

**DEFINICIÓN DE UN ESQUEMA TÉCNICO ECONÓMICO SOSTENIBLE DE
OPERACIÓN PARA EL SISTEMA DE VACÍO DE UNA PLANTA DE
TRATAMIENTOS CON HIDRÓGENO**

EDGAR ALFONSO CORREA QUINTANA

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
PROGRAMA DE MAESTRÍA EN INGENIERÍA AMBIENTAL
BUCARAMANGA**

2014

**DEFINICIÓN DE UN ESQUEMA TÉCNICO ECONÓMICO SOSTENIBLE DE
OPERACIÓN PARA EL SISTEMA DE VACÍO DE UNA PLANTA DE
TRATAMIENTOS CON HIDRÓGENO**

EDGAR ALFONSO CORREA QUINTANA

Trabajo de aplicación presentado como requisito para optar
al título de Magister en Ingeniería Ambiental

Director:

EDGAR F. CASTILLO Ph.D.

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
PROGRAMA DE MAESTRÍA EN INGENIERÍA AMBIENTAL
BUCARAMANGA**

2014

TABLA DE CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	20
1. DIAGNÓSTICO	22
2. ANTECEDENTES Y JUSTIFICACIÓN	24
2.1 ANTECEDENTES	24
2.2 JUSTIFICACIÓN	25
3. HIPÓTESIS	27
4. OBJETIVOS	28
4.1. OBJETIVO GENERAL	28
4.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS	28
5. MARCO TEÓRICO	30
5.1 GENERALIDADES DE LAS PLANTAS DE PARAFINAS-TRATAMIENTOS CON HIDRÓGENO DE REFINERÍA COLOMBIANA	30
5.2 SULFURO DE HIDRÓGENO (H ₂ S)	34
5.3 GENERACIÓN DE VACÍO EN PLANTAS DE PROCESO	35
5.3.1 Eyectores	35
5.3.2 Factores de selección de eyectores	37
5.3.3 Materiales típicos empleados en eyectores y equipos asociados	37
5.3.4 Esquemas de generación de vacío multietapa	38
5.3.5 Condensadores de superficie	39
5.3.5.1 Eficiencia de los Condensadores de vacío	41
5.3.5.2 Conceptos de transferencia de calor para el diseño	44
5.3.6 Condensadores barométricos	46

5.3.7 Aspectos operacionales y de diagnóstico a considerar en los sistemas de vacío.	48
5.3.7.1 Factores externos	48
5.3.7.2 Factores internos	49
5.3.8 Generalidad para especificación de tuberías, bombas y válvulas de control de proceso	50
5.4 EMISIONES DE GASES EFECTO INVERNADERO (GEI)-HUELLA DE CARBONO.....	53
5.4.1 Categoría de emisiones en organizaciones.	53
5.4.2 Cálculo de la huella de carbono.....	57
5.5 ANÁLISIS DE CICLO DE VIDA.....	59
6. METODOLOGÍA	63
7. RESULTADOS DEL TRABAJO DE APLICACIÓN.....	65
7.1 CARACTERIZACIÓN (FLUJOS Y CALIDADES) DE LOS EFLUENTES DEL SISTEMA DE VACÍO ACTUAL (LÍQUIDO-GAS).	65
7.1.1 Estimación de los gases de cima T-1101A de la U-1100 (Parafínicas).	65
7.1.1.1 Procedimiento empleado.	67
7.1.1.2 Datos de entrada a la simulación U-1100	69
7.1.2. Estimación Gases De Cima T-1111a De La U-1110 (B.Nafténicas)	75
7.1.3. Resultados de simulación gases de cima torres T-1101A/T-1111A	85
7.1.3.1. Resultados gases de cima T-1101:	85
7.1.3.2. Resultados gases de cima T-1111.....	88
7.1.4. Simulación sistema de vacío U-1100/U-1110.....	90
7.1.4.1. Datos de entrada simulación sistema U-1100/U-1110.....	90
7.1.5. Resultados Estimación Gases De Salida Sistema De Vacío U-1100/U-1110	94
7.2. TENDENCIAS PARA LA GENERACIÓN DE VACÍO.....	96

7.3 EVALUACIÓN FINANCIERA (FACTOR J) DE LAS ALTERNATIVAS PROPUESTAS.....	96
7.4 ESTIMACIÓN DE LA HUELLA DE CARBONO PARA EVALUAR EL APORTE DE GASES CONTAMINANTES Y EFECTO INVERNADERO CONTRA LOS GENERADOS EN EL SISTEMA DE VACÍO	99
7.5 ESTIMACIÓN DE LOS IMPACTOS AMBIENTALES GENERADOS POR LAS PROPUESTAS EVALUADAS MEDIANTE UN ANALISIS DE CICLO DE VIDA (ACV).....	109
7.6. PLANTEAMIENTO DE UN DISEÑO CONCEPTUAL PARA LA ALTERNATIVA SELECCIONADA	116
7.6.1 Sistema propuesto.	116
7.6.2. Alcance general de los trabajos	118
7.6.3. Preparación de las bases de diseño y normas aplicables.....	119
7.6.3.1. Idioma.	119
7.6.3.2 Sistema de medidas	119
7.6.3.3. Condiciones ambientales de la refinería	120
7.6.3.4. Criterios de diseño.	120
7.6.3.5. Normas aplicables.	122
7.6.4. Alcances por especialidad.....	125
7.6.4.1. Especialidad proceso	125
7.6.4.1.1. Requerimiento de equipos, definición de capacidades y facilidades complementarias.....	125
7.6.4.1.2. Definición de cantidades y especificaciones del proceso.....	127
7.6.4.1.3. Dimensionamiento preliminar del área para distribución de equipos ...	129
7.6.4.1.4. Plano general de la distribución de equipos.....	129
7.6.4.1.5. Plano de localización del proyecto, vía de acceso, área geográfica	129
7.6.4.1.6. Análisis de servicios industriales y de los elementos externos	130
7.6.4.1.7. Recomendaciones de seguridad industrial:	130
7.6.4.1.8. Esquema operacional	130
7.6.4.1.9. Requerimientos de medición.....	132

7.6.4.1.10. Programa de constructibilidad inicial.....	132
7.6.4.1.11. Distribución de áreas.....	134
7.6.4.1.12. Diagramas de bloques	134
7.6.4.1.13. Planos esquemáticos	134
7.6.4.1.14. Diagrama preliminar de instrumentación y proceso (P&ID) de la planta	134
7.6.4.1.15. Hoja preliminar de balance de materiales	134
7.6.4.1.16. Hoja de datos del proceso	135
7.6.4.1.17. Diagrama de banderas (flujos, presiones y temperaturas).....	136
7.6.4.1.18. Diagramas de flujo simplificados.....	136
7.6.4.1.19. Grado de automatización requerido	137
7.6.4.1.20. Plan de transferencia tecnológica involucrada al proyecto.	137
7.6.4.1.21. Justificación económica	137
7.6.4.1.22. Estudios preliminares del impacto ambiental	138
7.6.4.1.23. Bases para la definición de las filosofías de operación, mantenimiento y confiabilidad.....	139
7.6.4.1.24. Análisis de riesgos operativos HAZOP.....	141
7.6.4.1.25. Requerimientos de control de calidad.....	141
7.6.4.2. Especialidad mecánica rotativa.....	141
7.6.4.2.1. Alcance de la especialidad.....	141
7.6.4.2.2. Programa de constructibilidad inicial.....	142
7.6.4.2.3. Identificación de equipos principales (tamaño, precios, facilidad de obtención):	142
7.6.4.2.4. Bases para la definición de las filosofías de mantenimiento, operación y confiabilidad.	142
7.6.4.2.5. Análisis de Causa Raíz - RCA del Equipo Rotativo a cambiar	142
7.6.4.2.6. Requerimientos de control de calidad	142
7.6.4.3. Especialidad mecánica estática y tubería	143
7.6.4.3.1. Alcance de la especialidad.....	143

7.6.4.3.2. Bases para la definición de las filosofías de mantenimiento, operación y confiabilidad.	144
7.6.4.3.3. Plot Plan.....	144
7.6.4.3.4. Requerimientos de control de calidad	144
7.6.4.4. Especialidad civil.....	145
7.6.4.4.1. Plano de localización del proyecto, vía de acceso, área geográfica	145
7.6.4.4.2. Programa de constructibilidad inicial.....	145
7.6.4.4.3. Distribución de áreas	145
7.6.4.4.4. Condiciones del lugar.....	146
7.6.4.4.5. Requerimientos de control de calidad	146
7.6.4.5. Especialidad eléctrica	146
7.6.4.5.1. Alcance de la especialidad.....	146
7.6.4.5.2. Capacidades y características de los sistemas operacionales	146
7.6.4.5.3. Requerimientos de medición.....	149
7.6.4.5.4. Programa de constructibilidad inicial.....	149
7.6.4.5.5. Identificación de equipos principales (tamaño, precios, facilidad de obtención)	149
7.6.4.5.6. Diagramas Unifilares.....	149
7.6.4.5.7. Requerimientos de control de calidad	149
7.6.4.6. Especialidad instrumentos	150
7.6.4.6.1. Alcance de la especialidad y requerimientos de Instrumentación, Control y/o Medición	150
7.6.4.6.2. Filosofía de control.....	152
7.6.4.6.3. Filosofía de protección	153
7.6.4.6.4. Grado de automatización	153
7.6.4.6.5. Capacidades y características de los sistemas de control operacional (nuevos y existentes	153
7.6.4.6.6. Programa de constructibilidad inicial.....	154
7.6.4.6.7. Identificación de equipos e instrumentación principales (tecnología, tamaño, precios, facilidad de obtención):.....	154

7.6.4.6.8. Listado de instrumentos con asignación de TAGs (formato estándar) .	154
7.6.4.6.9. Plan de transferencia tecnológica involucrada al proyecto	154
7.6.4.6.10. Descripción de interfaces o comunicaciones con otros sistemas y especialidades	155
7.6.4.6.11. Alcance y requerimientos Sistemas Telecomunicaciones	155
7.6.4.6.12. Evaluación de alternativas	155
7.6.4.6.13. Requerimientos de control de calidad	155
7.6.5. Anexos	155
7.7 DETERMINACIÓN DE INDICADORES DE SOSTENIBILIDAD PARA LA OPCIÓN SELECCIONADA.....	156
7.7.1 Enfoque técnico	157
7.7.2 Enfoque ambiental.	160
CONCLUSIONES	168
BIBLIOGRAFÍA.....	169
ANEXOS.....	173

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Identificación de corrientes U- 1100.....	68
Tabla 2. Corrientes adicionales simulación U-1100	69
Tabla 3. Balance Másico U-1100- reportado en RIS.....	70
Tabla 4. Curva de destilación Base Parafínica B.Stock Nov 2008.....	71
Tabla 5. Características Base Parafínica B.Stock Nov 2008	71
Tabla 6. Porcentaje de azufre en carga(A) y en corriente (2)	72
Tabla 7. Cromatografía Gas de recicló D- 1107, Muestra CDLAB 18/01/2012	72
Tabla 8. Condiciones de operación Tambor U-1100.....	73
Tabla 9. Identificación de corrientes U- 1100.....	76
Tabla 10. Corrientes adicionales simulación U-1100	77
Tabla 11. Balance Másico U-1110, reportado en RIS.....	78
Tabla 12. Curva de destilación Base Nafténica pesada Mayo 2008	79
Tabla 13. Características Base Nafténica pesada Mayo 2008	80
Tabla 14. Contenido de Azufre Destilado Nafténico (Z), CDLAB1	80
Tabla 15. Contenido de Azufre Base Nafténica pesada (11), CDLAB	81
Tabla 16. Condiciones de operación Tambores U-1110.....	83
Tabla 17. Frecuencia por tipo de carga U-1100.....	85
Tabla 18. Datos Balance U-1100 usados en la simulación/resultados Simulación.	86
Tabla 19. Corrientes y relación de corrientes para días de operación simulados en HYSYS.....	87
Tabla 20. Frecuencia por tipo de carga U-1110.....	88
Tabla 21. Datos Balance U-1110 usados en la simulación/resultados simulación	89
Tabla 22. Corrientes y relación de corrientes para días de operación simulados en HYSYS.....	89

