilación. Además, por la parte inferior del drum PV6, sale líquido que es bombeado por las bombas PP8 hacia un tanque de almacenamiento, con un promedio de 4500 bpd o 130 GPM, regulado por el instrumento FR2. Para mantener la estabilidad en el proceso, el drum PV6 debe mantener un nivel cuantificado en 58000 bpd, y las bombas PP8 deben fudir estables a través de válvulas automáticas y sistemas de control, con una apertura del 45% como valor de referencia para este lazo de control.

*De manera general se puede referenciar la cantidad de gas residual (GR) que se quema en la tea de RLL mediante un cálculo preliminar utilizando balances de flujos de entrada (crudo) y salida (nafta, diésel, fuel oil) en la torre de fraccionamiento **PV1 Parsons (tabla 29.a)**. Según los datos recopilados durante la recolección de muestras de GR en agosto y septiembre 2023, la entrada de crudo promedió aproximadamente 23,000 barriles por día (bpd). Sin embargo, las salidas de gasolina, diésel y fuel oil del fraccionador superan la entrada debido a que se debe garantizar la estabilidad de los parámetros y la calidad de los productos mantenidos mediante diversas válvulas automáticas y sistemas de control. Por lo tanto, en el balance parece que la suma de las salidas del fraccionador PV1 (nafta, diésel, fuel oil) supera la entrada de crudo. Sin embargo, es importante destacar que la cantidad de GR que se quema en la TEA es muy pequeña y no se puede determinar con precisión utilizando estos datos.*

GAS AMARGO PLANTA UNIVERSAL. - En la planta Universal, el fraccionador CV1 (tabla 30) opera a una presión menor que la atmosférica, con 5 psi. Los gases que se acumulan en el domo CV1 tienen una temperatura promedio de 125 °C y una presión de 5.50 psi. Estos gases pasan por un proceso de enfriamiento antes de dirigirse al drum receptor CV3 con un promedio diario de 1340 bpd de nafta (figura 43,44). La gasolina proveniente del CV3 tiene una temperatura de 34°C y es bombeada por la bomba CP5, que registra una presión de 100 psi y un flujo de 1300 bpd, direccionándola hacia el tanque de almacenamiento 53. La velocidad del flujo se controla mediante una válvula parcialmente abierta, manteniendo un 45% de apertura en el circuito. En este proceso, una parte del fluido de nafta que sale de la bomba CP5 recircula como **reflujo al domo superior del fraccionador CV1, con un caudal de 1250 bpd. Desde la parte superior o **domo del receptor CV3**, para evitar la sobrepresión, se liberan gases de nafta conocidos como GR (Flare gas) hacia la tea. El caudal promedio de estos gases es de 130 scfh, medido por el **CFR 22T (Figura 45)**, a una presión de 5 psi y una temperatura de 35°C. Este flujo de GR se almacena temporalmente en un tanque receptor llamado **tanque Blowdown**, donde se realiza la purga de agua residual antes de su liberación a la **TEA ECOLÓGICA**.**

Otra referencia de la cantidad de gas residual (GR) que se quema en la tea de RLL se puede establecer con un cálculo preliminar de balance de flujos de entrada (crudo) y salida (nafta, diésel, fuel oil) en la torre de fraccionamiento CV1 Universal (tabla 30.a). Según los datos recopilados durante la recolección de muestras de GR en agosto y septiembre 2023, la entrada de crudo promedió aproximadamente 9,250 barriles por día (bpd). Las salidas de gasolina, diésel y fuel oil del fraccionador no superan la entrada de crudo. Sin embargo, es importante destacar que la cantidad de GR que se quema en la TEA es muy pequeña como se refirió según el indicador C FR 22T

GAS AMARGO GR ESTABILIZADOR DE GASOLINA. -

La Torre Estabilizadora TV5 desempeña un papel crucial en el proceso de refinación al estabilizar la gasolina base proveniente del tanque diario RD1. **Según la figura 48 y tabla 31**, esta gasolina base se transporta hacia TV5 mediante las bombas GMP1 y GMP2, manteniendo una presión de 250 psi, un caudal de 3400 bpd y una temperatura de

35 °C. Una vez en TV5, la gasolina base se somete a un proceso de estabilización y luego se dirige desde el fondo del estabilizador hacia la **parte inferior** de un intercambiador de calor llamado Reherbador, **Reboiler TE8** con ingreso a 115 °C. Posteriormente, la gasolina estabilizada **sale del rehervidor**, y gracias a la transferencia de calor con agua, se enfría y dirige hacia los tanques de almacenamiento, como el tanque 3. En este punto, la gasolina se registra a una temperatura de 37 °C y un caudal de 3100 bpd. **Adicionalmente, TE8** cuenta con una salida superior de **gasolina estabilizada** que registra temperaturas de 150 °C. Esta corriente se introduce por **reflujo** en la torre TV5 a la altura del plato 15, lo que corresponde al cuarto de la altura total de la torre. **TE8 también recibe flujos de crudo reducido** desde los fondos de las torres CV1 Universal y PV1 Parsons y también consta con la descarga respectiva del producto negro hacia almacenaje. Es importante mencionar que en la parte superior de la torre TV5 (plato 2), llega un **reflujo de gasolina**, proveniente de la parte inferior del **receptor de LPG TV9**, conectado mediante las bombas TP7 A y B. Parte de la descarga de las bombas TP7 A y B se “**arrebata**” hacia a los tanques horizontales (conocidos como “salchicha”) de GLP con TAG G7. **Durante la toma de muestras**, la planta estaba produciendo exclusivamente gasolina estabilizada (reflujo) y no GLP, lo que se refleja en los datos registrados: caudalímetro *GFR 90*, que indicaba lecturas negativas de bpd (*producción en recirculación*) y temperaturas de 35 °C de gasolina de reflujo, **flujos de GLP bajos de 0.4 GPM a 30 °C y densidad de 510 kg/m³**. **En la salida del domo del estabilizador TV5** se encuentran los gases de GLP a 35°C, con un caudal de 30 bpd. Después de pasar por procesos de intercambio de calor con agua salada, estos gases llegan al receptor TV9 de GLP. **Finalmente, el gas residual amargo de refinación GR**, que proviene específicamente del domo del receptor TV9, se dirige a la TEA con una presión **de 130 psi, una temperatura de 30°C y un flujo de 3.5 scfh**.

RESUMEN DE DATOS DE GR DE REFINACIÓN RLL (FLARE VENT GAS)

De los datos analizados e inscritos en la **TABLA 32**, se concluye que a la TEA llega el gas residual amargo de los procesos de refinación de Parsons y Universal con un flujo acumulado de 1255 scfh a una temperatura de 35 °C y una presión de 6 psi. Por otro lado, el flujo de la planta estabilizadora es de aproximadamente 3.5 scfh a 30 °C y 130 psi. A

pesar de que las condiciones de presión en el estabilizador son superiores, se procede con un flujo final acumulado de 1260 scfh a una **temperatura de 35 °C**. Como referencia adicional, podemos asumir que la densidad del gas residual (GR) es menor a la del GLP producido en otra etapa de la planta de procesos, que se midió en **510 kg/m³ (figura 50)** y la presión en el tanque acumulador de purgas blowdown es 6 psi.

Tabla 32

Parámetros GR: Parsons, Universal, Estabilizador / RLL Año 2023

Descripción del proceso	Datos experimentales promedio	Instrumento
Parsons.- Gas GR residual amargo de refinación: Circuito Domo PV6 salida superior de gases residuales nafta presión (psi), temperatura (°C), caudal (scfh), a TEA	6 psi, 35°C, 1125 scfh	PRC _ 1B, FIT 22
Universal.- Gas GR residual amargo de refinación: Circuito Domo CV3 salida superior de gases residuales nafta presión (psi), temperatura (°C), caudal (scfh), a TEA	5 psi, 35°C, 130 scfh	C FR 22T, C PRC 36 (a/b)
Estabilizador.- Gas GR residual amargo de refinación: Circuito domo GLP TV9 – TEA presión (psi), temperatura (°C), caudal (scfh),	130 psi, 30°C, 3.5 scfh	G PRC 93 , G TT 95 T, G FR 95 T
GLP: Caudal, temperatura, densidad: flujo bombas TP7 - tanques de almacenamiento G7	0.4 GPM / 30°C / 510 kg/m ³	G FT 84, G TT 84, G TD 84, G L C 94A.
Cuantificación final de producción de GR (SCFH)	1260	Se asume temperatura de este gas residual en una media de 35 grados C, 6 psi y densidad de 130 kg/m ³
GR final ft³/dia (BPD)	6 048 ft ³ /dia (1077 bpd)	30 240 ft ³ /dia, sin embargo se asume que la quema de GR no es continua (factor de 0.20)

Fuente: Elaboración propia

La **quema de gas residual** amargo de refinación en Refinería La Libertad (GR) no es continua las 24 horas, se **estima un flujo aproximado de 6048 ft³/día, lo que equivale a alrededor de 1077 barriles por día (bpd)**. El resultado obtenido es una cantidad significativa de un derivado liviano residual de la nafta que se está desperdiciando. Este volumen presenta un potencial aprovechable en la cogeneración, lo que permite estimar

una factibilidad técnica preliminar. Además, como se verifica en el marco teórico, en la *actualidad existe un constante impulso* para fomentar el desarrollo de la energía verde, limpia y de recuperación.

DISEÑO DEL SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE CALOR DEL GAS DE ANTORCHA GR (FLARE GAS). La siguiente **propuesta permitirá** aprovechar el calor residual del gas de antorcha para calentar el combustible fuel oil usado en hornos de refinación de Refinería de la Libertad. Para esto se aprovechará las instalaciones actuales de quema de gas para incluir un sistema cogenerativo térmico.

DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR DE CARCAZA Y TUBOS

Un intercambiador de calor es un dispositivo utilizado para transferir calor de un fluido a otro, ya sea para calentar o enfriar. Estos son ampliamente utilizados en diversas industrias, como la petroquímica. El tipo más común de intercambiador de calor es el de carcaza y tubos, conocido como “shell-and-tube,” debido a su versatilidad, eficiencia, seguridad, construcción y mantenimiento **factible**. Este tipo de intercambiador consta de una carcaza cilíndrica que contiene un conjunto de tubos (núcleo) dispuestos longitudinalmente que pueden tener aletas y están sujetos por láminas perforadas y deflectores para dirigir los flujos (González-Mendizabal, 2002; Martínez, 2011).

Para poder **diseñar el intercambiador** de calor se debe conocer las características de los **gases calientes que salen por la tea**. De acuerdo a lo establecido en el marco teórico y metodología se procedió a la toma muestra del **gas residual GR** para análisis de cromatografía de los **gases que entran a la tea**, sin embargo, se hizo una **aproximación de datos con referencias trazables de años anteriores**.

Entonces se ejecutó la **simulación** de combustión de los gases calientes para determinar las **condiciones energéticas** de salida por la chimenea. Se empleó el **software Thermoflex 23.0** conocido también por la casa comercial **Thermoflow** y empleado anteriormente para simulación en refinerías (Dwiyantoro & Saungweme, 2019; Mousavi et al., 2020).

Tabla 33

Parámetros ambientales del muestreo. Año 2023

	Datos	Fuente:
Condiciones ambientales	Altitud: 20m Temperatura ambiente: 21°C Humedad relativa: 81% Flujo másico: 45.36 kg/seg (dato de placa del equipo de la planta).	(Data, n.d.)

Fuente: Elaboración propia**Tabla 34**

Parámetros de la Muestra de GR de Refinería La Libertad y del vapor suministrado. Año 2023

	Datos experimentales (varias unidades)	Datos convertidos ingresados en el software
Gas amargo	35 °C, 6 psi, (1077 bpd; 6048 scfd (factor 0.2), densidad 8.09 lb/ft ³ (130 kg/m ³) que es un gas más ligero que la del GLP medido en panta de 510 kg/m ³ . Se emplea la composición del gas GR según la tabla 18.	35° C, 0.41 bar, 5.06 kg/s. De acuerdo a las advertencias y mensajes del software se ingresaron los siguientes datos 35° C, 1.03 bar, 3.93 kg/s.
Suministro de vapor	Temperatura 180°C Flujo másico 0.63 kg/seg; Vapor sobrecalentado presión: 9.65 bar	Condiciones de vapor RLL

Fuente: Elaboración propia

En base a la información expuesta en el marco teórico y metodología, se toman los datos ambientales y parámetros de planta necesarios, **Tabla 33**, **tabla 34**, como temperatura ambiente, altitud, humedad relativa; muestra GR composición, densidad, temperatura,

presión, caudal promedio. Se procedió a simular el proceso de combustión de gases en la TEA. **En la fase inicial**, se seleccionaron los **componentes** clave, como el quemador o cámara de combustión y el ventilador, junto con los suministros esenciales, como el aire, el combustible (identificado como GR) y el vapor de atomización. Asimismo, se consideró el sumidero de gases quemados (TEA). En el entorno del software, se establecieron conexiones entre estos elementos, validando un esquema virtual. Aquí, el software asignó una tabla vacía a cada punto, incluyendo condiciones cruciales como presión (P), temperatura (T), flujo másico (m) y entalpía (h).

Posteriormente, el software aplicó valores predeterminados a los parámetros de cada elemento, los cuales fueron sustituidos por los datos específicos de este estudio. Para el **aire**, se tomaron en cuenta las condiciones ambientales de la **tabla 33**, que abarcan temperatura, altitud, humedad relativa y flujo másico. En cuanto al **combustible GR**, se basó en los resultados del análisis de la composición del gas de refinería (**tabla 18**) y los valores medidos experimentalmente (**tabla 34**). Los parámetros para el **vapor** se establecieron según los valores experimentales extraídos de la planta (**tabla 34**).

Con la información ingresada, el software calcula el poder calórico de la mezcla gaseosa durante la combustión, proporcionando el **Poder Calórico Superior (HHV)** y el **Poder Calórico Inferior (LHV)** con valores de **34 y 31 kJ/kg**, respectivamente, como se detalla en la **figura 52**.

Es posible verificar la validez de este cálculo de software especializado del poder calórico y **referenciarlo a la literatura del marco teórico**. De acuerdo con los datos de la muestra de Gas Residual de RLL (GR) recopilados entre agosto y septiembre de 2023, se registró que este flujo se encontraba aproximadamente a 30 °C y 5 psi. En este contexto, la norma **ASTM D3588-98**, que es un estándar utilizado para calcular el poder calórico de combustibles gaseosos, es aplicable en el gas residual GR. Esto se realiza a partir de análisis composicionales en condiciones atmosféricas de 14.7 psi y 60°F (16°C) según la norma (ASTM, 2017). Para el diseño y dimensionamiento del intercambiador de calor, se puede considerar un valor promedio del poder calórico del GR, **de 1700 BTU/pie³ y densidad de 130 lb/pie³**. Este valor se encuentra respaldado por la **literatura en el marco teórico**, donde se establece que los valores del Poder Calórico Inferior (PCI) varían entre 800 y 2000 BTU/ **pie³**. Además, se menciona **un rango con**

valores superiores a 1500 BTU/pie³ y concentración de metano (<35%), pero una mayor presencia de propano y butano. Según el análisis de la composición de GR de RLL (**tabla 18**) se llegó a concluir que contiene porcentajes representativos de propano (25%) y butano (16%), mientras que metano y etano se presentan en valores inferiores al 1%, el dióxido de carbono (CO₂) 28%, y los isopropano, isobutano e isopentano se encuentran en un 5% cada uno. Entonces el software especializado del simulador **Termoflow se utilizó para calcular el poder calorífico** en función de la composición química del gas residual de refinación indicado. El Gas de Refinería (GR) se emplea como combustible en refinerías, y su composición variable afecta significativamente la cantidad de calor liberado durante la combustión. Esta información es crucial para el diseño y operación eficiente de sistemas de recuperación de energía y procesos industriales relacionados con gases residuales. Cabe mencionar como referencia, el **PCI del gas natural (GN) oscila entre 850 y 1000 BTU/pie³.**

Luego de la simulación para el quemador se obtuvieron los siguientes parámetros a la salida del quemador (1), descritos en la **Figura 53** y que serán empleados para el diseño del intercambiador de calor: **temperatura 800°C, flujo másico 146 m³/seg, y composición del gas;** 13.39 % O₂, 4.26 % CO₂, 8.72% H₂O, 72.76% N₂, 0.88% Ar.