Tabla 23. Identificación de corrientes en simulación del sistema de vacío	91
Tabla 24. Datos de diseño corriente E1	92
Tabla 25. Composición típica gases no condensables en sistemas de vacío	93
Tabla 26. Composición típica de HC en gases no condensables	93
Tabla 27. Flujo de gases no condensables salida del sistema de vacío U-1100/U-1110	94
Tabla 28. Composición gases no condensables salida del sistema de vacío U-1100/U-1110	95
Tabla 29. Estimación de factor J alternativas planteadas	98
Tabla 30. Consumos promedio energéticos mensuales (Kw-h/mes) Año 2012	100
Tabla 31. Consumos promedio mensuales de gas (KPC/mes) en los equipos de combustión-Año 2012	100
Tabla 32. Poderes caloríficos promedios de gas en equipos de	101
Tabla 33. Conteo general de equipos para emisiones fugitivas	102
Tabla 34. Estimación de accesorios para emisiones fugitivas	102
Tabla 35. Factores de emisión empleados en fuentes directas e indirectas	103
Tabla 36. Factores de emisión empleados en emisiones fugitivas en	104
Tabla 37. Cálculo de gases efecto invernadero de las plantas de tratamiento con hidrógeno	105
Tabla 38. Estimación de gases contaminantes de las plantas de tratamiento con hidrógeno	107
Tabla 39. Efecto de cada alternativa sobre las categorías de impacto	115
Tabla 40. Unidades a emplear	120
Tabla 41. Condiciones ambientales en Barrancabermeja	120
Tabla 42. Especificaciones de diseño	121
Tabla 43. Especificaciones de diseño U-1120	121
Tabla 44. Equipos del nuevo sistema	126
Tabla 45. Manejo de cargas en el sistema de vacío	128
Tabla 46. Manejo de cargas en el sistema de vacío U-11201	128
Tabla 47. Corrientes líquidas efluente del sistema	129

Tabla 48. Información de proceso del sistema	135
Tabla 49. Efectos preliminares ambientales sociales de la propuesta.....	138
Tabla 50. Parámetros mínimos de cableado eléctrico	148
Tabla 51. Parámetros mínimos de cableado del sistema de control	148
Tabla 52. Base de cálculo para caso base	157
Tabla 53. Costos y pérdidas anuales con el sistema actual instalado1	158
Tabla 54. Base de cálculo para la alternativa seleccionada	158
Tabla 55. Costos y pérdidas anuales con la alternativa	159
Tabla 56. Reducción de costos de la alternativa seleccionada.....	159
Tabla 57. Reducción de vertimientos y emisiones en las Plantas de tratamiento con hidrógeno	160
Tabla 58. Reducción en las categorías de impacto	163
Tabla 59. Reducción en las categorías de daño	164
Tabla 60. Evaluación Financiera.....	165

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Esquema básico de área de Parafinas	31
Figura 2. Esquema del sistema actual de vacío de planta de tratamiento con hidrógeno	33
Figura 3. Esquema de un eyector	36
Figura 4. Arreglos industriales de eyectores, condensadores y poscondensador	39
Figura 5. Condensador de Superficie de un sistema de vacío	39
Figura 6. Esquema híbrido-eyectores- condensador y bomba	40
Figura 7. Condensador de superficie	42
Figura 8. Condensadores barométricos (Fuente: Aguirre 2010)	47
Figura 9. Clasificación de las emisiones GEI	56
Figura 10. Ecuación para el cálculo de carbono	59
Figura 11. Diagrama simplificado U-1100 (B. Parafínicas)	67
Figura 12. Simulación en HYSYS U-1100	69
Figura 13. Diagrama simplificado U-1110	75
Figura 14. Simulación en HYSYS U-1110	77
Figura 15. Diagrama de simulación sistemas de vacío U-1100/U-1110	90
Figura 16. Entradas y salidas de la tecnosfera para el caso actual	111
Figura 17. Entradas y salidas de la tecnosfera-Alternativa 1	111
Figura 18. Entradas y salidas de la tecnosfera-Alternativa 2	112
Figura 19. Entradas y salidas de la tecnosfera-Alternativa 3	112
Figura 20. Diagrama de red de impactos globales en las plantas vs caso actual	114
Figura 21. Diagrama de contribución del proceso para la producción de bases lubricantes	114
Figura 22. Indicadores de daño ambiental	115
Figura 23. Esquema propuesto	118

Figura 24. Diagrama de red comparativo entre el caso actual y la propuesta161

LISTA DE GRAFICAS

	Pág.
Gráfica 1. Categorías de impacto generado	162
Gráfica 2. Daño ambiental	163

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
Anexo A. de proceso 1. Propuesta técnica de proveedor (GRAHAM)	173
Anexo B de proceso 2. Plano de distribución de equipos	189
Anexo D. de proceso 4. Desmantelamiento de líneas y equipos	192
Anexo E. de proceso 5. Diagrama de bloques.....	193
Anexo F de proceso 6. P&ID Sistema de vacío U-1100,U1110 y U-1120	194
Anexo G. de proceso 7. Diagrama de banderas	195
Anexo H. de proceso 8. Diagrama de flujo simplificado	196
Anexo I de proceso 9. Listado de instrumentos	197
Anexo J.de proceso 10. Análisis de riesgos HAZOP	198
Anexo K. de proceso 11. Listado de líneas y equipos.....	199
Anexo L. de proceso 12. Análisis financiero de las alternativas.....	200
Anexo M. de proceso 13. Esquemas y tablas del ACV-SIMA PRO 7.1.....	201
Anexo N. de proceso 14. Simulaciones en HYSYS 7.3	206

RESUMEN

TITULO: DEFINICIÓN DE UN ESQUEMA TÉCNICO ECONÓMICO SOSTENIBLE DE OPERACIÓN PARA EL SISTEMA DE VACÍO DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTOS CON HIDRÓGENO *

AUTOR: EDGAR ALFONSO CORREA QUINTANA **

PALABRAS CLAVES: simulación de procesos, diseño, ingeniería, análisis financiero, análisis de ciclo de vida

CONTENIDO:

El presente trabajo plantea la mejor alternativa desde el punto de vista técnico, económico y ambiental para mejorar el desempeño operacional del sistema de vacío de una planta hidrotratadora de bases lubricantes en una refinería colombiana, el trabajo incluye la valoración de la alternativa bajo un enfoque de reducción de impactos ambientales en 4 categorías definidas (toxicidad humana, acidificación acuática, eco toxicidad acuática y calentamiento global), empleándose para ello un modelo de análisis de ciclo de vida (ACV) calculado mediante el programa SIMAPRO V7.1.

El trabajo de aplicación hace un diagnóstico de los principales parámetros de composición y flujo de las corrientes asociadas al sistema de vacío (actualmente no es posible la medición) empleando el simulador de procesos HYSYS 7.3. A partir del diagnóstico, se especifica el mejor esquema de implementación en sitio, al igual que los criterios de ingeniería y evaluación financiera de proyectos que debe considerar la compañía para lograr la mayor rentabilidad.

El resultado del estudio sugiere cambiar la tecnología existente, que consiste en un sistema de condensadores barométricos con tambor acumulador no hermético, por un sistema de vacío con condensadores de superficie y disposición segura de sus corrientes.

La relación beneficio-costos de la propuesta fue calculada en 1.9 contra 1.5, la cual es la relación mínima requerida por la empresa en sus proyectos de inversión con un tiempo de retorno de la inversión de 15 años.

Los resultados obtenidos de la valoración de impactos ambientales de la alternativa propuesta permitieron identificar y calcular una reducción del 42% en las unidades de toxicidad humana, 7% en eco toxicidad acuática, 94% en acidificación acuática y 0.27% en calentamiento global.

* Trabajo de Aplicación

** Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Maestría en Ingeniería Ambiental Director: Edgar Fernando Castillo

ABSTRACT

TITLE: DEFINITION OF A TECHNICAL ECONOMIC SUSTAINABLE OPERATION SCHEME OF A VACUUM SYSTEM FOR HYDROTREATING PLANT*

AUTHOR: EDGAR ALFONSO CORREA QUINTANA**

KEYWORDS: process simulation, design, engineering, financial analysis, life cycle analysis

CONTENTS:

This paper presents the best alternative from a technical , economic and environmental view to improve the operational performance of the vacuum system in a hydrotreating plant of lube oils in a Colombian refinery, the work includes the evaluation of the alternative under a environmental impacts reduction approach defined in 4 categories (human toxicity , aquatic acidification , eco aquatic toxicity and global warming), using for this purpose a life cycle analysis(LCA) model calculated by the SIMAPRO V7.1 software. .

Applied work makes an analysis of the main parameters of composition and flow of associated stream with the vacuum system (currently a full measure is not possible) by using the HYSYS 7.3 process simulator. From this diagnosis, the best option is specified to implementation in site, as well as engineering judgment and financial evaluation projects are considered for a greatest company profitability.

The study results suggests changing the existing current technology , consisting of a barometric condenser system with accumulator drum not airtight, by a vacuum system with surface condensers and safe disposal of its effluent streams .

The benefit-cost ratio of the proposal was estimated at 1.9 versus 1.5, which is the minimum required by the company in its investment projects relating a period of 15 years payback. The results of the assessment of environmental impacts of the proposed alternative makes possible to identify and calculate a 42% reduction in human toxicity units , 7% in eco aquatic toxicity , aquatic acidification in 94 % and 0.27 % on global warming.

* Applied work

** Physical chemistry engineering faculty.Chemical engineering school. Master of Environmental Engineering Director: Edgar Fernando Castillo

INTRODUCCIÓN

La refinería colombiana de Barrancabermeja es la más grande del país con una capacidad instalada de procesamiento de 250.000 barriles, sus inicios de construcción y montaje se remontan a los años 20 época en la cual con capital privado americano se inicia su construcción y en general el proceso de refinación en Colombia. Este proceso ha tenido importantes avances y evolución a lo largo de 93 años de historia, sin embargo en contados y específicos casos, la refinería opera con tecnologías, plantas o secciones de proceso de los años 50,60 y 70s que no han sido modificadas o actualizadas a la fecha, dentro de estas plantas se destacan las unidades de hidrotratamiento de bases lubricantes, las cuales son el objeto del presente estudio, las mismas han permitido identificar oportunidades en cuanto a eficiencia operativa, impacto ambiental y ocupacional, las cuales el presente trabajo aborda en grado de detalle, con el objetivo de seleccionarse una alternativa que permita integrarse bajo un marco de sostenibilidad en las dimensiones técnica-económica y ambiental, sin ser por supuesto menos importante el análisis y los efectos sociales que las mejoras podrían ofrecer a la comunidad, el estudio social no está contemplado dentro del alcance del presente trabajo.

Los actuales sistemas de generación de vacío (condensadores barométricos) en las plantas de tratamientos de bases lubricantes, no son eficientes en el manejo y disposición del recurso agua como tampoco lo son en la afectación al recurso aire donde los equipos están emitiendo altas cantidades de gas toxico (Sulfuro de hidrogeno-H₂S) con inminente y permanente riesgo ocupacional para el personal que labora en el área.

El presente trabajo de aplicación, propone las mejores alternativas y tecnologías que ofrece la industria para el mejoramiento integral del sistema de vacío, por intermedio de un análisis interdisciplinario en equipo que contó con la participación de expertos y el proveedor (GRAHAM) de amplia tradición y trayectoria en el diseño y montaje de sistemas de vacío a lo largo del mundo, con los resultados técnicos obtenidos se selecciona la mejor alternativa, empleándose para ello el desarrollo de un análisis financiero (beneficio-costos) en el marco que rige los proyectos internos de la refinería.

Posteriormente se complementa el resultado del análisis financiero con el desarrollo de la metodología de análisis de ciclo de vida (ACV) de acuerdo a ISO14040, la cual permite estimar los impactos ambientales que cada una de las alternativas planteadas y seleccionadas genera para el proceso global de la planta y así mismo buscar correspondencia para los resultados económicos y técnicos estimados inicialmente. Los resultados de ACV obtenidos y calculados mediante el software SIMAPRO permiten evidenciar la coherencia y beneficios que representa para las plantas, el cambiar una tecnología obsoleta por una tecnología nueva (condensadores de superficie), los resultados obtenidos de los impactos muestran una reducción importante para las categorías de impacto ambiental toxicidad humana, acidificación acuática, eco toxicidad acuática y calentamiento global.

Por último, con los resultados obtenidos y calculados (algunos mediante simulación HYSYS) se elabora un documento de ingeniería conceptual el cual define el alcance y las normas técnicas de ingeniería que aplicaran a las etapas posteriores del proyecto de implementación como son las etapas de ingeniería básica y conceptual.

1. DIAGNÓSTICO

El sistema de vacío actual de una planta de tratamientos con hidrógeno de una refinería colombiana, corresponde a un diseño y montaje realizado en los años 50 denominado de "condensador barométrico por contacto directo", estos condensadores tienen el objetivo de generar las condiciones de vacío ideales para la operación de torres separadoras o despojadoras de productos terminados específicamente en la planta de parafinas. El sistema de vacío por condensador barométrico lo compone principalmente un sistema de eyectores en dos etapas los cuales succionan gases no condensables de los flujos de cima de las torres despojadoras, por intermedio de la fuerza motriz de un vapor de 150 psig aplicado a cada uno de los 4 eyectores existentes.

Cada una de las etapas de los eyectores (Figura 2) dispone igualmente de tambores receptores o condensadores del vapor, los cuales emplean como medio de enfriamiento para condensación, la inyección de agua cruda de la ciénaga Miramar (sin tratar) por contacto directo o mezcla, lo cual garantiza las condiciones operativas del sistema, adicionalmente los tambores receptores disponen de una tubería vertical (piernas barométricas) que hace sello líquido con un reservorio (pozo caliente) ubicado bajo nivel, evitando la entrada de aire al sistema o permitiendo las condiciones de vacío necesarias para el proceso.

El sistema actual presenta las siguientes limitaciones:

- El consumo de agua para condensar vapor por mezcla directa genera no sólo un alto volumen de agua como insumo (por baja área de contacto), sino sobre carga de los sistemas que reciben los efluentes finales (Planta PTAR de la Refinería).

- Por ser un sistema de contacto directo (vapor, gases no condensables con hidrocarburo y agua cruda Miramar) el mayor volumen de agua que se dispone en PTAR presenta contenidos de hidrocarburo y fenoles con efectos en los tratamientos biológicos.
- Los vapores generados tanto en los tambores receptores como en el pozo caliente, tienen la presencia de un gas altamente tóxico denominado H₂S (Ácido Sulfhídrico) el cual se emite al ambiente y ha generado eventos de alto riesgo (Ver numeral 2.1) para las personas del área.
- El sistema en su diseño original no cuenta con adecuados sistemas de instrumentación y control, motivo por el cual los ajustes del vacío se realiza de manera manual por parte del operador del área, manipulando al tanteo (de temperatura) el vapor y flujo de agua Miramar para garantizar las condiciones requeridas.
- Inyectar agua cruda Miramar por presentar altos niveles de sólidos (sedimentos), genera altas deposiciones de material y lodos en el pozo caliente induciendo a taponamiento de filtros del sistema de bombeo de retiro del agua excedente.

En la industria existen tecnologías que permiten generar ventajas comparativas en cuanto ahorro de agua de enfriamiento (condensadores de superficie) y manejo o disposición de gases peligrosos (condensadores de superficie con bombas de anillo líquido); los sistemas de condensación barométrica (como el actual) pueden ser una buena opción en la medida que se asegure un adecuado plan o manejo de disposición de las corrientes líquidas y gaseosas excedentes del proceso.

2. ANTECEDENTES Y JUSTIFICACIÓN

2.1 ANTECEDENTES

La Refinería de combustibles de la ciudad de Barrancabermeja (Colombia), trabaja desde hace varios años en planes de reducción del consumo de agua fresca y vertimientos de aguas residuales a los cuerpos de agua.

En el 2009 se inició el plan de integración de aguas de la Refinería con filosofía cero descargas líquidas (ZLD), el cual incluye, opciones de reúso, reciclaje y reducción de efluentes, con miras a lograr la optimización del uso del agua y la reincorporación de corrientes residuales a los procesos de refinería. Dentro de las oportunidades de reducción en el consumo de agua y generación de aguas residuales se identificó “El cambio de los sistemas de vacío en las plantas de tratamiento con hidrógeno”.

Por otra parte, el alto contenido de H₂S (ácido sulfhídrico) y gases explosivos generados por el sistema de vacío en el denominado pozo caliente de la instalación, ha generado incidentes operacionales y ambientales:

- En el 2002 la pérdida de sello en la torre despojadora T1101A generó la formación de una nube explosiva que al entrar en el área de las piernas barométricas hizo explosión.
- En el 2008 se presentaron altas concentraciones de H₂S en el área (> 10 ppm), generando riesgos sobre las personas nivel H (Riesgo Alto) e impactando la imagen de la empresa. En base a este incidente se realizó un

RCA (Análisis de Causa Raíz) en el cual se plantean alternativas de cambios tecnológicos o mejora en el esquema operativo del sistema de vacío actual.

- En el 2008 el pozo caliente fue hermetizado y se le adecuó un tubo de desfogue para el H₂S y gases tóxicos que descarga en la atmósfera, por lo cual, aunque se ha disminuido la concentración de H₂S (a nivel del piso) en el área no se ha solucionado el problema base.

2.2 JUSTIFICACIÓN

Este proyecto hace parte del plan de integración de agua de la Refinería con la filosofía cero descargas líquidas, el cual permitirá alcanzar estándares internacionales, cumpliendo con las políticas y normatividad en relación a la preservación de los recursos naturales y el medio ambiente.

El cambio tecnológico de los sistemas de vacío actuales, puede reducir en un nivel de 5000 lb/h el consumo de vapor de la unidad, adicional a 305 gpm de agua cruda de la ciénaga Miramar empleados en los sistemas de despojo al vacío de la planta de tratamientos con hidrógeno, con un costo total cercano a los \$ 410 kUSD/año. El vapor y agua que consumen los sistemas de vacío generan 315 gpm de aguas aceitosas con alto contenido de amoniaco, fenoles, grasas y sulfuros, los cuales se descargan a la red de aguas aceitosas, generando impactos ambientales importantes por emanaciones en los trayectos que conducen al destino final de tratamiento. Este volumen de vertimiento de aguas corresponde al 8% de la carga total a la PTAR (planta de tratamiento de aguas residuales), con un costo de tratamiento de \$ 25 kUSD/año.

La producción de estas aguas residuales aceitosas genera emisiones de H₂S (ácido sulfhídrico) en la planta de tratamientos con hidrógeno, en ocasiones estas

emisiones han sobrepasado los límites de exposición permisible decretados por la American Conference of Industrial Hygienists (ACGIH), TLV= 10 ppm (Como TWA*) y 15 ppm (Como STEL**). Esta condición genera una valoración de riesgos sobre las personas de Nivel H en el área operativa de la planta, lo cual exige alternativas de intervención y disminución del riesgo.

Existe un incentivo adicional que evalúa el proyecto y es el direccionamiento útil y práctico de la corriente de H₂S, bien sea a una planta de ácido sulfúrico o una planta de ruptura catalítica para recuperación como azufre líquido (potencial previsto 0,4 toneladas/día).

La implementación de este proyecto de aplicación permitirá obtener beneficios económicos por ahorro en el consumo de vapor-agua, beneficios ambientales por disminución de emisiones de H₂S, disminución de contaminantes y carga (agua agria) a la PTAR (planta de tratamiento de aguas residuales).

3. HIPÓTESIS

La revisión de literatura y la consulta técnica a fabricantes expertos en el diseño de sistemas de generación de vacío para plantas industriales, pueden permitir identificar alternativas técnico-económicas y ambientales que sean la base para generar una propuesta integral de ingeniería conceptual.

4. OBJETIVOS

4.1. OBJETIVO GENERAL

Definición de un esquema técnico económico sostenible de operación para el sistema de vacío de una planta de tratamientos con hidrógeno.

4.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Conformar una línea base de estudio consistente en la caracterización (flujos y calidades) de los efluentes del sistema de vacío actual (Líquido-Gas).
- Identificar mediante revisión de literatura o consulta a experto las principales tendencias tecnológicas de generación de vacío en Refinerías.
- Formular un modelo simplificado que contenga las principales variables y características de cada tecnológica disponible, plantear escenarios de reconversión del sistema de vacío, con el fin de visualizar el impacto global sobre la Planta.
- Realizar el diseño conceptual de la mejor alternativa identificada mencionando el direccionamiento seguro de gases peligrosos (H_2S) y vertimiento de agua proveniente del sistema de vacío propuesto.
- Determinar indicadores de sostenibilidad de la opción tecnológica seleccionada, mediante el análisis de ciclo de vida (ACV) para las categorías

de impacto ambiental, toxicidad humana, acidificación acuática, eco toxicidad acuática y calentamiento global.

5. MARCO TEÓRICO

5.1 GENERALIDADES DE LAS PLANTAS DE PARAFINAS-TRATAMIENTOS CON HIDRÓGENO DE REFINERÍA COLOMBIANA

Las plantas de Parafinas de la Refinería Colombiana de Barrancabermeja (Figura 1) se encargan de producir las diferentes bases lubricantes y parafínicas que requiere el mercado nacional colombiano.

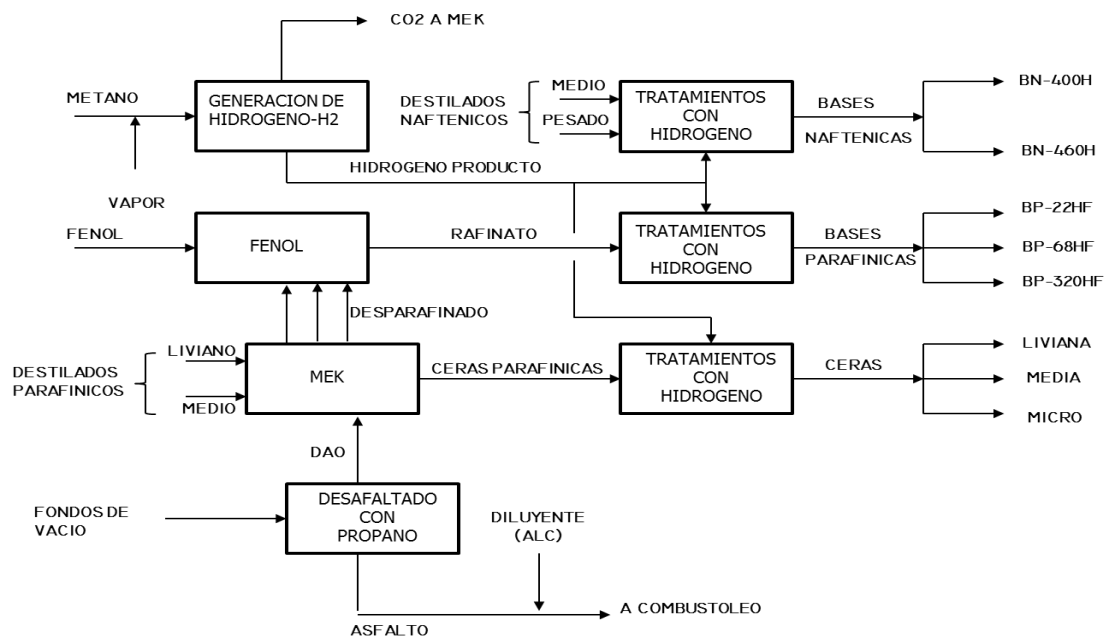
El proceso integral lo conforman 4 secciones de proceso, las cuales se enuncian a continuación (Grupo de excelencia operacional, 2011):

1. **DAP.** Este proceso involucra la extracción líquido-líquido, utilizando propano como solvente, para separar el material parafínico del aromático y asfáltico presente en los fondos de vacío provenientes de la Unidad de Destilación Combinada (CDU). En este proceso se obtiene un aceite desasfaltado denominado (DAO) con bajo contenido de contaminantes rico en ceras y un residuo de fondos DAP en el cual se concentran los asfáltenos (precursores de carbón) contenidos en la carga.
2. **Fenol.** Este proceso es una extracción líquido-líquido donde se utiliza fenol como solvente para separar el material parafínico del aromático y/o nafténico, de esta forma se mejora el índice de viscosidad del producto de interés de esta planta (rafinato).
3. **MEC.** Proceso realizado a baja temperatura que permite separar las ceras que se encuentran en las fracciones lubricantes de crudo mediante el uso de un solvente (50% MEC + 50% tolueno). La baja temperatura permite la

precipitación de la cera y el solvente facilita la separación de la cera y el aceite lubricante.