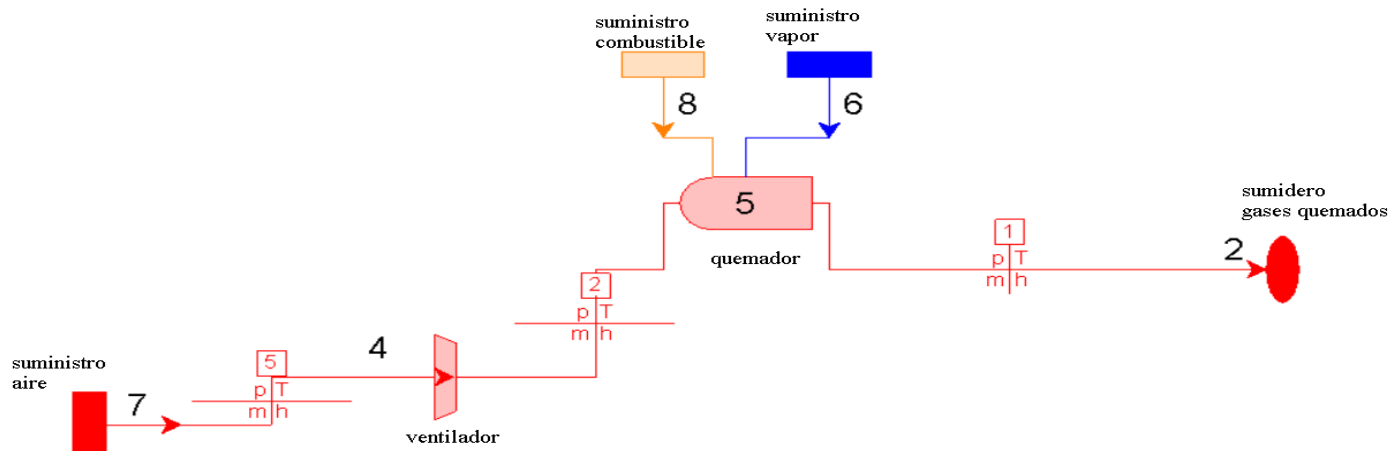
La temperatura de los gases de combustión **disminuye** en el intercambiador de calor debido a las pérdidas de calor en el trayecto desde la cámara de combustión, ubicada en la salida de la tea, hasta alcanzar el equipo cogenerativo, por ejemplo **750°C**.

A continuación, se procederá al diseño del intercambiador de calor siguiendo las pautas establecidas en el análisis termodinámico, y las directrices del manual de diseño de intercambiadores de calor de Thulukam y las recomendaciones de la Asociación de Fabricantes de Intercambiadores de Calor Tubulares (TEMA en inglés). Esto asegurará un diseño eficiente y óptimo para el intercambio y transferencia de calor, garantizando un rendimiento adecuado.

Figura 52

Simulación de combustión de gases de la TEA RLL

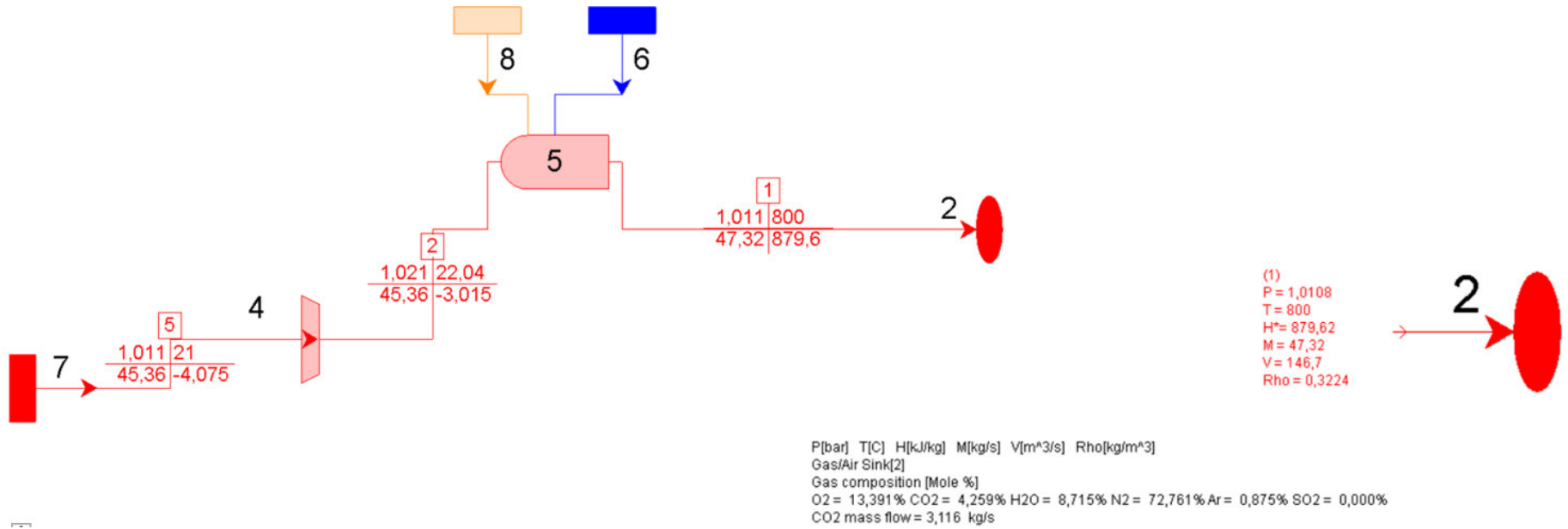
FUEL - 1 STREAMS																
No. [Name]	Type	P	T	H*	M	M.W.	Ash %	H2O %	Atomic %						LHV	HHV
		[bar]	[C]	[kJ/kg]	[kg/s]				C	H	O	N	S	Ar	[kJ/kg]	[kJ/kg]
6	Gaseous	1,03	35	31991,24	3,934	48,05	0	0	28,78	63,22	6,22	1,78	0	0	31976,86	34582,61
Fuel Streams: Additional Properties																
Stream 6 - Outlet of Fuel Source [8] -> Fuel inlet of Combustor [5] 'Gaseous fuel defined by mole percent'																
Nitrogen														N2	8	%
Carbon Dioxide														CO2	28	%
Methane														CH4	1	%
Ethane														C2H6	0,98	%
Propane														C3H8	30,51	%
n-Butane														C4H10	16	%
Pentene														C5H10	10,5	%
Isobutane														C4H10	5,01	%
LHV															31977	kJ/kg
HHV															34583	kJ/kg
Molecular Weight															48,05	



Fuente: Elaboración propia

Figura 53

Resultados de simulación: Parámetros salida de quemador, cámara de combustión de la TEA RL (gas quemado)



	Resultados	Fuente
GAS QUEMADO SALIDA DE TEA	Presión: 1.011 bar Temperatura: 800°C Densidad, Rho: 0.32 kg/m³ Caudal, flujo másico: 146.7 m³/seg % composición: 13.39 % O2, 4.26 % CO2, 8.72% H2O, 72.76% N2, 0.88% Ar. Caudal CO2: 3.12 kg/seg	Termoflex / Termoflow

Fuente: Elaboración propia

Los gases provenientes de la tea circularán por el interior de los tubos debido a que por los tubos debe circular el fluido más caliente, corrosivo y con mayor presión (TEMA, 2019; Thulukkanam, 2013). En la **tabla 35** se presentan las dimensiones de las partes para el diseño del intercambiador. En la **tabla 36** se presentan los flujos máxicos y las temperaturas de los fluidos. El calor específico del gas del fuel oil fue interpolado a la temperatura promedio a partir de los valores a ciertas temperaturas obtenidos del software Thermoflex. El calor específico del gas de tea fue obtenido con la composición del gas obtenida luego de la simulación de la tea en Thermoflex (**figura 52**) de acuerdo a la recomendación de las recomendaciones TEMA.

Tabla 35

Dimensiones de las partes de intercambiador

	Material	Especificaciones de la norma	Diámetro interior	Diámetro exterior	Fluido
Carcaza	Acero al carbono con revestimiento anticorrosivo	610 - 737 mm diámetro nominal, plancha 5/16 in (7.9 mm) Tabla TEMA R-3.13	700 mm	715.8 mm	Fuel oil
Tubos	Acero inoxidable (resiste la corrosión y altas temperaturas) (AISI 316)	1 pulgada calibre 16 Tabla TEMA RCB-2.21	22.1mm área=3.83x10 ⁻⁴ m ²	1 pulgada = 25.4 mm área=5.07 x10 ⁻⁴ m ²	Gas de la tea

Fuente: Elaboración propia

Tabla 36

Flujos máxicos, temperaturas fluidos intercambiador. Búnker operativo RLL 2023

Fluido	Flujo máxico (kg/s)	Temperatura inicial (°C)	Temperatura final (°C)	Cp (kJ/kg°C)
Gas de tea (interior tubo)	0,95	750	Se calcula	1.4346 (interpolando de las tablas termodinámicas en base a la composición del gas)
Fuel oil (carcaza)	0.24	80	100	1.9842 (interpolado de las tablas termodinámicas del aceite de motor)

Fuente: Elaboración propia

Primero se calcula la transferencia de calor con la siguiente ecuación

$$q = \dot{m} C_p \Delta T; \text{ donde,}$$

$$q = \text{calor (kW)}$$

$$\dot{m} = \text{flujo másico (kg/s)}$$

$$C_p = \text{calor específico del fluido (kJ/kg}^\circ\text{C) tomado a la temperatura media}$$

El calor necesario para calentar el fuel oil (fluido frío, cold) será:

$$q = \dot{m}_c \times C_{p_c} \times \Delta T = 0.24 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \times 1.9842 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} (100 - 80)^\circ\text{C} = 9.52 \text{ kW}$$

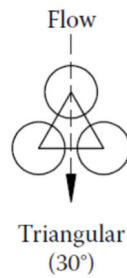
Teniendo en cuenta que este calor será cedido por el fluido caliente se tiene la temperatura de salida del gas de tea (fluido caliente, h) como:

$$q = \dot{m}_h \times C_{p_h} \times (T_{h,ent} - T_{h,sal})$$
$$T_{h,sal} = T_{h,i} - \frac{q}{\dot{m}_h C_{p_h}} = 750 - \frac{9.52}{0.95 \times 1.4171} = 742.9^\circ\text{C}$$

Para calcular la longitud del intercambiador de calor, primero se debe calcular el coeficiente de transferencia de calor. Se selecciona configuración triangular (**figura 54**) para el conjunto de tubos debido a que es un arreglo compacto, con mejores coeficientes de transferencia de calor del lado de la coraza y con soportes de tubos más fuertes. El arreglo de tubos deberá cumplir la recomendación de TEMA de una relación mínima de 1.25 del paso (p) y el diámetro externo del tubo (d) como se ve en la **figura 55** para asegurar que la placa no se debilite al pasar los tubos (Thulukkanam, 2013). Se procede a ingresar los datos en el software HRS-AHED para calcular el número de tubos y el software sugiere un valor p mínimo de 30.8 mm. Se establece un valor para el paso de 50.8 mm para facilitar el mantenimiento y limpieza. A través de este software empleando un diámetro exterior para las boquillas de 101.6 mm (4 pulgadas), se calculan 156 tubos como se ve en la **figura 56**.

Figura 54

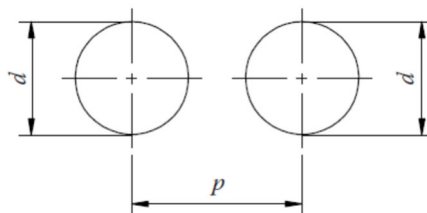
Configuración triangular de núcleo de Intercambiador de Calor



Fuente: Tomado de (Tukiman, 2013).

Figura 55

Paso y diámetro de los tubos del Intercambiador de Calor



Fuente: Tomado de (Tukiman, 2013)

Figura 56

Resultados del cálculo de número de tubos del Intercambiador de Calor

Tube & Shell Geometry			Tubeplate Layout																							
Heat Exchanger Type	Tube/Shell		Tube Pitch	mm 50.80																						
<table border="1"> <thead> <tr> <th>Tubes Assistant</th> <th>Tubes Side</th> <th>Shell Side</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>Name</td> <td colspan="2">S&T 156 716/25 3.1 304/316L S</td> </tr> <tr> <td>Outer Diameter</td> <td>mm 25.40</td> <td>715.80</td> </tr> <tr> <td>Thickness</td> <td>mm 1.65</td> <td>7.90</td> </tr> <tr> <td>Inner Diameter</td> <td>mm 22.1</td> <td>700.00</td> </tr> <tr> <td>Material</td> <td>AISI 316L</td> <td>AISI 304</td> </tr> <tr> <td>Number of Tubes</td> <td colspan="2">156</td> </tr> </tbody> </table>			Tubes Assistant	Tubes Side	Shell Side	Name	S&T 156 716/25 3.1 304/316L S		Outer Diameter	mm 25.40	715.80	Thickness	mm 1.65	7.90	Inner Diameter	mm 22.1	700.00	Material	AISI 316L	AISI 304	Number of Tubes	156			Tube Layout	Triangular (30°)
Tubes Assistant	Tubes Side	Shell Side																								
Name	S&T 156 716/25 3.1 304/316L S																									
Outer Diameter	mm 25.40	715.80																								
Thickness	mm 1.65	7.90																								
Inner Diameter	mm 22.1	700.00																								
Material	AISI 316L	AISI 304																								
Number of Tubes	156																									
Orientation	Horizontal		Number of Passes	1																						
Wetted Perimeter (per pass)	mm 10829.97	14647.36	Div. Plate Layout	None																						
Hydraulic Diameter	mm 22.1	83.51	Div. Plate Thickness	mm 6.00																						
Area / Module	m² 37.34		TubePlate Thickness (Lts)	mm 63.00																						
Volume / Module	l 179.49	919.24	Shell Cross Section	m² 0.31																						
Tube Profile	Smooth tube		Tubes Cross Section (per pass)	m² 0.06																						
Roughness (ε)	μm 0.80	0.80	Perimeter	mm 2199.11																						
Bundle Type	<input checked="" type="radio"/> Fixed <input type="radio"/> Removable		Max. Nr. Tubes	156																						
			Tube Distribution	{156}																						
			Tube-Tube Spacing	mm 25.40																						

Nota: Captura del software HRS-AHED **Fuente:** Elaboración propia

De las tablas del libro de Transferencia de Calor de Cengel & Ghajar (Cengel & Ghajar, 2010), mediante interpolación y de acuerdo a la composición del gas de tea se obtienen las propiedades para los fluidos según la **tabla 37**.

Tabla 37

Propiedades de fluidos de intercambiador de calor

	Densidad (kg/m ³)	Conductividad térmica (W/mK)	Viscosidad cinemática (m ² /s)	Número de Prandtl Pr
Gas quemado salida de tea	0.3791	0,07101	0,00013	0,72698
Fuel oil	950	0,1367	2,05E-05	0,0007

Fuente: Tomado de (Cengel & Ghajar, 2010)

El flujo másico de 0.95 kg/s de gas de tea se distribuirá por 156 tubos por lo que el flujo másico de cada tubo será 0.006 kg/s. Se procede a calcular la velocidad del flujo en el interior del tubo.

$$V = \frac{\dot{m}_t}{S_t \times \rho_g}$$

Donde,

\dot{m}_t = flujo másico en el interior del tubo (kg/s)

V = velocidad del fluido (m/s)

S_t = área interior del tubo (m²)

ρ_g = densidad del gas de tea (kg/m³)

$$V_i = \frac{0.006}{(3.84E - 4)0.3791} = 41.22m/s$$

El número de Reynolds se calcula con la siguiente fórmula

$$Re = \frac{V D_i}{v_g}$$

Re = número de Reynolds (adimensional)

V = velocidad del fluido (m/s)

D_i = longitud característica (m)

v_g = viscosidad cinemática (m²/s)

$$Re = \frac{V_i D_i}{v_g} = \frac{41.226(22.1E - 3)}{0.00013} = 7006.73$$

Al ser el número de Reynolds mayor a 2300 se encuentra en la zona de transición y se aproxima a la zona más cercana, debido a que está más cercano a 10 000 se considera flujo interno turbulento desarrollado y se calculará el número de Nusselt con la expresión de Dittus &Boelter con $n=0.3$ debido a que el gas de tea se enfría.

$$Nu = 0.023Re^{0.8}Pr^n$$

$$Nu_i = 0.023(7006.73)^{0.8}0.72698^{0.3} = 24.93$$

El coeficiente de transferencia de calor por convección interno será:

$$h_{ci} = \frac{Nu_i \times k_i}{D_i} = \frac{24.93(0.07101)}{22.1E-3} = 80.08 \frac{W}{m}$$

Para el flujo por la carcaza se calcula la velocidad

$$V_f = \frac{\dot{m}_c}{S_e \times \rho_f}$$

El área disponible (S_e) para el paso del fuel oil de la carcasa se calcula el área del interior de la carcaza menos la ocupada por los tubos ida y vuelta al ser de una vuelta

$$S_e = \pi(0.350)^2 - 2(156)\pi(0.01105)^2 = 0.2652m^2$$

La velocidad del fuel al interior de la carcaza será:


$$V_f = \frac{0.24}{0.2652(950)} = 0.00095m/s$$

El número de Reynolds será:

$$Re = \frac{V_f D_e}{\nu_f} = \frac{0.00095(0.0254)}{2.05E-5} = 1.18$$

Tabla 38

Correlaciones empíricas para el numero de Nusselt, promedio, para conveccion forada sobre cilindros circulares en flujo cruzado

Sección transversal del cilindro	Fluido	Rango de Re	Número de Nusselt
	Gas o líquido	0.4-4	$Nu = 0.989Re^{0.330} Pr^{1/3}$
		4-40	$Nu = 0.911Re^{0.385} Pr^{1/3}$
		40-4 000	$Nu = 0.683Re^{0.466} Pr^{1/3}$
		4 000-40 000	$Nu = 0.193Re^{0.618} Pr^{1/3}$
		40 000-400 000	$Nu = 0.027Re^{0.805} Pr^{1/3}$

Fuente: Tomado de (Cengel & Ghajar, 2010)

El número de Nusselt se calcula con la correlación de Kukauska para convección forzada sobre cilindros circulares (Tabla 38)

$$Nu_f = 0.989Re^{0.33}Pr^{\frac{1}{3}}$$

$$Nu_f = 0.989(1.18)^{0.33}(0.0007)^{\frac{1}{3}} = 0.093$$

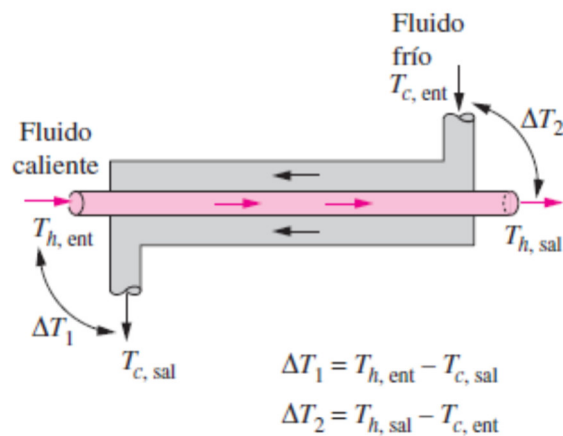
El coeficiente de transferencia de calor por convección será

$$h_{cf} = \frac{Nu_f \times k_f}{D_e} = \frac{0.093(0,1367)}{0.0254} = 0.5 \frac{W}{m}$$

Se calcula la diferencia de temperatura media logarítmica (LMTD)

Figura 57

Diferencia logarítmica media de temperatura



Fuente: Tomado de (Cengel & Ghajar, 2010)

$$LMTD = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)}$$

$$LMTD = \frac{(T_{h,ent} - T_{c,sal}) - (T_{h,sal} - T_{c,ent})}{\ln\left(\frac{(T_{h,ent} - T_{c,sal})}{(T_{h,sal} - T_{c,ent})}\right)}$$

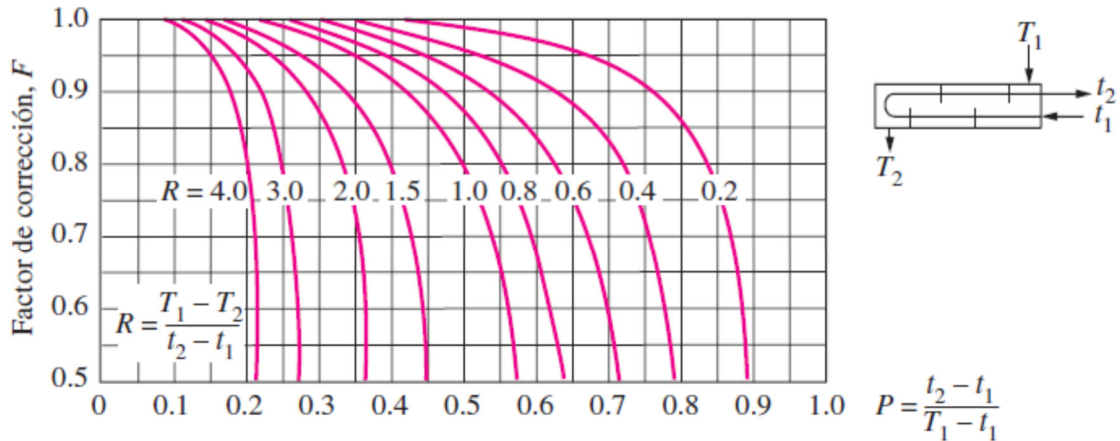
$$LMTD = \frac{(750 - 100) - (743 - 80)}{\ln\left(\frac{(750 - 100)}{(743 - 80)}\right)} = 656.48$$

Para calcular la diferencia de temperatura media logarítmica real se la debe multiplicar por un factor de corrección F de acuerdo al número de pasos, se determina el valor de F de la figura 58.

Figura 58

Factor de corrección de intercambiador de calor: un paso por coraza

$$\Delta T_{ml} = FT_{ml,CF}$$



a) Un paso por la coraza y 2, 4, 6, etc. (cualquier múltiplo de 2) pasos por los tubos

Fuente: Tomado de (Cengel & Ghajar, 2010)

Se calcula los valores de P y R para determinar el factor de corrección F a aplicar (figura 58)

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{100 - 80}{750 - 80} = 0.03$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{750 - 743}{100 - 80} = 0.35$$

$$F=1$$

No se requiere aplicar la corrección a la diferencia media de temperaturas logarítmica debido a que F da un valor de 1.

Teniendo en cuenta el circuito equivalente a la transferencia de calor del interior de los tubos y sobre los tubos se define la siguiente igualdad.

$$\frac{Q}{LMTD} = \frac{1}{\frac{1}{h_{ci}A_i} + \frac{1}{h_{cf}A_e}}$$

$$\frac{9520}{656.48} = \frac{1}{\frac{1}{80.08(156x\pi x0.0221xL)} + \frac{1}{0.5(156x\pi x0.0254xL)}}$$

Usando la herramienta en línea Wolfram Alpha se despeja y la ecuación y se determina un valor de 2.4m. Se usa un factor de seguridad de 1.25 y se calcula una longitud del intercambiador de calor de 3m. A continuación, se determina la cantidad de combustible fósil no consumida para calentar el fuel oil al usar los gases calientes provenientes de la tea.

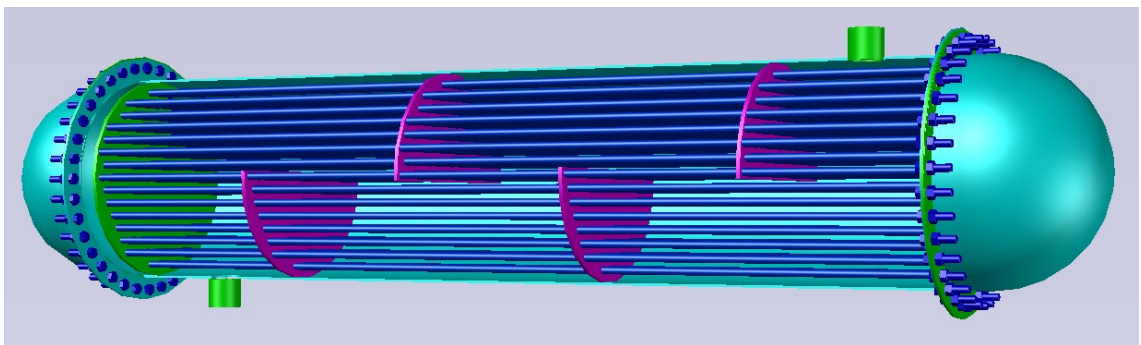
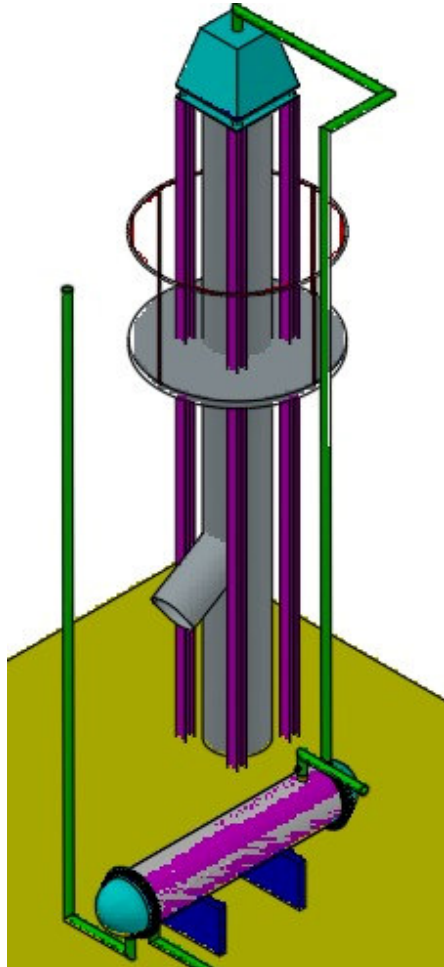
Se partirá del calor estimado que requiere el fuel oil o bunker para ser calentado calculado previamente y se estimará la cantidad de combustible que se hubiera empleado por año considerando que este fluido actualmente es calentado con vapor procedente de una caldera que a su vez emplea fuel oil. El factor de utilización tomado de la tabla 33 es 0.2. Se considera una eficiencia de la caldera junto con pérdidas en la transmisión de vapor de 80% (Tumbajulca Choroco & Valderrama Mendez, 2021). El factor de emisión del fuel oil considerado para el cálculo es 75500 kgCO₂/TJ (Buri et al., 2013).

$$\begin{aligned} \frac{9.52kJ}{s} \times \frac{3600s}{1h} \times \frac{5h}{1d} \times \frac{365d}{año} &= 62546.4MJ/año \\ \frac{62546.4MJ}{año} \times 0.8 &= \frac{50037.12 MJ}{año} \\ \frac{50037.12 MJ}{año} \times \frac{0.0755kgCO_2}{MJ} &= \frac{3777.80kgCO_2}{año} = \frac{3.78tonCO_2}{año} \end{aligned}$$

Se estimó que al reemplazar el combustible fósil usado para precalentar el fuel oil por el uso de gases calientes provenientes de la TEA se evitarían emitir 3.78 toneladas de dióxido de carbono equivalente por año contribuyendo con la reducción de gases de efecto invernadero y por la lucha contra el cambio climático además del beneficio económico que la propuesta tendría.

Figura 59

Plano CAD del intercambiador de calor junto con la TEA



Fuente: Elaboración propia

Análisis de Resultados. -

Este estudio de investigación evalúa la energía contenida en los gases residuales y busca

optimizar la combustión para reducir el desperdicio de energía. Este proceso se realiza utilizando **software especializado** para llevar a cabo cálculos de calor, fundamental en el ámbito de las operaciones industriales.

El **balance** de entrada de crudo frente a las salidas de productos refinados proporciona una visión general de la presencia de remanentes o residuos atmosféricos. Sin embargo, estas cifras son aproximadas y no completamente precisas, pero sirven como guía en el estudio. Durante el análisis de datos, se observó que en las operaciones de refinación de parsons no quedaban excedentes, mientras que en los datos de la planta universal se identificaron estos remanentes. Como se indicó anteriormente, estos datos reflejan el funcionamiento del sistema de control de la refinería, donde es crucial garantizar la estabilidad de los parámetros y la calidad de los productos. Esto se logra mediante la utilización de diversas válvulas automáticas y sistemas de control. La instrumentación y los medidores de flujo o caudal, tanto en las operaciones de refinación parsons como en la planta universal, detallan con mayor precisión el flujo que se dirige al tanque de purga “blowdown”.

Se establece la factibilidad técnica **cuantitativa** para adaptar un intercambiador de calor que recupere la energía residual térmica de la combustión del gas amargo en la Refinería La Libertad. Se ha confirmado que la **cantidad de gas recuperable** antes de la combustión es de aproximadamente 1,077 barriles diarios, a una tasa de **1,260 pies cúbicos por hora**, según los registros de los medidores FIT 22, CFR 22T y G FR 95 T de Parsons, Universal y Estabilizador respectivamente. Estos medidores monitorean las tres corrientes residuales de gas amargo que llegan al tanque de blowdown de purga de agua del residuo gaseoso previo a la incineración. Es importante considerar que la tasa de quema no es continua, se mantiene **en combustión solo el 20%** del tiempo diario e inclusive esta cantidad cercana a **1,000 barriles por día** representa un hidrocarburo significativo, y a pesar de contener residuos de azufre y otros elementos no deseados, puede ser utilizada como fuente de energía.

Las fuentes de **energía cogenerativa “verde”** son propuestas de vanguardia y actualidad, ya que, aunque puedan considerarse como opciones de recuperación menor, contribuyen al objetivo global de **reducción de la emisión de carbono** a la atmósfera y la contaminación industrial. En nuestro país, se está innovando en este tipo de tecnología,

especialmente en las fuentes petroleras, como los **yacimientos** donde se aprovecha el **gas disuelto** para la generación de **electricidad**. Dado que la tasa de producción de Gas Residual de **RLL (GR)** es **baja**, aproximadamente 1000 barriles por día, y se ha determinado su poder calorífico, este recurso combustionado puede destinarse de manera eficiente para transferencia de calor.

La Refinería La Libertad es una planta que continuamente **recupera energía** a través de intercambiadores de calor. La producción de nafta y gas licuado de petróleo (GLP) son ejemplos de la utilización de esta transferencia de energía con fluidos a diferentes temperaturas. En el proceso de GLP, se emplean intercambiadores de calor, por eso el proyecto en GR es factible porque aprovecha la energía térmica residual que se transfiere y recupera constantemente en la planta. La adaptación de un nuevo intercambiador de calor permitirá mejorar el calentamiento de fluidos como el fuel oil crudo reducido bunker, cuyo flujo es más eficaz a una temperatura estable de 100°C. Esto es completamente viable ya que los gases de combustión se irradian a 750°C y se confinan en una cabina tipo horno, dirigiéndose al sistema generativo.

Este estudio reitera que **los intercambiadores de calor son sinónimos de aprovechamiento** de energía mediante la recuperación y transferencia de calor. Mejorar este análisis posibilitará un control más preciso de las corrientes residuales y una mejor optimización de la producción de derivados de la nafta, lo que podría tener un impacto en la eficiencia general de la planta de refinación y la calidad de los productos finales.

En este estudio de investigación se valida la aplicabilidad de la recuperación de energía térmica residual por transferencia de calor de la combustión de gases de Tea de Refinería La Libertad por evaluación de parámetros, como la **temperatura** de la **llama (750 °C)**, el **flujo másico** de los gases de combustión (0.95 kg/s), calor específico del gas y del fluido de calentamiento (1.435 y 1.984 kJ/kg°C respectivamente), para determinar el intercambio de calor y dimensionar el sistema de recuperación térmica en RLL. Con el software especializado del simulador Termoflow, se calculó el poder calorífico en función de la composición química del gas residual de refinación que incluyó representativos porcentajes de propano (25%) y butano (16%), con metano y etano presentes en valores inferiores al 1%. Además, el dióxido de carbono (CO₂) estaba presente en un 28%, mientras que los isopropano, isobutano e isopentano se encontraban en un 5% cada uno.

La validez de esta composición fue confirmada por un especialista en refinación y control de calidad (RLL), lo que resultó en un poder calorífico aproximado de **1,700 BTU/pie³**. Como resultado de la simulación, se obtuvo un valor de **33,000 KJ/Kg**.

Se puede verificar que los **resultados son similares a estudios citados en la teoría** ya que la información sobre el Poder Calorífico Inferior (PCI) es fundamental para calcular la transferencia de calor de los gases de combustión, como fuente de energía térmica para intercambiadores de calor:

Varios estudios del marco teórico, numeral 1.5.3, indican que el Gas de Refinería (GR) varía en su Poder Calorífico Superior (HHV) y Poder Calorífico Inferior (LHV o PCI) según su origen, con altos contenidos de hidrógeno, etileno, propano y propileno. Un análisis detallado utilizando un Espectrómetro de Masas identificó una liberación máxima de HHV de **2500 BTU/ pie³**. Las cromatografías del gas de 4 corrientes residuales revelaron la presencia de ocho componentes con valores de PCI (poder calórico inferior) entre **800 y 2000 btu/ft³**. También se establece un rango de PCI de 1000 a 1500 btu/pe³ para el GR. Investigaciones más recientes confirman que la composición del GR influye en su PCI, oscilando entre 1000 y 1500 Btu/pe³, con dos rangos distintos en función de la concentración de metano y otros hidrocarburos. Este gas se utiliza como combustible en refinerías, y su variabilidad tiene un impacto significativo en la liberación de calor durante la combustión, en contraste con el PCI del gas natural, que oscila entre 850 y 1000 Btu/pe³.

El valor propuesto de 1,700 BTU/pe³ para el Gas de Refinería (GR) de Refinería La Libertad presenta un porcentaje de error reducido en comparación con el rango teórico mencionado, que varía entre 800 y 2000 BTU/pe³ o 1000 a 1500 btu/pe³.

La combinación de un análisis termodinámico sólido y la orientación de fuentes confiables como el manual de Thulukam y TEMA es fundamental para lograr un intercambiador de calor de alta calidad.

Con estas consideraciones, se demuestra la **viabilidad técnica** de adaptar un intercambiador de calor que transfiera energía desde los gases de combustión de la TEA hacia el crudo reducido o el combustible de los hornos de refinación. Es esencial implementar un sistema de reciclaje de los gases de combustión a través de una cámara de radiación expuesta a temperaturas que oscilan entre 750 y 1000 grados centígrados.