4. **Tratamiento con Hidrógeno.** Este tratamiento busca mejorar la calidad de los aceites y las ceras mediante el proceso de hidrogenación no severa. Los aceites mejoran su color, índice de viscosidad y estabilidad a la oxidación debido a la remoción de azufre, oxígeno, nitrógeno y la saturación de olefinas.

Figura 1. Esquema básico de área de Parafinas



Fuente: Refinería Colombiana

La sección de tratamiento con Hidrógeno es la delimitación del sistema de control para el presente trabajo, y en el cual se desarrollará, está conformada por 3 unidades (U-1110, U-1110 y U-1120) que tienen la misma función básica; hidrogenar cargas específicas para cada una.

Las cargas específicas son: aceites parafínicos (U-1100), destilados nafténicos (U-1110) y ceras (U-1120) que provienen de las siguientes unidades.

- Aceites parafínicos (rafinato) provenientes de la unidad de Fenol.
- Destilados nafténicos provenientes de la unidad de CDU (Unidad Destilación Combinada).
- ALC de CDU.
- ACPM de alto azufre del Pool o almacenamiento del mismo.
- Ecoil Proveniente de la Unidad de desparafinado MEK.
- Parafina dura o cera parafínica proveniente de la unidad de desparafinado MEK.

El proceso de hidrogenación se realiza mediante una reacción catalítica (con catalizadores de óxido de níquel) a alta temperatura y presión, generando productos valiosos de interés comercial para la refinería como son:

- Base parafínica
- Base nafténica
- ALC y ACPM hidrotratados
- Ecoil 15H
- Parafina hidrotratada (cera)

Base Parafínica. La corriente de base parafínica es obtenida del fondo de la torre secadora al vacío T-1101B y se envía a almacenamiento. Se pueden obtener tres tipos de bases parafínicas: liviana, media, bright stock.

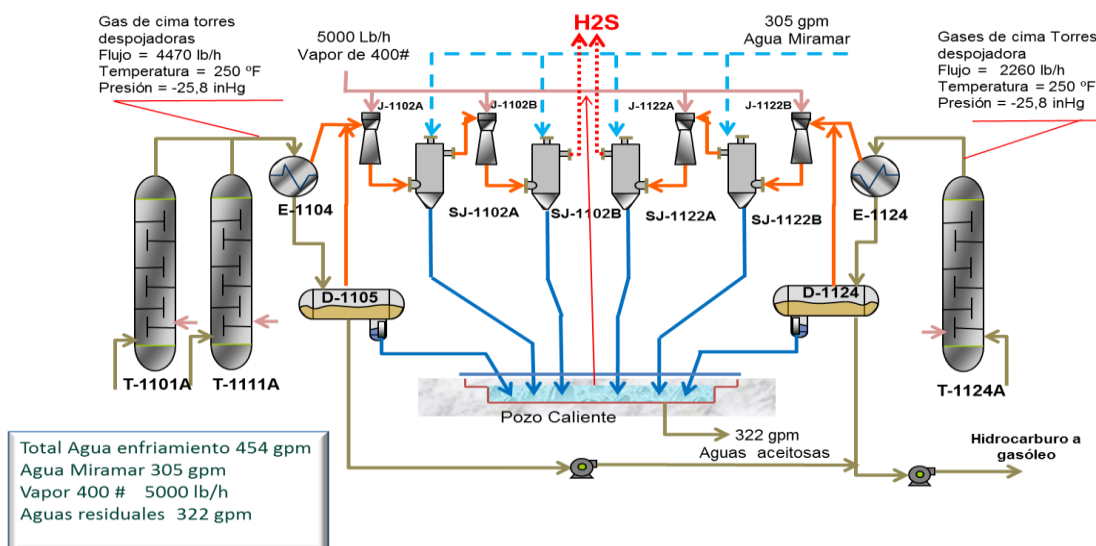
Base Nafténica. La corriente de base nafténica se obtiene del fondo de la torre secadora al vacío T-1111B y se envía a almacenamiento. En la unidad se obtienen dos tipos de bases nafténicas: base nafténica media y base nafténica pesada. ALC y ACPM Hidrotratados. La corriente de ALC y ACPM se obtiene del fondo de la torre secadora al vacío T-1111B y se envía al almacenamiento de ACPM de bajo azufre.

Ecoil 15H. La corriente de Ecoil 15H se obtiene del fondo de la Torre Secadora al Vacío T-1111B y se envía a almacenamiento.

Parafina Hidrotratada. La corriente de base parafínica se obtiene del fondo de la torre secadora al vacío T-1121B y se envía a almacenamiento. En la unidad se obtienen tres tipos de parafinas: liviana, media, microcristalina.

El refinamiento final de calidad de los productos anteriormente mencionados depende de los sistemas de vacío (Figura 2), de ahí la importancia del correcto desempeño de los mismos y sus partes constitutivas. Los sistemas de vacío de las tres unidades de tratamiento por su función y diseño original, generan emisiones con presencia de sulfuro de hidrógeno (H_2S) a la atmósfera en el denominado pozo caliente (equipo receptor de condensado) con el correspondiente y directo riesgo para el personal del área, por otro lado el vertimiento producto de la mezcla de enfriamiento del vapor del sistema de eyectores con el flujo de agua de la ciénaga Miramar (en los tambores barométricos) genera un volumen importante de agua, con destino final la planta de tratamiento de aguas residuales (PTAR).

Figura 2. Esquema del sistema actual de vacío de planta de tratamiento con hidrógeno



5.2 SULFURO DE HIDRÓGENO (H₂S)

En las plantas de refinación de petróleo, normalmente la presencia de gas H₂S se genera a partir de los procesos de hidrotratamiento de combustibles livianos o residuos pesados, procesos en los cuales el azufre contaminante (precursor de lluvia ácida e irritación de mucosas en las personas) es retirado de las moléculas de hidrocarburo a partir de una reacción química catalítica con hidrógeno a alta temperatura y alta presión. El excedente de la anterior reacción es gas H₂S que normalmente se trata para producir Azufre líquido o se quema en sistemas de incineración.

En los sistemas de separación o fraccionamiento de estas unidades se pueden presentar por consideraciones de diseño u problemas operacionales, leves fugas o venteos de este gas al ambiente con el correspondiente riesgo que este implica.

El gas H₂S es un gas incoloro, inflamable y extremadamente peligroso con olor a "huevo podrido". Adicional a contenerlo el petróleo, el gas natural o ser un excedente del proceso de Refinación como se comentó anteriormente, puede ser producido por la descomposición de materia orgánica y desechos humanos/animales (por ejemplo, aguas negras). Es más pesado que el aire y puede acumularse en áreas bajas y cerradas, pobremente ventiladas, como sótanos, bocas de registros, bóvedas subterráneas para líneas de alcantarillado, teléfonos y eléctricas.

Los efectos sobre la salud varían dependiendo de cuánto tiempo y a qué nivel se esté expuesto. Las personas asmáticas pueden estar en mayor riesgo.

- Concentraciones bajas: irritación de ojos, nariz, garganta o sistema respiratorio; los efectos pueden tardar en aparecer.

- Concentraciones moderadas: efectos más severos en los ojos y la respiración, dolor de cabeza, mareos, náusea, tos, vómitos y dificultad al respirar.
- Concentraciones altas: estado de shock, convulsiones, incapacidad para respirar, coma, muerte; los efectos pueden ser extremadamente rápidos (en pocos respiros).

Se considera que concentraciones arriba de 100 ppm representan riesgo inmediato para la vida y salud (IDLH) (OSHA, 2013).

5.3 GENERACIÓN DE VACÍO EN PLANTAS DE PROCESO

Los sistemas de generación de vacío en plantas de proceso y refinerías de petróleo normalmente lo componen arreglos de eyectores con vapor, sistemas de condensadores (intercambiadores de coraza y tubo) o enfriamiento de contacto directo (mezcla de una corriente fría con vapor motriz proveniente de los eyectores), tambores acumuladores con sistemas de venteo para retirar los no condensables, en ocasiones de sello y sistemas de bombeo para recuperación del condensado.

5.3.1 Eyectores. El eyector es una bomba de vacío, generalmente movida por vapor, que no tiene partes móviles y que es capaz de alcanzar presiones absolutas de entre 1 micrón y 30 pulgadas de Hg (Exxon Mobil, 1996).

El principio de funcionamiento es el siguiente: el fluido motriz, generalmente vapor, es acelerado en una tobera convergente-divergente, convirtiendo la presión en velocidad. Debido al efecto Venturi, la presión en la descarga es muy baja, produciendo una succión del fluido aspirado en la cámara de mezcla.

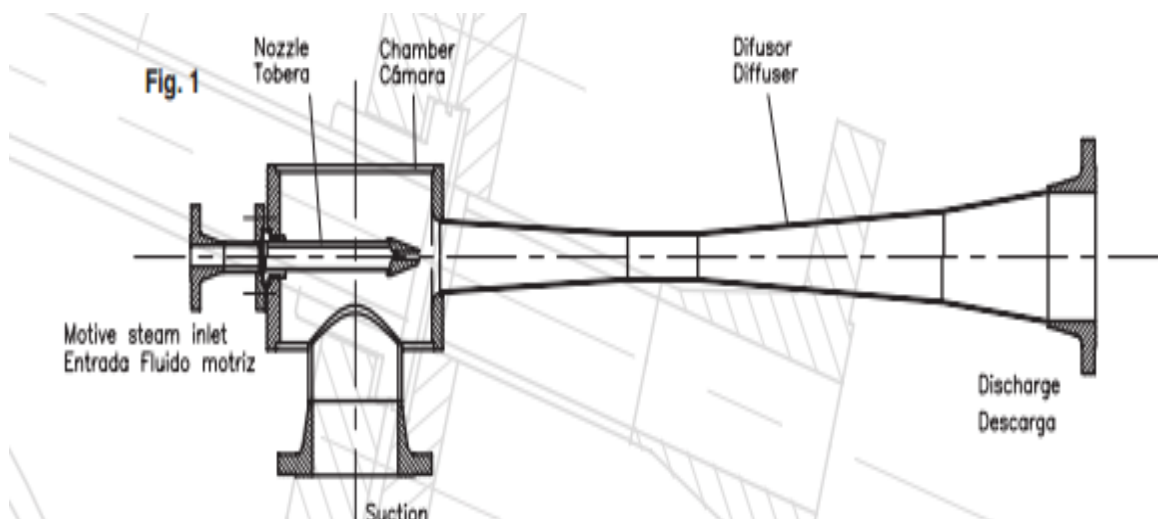
La mezcla del fluido motriz y aspirado es introducida en el difusor, donde se transforma la velocidad en presión, obteniendo en la descarga una presión intermedia entre la del fluido motriz y el impulsado.