Para lograr esto, se requirió la instalación de una cámara similar a la utilizada en los hornos de refinación, revestida con concreto refractario capaz de soportar hasta 1500 °C. Una vez que se controla la zona de radiación y la llama viva, es crucial dirigir el flujo de los gases convectivos a través del intercambiador. La carcasa del intercambiador funcionará como un tanque para el crudo reducido, lo que permitirá un nuevo sistema de calentamiento en lugar del vapor. Mediante cálculos de transferencia de calor, software especializado y ecuaciones de combustión, se podrá mejorar significativamente la eficiencia energética de la planta. El tanque F3 de combustible fuel oil de refinación Universal con sistema de calentamiento de vapor por serpentín interno en la parte inferior, como fuente conductiva térmica del combustible dentro del recipiente, adicionalmente dispondrá un intercambiador que se ubicará entre la TEA y el tanque diario operativo. Esta adaptación garantizará que, en caso de fallo del serpentín de vapor, el fuel oil mantendrá una temperatura adecuada de 100°C para su manejo desde las bombas de flujo positivo hasta los quemadores de los hornos de refinación. Este aspecto es de gran importancia, ya que, sin calor en este sistema, el proceso de refinación global se detendría.

CAPÍTULO 4.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

CONCLUSIONES

Este estudio de investigación se enfocó en evaluar y optimizar la energía contenida en los gases residuales de la Refinería La Libertad. Se utilizó software especializado para realizar cálculos de calor, siendo esencial en el ámbito industrial. El análisis de datos reveló la importancia del control de parámetros en la estabilidad y calidad de los productos, destacando la influencia del sistema de control de la refinería.

La factibilidad técnica cuantitativa se estableció para adaptar un intercambiador de calor, recuperando eficientemente la energía residual térmica del gas amargo. Se confirmó la cantidad recuperable de gas antes de la combustión y se subrayó la significativa utilidad de este recurso, incluso con contenido de residuos no deseados.

Se propuso la implementación de fuentes de energía cogenerativa "verde", destacando la innovación en tecnología petrolera para la generación de calor. La Refinería La Libertad, recupera energía continuamente a través de intercambiadores de calor, y por eso es un entorno propicio para esta tecnología de vanguardia.

El estudio validó la aplicación de la recuperación de energía térmica residual mediante la transferencia de calor, utilizando parámetros específicos de la Refinería La Libertad. La simulación, realizada con el software Termoflow, confirmó la viabilidad técnica, respaldada por la composición química del gas residual y su poder calorífico.

La combinación de un análisis termodinámico sólido y la orientación de fuentes confiables validó la calidad del intercambiador de calor propuesto. Se destacó la importancia de un sistema de reciclaje de gases de combustión, mostrando la viabilidad de mejorar la eficiencia energética de la planta.

En conclusión, la adaptación de un intercambiador de calor para transferir energía desde los gases de combustión hacia el crudo reducido o combustible de los hornos de refinación se considera técnicamente viable. La implementación de este sistema contribuirá significativamente a la eficiencia global de la planta, asegurando un flujo constante de

calor necesario para mantener operativo el proceso de refinación.

RECOMENDACIONES

De acuerdo al poder calorífico de Gas Residual de RLL (GR) y la tasa de producción aproximada, **1,700 BTU/pie³**, **33,000 KJ/Kg**, **1000 bpd**, se sugiere implementar tecnologías cogenerativas “verdes”, contribuyendo a la reducción de emisiones de carbono y aprovechando eficientemente los recursos de los hidrocarburos refinados.

Considerando que durante la refinación, existe continua recuperación de energía térmica mediante intercambiadores de calor, se recomienda **optimizar** y adaptar nuevos **intercambiadores** para mejorar el calentamiento de fluidos, como el combustible fuel oil o crudo reducido bunker, a través de los gases residuales de refinería.

Se aconseja realizar **validaciones** periódicas de la **composición química del gas residual** para mantener la precisión de los cálculos, la **simulación** de recuperación de energía térmica y la efectividad de la transferencia de calor.

Para el funcionamiento eficiente del sistema de reciclaje de gases de combustión de refinería, se recomienda un **control preciso en la zona de radiación**, asegurando temperaturas adecuadas y evitando posibles fallos en el proceso.

Dado el carácter técnico y especializado de las operaciones de la Refinería La Libertad, se sugiere implementar programas de **capacitación** continua para el personal y establecer rutinas de **mantenimiento** preventivo para garantizar el óptimo funcionamiento de los equipos y sistemas. Así mismo, se recomienda implementar mejoras continuas en la **tecnología de sistema de control**, considerando la **experiencia** observada en las operaciones de refinación de Parsons y planta Universal para conservar estabilidad de parámetros y calidad de productos.

REFERENCIAS

- (INEN), S. E. de N. (2014). *TRANSPORTE, ALMACENAMIENTO Y MANEJO DE MATERIALES PELIGROSOS. REQUISITOS*.
<https://www.google.com/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=&cad=rja&uact=8&ved=2ahUKEwiI--vn-aOAAxXii7AFHVzkBL8QFnoECBgQAQ&url=https%3A%2F%2Fwww.ambiente.gob.ec%2Fwp-content%2Fuploads%2Fdownloads%2F2014%2F05%2FNTE-INEN-2266-Transporte-almacenamiento-y->
- Álvarez Loor, A., Herrera Franco, G., & Erazo Mora, K. (2015). *Ancón-Santa Elena. Historia-Patrimonio-Geoparque*. La Libertad: Universidad Estatal Península de Santa Elena, 2015.
- Arias, S., & Fabricio, D. (2012). *Caracterización Físico-Química de Naftas producidas en la Refinería Estatal de Esmeraldas, mediante cromatografía de gases*.
- ASTM, D. (2021). *2650-10 Standard Test Method for Chemical Composition of Gases By Mass Spectrometry*. <https://www.astm.org/d2650-10r21.html>
- AVELEDO, S. V. (2021). *Simulación computacional del comportamiento termodinámico de tecnología sustentable para recuperación de calor residual*.
- Banco Mundial. (2023). *Global Gas Flaring Tracker*.
<https://www.worldbank.org/en/programs/gasflaringreduction/global-flaring-data>.
- Barrera Puigdollers, M. C., Castelló Gómez, M. L., Betoret Valls, N., & Pérez Esteve, E. (2018). *Principios Básicos de la Combustión*. Universitat Politècnica de València.
- Botía Mendivelso, S. E., & González Santacruz, C. A. (2019). *Estudio para la cogeneración de energía eléctrica en las estaciones de hidrocarburos*.
- Buri, A., Sánchez, L., Cepeda, A., Cañizares, P., Haro, L., Cárdenas, V., & Calvopiña, W. (2013). Factor de emisión de CO₂ del Sistema Nacional Interconectado del

- Ecuador. *Ministerio Del Ambiente--Ministerio de Electricidad y Energía Renovable----*Corporación Centro Nacional de Energía---Consejo Nacional de Electricidad.
- Cala, O. M., Merino, L., Kafarov, V., & Saavedra, J. (2015). Evaluation of combustion models for determination of refinery furnaces efficiency. *Ingeniare. Revista Chilena de Ingeniería*, 23(3), 429–438.
- Cala, O. M., Meriño, L., Kafarov, V., & Saavedra, J. (2013). Efecto de la composición del gas de refinera sobre las características del proceso de combustión. *Revista Ingenierías Universidad de Medellín*, 12(23), 101–111.
- Calahorrano Bangarrote, C. R. (2012). *Diseño de un Intercambiador de Calor para el Circuito Flushing en la Unidad de FCC en Refinería Esmeraldas*. Escuela Superior Politécnica de Chimborazo.
- Calderón, I. A. (2012). *Análisis de los gases combustibles de las plantas Parsons y Universal que actualmente se queman en la tea de RLL, mediante pruebas de laboratorio para identificar su utilidad y reemplazar el diesel que utilizan los generadores eléctricos*. Quito: Universidad Tecnológica Equinoccial.
- Castro Castro, H. U. (2023). *Transformación de gas de TEA para la reducción de gases de efecto invernadero en el departamento del Meta, Colombia*.
- Cengel, Y. A., & Ghajar, A. J. (2010). *Transferencia de calor y masa* (4ta ed., Vol. 53). McGraw-Hill Interamericana.
- Chachalo Carlosama, M. E. (2016). *Programa de minimización de desechos peligrosos para la Refinería Esmeraldas*. Quito, 2016.
- Chamba, M. S., Vargas, W., Riofrio, J., & Echeverría, D. (2022). Regulación Primaria de Frecuencia Mediante Sistemas de Almacenamiento de Energía con Baterías en el Sistema Eléctrico Ecuatoriano. *Revista Técnica Energía*, 19(1), 13–21.
- Chejne, F., Alean, J., Gómez, C., López, O., Betancur, L., Guerra, C., & Isaza, C. (2015). Recuperación de energía en procesos industriales. *Universidad Nacional de Colombia, Medellín*.
- Cogen Europe. (2023). *¿What is cogeneration?*

- <https://www.cogeneurope.eu/knowledge-centre/what-is-cogeneration>
- Data, C. (n.d.). *Climate Data La Libertad*. Retrieved May 1, 2023, from <https://es.climate-data.org/america-del-sur/ecuador/santa-elena-province/la-libertad-25416/>
- Davidson, T., Limfueco, R., Rodriguez, T., Khidkikar, N., Brewster, D., Sauer, M., Cornell, C., & Pierce, A. (2011). Performance of Environmental Monitor for Total Sulfur and High Heating Value of Refinery Flare Vent Gas Systems. *ISA AD*.
- de Economía, C. (2010). Hacienda, Dirección General de Industria, Energía y Minas de la Comunidad de Madrid, Fundación de la Energía de la Comunidad de Madrid. *Guía de La Cogeneración. Madrid*, 11.
- Delgado L. (2018). *Alternativas de reducción de quema y venteo de gas asociado en la industria petrolera*. Fundación Universidad de América.
- Dwiyantoro, B. A., & Saungweme, F. W. (2019). Analysis of an optimum method for power generation using flare gas from oil refinery plants. *AIP Conference Proceedings*, 2187(1).
- Emam, E. A. (2015). GAS FLARING IN INDUSTRY: AN OVERVIEW. *Petroleum & Coal*, 57(5).
- Emam, E. A. (2016). Environmental pollution and measurement of gas flaring. *Int. j. Innov. Res. Sci. Eng. Technol*, 2, 252–262.
- EP Petroecuador. (2023). *EP Petroecuador genera el 55,2% de energía eléctrica para su operación en la Amazonía con equipos propios*. . Boletín de Prensa Disponible En <https://www.eppetroecuador.ec/?P=17468>.
- Erdmann, E., Ruiz, L. A., Martínez, J., Gutierrez, J. P., & Tarifa, E. E. (2012). Endulzamiento de gas natural con aminas. Simulación del proceso y análisis de sensibilidad paramétrico. *Avances En Ciencias e Ingeniería*, 3(4), 89–101.
- Fraile, D. (2008). Cogeneración: aspectos tecnológicos. *Master En Energías Renovables y Mercado Energético-Escuela de Organización Industrial*, 129.
- Franchini, M., & Mauad, A. C. E. (2022). La gobernanza ambiental global tras el Acuerdo de París y los ODS: crisis ambiental, pandemia y conflicto geopolítico

- sistémico. *Desafíos*, 34(1).
- Galán Vioque, R. (2015). El nuevo modelo español de fomento de las energías renovables en el contexto del Derecho de la Unión Europea y de la crisis económica. *El Nuevo Modelo Español de Fomento de Las Energías Renovables En El Contexto Del Derecho de La Unión Europea y de La Crisis Económica*, 97–136.
- Gallegos Garzón, M. A. (2012). *El mercado de carbono: beneficios económicos para el Ecuador*. Quito/PUCE/2012.
- García Herrero, E. A. (2012). *Diseño básico del tren de limpieza de gases de turbina de una central de gasificación con ciclo combinado IGCC*.
- Garzón Bejarano, C. P., & Amézquita Chaparro, D. H. (2013). *Marco técnico como base para la reglamentación ambiental de las emisiones atmosféricas en la operación de las Teas en el sector de hidrocarburos*.
- González-Mendizabal, D. (2002). Guía de intercambiadores de calor: tipos generales y aplicaciones. *Universidad Simón Bolívar, Caracas*.
- Guaranda, W. (2016). *APUNTES SOBRE LA EXPLOTACION PETROLERA EN EL ECUADOR*. <https://inredh.org/apuntes-sobre-la-explotacion-petrolera-en-el-ecuador/>
- Jaramillo, O. A. (2007). Intercambiadores de calor. *Centro de Investigación En Energía., Mexico DF*.
- Johnson, I., Choate, W. T., & Davidson, A. (2008). *Waste heat recovery. Technology and opportunities in US industry*. BCS, Inc., Laurel, MD (United States).
- Ledesma, F. R., & Botteon, C. (2015). Análisis de costos para la toma de decisiones en la industria petrolera. *Universidad Nacional de Cuyo*.
- López, G. J., Polupan, G., & Rodríguez, J. H. (2003). Cálculo De Los Productos De La Combustión Empleando Métodos Numéricos. *Mecánica Computacional*, 2452–2466.
- Lozano, M. A., & Ramos, J. (2007). Análisis energético y económico de sistemas simples de cogeneración. *Información Tecnológica*, 18(5), 75–84.
- Malagon, M. D. E., & Lopez, Z. G. (2011). Evaluación de impacto ambiental, aspectos

- teóricos. *Escuela Universitaria de Ingeniería de Vitoria-Gasteiz*.
- Mansoor, R., & Tahir, M. (2021). Recent developments in natural gas flaring reduction and reformation to energy-efficient fuels: a review. *Energy & Fuels*, 35(5), 3675–3714.
- Martínez Huertas, D. F. (2017). *Diseño de software para intercambiadores de calor de coraza y tubos con cinco sustancias diferentes*.
- Martínez, R. C. (2011). Guía para seleccionar intercambiadores de calor. *Tlatemoani: Revista Académica de Investigación*, 6, 6.
- Mendoza Domínguez, A., & Domínguez, A. M. (2018). *Ejemplos de poder calorífico y densidad energética*.
- Mendoza, E., Yumisaca, J., Rendón, M. F., & Ullauri, N. (2016). Observatorio turístico: Una herramienta de gestión para el turismo de sol y playa en la provincia de Santa Elena. *Revista Científica y Tecnológica UPSE*, 3(3 SE-Artículos científicos).
<https://doi.org/10.26423/rctu.v3i3.210>
- Morales, S. (2019). *Estudio del efecto de la variabilidad del poder calorífico de las mezclas de gases en la combustión en hornos de refinería mediante dinámica de fluidos computacional* [Universidad Industrial de Santander]. Maestría en Ingeniería Química
- Mousavi, S. M., Lari, K., Salehi, G., & Torabi Azad, M. (2020). Technical, economic, and environmental assessment of flare gas recovery system: a case study. *Energy Sources, Part A: Recovery, Utilization, and Environmental Effects*, 1–13.
- Navarro Perez, N. (2004). *Cogeneration and Carbon bonds: clean development; Cogeneración y bonos de carbono: desarrollo limpio*.
- Palazuelos, E. (2008). El mercado de petróleo, un mercado financiarizado. *El Petróleo y El Gas En La Geoestrategia Mundial*. Madrid: Akal, 439–474.
- Peterson, J., Tuttle, N., Cooper, H., & Baukal, C. (2007). Minimize facility flaring. *Hydrocarbon Processing*, 86(6), 111–115.
- Petroamazonas EP. (20115). *Avances en el proyecto de Eficiencia Energética de Petroamazonas EP se exponen en foro en Estados Unidos*. Boletín de Prensa

- Disponible En <https://www.eppetroecuador.ec/?P=12656>.
- Petroindustrial. (1998). *Planta Parsons Manual de Operaciones*.
- Petroleo, P. (n.d.). *Informe diario sobre el precio del petróleo*. Portal Sobre El Mercado de Petroleo y Los Precios Del Petroleo a Diario.
<https://www.preciopetroleo.net/wti.html>
- Pizarro Ramírez, C. G. (2015). *Elaboración de un sistema de gestión Ambiental en base a la Norma ISO 14001: 2004 para mejorar el desempeño ambiental en la refinería la libertad en el área de no catalíticas conformado por los sitios operativos Planta Parsons, Universal y Planta Cautivo*. La Libertad: Universidad Estatal Península de Santa Elena, 2015.
- Prat Grob, F. A. (2008). *El protocolo de Kyoto: Análisis de su mecanismo de desarrollo limpio*.
- Pro, M. (2011). Introducción a la refinación del petróleo y producción de gasolina y diésel con contenido ultra bajo de azufre. *Clasificación de Las Refinerías Segun Su Configuración y Complejidad*, 42.
- Robledo Gómez, A. F. (2019). *Estudio de factibilidad técnico-económica del uso de un sistema de cogeneración para la recuperación de calor en una planta cementera en Colombia*.
- Romero Logroño, I. A. (2012). *Estudio de factibilidad técnica para el ahorro energético en el proceso de refinación de crudo de la planta universal de la refinería la libertad de EP Petroecuador*. QUITO/EPN/2012.
- Samaniego, J., Alatorre, J. E., Van der Borght, R., & Ferrer, J. (2022). *Panorama de las actualizaciones de las contribuciones determinadas a nivel nacional de cara a la COP 26*. CEPAL.
- San José, R. G. (2001). Combustión y combustibles. *Trabajo de Grado de Maestría*.
- Solorzano Cedeño, S. D. (2015). *Análisis de los factores que afectan la variabilidad del precio del barril de petróleo en el ecuador y su impacto en la economía durante el periodo 2009-2014*. Quevedo: UTEQ.
- Soltanieh, M., Zohrabian, A., Gholipour, M. J., & Kalnay, E. (2016). A review of global

- gas flaring and venting and impact on the environment: Case study of Iran. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 49, 488–509.
- TEMA. (2019). *Standards of the Tubular Exchanger Manufacturers Association* (10ma ed.). TEMA.
- Thulukkanam, K. (2013). Shell and tube heat exchanger design. *Heat Exchanger Design Handbook*, 237–336.
- Tovar J. (2016). *Diseño óptimo de sistemas de cogeneración operando bajo situaciones anormales*. Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo.
- Tumbajulca Choroco, F. A., & Valderrama Mendez, A. J. (2021). *Sistema de cogeneración de energía con grupo eectrógeno y vapor saturado para mejorar eficiencia del ciclo térmico y reducción de impactos medioambientales en la empresa Escobedo Sandoval SAC*.
- Zamora, A. C., & Ramos, J. (2010). Las actividades de la industria petrolera y el marco ambiental legal en Venezuela. Una visión crítica de su efectividad. *Revista Geográfica Venezolana*, 51(1), 115–144.
- Zhang, J. (n.d.). *Análisis de gases de refinería con el sistema micro-GC Agilent 990*.

ANEXOS

Figura 30

Ubicación de Refinería La Libertad



Fuente: Tomado de (Pizarro Ramírez, 2015)

Figura 31

Tea RLL funcional con flujo previo en tanque blowdown



Nota: Foto tomada en la RLL **Fuente:** Elaboración propia

Figura 32

Eliminación / purga de agua y residuos oleosos del tanque blowdown.



Nota: Foto tomada en la RLL. Adaptación de toma muestra x blieris elastómero en purga de tanque blowdown **Fuente:** Elaboración propia

Tabla 18

Comparación de la composición residual GR Refinería La Libertad. 2023

CARACTERISTICA	Gas Amargo RLL 2012	Gas Amargo RLL 2023	GLP Comercial
API petróleo Crudo procesado	28	25.50	
Nitrogeno (%) P/p	7,31	8,00	
Metano (%) P/p	3,29	1,00	
CO2 (%) P/p	19,49	28,00	
Etano (%) P/p	5,55	0,90	2,03
Propano (%) P/p	22,14	25,50	15,6
Isopropano (%) P/p	5,01	5,01	25,04
Butano (%) P/p	12,87	16,00	30,03
Isobutano (%) P/p	5,01	5,01	10,12

Isopentano (%) P/p	4,86	5,00	5,87
n- Pentano (%) P/p	4,88	5,00	4,95
Pentanos (%) P/p	0,44	0,50	2,74
hexanos (%) P/p	7,06	0,00	2,14
heptanos (%) P/p	4,93	0,00	1,48
Gas sulfhídrico ppm	801	30,00	
Peso molecular (g/gmol)	43,48	43,48	48,52
Poder calórico (BTU/pie3)	1772,8	1772,80	2100
Gravedad específica (60/60)	1,51	1,51	1,62

Fuente: Elaboración propia

Tabla 19

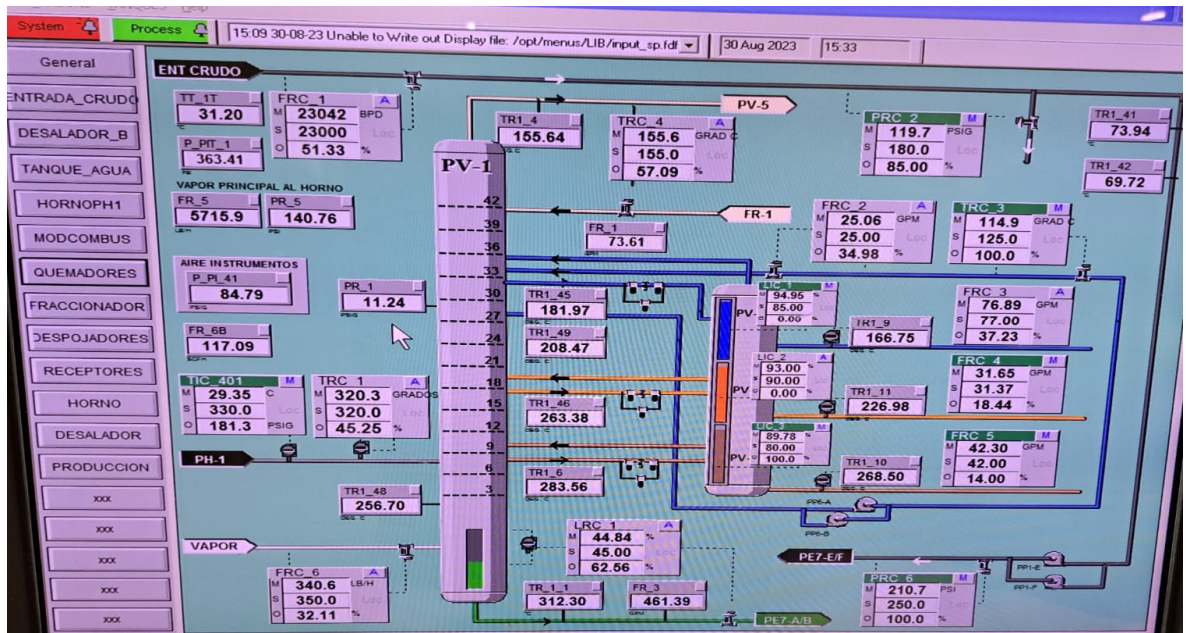
Balance de masa, crudo versus productos refinados Parsons, agosto, septiembre 2023

Descripción del proceso	30 Agosto	08 Septiembre	Promedio	Instrumento
(BPD) Entrada de crudo	22999	23029	23014	P FRC 1 (88.5% de apertura de válvula)
(BPD) Salida de gasolina (domo fraccionador PV1, platos 40,41,42)	4132	4412	4272	FR 2; P FR 2 (18.57% de apertura de válvula)
(GPM) Retorno de tope de la nafta (GPM): flujo drum PV5, bomba PP7, domo PV1	73.61	73.46	73.54	FR 1 (promedia 3361.83 bpd)
Caudal Retorno diésel 1 liviano (GPM) desde las bombas PP6 hasta plato 33 del PV1	25.06		25.06	FRC 2 (promedia 1145.60 bpd)
(BPD) Primer corte fraccionador PV1 (destilado / diésel liviano platos 30 al 33):	2606	2702	2654	FRC 3; P FRC 3 (11.53% de apertura de válvula)
(BPD) Segundo corte fraccionador PV1 (destilado / diésel 2 platos 20,21):	1086	1125	1105.5	FRC 4 (4.82% de apertura de válvula)
(BPD) Tercer corte fraccionador PV1 (destilado / diésel pesado platos 9,10):	1457	1506	1481.5	FRC 5 (6.44% de apertura de válvula)
(BPD) Fuel oil (crudo reducido , producto negro)	16164	16050	16107	FRC 6 (70% de apertura de válvula)

Fuente: Elaboración propia

Figura 33

Proceso Fraccionador PV1 Parsons. – Información y muestreo del GR, agosto 2023



Nota: Foto tomada de la pantalla operativa de la RLL **Fuente:** Elaboración propia

Tabla 20

Parámetros circuito de Crudo y nafta Parsons: PP1, PV1, PV5, PV6, TEA

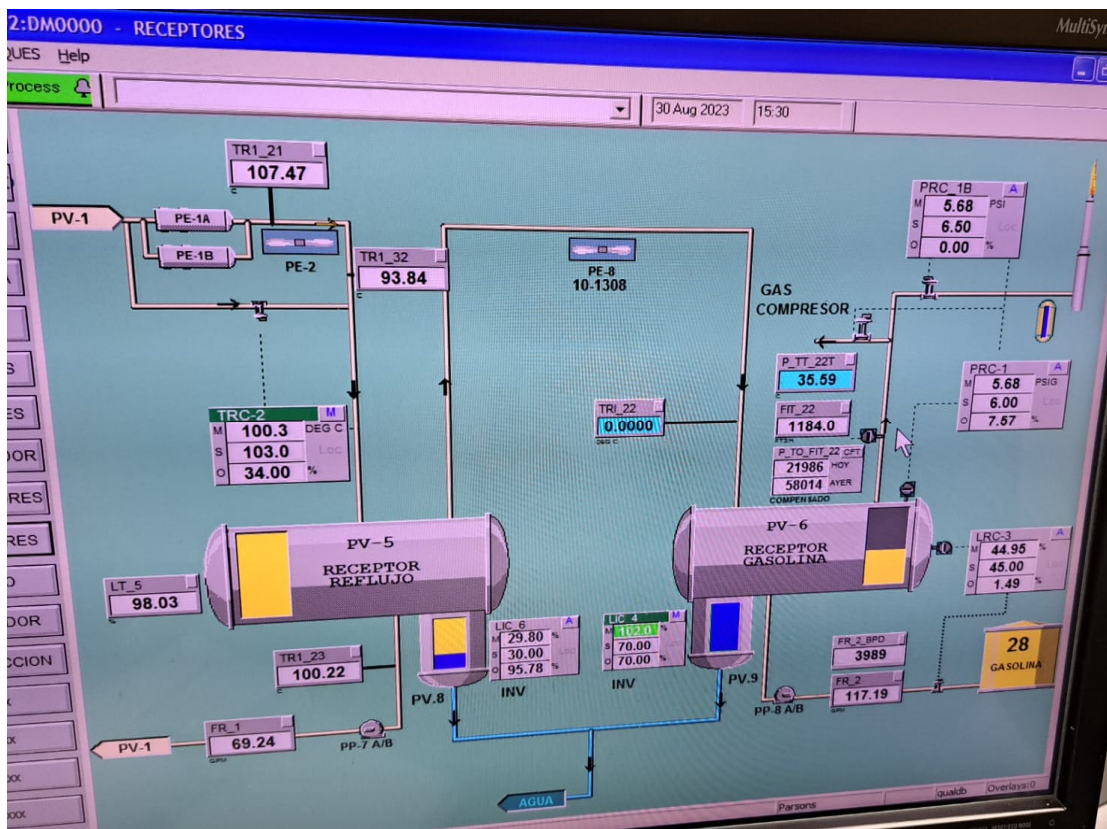
DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	30 AG	8 SEPT	PROMEDIO	INSTRUMENTO
Presión de fraccionador PV1 (psi)	11.24	11.28	11.26	PR 1
Temperatura de ingreso de crudo (°C) al PV1	320.3	319.9	320.1	TRC 1 (45.25% de apertura de válvula)
Presión de ingreso de crudo (psi) al PV1	181	181.3	181.15	TIC 401
Bombeo de crudo PP1 (°C)	31.20	31.16	31.18	TT 1T
Bombeo de crudo PP1 (psi)	363.41	365.3	364.4	P PIT 1
Bombeo de crudo PP1 (bpd)	23034	23042	23038	FRC1 (51.33% de apertura de válvula)
Crudo PP1 a PE7 (psi)	119.7	119.6	119.6	PRC2
Crudo PP1 a PE7 (°C)	73.94	73.96	73.95	TR1 41
Bombeo de crudo en serie Booster PP1 E/F (psi)	210.7	210.6	210.6	PRC 6 (100% de apertura de válvula)

Temperatura de gases de nafta en domo PV1 (°C) hacia el acumulador PV5	155.64	155.63	155.63	TRI 4 (57.09% de apertura de válvula)
Retorno de tope de la nafta (GPM): flujo PV5, PP7, domo PV1	73.61	73.46	73.54	FR 1
Drum Acumulador PV6 salida inferior de gasolina (BPD o GPM) a Tanque 28			4439 (129.82 GPM)	FR 2 (46.77% de apertura de válvula)
Drum PV6 salida superior de gases residuales (cfh o Ft3/hr) a TEA	1178.5		1125.20	FIT 22
Drum PV6 salida superior de gases residuales (psi) a TEA			5.68	PRC_1B
Drum PV6 salida superior de gases residuales (°C) a TEA			35.59	

Fuente: Elaboración propia

Figura 34

Condensación Nafta Gasolina/ Receptores PV5/ PV6 Parsons. Muestreo GR, agosto 2023



Nota: Foto tomada de la pantalla operativa de la RLL Fuente: Elaboración propia

Figura 35

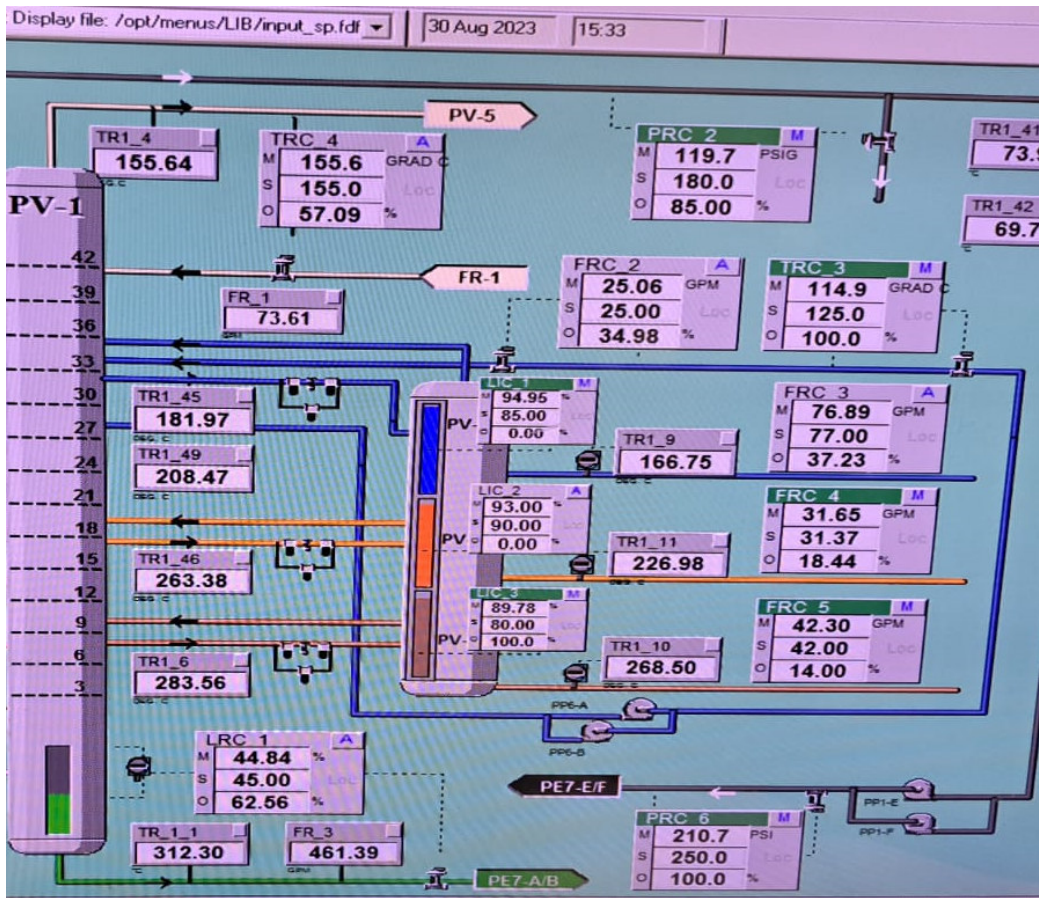
Exceso de gases receptor Gasolina Parsons Medidor FIT 22 Domo PV6 (1125 SCFH)
Muestreo del GR, 30 agosto 2023



Nota: Foto tomada de la pantalla operativa de la RLL **Fuente:** Elaboración propia

Figura 36

PV1 y Despojadores PV2, PV3, PV4, fondo Parsons. Muestreo GR, agosto 2023



Nota: Foto tomada de la pantalla operativa de la RLL **Fuente:** Elaboración propia