La salida del difusor se direcciona hacia un intercambiador o condensador de superficie, donde a baja temperatura y presión se condensa parte del vapor favoreciendo la aceleración y formación del vacío al pasar de estado vapor a líquido (reducción de volumen).

Componentes: el eyector está formado básicamente por tres elementos (Figura 3):

- Cámara de aspiración
- Tobera
- Difusor de mezcla

Figura 3. Esquema de un eyector



Normalmente los eyectores tienen una curva de capacidad fija, en la cual la capacidad del eyector es función de la presión absoluta en la entrada al eyector y la capacidad incrementa hasta cierto punto con la presión, pero si se supera la

presión de diseño la capacidad no se incrementa y por el contrario la capacidad se disminuye por un efecto de choque del vapor en la garganta del difusor (Berkeley, 1958).

Algunos aspectos que influyen en el desempeño de los eyectores y el sistema de vacío en general tienen que ver con erosión o desgaste de las boquillas del eyector, taponamiento de las mismas, presión o disponibilidad insuficiente del vapor motriz al eyector, alta temperatura o insuficiencia en el flujo de enfriamiento de agua o una sobrecarga con vapores de extracción del sistema, de igual forma limitaciones hidráulicas en los sistemas de interenfriadores (entre eyectores) genera efectos no deseados en las condiciones de vacío.

5.3.2 Factores de selección de eyectores. Los siguientes factores deben ser considerados para seleccionar correctamente un sistema de eyectores para generación de vacío:

1. Presión/Temperatura de succión en la brida de aspiración del eyector.
2. Presión de descarga requerida.
3. Naturaleza de la carga (composición, vapores corrosivos, etc.).
4. Capacidad requerida.
5. Mínima presión de vapor disponible para el sistema eyector.
6. Máxima temperatura del agua de entrada a condensadores.
7. Tipo de condensador requerido: barométrico o de superficie.

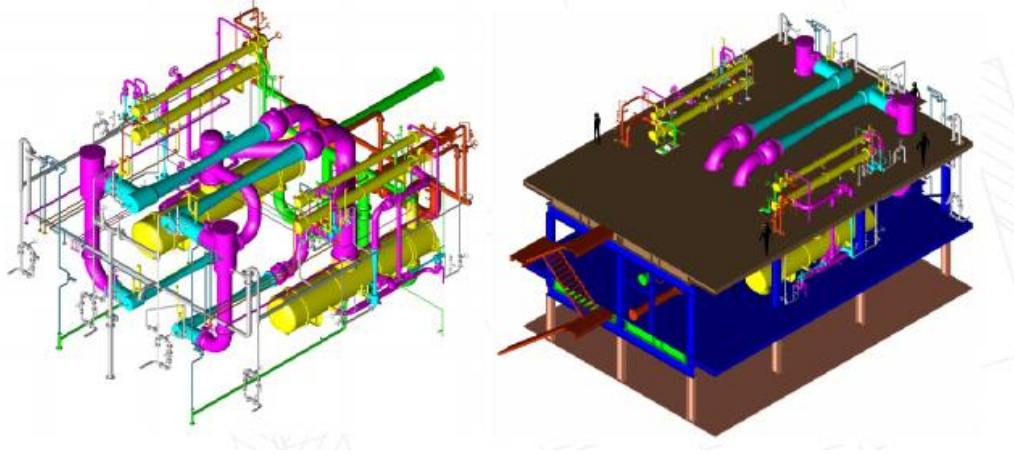
5.3.3 Materiales típicos empleados en eyectores y equipos asociados. Los materiales empleados dependen de varios factores, a saber: Propiedades mecánicas, resistencia química, consumo y pureza del producto.

Los materiales típicos de empleo son:

- Aceros al carbono
- Aceros inoxidables (304L, 16, 321)
- Inoxidable 90 o 3P
- Cobre
- Níquel
- Monel
- Titanio
- P.V.C.
- Resina
- Nylon
- Polipropileno
- Vidrio
- Cerámico
- P.T.F.E.
- Polietileno
- Grafito

5.3.4 Esquemas de generación de vacío multietapa. La cantidad de vapor requerida para operar un eyector se incrementa proporcionalmente con la relación de compresión requerida, hecho que limita los eyectores de simple etapa. El método más eficiente de operación es utilizar eyectores en varias etapas con condensadores intermedios para condensar (es decir, para sacar) el vapor de la etapa anterior, de esta forma los no condensables pasan a una siguiente etapa y la cantidad de vapor requerida se reduce considerablemente.

Figura 4. Arreglos industriales de eyectores, condensadores y poscondensador



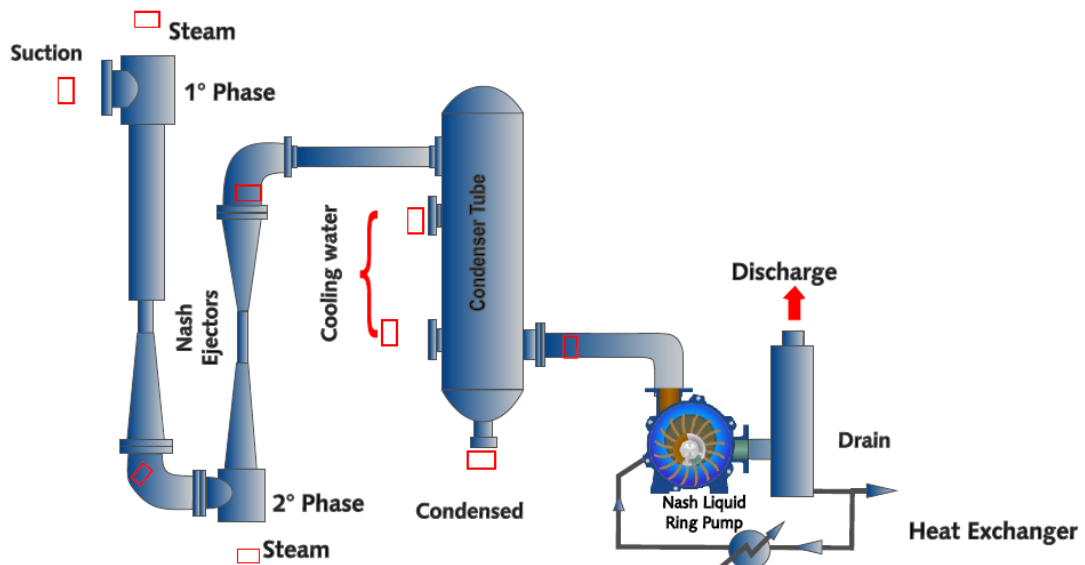
5.3.5 Condensadores de superficie. Los condensadores de superficie son la etapa siguiente de los eyectores (Figura 5) y son una alternativa tecnológica en algunos sistemas de vacío, en estos el fluido refrigerante y el refrigerado están separados físicamente, generalmente el refrigerante (suele ser agua) va por tubos rectos o tipo aleteados y el fluido a refrigerar circula por la carcasa, produciéndose el intercambio de calor por convección. Este esquema se utilizan en procesos en los que no se pueden mezclar los fluidos (la mezcla de fluidos se hace en los sistemas de contacto directo), o para evitar contaminación del fluido refrigerante. Los códigos de construcción que aplican para estos equipos son: ASME, TEMA.

Figura 5. Condensador de Superficie de un sistema de vacío



En el condensador de superficie, el condensado puede ir a un tambor acumulador o a un sistema de “piernas barométricas” donde una columna líquida sumergida en un foso o tambor a bajo nivel, garantiza la hermeticidad del sistema. Otra alternativa tecnológica de mejora en sistemas de vacío son los arreglos denominados “híbridos” (Nash, 2010), el condensado del condensador de superficie, lo succiona directamente una bomba de anillos hacia un sistema de interés o de integración térmica.

Figura 6. Esquema híbrido-eyectores- condensador y bomba



El esquema de operación con bombas de anillo líquido representa beneficios energéticos importantes en razón a que estas bombas tienen la capacidad de succionar una fracción de vapor/gas mayor que otros tipo de bombas comunes, lo cual lo hace un sistema conveniente energéticamente hablando en comparación a utilizar compresores para el manejo de fracciones vapor o gases incondensables del proceso.

El principio de operación de los sistemas de anillo líquido considera los siguientes aspectos (Aliasso, 2010) para el manejo de gases húmedos, el impulsor de las

bombas en su giro hace que mediante la fuerza centrífuga el líquido sea distribuido en la periferia contra la carcasa del equipo generando un anillo líquido concéntrico, el arreglo físico y orientación del impulsor con relación a la carcasa hace que se presente una mayor tolerancia en la línea de succión de la bomba entre los alabes del impulsor con relación a la tolerancia de la línea de salida, en la medida que rota el impulsor el anillo líquido comprime el gas de tal forma que es forzado a salir por la línea de salida.

Los sistemas de bombeo por anillo líquido presentan alta susceptibilidad a la cavitación, el cual es un fenómeno de ebullición o formación de burbujas en el líquido en la zona de baja presión, cuando las burbujas pasan al área de alta presión se generan implosiones que generan efectos de vibración y erosión en los internos de la bomba (carcasa y alabes de impulsor).

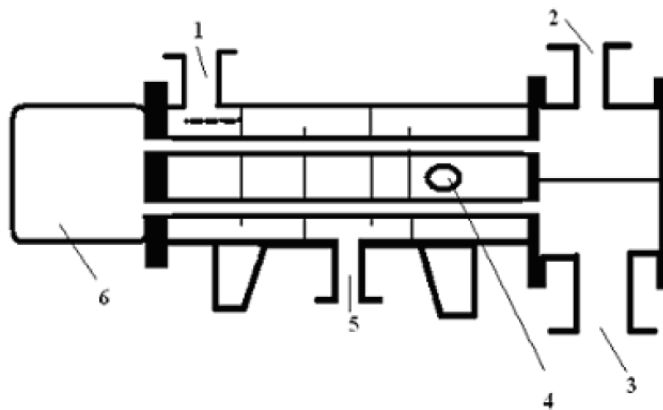
Algunas formas para eliminar la cavitación de estas bombas consiste en:

- Usar un fluido de sello más frío (menor presión de vapor).
- Instalar un sistema “booster” aguas debajo de la descarga de la bomba de anillo líquido, este sistema comprime e incrementa la presión absoluta en la succión de la bomba. Un sistema “booster” típico consiste en el empleo de un eyector los cuales no tienen partes móviles y son similares en los empleados en los sistemas de vacío anteriormente mencionados.
- Incrementar la presión de entrada a la bomba en la medida que el proceso lo permita.

5.3.5.1 Eficiencia de los Condensadores de vacío: Los condensadores de vacío son ampliamente utilizados en plantas de generación eléctrica a partir de vapor, si bien existen otros medios de generación eléctrica partiendo del gas natural, biogás, células solares etc. Sin duda que la disponibilidad del agua como medio de generación de trabajo es y será ampliamente utilizado en los próximos años.

La eficiencia del condensador se basa en el óptimo aprovechamiento del área superficial con el objetivo de bajar la presión dentro del condensador y permitir desarrollar una mayor potencia a la turbina de generación (el condensador es el punto de llegada del vapor exhosto de la turbina). En las plantas refinadoras de petróleo los sistemas de condensadores de vacío permiten garantizar las condiciones adecuadas para mejorar la separación de los productos y mejorar la calidad.

Figura 7. Condensador de superficie



- 1- Entrada de vapor o gases a ser condensados
- 2- Salida de agua de enfriamiento
- 3- Entrada de agua de enfriamiento
- 4- Salida de no condensables
- 5- Salida del condensado
- 6- Contenedor o receptor de agua

En la Figura 7 se pueden observar las partes que constituyen un condensador pero es importante anotar la importancia del buen manejo de la salida de los gases o vapores no condensables, basados en que el desarrollo del vacío en estos sistemas radica en dos aspectos:

1. El efecto que genera el cambio de volumen por efecto de la condensación.
2. El vacío que genera en las boquillas de los eyectores, que son el medio para retirar los gases o vapores no condensables del condensador.