Tabla 21

Parámetros despojadores Parsons (PV2, P3, PV4) y Fondo de Torre PV1

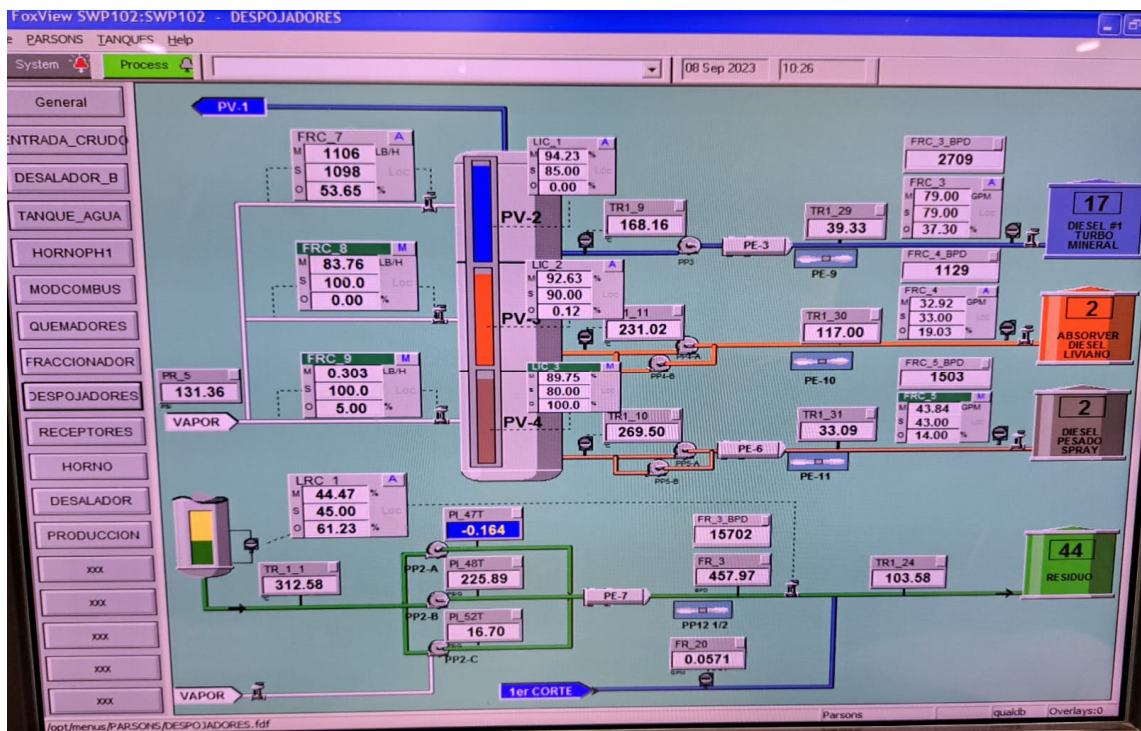
Descripción del proceso	30 AGST	8 SPT	Promedio	Instrumento
Temperatura (°C) Diésel 1: Primer corte: Platos superiores del 29 al 36, Flujo PV1(Plato 32) al 1er despojador PV2	181.97 (181.89)	182.18	182.01	TR1 45
Temperatura (°C) Reflujo diésel 1 por bombeo desde plato 29 del PV1 a los grupos PP6 A/B	208.47 (208.54)	208.71	208.57	TRI 49
Caudal Retorno diésel 1 (GPM) desde las bombas PP6 hasta plato 33 del PV1	25.06		25.06	FRC 2
Temperatura Retorno diésel 1 (°C) desde las bombas PP6 hasta plato 33 del PV1			114.9	TRC 3

Nivel del PV2, regula el Retorno del diésel 1 desde domo Despojador PV2 a Plato 36 del PV1 (%)	94.95	94.23	94.59	LIC 1
Temperatura (°C) Diesel 1: Salida del PV2 a la bomba PP3		168.16	168.16	TR1_9
Temperatura (°C) Diésel 1: Bomba PP3, Intercambiador PE3, Radiador enfriador aéreo PE9		39.33	39.33	TR1_29
Caudal GPM (BPD), salida diésel 1 al taque 17 (turbo mineral)	76.89	79 (2709 BPD)	77.95	FRC 3 (37.3% apertura de válvula)
Temperatura (°C) Diésel 2: Segundo corte: Platos medios del 17 al 20, Flujo PV1 (Plato 17) al 2do despojador PV3	263.38 (263.48)	264.03	263.63	TRI 46
Nivel del PV3, regula el Retorno del diésel 2 desde Despojador PV3 a Plato 20 del PV1 (%)	93	92.63	92.82	LIC 2
Temperatura (°C) Diesel 2: Salida del PV3 a la bomba PP4 A/B	226.98	231.02	229.00	TR1_11
Temperatura (°C) Diésel 2: Bomba PP4 A/B, Radiador enfriador aéreo PE10		117	117	TR1_30
Caudal BPD (GPM), salida diésel 2 al tanque diésel liviano, absorber	(31.65 GPM)	1129 BPD (32.92 GPM)	32.29 GPM	FRC 4 (19.03% apertura de válvula)
Temperatura (°C) Diésel 3: Tercer corte: Platos inferiores del 8 al 10, Flujo fraccionador PV1 (Plato 8) al despojador tercero PV4	283.56	283.46	283.51	TRI_6
Nivel del PV4, regula el Retorno del diésel 3 desde Despojador PV4 al Plato 10 del PV1 (%)	89.78	89.75	89.77	LIC 3
Temperatura (°C) Diesel 3: Salida del despojador PV4 a la bomba PP5 A/B	268.50	269.50	269.00	TR1_10
Temperatura (°C) Diésel 3: Bomba PP5 A/B, Intercambiador PE6 Radiador enfriador aéreo PE11		33.09	33.09	TR1_31
Caudal BPD (GPM), salida diésel 3 al tanque diésel pesado, spray	(42.30 GPM)	1503 BPD (43.84 GPM)	43.07 GPM	FRC 5 (14% apertura de válvula)
Temperatura (°C) parte inferior externa del fraccionador PV1 (zona Platos 2,3)	256.70 (256.75)	256.42	256.62	TR1 48
Temperatura (°C) Residuo Fuel Oil: Fondo de torre, Flujo fraccionador PV1 (Plato pozo) al grupo de bombeo PP2 A/B/C	312.30	312.58	312.44	TR1_1 (LRC 1: 44.50%, apertura de válvula para mantener medio nivel del fondo, evita contaminación de residuo al producto blanco. Seteo máximo apertura 65%
Presión (psi) Residuo Fuel Oil: Descarga del grupo de bombeo PP2 A/B/C a intercambiador PE7		225.89	225.89	PI 48T

Temperatura (°C) Residuo Fuel Oil: Descarga del grupo de bombeo PP2 A/B/C, PE7, Aeroenfriador PE 12 al tanque 44 de Residuo.		103.58	103.58	TR1 24
Caudal BPD (GPM) Residuo Fuel Oil: Descarga del grupo de bombeo PP2 A/B/C, PE7, ARN PE 12 al tanque 44 de Residuo	461.39	15702 bpd (457.97)	459.68	FR 3 (por medio del FR 20 ingresa el 1er corte le mete diésel 0.0571 GPM).
Presión (psi) Crudo: Descarga del grupo de bombeo PP1 E/F a intercambiador PE7	210.7		210.7	PRC 6 (seteo a 100% de apertura de válvula)

Figura 37

Despojadores PV2, PV3, PV4 y fondo Parsons, Muestreo GR, septiembre 2023



Nota: Foto tomada de la pantalla operativa de la RLL **Fuente:** Elaboración propia

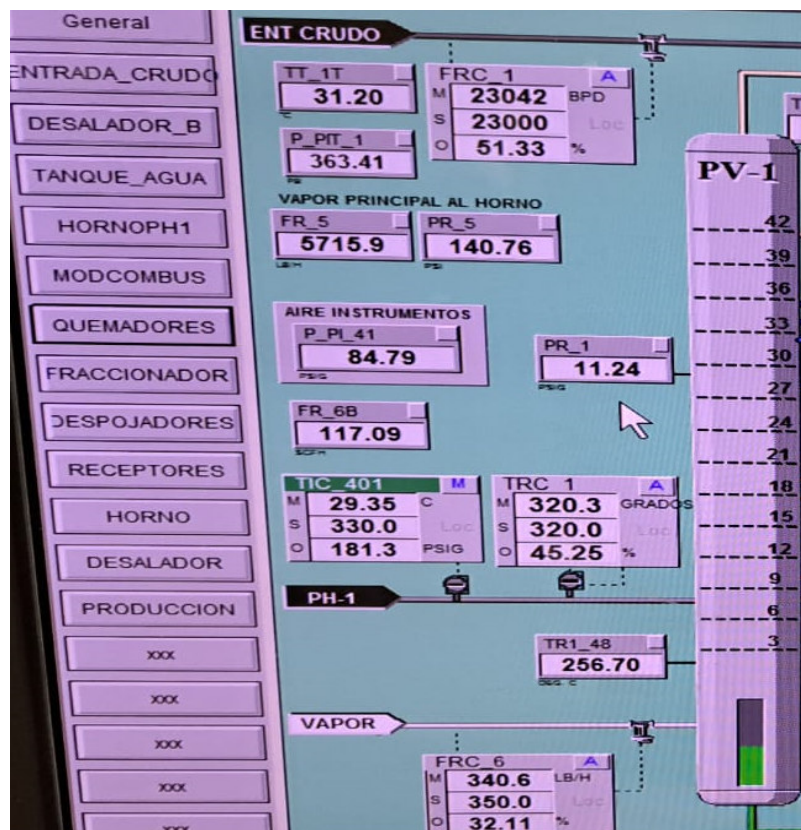
Tabla 22

Parámetros de facilidades de refinación Parsons (Aire y Vapor)

Descripción del proceso	30 AGST	8 SPT	Promedio	Instrumento
Presión de aire (psi) para instrumentos y válvulas de control	84.79 (84.83)	83.41	84.34	P PI 41
Caudal de aire (scfh, ft3/hr) para instrumentos y válvulas de control	117. (115.34)		116.17	FR 6B
Presión de vapor principal al horno PH1 (PSI)	140.76 (140.99)		140.88	PR 5
Caudal de vapor principal al horno PH1 (lb/hr)	5715.9 (5560.5)		5638.20	FR 5
Caudal de vapor principal al fraccionador PV1 (lb/hr)	340.6 (337.4)		339.00	FRC 6 (seteo a 32.11% de apertura de válvula)

Figura 38

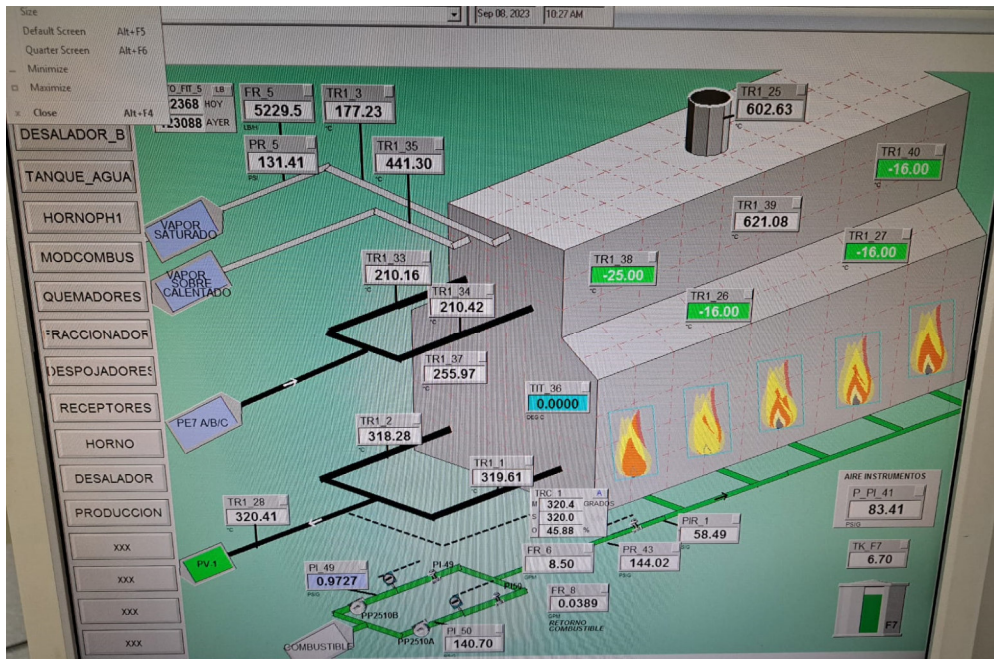
Suministro de vapor y aire para refinación Parsons 30 agosto 2023



Nota: Foto tomada de la pantalla operativa de la RLL **Fuente:** Elaboración propia

Figura 39

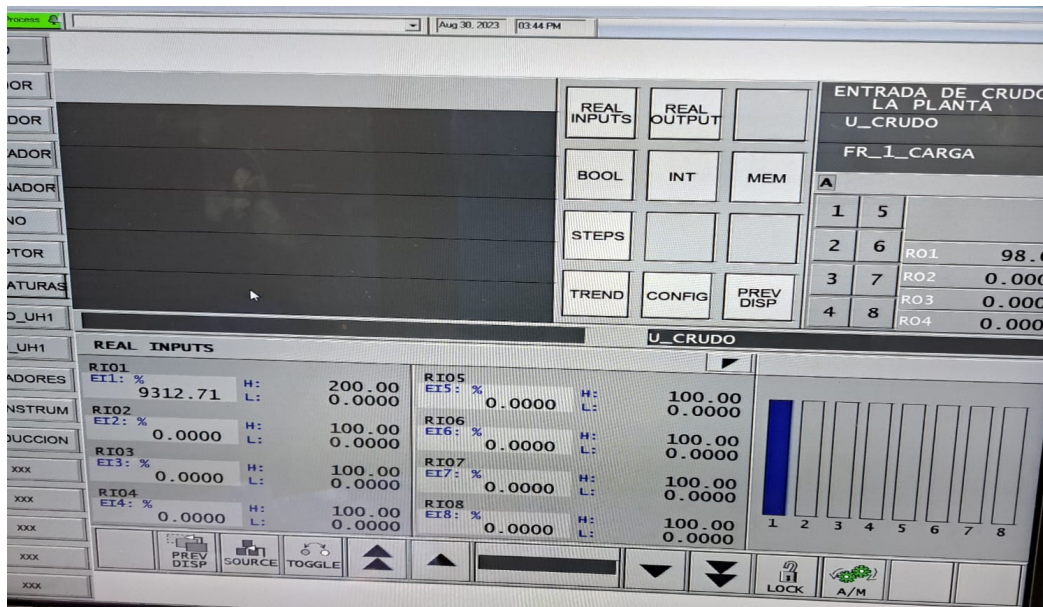
Suministro de combustible Residuo Fuel Oil / refinación Parsons, agosto 2023



Nota: Foto tomada de la pantalla operativa de la RLL **Fuente:** Elaboración propia

Figura 40

Dieta de crudo Oriente Ecuatoriano API 25 Planta Universal. Agosto 2023



Nota: Foto tomada de la pantalla operativa de la RLL **Fuente:** Elaboración propia

Tabla 23

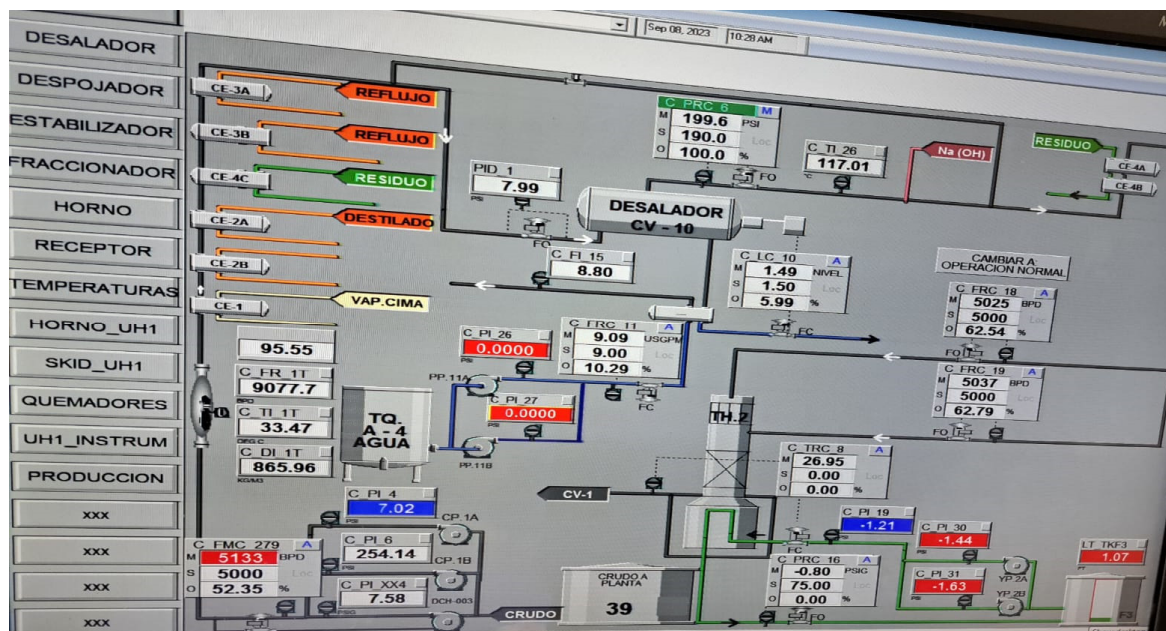
Balance de masa, crudo versus productos refinados Planta Universal. Agosto 2023

Descripción del proceso	30 ag	8 spt	Promedio	Instrumento
(BPD) Entrada de crudo a fraccionador CV1	9264.8 (9262.7) (9312.71)	9233	9253.50	C FR 1 (97.52% apertura de válvula)
(BPD) Salida de gasolina (domo fraccionador CV1, platos 1 al 6, numeración descendente)	1395.8	1285.5	1340.65	C FR 10 (15.06% apertura de válvula)
(BPD) Primer corte fraccionador CV1 (destilado / diésel liviano platos 7 al 9):	1103.4 (1105.1)	981.29	1063.26	C FRC 27 (11.90% apertura de válvula)
(BPD) Segundo corte fraccionador CV1 (destilado / diésel pesado platos 13 al 19):	585.76 (586.15)	820.56	664.16	C FRC 55 (6.32% apertura de válvula)
(BPD) Fuel oil (crudo reducido , producto negro)	4860.9 (4811.2)	4714.3	4795.46	C FR 20 (53.47% apertura de válvula)

Fuente: Elaboración propia

Figura 41

Circuito de crudo Planta Universal, 8 septiembre 2023



Nota: Foto tomada de la pantalla operativa de la RLL **Fuente:** Elaboración propia

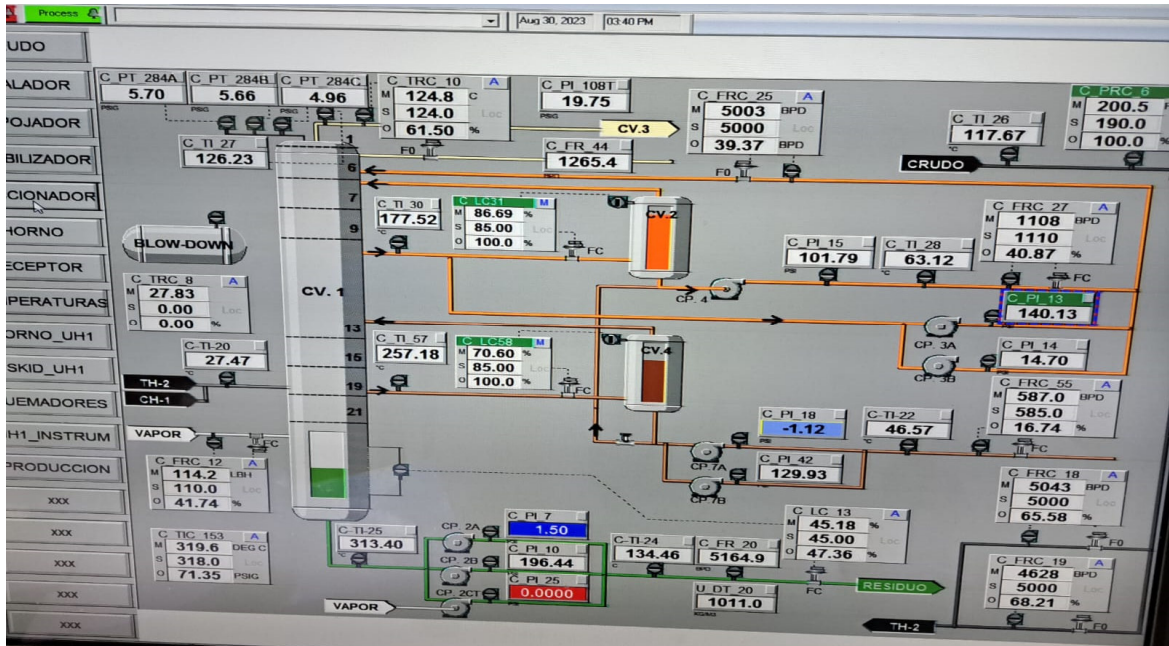
Tabla 24

Parámetros circuito de crudo y nafta Universal: CP1, CV1, TEA

Descripción del proceso	30 ag	8 spt	Promedio	Instrumento
Presión de fraccionador CV1 (psi)		5	5	C PI 108
Bombeo de crudo desde tanque 39 a CP1 A/B/C (psi)	200.5 (198)	254.14	217.55	CPRC 6
Temperatura de crudo antes de intercambio con intercambiador CE1 CE1 (°C)		33.47	33.47	C TI 1T
(BPD) Caudal de crudo en INC CE1		9077.7	9077.7	
(kg/m3) Densidad de crudo en INC CE1		865.96	865.96	C DI 1T
Temperatura de crudo luego del tren intercambiador CE1,2ª/B,4C,3ª/B, y desalador CV10 la CE 4 A/B	117 116.98	117.67	117	C TI 26
(BPD) Caudal de entrada de crudo al Horno UH2			2 ramales: 5025 + 5037	CFR18 y CFR19 (62 % de apertura de válvula)
Temperatura de gases de nafta en domo CV1 (°C) hacia el acumulador CV3	126.23	124.20	125.22	CTI 27
Presión de gases de nafta en la salida del domo CV1 (psi)	5.70, 5.66, 4.96	6.19, 6.10, 5.45	5.95 5.88 5.21	C PT 284 A, B, C.
Temperatura de gases de nafta entrada acumulador CV3 (°C)	124.8	124	124.40	C TRC 10 con 61.50%, 60.82 % de apertura de válvula.
Presión (Psi) agua enfriamiento en INC CE7 (nafta-agua)	19.75	22.27	21.01	C PI 108T
Caudal de retorno de gasolina CV3 a CV1 (bpd)	1265.4	1224.8	1245.10	C FR 44.
Drum Acumulador CV3 salida inferior de gasolina (°C) a Bomba CP5 y Tanque 53	34.06 (34.14)	35.65	34.62	C TI 23
Drum CV3 salida superior de gases residuales nafta (cfh o Ft3/hr) a TEA	1245, 1286	1038	1189.67	C FR 22T
Drum CV3 salida superior de gases residuales (psi) a TEA	4.99 (4.97),	5.12, (5.03)	5	C PRC 36 (a/b)
Drum CV3 salida superior de gases residuales (°C) a TEA			33	
Presión de salida de gasolina bmb CP5 a tanque almacenameno 53	98.74 (98.68)	98.96	98.79	C PI 16
Caudal BPD descarga de bomba CP5 gasolina a tanque	1299.8 (1331.4)	1272.7	1301.3	C FR 10T
Caudal BPD de reflujo gasolina bomba CP5 domo Cv1	1265.41			C FR 44

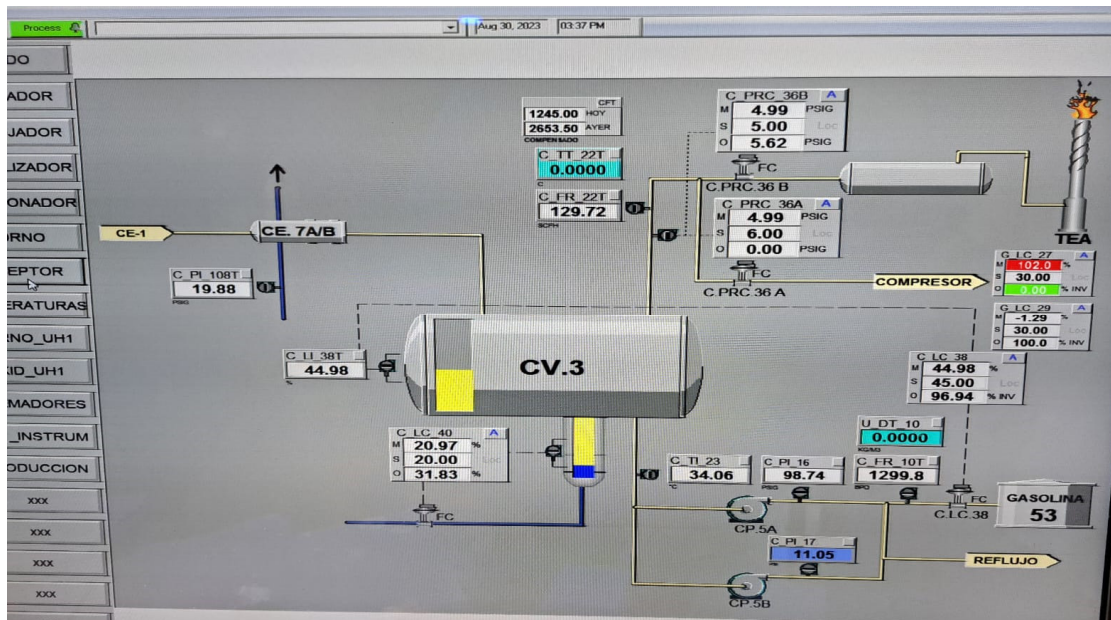
Fuente: Elaboración propia

Figura 42 Esquema Proceso Refinación PLanta Universal fraccionador CV1



Nota: Foto tomada de la pantalla operativa de la RLL **Fuente:** Elaboración propia

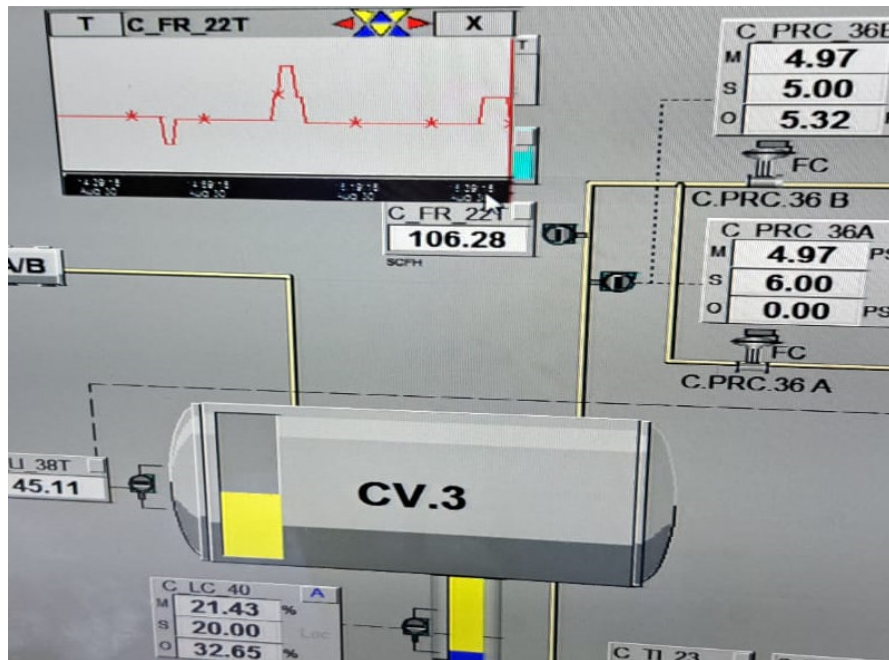
Figura 43. Zona de receptores, planta Universal. CV3 NAFTA 30 agosto 2023



Nota: Foto tomada de la pantalla operativa de la RLL **Fuente:** Elaboración propia

Figura 44

Enfoque del medidor C FR 22T (gases de refinación a TEA)



Nota: Foto tomada de la pantalla operativa de la RLL **Fuente:** Elaboración propia

Figura 45

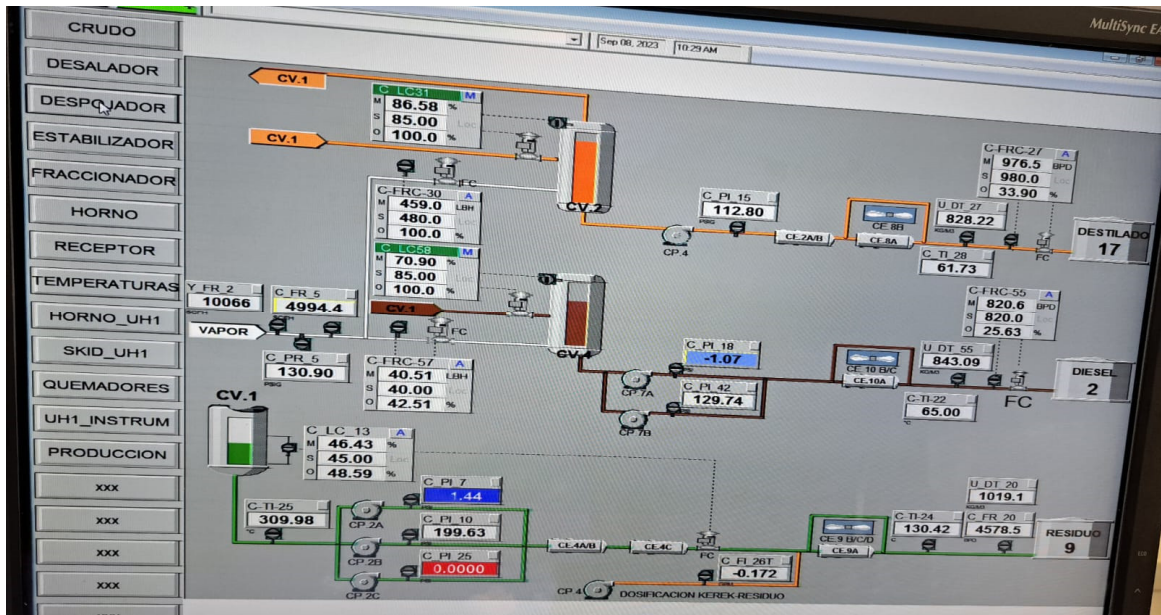
Instrumento C FR 22T (Ft3/hr) Exceso de gases nafta GR de receptor CV3 a TEA.
Planta Universal agosto 2023 Exceso de gases de receptor



Nota: Foto tomada de la pantalla operativa de la RLL **Fuente:** Elaboración propia

Figura 46

Flujos de diésel y residuo planta universal



Nota: Foto tomada de la pantalla operativa de la RLL **Fuente:** Elaboración propia

Tabla 25

Parámetros despojadores Universal (CV2, CV4) y Fondo de Torre CV1

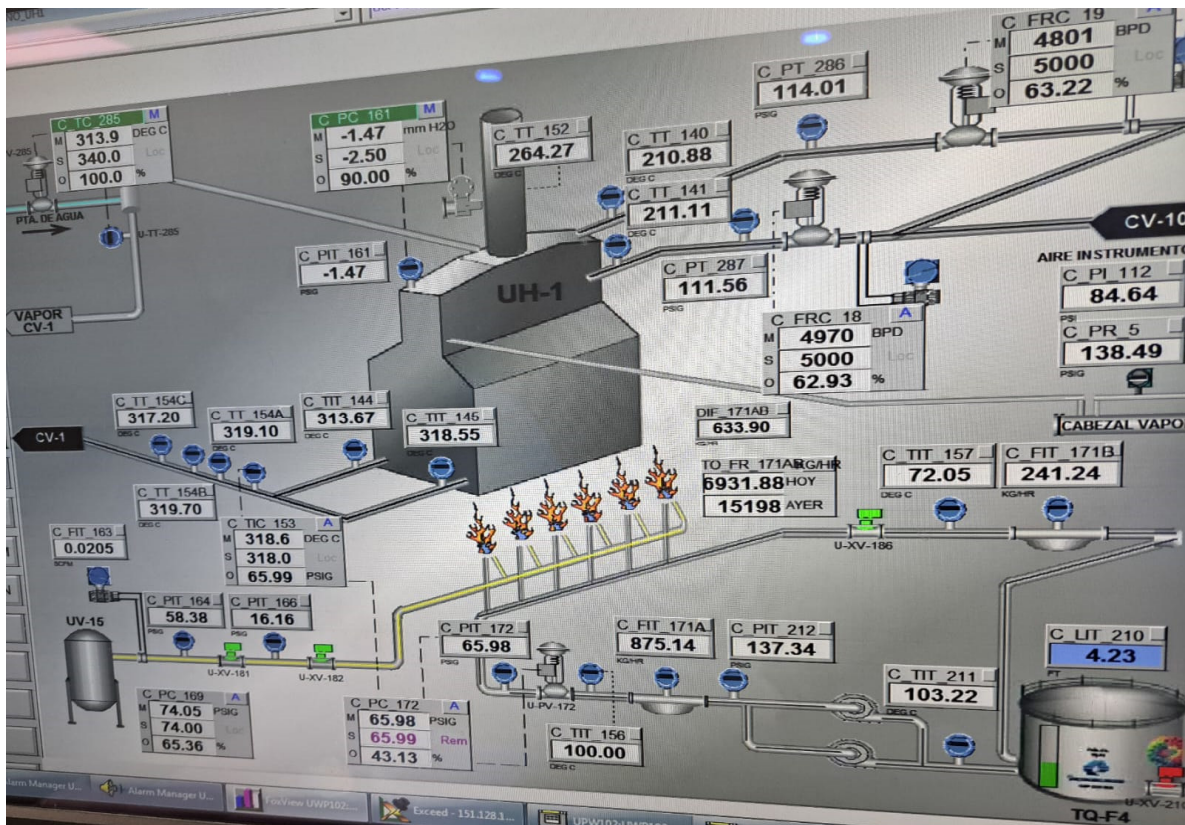
Descripción del proceso	8 septiembre	Instrumento
Temperatura (°C) Diésel 1: Primer corte: Platos superiores del 9 al 10, Flujo CV1a1 1er despojador CV2	173.69	C TI 30 (86.63 % de apertura de válvula según el C LC 31)
Diesel 1: Flujo CV2 a BMB CP4 (PSI)	112.63	C PI 15
Diesel 1: Temperatura (°C) Flujo bmb CP4 y enfriamiento por intercambio de calor y radiador (CE2, CE8)	61.73	C TI 28,
Diesel 1 Caudal (BPD) desde bomba CP4 a tanques de almacenaje	976.5	C FRC 27
Densidad diesel 1 (kg/m3) fujo CP4, CE8, almacenaje	828.22	U DT 27
Diesel 1: ReFlujo CV2 - bomba CP3 (psi) hasta platos 6, 7 CV1	146.17	C PU 13.
Temperatura (°C) Diésel 2: segundo corte, desde CV1 a CV4	250.53	C TI 57 y C LC 58 (70.91 % de apertura de válvula)