El efecto del retiro de los no condensables tiene un efecto significativo en el desempeño del sistema.

- a. El exceso de gases incrementa la presión de operación del condensador generando pérdida de eficiencia en la turbina o de recuperación de productos.
- b. Estos gases generan un efecto aislante en la superficie de los tubos, lo cual reduce la transferencia de calor induciendo una mayor circulación de agua de enfriamiento.
- c. Los gases no condensables pueden tener componentes corrosivos como oxígeno o ácidos ($\text{CO}_2\text{-H}_2\text{S}$) que inducen a mecanismos de corrosión en el sistema.

Los dos principales componentes para retirar los no condensables de un sistema de vacío son los eyectores de vapor y las bombas de anillo líquido mencionadas en el numeral anterior (Kapooria, 2008).

Existen principalmente tres tipos de condensadores denominados de alta eficiencia que pueden aplicarse como mejora importante al sistema en planta:

- a. Condensadores de vacío con flujo transversal y tubos lisos
- b. Condensador de vacío con flujo transversal y tubos planos
- c. Condensador de vacío con flujo transversal y tubos corrugados

Siendo en principio los de tipo corrugado de más alta eficiencia en razón a la mayor área superficial

5.3.5.2 Conceptos de transferencia de calor para el diseño: El diseño de intercambiadores de calor en contraflujo se ha demostrado son los de mayor eficiencia, lo anterior basados en que la diferencia de temperatura promedio de los dos fluidos sobre una longitud de área es la máxima. La diferencia media logarítmica para un condensador de superficie es la siguiente:

$$\Delta T_{lm} = (\Delta T_2 - \Delta T_1) / \ln (\Delta T_2 / \Delta T_1) \quad (1)$$

Dónde: T1 = temperatura del fluido caliente y T2 la temperatura de fluido frío.

La transferencia de calor se asume que ocurre por conducción y convección.

La tasa de transferencia de calor Q se calcula empleando la siguiente ecuación:

$$Q = U_o A_o \Delta T_{lm} \quad (2)$$

$$Q = U_o A_o F \Delta T_{lm} \quad (3)$$

Dónde:

Q = Transferencia de calor, W

U_o = Coeficiente de transferencia global, W/m² K

A_o = Área de transferencia sección transversal, m²

ΔT_{lm} = Diferencia logarítmica media de temperatura, Δ

F = Factor de corrección para contraflujo y flujo transversal se toma como 1 para ambos casos

La simulación del proceso de intercambio de calor se puede modelar en algún software comercial como HEXTRAN, PRO II o HYSYS, los modelos que aplican

establecen la relación entre los parámetros de condensación. La predicción de las temperaturas de salida y entrada para diferentes flujos emplea las siguientes ecuaciones (Kern, 1999).

$$Q = Ch (Th, i - Th, o) \quad (4)$$

$$Q = Cc (Tc, o - Tc, i) \quad (5)$$

$$Q = U A (Th, i - Tc, o) - (Th, o - Tc, i) / \ln [(Th, i - Tc, o) / (Th, o - Tc, i)] \quad (6)$$

Estas tres ecuaciones contienen 3 variables desconocidas, Q, Th, o y Tc, o. El número de variables pueden reducirse a 2 eliminando Q para dar:

$$Ch (Th, i - Th, o) = Cc (Tc, o - Tc, i) \quad (7)$$

$$Ch (Th, i - Th, o) = U A (Th, i - Tc, o) - (Th, o - Tc, i) / \ln [(Th, i - Tc, o) / (Th, o - Tc, i)] \quad (8)$$

Resolviendo para Tc, o y sustituyendo se obtiene:

$$\ln \{ Th, i - [Tc, i + (Ch / Cc) (Th, i - Th, o)] / (Th, o - Tc, i) \} = U A (1 / Ch - 1 / Cc)$$

Permitiendo que $U A (1 / Ch - 1 / Cc) = x$

Entonces:

$$[Th, i - Tc, i - (Ch / Cc) (Th, i - Th, o)] / [(Th, o - Tc, i)] = e^x$$

Resolviendo para $T_{h, o}$ se tiene,

$$T_{h, o} = T_{h, i} (C_h / C_c - 1) + T_{c, i} (1 - e^x) / (C_h / C_c - e^x)$$

Lo que es igual a:

$$T_{h, o} = [T_{h, i} - (T_{h, i} - T_{c, i})] [(1 - e^x) / (C_h / C_c - e^x)] \quad (9)$$

La ecuación 9 suministra la temperatura de salida del fluido caliente cuando $T_{h, i}$ y $T_{c, i}$ son conocidos, la temperatura de salida del fluido frío puede ser calculada empleando la ecuación 7.

5.3.6 Condensadores barométricos. El condensador barométrico (Figura 8) es otra alternativa tecnológica de aplicación en sistemas de vacío, siendo un equipo de alta confiabilidad para condensar el vapor proveniente de los evaporadores de múltiple efecto (industria azucarera) o salida de sistema de eyectores en Refinerías. Es un condensador de contacto directo en el que el agua es rociada como spray y el vapor puede fluir en paralelo o en contracorriente.

Una de las principales ventajas del condensador barométrico es que el agua de inyección se puede descargar a través de una pierna por gravedad, sin requerir una bomba de vacío. Además que en el condensador barométrico no hay piezas móviles, por lo que el costo de mantenimiento es bajo; requiere poco espacio y es fácil de instalar.

En un condensador barométrico a contracorriente, el vapor de escape entra al condensador por la parte inferior se pone en contacto directo con los chorros de agua y se condensa; los chorros de agua alcanzan una velocidad suficiente para

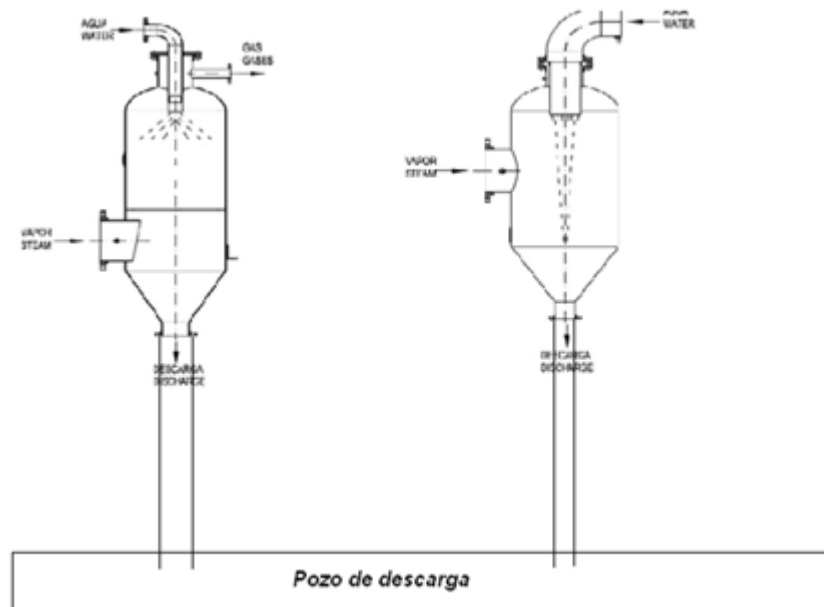
arrastrar el vapor condensado, no siendo así para el aire y otros gases los cuales salen por la parte superior. No se requiere bomba alguna para evacuar el agua, ya que esta fluye por gravedad.

Estos condensadores son apropiados en lugares en los que hay abundante agua fría de buena calidad (arroyos de montaña) o adecuadamente tratada. La condensación puede mejorarse automatizando el agua fría (Aguirre, 2010).

Una desventaja comparativa con los condensadores de superficie radica en que requieren un mayor volumen de agua de enfriamiento y esto puede tener consideraciones importantes no sólo por consumo adicional sino de disposición o tratamiento final del agua utilizada.

Algunos tipos de condensadores se presentan a continuación:

Figura 8. Condensadores barométricos (Fuente: Aguirre 2010)



Los rangos típicos de operación de los condensadores barométricos oscilan de 1 a 30 pulgadas de mercurio (Hg) de vacío, y como ejemplo se puede considerar el

caso de un condensador que opere a 15 pulgadas de mercurio, en éste, el final de la pierna barométrica se encuentra con un líquido de sello en el pozo de descarga o denominado caliente el cual está sometido a la presión atmosférica del lugar (30" HgA), luego, ésta presión empuja el líquido garantizando una altura que equilibre la presión interna (15" HgA~ 17 pies de líquido) de ahí que como criterio de diseño, la altura de la pierna dependerá de las condiciones de vacío requeridas en el proceso (Clark,2012).

5.3.7 Aspectos operacionales y de diagnóstico a considerar en los sistemas de vacío. Se consideran dos aspectos claves que afectan el desempeño de los equipos y para los cuales se tienen reglas o trucos previamente establecidos de diagnóstico o solución.

Estos aspectos claves son:

Factores externos a los equipos y factores internos propios de los eyectores y condensadores de los mismos, los respectivos ensayos y pruebas las debe hacer personal experto en este tipo de sistemas.

5.3.7.1 Factores externos

- Presión y temperatura del vapor a eyectores, condensado o sistema de enfriamiento en el sistema deben revisarse.
- Se debe revisar si los problemas se presentan de manera gradual o son inmediatos.
- Verificación de la historia de mantenimiento reciente o modificaciones realizadas.

- Registro de los antecedentes de fallas o problemas similares

Si estas etapas han sido revisadas y si la presión en la etapa final del eyector no es excesiva, el siguiente paso es evaluar aspectos internos que se pueden estar presentando en los eyectores.

5.3.7.2 Factores internos: La evaluación debe hacerse etapa por etapa en cada componente iniciando con el eyector, primero este (de primera etapa) debe ser aislado (bloqueado o cegado) en la succión, con los demás equipos operando (eyectores) esta prueba implicará que el eyector evacuará la cámara de succión a la mínima presión que el eyector puede producir.

Las siguientes son las presiones de cierre (shut-off) aproximadas que deberían esperarse en los demás equipos.

- Eyector de etapa simple 50 mm Hg absoluta (A)
- Eyector de dos etapas 4-10 mm Hg (A)
- Eyector de 3 etapas 0,8-1,55 mm Hg (A)
- Eyector de 4 etapas 0,1-0,2 mm Hg (A)

Si la prueba indica que el eyector está operando en su presión aproximada de cierre, entonces se asume que el eyector opera de manera satisfactoria. Adicionalmente si persisten los problemas se debe evaluar el sistema aguas arriba del eyector.

Cuando la presión de cierre no es estable, posiblemente la falla se confine en el eyector por lo cual es recomendable aplicar pruebas hidrostáticas para la determinación de fugas; dependiendo del diseño puede emplearse agua o aire (5 psig), de igual forma se deben hacer pruebas con solución de jabón para evaluar hermeticidad de juntas, válvulas o empaques.

En ocasiones, en los sistemas interiores del eyector como la cámara y el difusor entre otros, se presentan depósitos de suciedad, hidrocarburo o corrosión que le restan eficiencia al equipo; un punto importante es la garganta o reducción del difusor, si por efectos de la erosión u otro aspecto mecánico el diámetro es mayor al 7% del valor original se considera que es momento de remplazar todo el conjunto difusor y boquilla.

5.3.8 Generalidad para especificación de tuberías, bombas y válvulas de control de proceso: En el proceso de diseño y especificación de equipos en planta, necesariamente están involucradas las líneas de conducción de fluidos, el concepto base para la especificación parte de la ley de Bernoulli de balance de energía.

$$Z_1 + \frac{144P_1}{\rho_1} + \frac{V_1^2}{2g} = Z_2 + \frac{144P_2}{\rho_2} + \frac{V_2^2}{2g} + h_l \quad (10)$$

Dónde:

$Z_2 = \text{altura}_2$

$Z_1 = \text{altura}_1$

$P_1 = \text{presión}_1$

$P_2 = \text{presión}_2$

$h_l = \text{pérdidas por tubería y accesorios}$

Los subíndices 1 y 2 corresponden a puntos de referencia en el tramo de tubería.

Las pérdidas por tubería y accesorios son función del caudal, diámetro de la tubería y los coeficientes de resistencia (K) que dependen del tipo de accesorio en los tramos (Codos, válvulas, orificios, reducciones etc.).

$$h_l = 0.00259 \frac{KQ^2}{d^4} \quad (11)$$

Donde K es el coeficiente de fricción y algunas expresiones típicas como ejemplo son (CRANE, 1978):

$$K_{codo} = 30 f_t \quad (12)$$

$$K_{orificio} = \frac{1 - \beta^2}{C^2 \beta^4} \quad (13)$$

$$K_{tuberia} = f \frac{L}{D} \quad (14)$$

$$K_{valvula\ gate} = 8 f_t \quad (15)$$

$$K_{cheque} = 50 f_t \quad (16)$$

$$K_{total} = K_{codo} + K_{orificio} + K_{tuberia} + K_{valvula} + K_{cheque} + K_{"T"} \quad (17)$$

Para la estimación del sistema de suministro de energía (bomba), se parte del mismo principio energético (Bernoulli) empleándose la siguiente expresión que representa la potencia requerida de la maquina a instalar:

$$bhp = \frac{QH\rho}{247000 e_p} \quad (18)$$

Dónde:

$Q = \text{caudal}(gpm)$

$H = \text{Cabeza}(ft)$

$\rho = \text{Densidad}(Lb / Cuft)$

$e_p = \text{Eficiencia}$

En la especificación de válvulas de control la ecuación base es la siguiente:

$$C_v = q \sqrt{\frac{G_f}{\Delta P}} \quad (19)$$

C_v = coeficiente de flujo de la válvula (Flujo Subcrítico)

q = flujo líquido en gpm U.S

G_f = gravedad específica del agua

ΔP = caída de presión $P_1 - P_2$, psi

P_1 = presión agua arriba, psig

P_2 = presión agua abajo, psig

La anterior ecuación aplica para una condición de flujo subcrítico, es decir una condición en la cual no se alcanza velocidades del sonido en los internos de la válvula y no hay vaporización. Lo anterior se verifica con la siguiente expresión:

$$\Delta P < C_f^2 \Delta P_s \quad (20)$$

$$\Delta P_s = P_1 - (0,96 - 0,28 \sqrt{\frac{P_v}{P_c}}) P_v \quad (21)$$

$$\text{Por simplicidad si } P_v < 0.5 P_1, \Delta P_s = P_1 - P_v \quad (22)$$

Una aproximación de las anteriores relaciones se utiliza para la especificación de la línea de direccionamiento seguro de los gases no condensables provenientes del sistema de vacío.

5.4 EMISIONES DE GASES EFECTO INVERNADERO (GEI)-HUELLA DE CARBONO

El concepto de huella de carbono de una organización se utiliza en varios contextos. El concepto de organización engloba organizaciones privadas, entidades de la administración pública y organizaciones sin ánimo de lucro, entre otras. En general, huella de carbono de una organización es un término que quiere describir el impacto total que una organización tiene sobre el clima a raíz de la emisión de GEI a la atmósfera. Con el objetivo de cuantificar dicha huella, debe aplicarse un determinado protocolo de estimación y contabilidad de emisiones de GEI (ICONTEC, 2010).

Una de las metodologías para la cuantificación de emisiones de GEI es la norma ISO 14064, parte 1. Esta norma fue desarrollada de acuerdo con el protocolo Greenhouse Gas Protocol (GHG Protocol). El GHG Protocol, del World Resources Institute y el World Business Council for Sustainable Development, es uno de los protocolos más utilizados a escala internacional para entender, cuantificar y gestionar las emisiones de GEI. Ambos documentos constituyen las referencias más importantes en esta materia.

La huella de carbono también se aplica para estimar el impacto en emisiones de gases de efecto invernadero para actividades determinadas, como puede ser una acción de tipo humano. Así mismo, el término huella de carbono también aplica a la manufactura de productos, en este caso la metodología puede ser complementada con un análisis de ciclo de vida.

5.4.1 Categoría de emisiones en organizaciones. Las emisiones de GEI asociadas a una actividad se pueden clasificarse en emisiones directas o emisiones indirectas.

- **Las emisiones directas** son emisiones de fuentes que posee o controla el sujeto que genera la actividad.
- **Las emisiones indirectas** son emisiones que son consecuencia de las actividades que realiza el sujeto, pero que tienen lugar en fuentes que posee o controla otro sujeto.

En concreto, se pueden definir tres alcances según las emisiones a las que nos referimos:

1. Alcance 1: Emisiones directas

Incluye las emisiones directas que proceden de fuentes que posee o controla el sujeto que genera la actividad. Por ejemplo, este grupo incluye las emisiones de la combustión de calderas y de vehículos, etc. que el propio sujeto posee o controla.

1. Alcance 2: Emisiones indirectas de la generación de electricidad y de calor

Comprende las emisiones derivadas del consumo de electricidad y de calor, vapor o frío. Las emisiones de la electricidad y el calor, vapor o frío adquiridos se producen físicamente en la instalación donde la electricidad o el calor son generados. Estas instalaciones productoras son diferentes de la organización de la cual se estiman las emisiones.

2. Alcance 3: Otras emisiones indirectas

Incluye el resto de emisiones indirectas. Las emisiones de alcance 3 son consecuencia de las actividades del sujeto, pero provienen de fuentes que no son poseídas o controladas por el sujeto. Algunos ejemplos de actividades de alcance

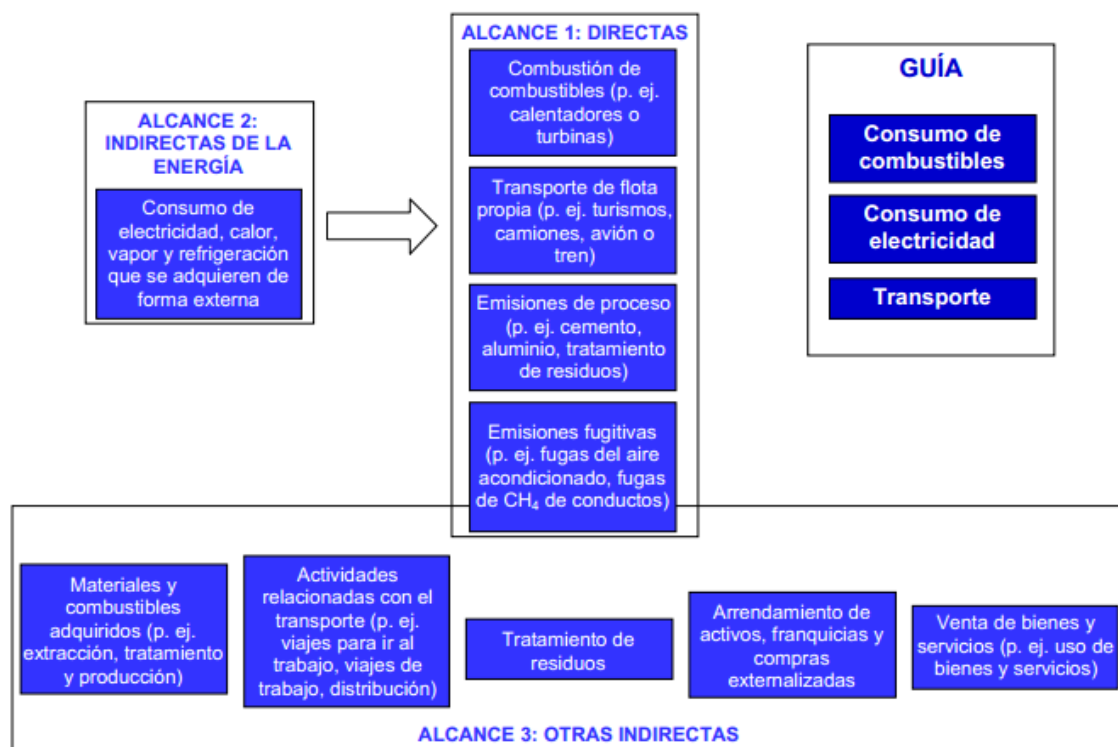
3 son la extracción y producción de materiales adquiridos, los viajes de trabajo, el transporte de materias primas, de combustibles y de productos (por ejemplo, actividades logísticas) o la utilización de productos o servicios ofrecidos por otros.

La Figura 9 representa de forma esquemática qué emisiones incluyen los tres alcances de tipos de emisiones de GEI, y cuáles son las emisiones que pueden calcularse típicamente.

Las emisiones de alcance 1 incluyen las emisiones derivadas de la combustión de combustibles, el transporte de flota propia y otras emisiones como las emisiones de proceso (por ejemplo, las emisiones de CO₂ producidas en el proceso de descarbonatación del carbonato de calcio para la producción de Clinker en una cementera) y las emisiones fugitivas (por ejemplo, las emisiones de gases con flúor procedentes de posibles escapes de los equipos de refrigeración).

Respecto al transporte con flota propia, se incluyen las emisiones de la flota que es propiedad de la organización que realiza el cálculo, y se recomienda incluir las emisiones de la flota no propia pero de las que la organización tiene el control de la gestión, y, por lo tanto, puede incidir en la reducción de sus emisiones.

Figura 9. Clasificación de las emisiones GEI



Las emisiones del alcance 2, incluyen las emisiones derivadas del consumo eléctrico y las del consumo de calor, vapor y refrigeración que se adquieren externamente.

Las emisiones del alcance 3, incluyen el resto de emisiones indirectas, como pueden ser las emisiones derivadas de la adquisición de materiales y combustibles, el tratamiento de residuos, las compras externalizadas, la venta de bienes y servicios y las actividades relacionadas con el transporte. Respecto al transporte, incluye las emisiones de los viajes externos referentes a los viajes comerciales, las operaciones de distribución y los desplazamientos programados. Se entiende que son viajes externos porque se realizan en una flota que no es propia. Adicionalmente, se recomienda excluir las emisiones del transporte de la

flota no propia de la que se tiene el control de la gestión, que serían consideradas emisiones del alcance 1.

5.4.2 Cálculo de la huella de carbono. En este cálculo se tienen que **tener en cuenta las emisiones totales de gases de efecto invernadero del producto o servicio durante su ciclo de vida**, es decir, tanto las emisiones que se produzcan a la atmósfera como las absorciones que se produzcan de la misma (OSE, 2011).

Para asegurarnos de que se va a realizar el cálculo correctamente, debemos asegurarnos de que se han cuantificado todos los materiales que entran y salen del proceso. Para ello, uno de los métodos más frecuentes es el conocido como “balance de masas”, el cual consiste en verificar que la masa total que sale de un proceso debe ser igual a la masa total que ha entrado en el mismo. Así mismo, si existen discordancias, se pone de manifiesto que existen flujos ocultos que no han sido considerados.

Una vez verificado que tenemos bien definido el sistema a estudio y que se han considerado todas las entradas y salidas al mismo, se procedería al cálculo de la huella de carbono. La secuencia lógica para su cálculo sería la siguiente:

1) **Convertir los datos primarios y secundarios a emisiones de GEI.** Para ello existen 2 alternativas:

a) Multiplicar los **datos de actividad** por el **factor de emisión** asociado a esa actividad (se usa normalmente cuando existe un proceso de transformación química y/o emisiones indirectas cuando se consume energía eléctrica), siendo:

- **Dato de actividad:** medida cuantitativa de la actividad que produce una emisión (por ejemplo: km, Kw/h, etc.).