Flujo CV4 - bomba CP7 Diésel 2, Descarga Presión (psi), temperatura (°C), caudal (bpd), densidad (Kg/m3) hacia almacenaje	129.90 psi 65°C 819.2 bpd 843 kg/m3	C PI 2, C TI 22, C FRC 55 y 25.66 % de apertura de válvula
Niveles de despojadores CV2 y CV4 %	86.63 70.91	C LC 31 C LC 58
Temperatura (°C) Flujo CV1 bombas CP2 (fondo de torre CV1) Crudo reducido fuel Oil . Presión (psi), caudal (BPD).	310.28 °C 198 psi, 5452.5 bpd	C TI 25, C PI 10, C FR 20 (48.66 % C LC 13),
Nivel de fondo de torre CV1 %	46.4	C LC 13
Temperatura residuo (°C) luego de enfriamiento INC CE4 y ARN CE9, caudal (BPD), densidad (Kg/m3) hacia almacenaje (Tanque 9)	130°C, 1019.1 kg/m3	C TI 24, U DT 20

Fuente: Elaboración propia

Figura 47

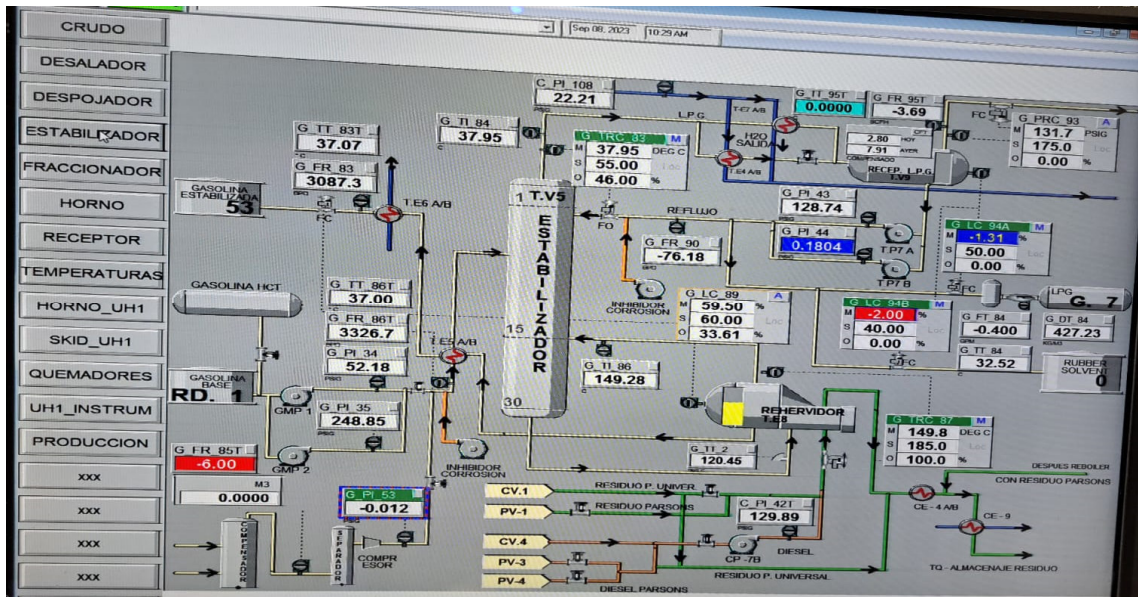
Suministro de combustible Residuo Fuel Oil / refinación Universal,



Nota: Foto tomada de la pantalla operativa de la RLL Fuente: Elaboración propia

Figura 48

TV5 Torre Estabilizadora de gasolina base / GLP. Agosto 2023



Nota: Foto tomada de la pantalla operativa de la RLL **Fuente:** Elaboración propia

Tabla 26

Estabilizador TV5, Reboiler TE8 / Gasolina base, gasolina estabilizada, Fuel oil

Descripción del proceso	8 sep	Instrumento
Presión succión / descarga (psi) Gasolina Base: Flujo TK RD1 – bmbms GMP 1,2, intercambiador TE5 A/B (gasolina/gasolina)	50 / 250	GPI 34
Caudal (BPD), temperatura (°C) Gasolina base entrada a ¾ torre estabilizadora TV5 (plato 5 considerando que el plato 1 es el domo)	3400 / 36	G FR 86T, G TT 86T)
Caudal (BPD), temperatura (°C) Gasolina estabilizada. Flujo TE8 reboiler (INC gasolina-residuo) , INC TE5, INC TE6 (gasolina agua). Almacenamiento tanque 53	3200 / 27	G TT 83T y G FR 83
Temperatura °C salida de gasolina reboiler TE8 a TV5 (1/4 de torre)	150	(G TI 86), valvula 60% % según el G LC 89
Temperatura °C entrada de gasolina reboiler TE8	118	G TT2
Entrada de crudo reducido fuel oil CV1-PV1 hacia TE8 (psi)	130	C PI 42T
Salida de crudo reducido fuel oil TE8, hacia INC CE4 (residuo/residuo), CE9 (residuo/agua) (°C)	150	G TRC 87 valvula 100%

Fuente: Elaboración propia

Figura 49

G FR 86 T Carga de gasolina al estabilizador



Nota: Foto tomada de la pantalla operativa de la RLL **Fuente:** Elaboración propia

Tabla 27

Estabilizador TV5 / Gasolina reflujo, GLP

Descripción del proceso	8 septiembre	Instrumento
Presión descarga (psi), Temperatura (°C) Reflujo Gasolina: Receptor GLP TV9 – bmbms TP7 A/B – Estabilizador de gasolina TV5	140 psi, 35°C	(G PI 43, G PI 44), G TRC 83 con 46 % de apertura de válvula
Caudal, temperatura, densidad GLP: flujo bombas TP7 - tanques de almacenamiento G7	0.4 GPM / 30°C / 510 kg/m3	G FT 84, G TT 84, G TD 84, G L C 94ª suele setearse al 50% para la producción. Sin embargo en ese momento medía 0% de apertura .
Temperatura GLP °C salida de domo TV5	35°C	G TI 84
Caudal (BPD) GLP domo TV5 - INC TE4 y TE7 (GLP/agua salada) - al receptor TV9	30 bpd	CPT 95
Gas GR residual amargo de refinación: domo TV9 – TEA presión (psi), temperatura (°C), caudal (scfh),	130 psi, 30°C, 3.5 scfh	G PRC 93 , G TT 95 T, G FR 95 T

Fuente: Elaboración propia

Figura 50

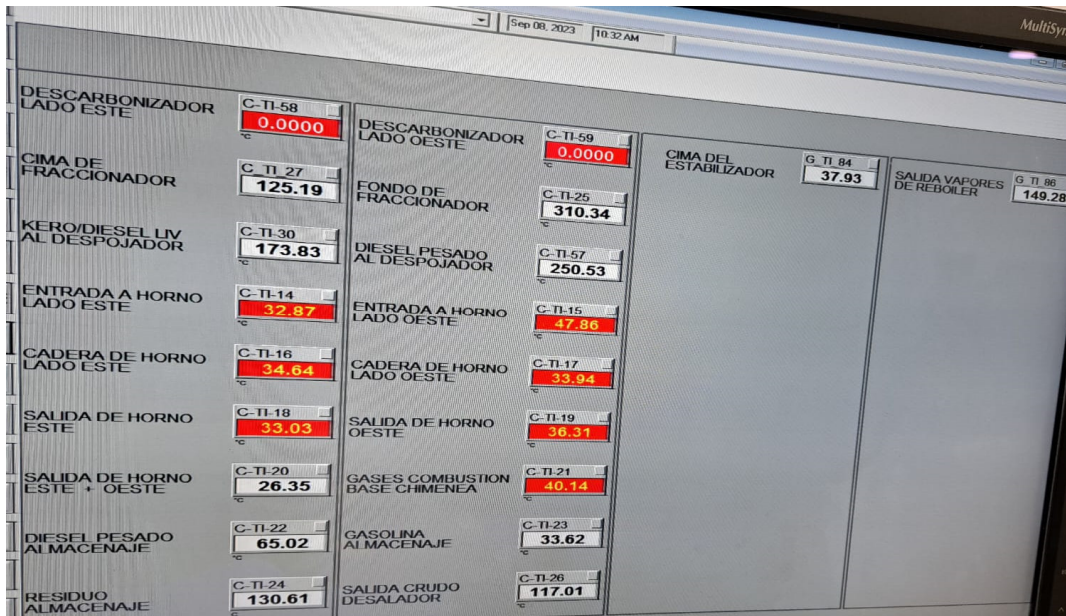
Instrumento G DT 84 densidad de gas LPG



Nota: Foto tomada de la pantalla operativa de la RLL **Fuente:** Elaboración propia

Figura 51

Temperaturas planta universal y estabilizador



Nota: Foto tomada de la pantalla operativa de la RLL **Fuente:** Elaboración propia

Tabla 28

Temperaturas Estabilizador y Universal

Descripción del proceso	Temperatura (Instrumento)
Temperatura en la cima de estabilizador TV5	37.91°C (G TI 84)
Salida de vapores de reboiler	149.28°C (G TI 86)
Cima de fraccionador CV1	125.17°C (C TI 27)
Fondo de fraccionador CV1	310.34°C (C TI 25)
Kerosene/Diesel al despojador (1er corte)	173.86°C (C TI 30)
Diesel pesado al despojador (2do corte)	250.53°C (C TI 57)
Gases de combustión chimenea horno	40.11 °C (C TI 21)
Diesel pesado almacenaje	65.02°C (C TI 22)
Gasolina almacenaje	33.62°C (C TI 23)
Residuo almacenaje	130.59°C (C TI 24)
Salida de crudo Desalador	117.01°C (C TI 26)

Fuente: Elaboración propia

Tabla 29

Parámetros Parsons circuito de nafta: PV1, PV5, PV6, TEA

Descripción del proceso	Datos promedio, experimentales Ago. Sept. 2023	Instrumento
Presión de fraccionador PV1 (psi)	11	PR 1
Temperatura de gases de nafta en domo PV1 (°C) hacia el acumulador PV5 – pv6	155	TRI 4 (55% de apertura de válvula)
Retorno de tope de la nafta (GPM): flujo PV5, bomba PP7, domo PV1	70	FR 1
Drum PV6 salida superior de gases residuales (cfh o Ft3/hr) a TEA	1125	FIT 22
Drum PV6 salida superior de gases residuales (psi) a TEA	6	PRC _ 1B
Drum PV6 salida superior de gases residuales (°C) a TEA	35	apertura mínima de válvula; 7% para mantener presión referencial de 6 psi
Drum Acumulador PV6 salida inferior de gasolina (BPD o GPM) a bombas PP8 y Tanque 28	4500 bpd (130 GPM)	FR 2 (45% de apertura de válvula)

Fuente: Elaboración propia

Tabla 29.a.

Balance de masa, flujo de entrada de crudo versus salidas de productos refinados

Parsons.

Descripción del proceso	Datos promedio, experimentales Ago. Sept. 2023	Instrumento
(BPD) Entrada de crudo)	23014	P FRC 1 (88.5% de apertura de válvula)
(BPD) Salida de gasolina (domo fraccionador PV1, platos 40,41,42)	4200	FR 2; P FR 2 (18.57% de apertura de válvula)
Retorno de tope de la nafta (BPD): flujo PV5, PP7, domo PV1	3400	FR 1
Caudal Retorno diésel 1 (BPD) desde las bombas PP6 hasta plato 33 del PV1	1125	FRC 2
(BPD) Primer corte fraccionador PV1 (destilado / diésel liviano platos 30 al 33):	2650	FRC 3; P FRC 3 (11.53% de apertura de válvula)
(BPD) Segundo corte fraccionador PV1 (destilado / diésel 2 platos 20,21):	1100	FRC 4 (4.82% de apertura de válvula)
(BPD) Tercer corte fraccionador PV1 (destilado / diésel pesado platos 9,10):	1480	FRC 5 (6.44% de apertura de válvula)
(BPD) Fuel oil (crudo reducido , producto negro)	16100	FRC 6 (70% de apertura de válvula)

Fuente: Elaboración propia

Tabla 30

Parámetros circuito de Nafta, GR Universal: CV1, CV3, TEA

Descripción del proceso	Promedio	Instrumento
Presión de fraccionador CV1 (psi)	5	C PI 108
Temperatura de gases de nafta en domo CV1 (°C) hacia el acumulador CV3	125	CTI 27
Presión de gases de nafta en la salida del domo CV1 (psi)	5.50	C PT 284 A, B, C.
Caudal BPD y Temperatura (°C) de gases de nafta: CV1 - entrada acumulador CV3	1340 bpd 124 °C	C TRC 10.
Caudal de retorno de gasolina CV3, CP5 a CV1 (bpd)	1250	C FR 44.
Drum Acumulador CV3 salida inferior de gasolina (°C) a Bomba CP5 y Tanque 53	34	C TI 23
Presion (psi) de salida de gasolina bmb CP5 a tanque almacenamiento 53	100	C PI 16
Caudal BPD descarga de bomba CP5 gasolina a tanque de almacenamiento	1300	C FR 10T con 45% de apertura de válvula
Drum CV3 salida superior de gases residuales nafta (cfh o Ft3/hr) a TEA	130	C FR 22T
Drum CV3 salida superior de gases residuales (psi) a TEA	5	C PRC 36 (a/b)
Drum CV3 salida superior de gases residuales (°C) a TEA	35	

Fuente: Elaboración propia

Tabla 30.a

Balance de masa, flujo de entrada de crudo versus salidas de productos refinados Planta Universal. Agosto septiembre 2023

Descripción del proceso	Promedio	Instrumento
(BPD) Entrada de crudo a fraccionador CV1	9250	C FR 1 (97.52% de apertura de válvula)
(BPD) Salida de gasolina (domo fraccionador CV1, platos 1 al 6, numeración descendente)	1340	C FR 10 (15.06% de apertura de válvula)
(BPD) Primer corte fraccionador CV1 (destilado / diésel liviano platos 7 al 9):	1060	C FRC 27 (11.90% de apertura de válvula)
(BPD) Segundo corte fraccionador CV1 (destilado / diésel pesado platos 13 al 19):	670	C FRC 55 (6.32% de apertura de válvula)
(BPD) Fuel oil (crudo reducido , producto negro)	4800	C FR 20 (53.47% de apertura de válvula)

Fuente: Elaboración propia

Tabla 31

Parámetros Estabilizador TV5, Gasolina reflujo, GLP, TV9

Descripción del proceso	Datos exp promedio	Instrumento
Presión descarga (psi) Gasolina Base: Flujo TK RD1 – bmbms GMP 1,2, intercambiador TE5 A/B (gasolina/gasolina) – Torre estabilizador TV5	250	GPI 34
Caudal (BPD), temperatura (°C) Gasolina base entrada a ¼ torre estabilizadora TV5 (plato 5 considerando que el plato 1 es el domo)	3400 bpd / 35°C	G FR 86T, G TT 86T
Temperatura °C y caudal BPD gasolina estabilizada: Reboiler TE8 a tanques de almacenamiento (Tanque 3)	37°C, 3100 bpd	GTT 83T y GFR 83,
Temperatura °C salida superior gasolina TE8 - torre TV5 (1/4 de la torre, altura del plato 15)	150	GLC 89 con apertura de válvula del 60%
Presión descarga (psi), Temperatura (°C) Reflujo Gasolina: Receptor GLP TV9 – bmbms TP7 A/B – Estabilizador de gasolina TV5 (plato 2 del domo)	140 psi, 35°C	(G PI 43, G PI 44), G TRC 83 con 46 % de apertura de válvula
Caudal, temperatura, densidad GLP: flujo bombas TP7 - tanques de almacenamiento G7	0.4 GPM / 30°C / 510 kg/m3	G FT 84, G TT 84, G TD 84, G L C 94ª suele setearse al 50% para la producción. Sin embargo en ese momento medía 0% de apertura .
Temperatura GLP °C salida de domo TV5	35°C	G TI 84
Caudal (BPD) GLP domo TV5 - INC TE4 y TE7 (GLP/agua salada) - al receptor TV9	30 bpd	CPT 95
Gas GR residual amargo de refinación: domo TV9 – TEA presión (psi), temperatura (°C), caudal (scfh),	130 psi, 30°C, 3.5 scfh	G PRC 93 , G TT 95 T, G FR 95 T

Fuente: Elaboración propia