- **Factor de emisión:** GEI emitidos en relación a una unidad de actividad, expresado como CO2 equivalente (por ejemplo, Kg de CO2 equivalente por unidad de entrada). Los factores de emisión han ido cambiando a lo largo de los años. Por ello hay que asegurarse de utilizar los más actualizados que provengan de fuentes y bases de datos de calidad contrastada, como por ejemplo el IPCC (Intergovernmental Panel of Climate Change).

b) Si se dispone de las emisiones pero en unidades distintas a toneladas de CO2 equivalente, se multiplica el dato de actividad (el valor de las emisiones) por su **factor de potencial de calentamiento global**.

- Dato de actividad: medida cuantitativa de la emisión producida (por ejemplo t de CH4 o de gas refrigerante R22).
- Potencial de calentamiento global: factor que describe el impacto de un GEI dado durante un período de tiempo dado, expresado como CO2 equivalente. Por ejemplo, el PCG del CO2 a 100 años (según la IPPC) es 1, mientras que el del CH4 es 25 y el del N2O es 298).

2) **Sumar las emisiones** de CO2 equivalente que se generan en el ciclo de vida del producto o servicio (teniendo en cuenta el impacto del almacenamiento/captación de carbono si lo hubiere), para determinar las emisiones netas (HdC total) de CO2 equivalente por **unidad funcional**.

La unidad funcional se define como el desempeño cuantificado de un sistema del producto para su uso como unidad de referencia.

Así se puede resumir el cálculo de la huella de carbono en la ecuación descrita en la Figura 10.

Figura 10. Ecuación para el cálculo de carbono

$\text{Huella de Carbono}_1 = \text{Datos de Actividad (En Uds. de masa/volumen/energía/distancia recorrida)} \times \text{Factor de Emisión (CO}_2 \text{ equivalente x Ud.)}$
$\text{Huella de Carbono}_2 = \text{Datos de Actividad (Emisiones en Uds. Distintas a CO}_2 \text{ equivalente)} \times \text{Potencial de Calentamiento Global (CO}_2 \text{ equivalente x Ud.)}$
$\text{Huella de Carbono}_{\text{Total}} = \text{Huella de Carbono}_1 + \text{Huella de Carbono}_2$

En consecuencia, se puede decir que la principal dificultad del cálculo de la huella de carbono reside en establecer el mapa de procesos, la identificación de sus entradas y salidas y en la obtención de los datos, más que en los cálculos propiamente dichos.

5.5 ANÁLISIS DE CICLO DE VIDA

El Análisis de Ciclo de Vida (ACV) es una metodología que permite medir el **impacto ambiental** de un producto, proceso o sistema a lo largo de todo su ciclo de vida. A través de la aplicación de esta metodología se recopilan y evalúan las entradas y salidas del sistema para determinar sus impactos ambientales, con el objetivo de establecer estrategias para la prevenirlos y/o minimizarlos. En este sentido se consideran:

- **Entradas:** los recursos, materias primas, consumos de energía, etc. que se necesitan en cada proceso/fase del sistema.
- **Salidas:** las emisiones al medio ambiente (al aire, al agua y al suelo), los residuos y los subproductos que se generan en cada proceso/fase del sistema.

La fase del ACV que implica la recopilación y cuantificación de entradas/salidas de un sistema durante su ciclo de vida se denomina **Inventario de ciclo de vida** (ICV). La metodología de ACV tiene un enfoque holístico, es decir, trata de incluir todas las entradas/salidas que intervienen a lo largo de su ciclo de vida. Sin embargo, existen distintos enfoques en función de las etapas consideradas del ciclo de vida:

- **“de la cuna a la tumba”:** se considera en el estudio desde que se obtienen las materias primas hasta su fin de vida (incluyendo el transporte, almacenaje, distribución y demás actividades que tienen la relevancia).
- **“de la cuna a la puerta”:** el estudio del sistema se limita a las etapas comprendidas entre la obtención de las materias primas hasta que el producto se pone en el mercado (a la salida de la planta de fabricación).
- **“de la puerta a la puerta”:** solo se tienen en cuenta las entradas/salidas del sistema productivo (procesos de fabricación).
- **“de la cuna a la cuna”:** se considera en el estudio que las corrientes de salida al final de la vida del sistema pueden ser consideradas como materias primas y/o entradas al mismo sistema o a otro.

El análisis y evaluación del total de entradas y salidas que permite establecer los efectos medioambientales relacionados con el sistema objeto de estudio se denomina **Evaluación del Impacto de Ciclo de Vida** (EICV). Cuando se va a

realizar la EICV se tienen en cuenta una serie de categorías de impacto ambiental que representan los impactos ambientales de interés a los cuales se quieren asignar y referir los resultados. Existen distintas **categorías de impacto ambiental**, pudiendo destacar:

- ☐ Calentamiento global
- ☐ Consumo de recursos energéticos
- ☐ Reducción de la capa de ozono
- ☐ Eutrofización
- ☐ Acidificación
- ☐ Consumo de materias primas
- ☐ Formación de oxidantes fotoquímicos

Actualmente existen dos normas ISO aplicables al análisis de ciclo de vida:

- ☐ **ISO 14040:** Gestión ambiental. Análisis del ciclo de vida: Principios y marco de referencia.
- ☐ **ISO 14044:** Gestión ambiental. Análisis del ciclo de vida: Requisitos y directrices.

La huella de carbono puede considerarse como una versión simplificada del ACV en el que, en lugar de considerar varias categorías de impacto ambiental al mismo tiempo, se considera únicamente la relativa a **Calentamiento Global**.

Por tanto, podemos decir que la huella de carbono se refiere a las emisiones de **gases de efecto invernadero** (GEI) generadas por un producto/sistema a lo largo de su ciclo de vida. Entre los gases de efecto invernadero se incluyen el dióxido de carbono (CO₂), metano (CH₄) y óxido nitroso (N₂O), así como otras familias de gases que incluyen los hidrofluorocarbonos (HFCs) y los perfluorocarbonos (PFCs).

En la actualidad existen dos estándares destacados para el cálculo de la huella de carbono.

PAS 2050: 2011 Specification for the assessment of the life cycle greenhouse gas emissions of goods and services, desarrollada por el British Standards Institution, y el GHG Protocol Product Accounting and Reporting Standard, desarrollado por el World Resources Institute y el World Business Council for Sustainable Development. Ambos estándares están basados en las metodologías existentes de análisis de ciclo de vida establecidas en la norma ISO 14040 e ISO 14044 e incluyen principios específicos para la evaluación de las emisiones de gases de efecto invernadero en el ciclo de vida de bienes y servicios.

Así mismo es necesario mencionar que actualmente se encuentra en desarrollo la futura norma ISO 14067: Carbon footprint of products - Requirements and guidelines for quantification and communication, publicación estimada para el 2014.

6. METODOLOGÍA

En el desarrollo del presente trabajo se requiere la determinación de las corrientes asociadas o generadas por el sistema de vacío instalado, no sólo como una base para la especificación conceptual de la nueva propuesta, sino desde el punto de vista de la determinación de las características y eventuales impactos que las corrientes o el sistema podrían inducir sobre el entorno. El principal inconveniente observado en visitas de campo radica en que no es posible cuantificar o caracterizar el sistema por tres aspectos fundamentales:

- 1- La no disponibilidad de instrumentación en el sistema (medición de flujo) para emisiones al aire y vertimiento de agua (por ser un sistema de vacío que no tiene la disponibilidad hidráulica o diferencial de presión para este tipo de accesorios).
- 2- No disponibilidad de toma muestras y accesibilidad (caso venteo de no-condensables, línea de 2" a más de 15 metros de altura) para tomar muestras.
- 3- La presencia de vapores agrios (H_2S-NH_3) para el caso del vertimiento líquido genera una actividad de alto riesgo que no es fácil de asumir, sin protección y entrenamiento especializado.

Los anteriores aspectos son condicionantes para precisar o cuantificar con certeza los niveles de emisión o vertimiento líquido. Otra opción que se plantea en el momento es la utilización de valores estimados por diseño original para el balance de masa a la unidad, si bien es cierto, estos valores podrían ser tomados como una base de trabajo comparativa, se considera que la planta (confiabilidad) y las características de cargas y productos han cambiado notablemente en los últimos

40 años no solo para la unidad en particular sino para la refinería en general, contaminantes como azufre, metales y nitrógeno impactan el proceso, motivo por el cual es fundamental estimar las corrientes en base a una condición promedia reciente o una esperada para los próximos años.

La herramienta que se emplea para estimar las corrientes en mención es el simulador de procesos HYSYS versión 7.3, herramienta licenciada por ASPEN TECHNOLOGY la cual permitirá dar un mayor grado de exactitud al trabajo, anotando el hecho de que éstas son herramientas de uso común para licenciadores y firmas especializadas de diseño actualmente.

A continuación, se presenta el desarrollo del cálculo de gas y líquido vertido por el sistema de vacío, partiendo de un balance de masa global sobre el proceso con el soporte del simulador HYSYS.

7. RESULTADOS DEL TRABAJO DE APLICACIÓN

7.1 CARACTERIZACIÓN (FLUJOS Y CALIDADES) DE LOS EFLUENTES DEL SISTEMA DE VACÍO ACTUAL (LÍQUIDO-GAS).

7.1.1 Estimación de los gases de cima T-1101A de la U-1100 (Parafínicas).

Dentro del marco conceptual de la propuesta técnica a seleccionar, es de vital importancia considerar el impacto que la operación del mismo puede tener en el medio ambiente y las personas, esto contribuye a definir alternativas que permitan operar y minimizar los posibles impactos que se generen.

En principio, la alternativa de mejora en los sistemas de vacío de las unidades de tratamiento con hidrógeno plantearán el cambio de condensadores barométricos por condensadores de superficie en diferentes arreglos, los gases no condensables mostrados en la Figura 2 son actualmente venteados a la atmósfera (estos gases contienen H₂S) aunque originalmente se destinaban al H-1001 (calentador de ALC interno), dentro de la propuesta conceptual para el cambio de los sistemas de vacío, resulta necesario conocer la cantidad de H₂S para evaluar la disposición que requiere esta corriente.

En un principio se planteó la opción de tomar una muestra de estos gases de desfogue, pero esta descarga se realiza a por lo menos 15 metros de altura y no se cuenta con facilidades de muestreo de ningún tipo; al no poder tener una medida puntual de esta corriente, la mejor opción disponible es la estimación de esta corriente mediante simulación. Esta simulación se llevó a cabo en el software Aspen HYSYS versión 7.3, este programa es ampliamente reconocido y aplicado en la simulación de procesos de refinación (Anexo de proceso 14).

El proceso de simulación cuenta con soporte y desarrollo de la empresa CTP (Cooperativa de Trabajadores Profesionales Ltda).

Las líneas punteadas de color rojo en la Figura 1, enmarcan el sistema de vacío que comparten los gases de cima de las torres despojadoras (T-1101 A y T-1111 A) de las unidades identificadas como U-1100 y U-1110; una de las consideraciones más importantes es que son las unidades de destilados Parafrínicos y Nafténicos las que aportan el azufre como H_2S que finalmente sale en los gases no condensable, dejando al sistema de vacío de la unidad de tratamiento de ceras con hidrógeno U-1120, fuera de la estimación debido a que el aporte de azufre se puede considerar despreciable.

A continuación se presentan las consideraciones para llevar a cabo la estimación del contenido de H_2S en los gases del sistema de vacío:

1. Los datos de flujo y temperatura para los gases de proceso son dados por la información de diseño del sistema actual, que serán la base del nuevo sistema de vacío propuesto.
2. Para la simulación de los condensadores de superficie, se utilizó la información de los datasheet, dados en la propuesta técnica de la Ingeniería conceptual.
3. Al no tener datos de composición de los gases de cima fue necesario revisar todo el proceso de las unidades para obtener una estimación de la cantidad de H_2S en esta corriente, por lo cual, con los datos de balance másico de la unidad, contenido de azufre de la carga y productos se simuló las etapas de separación de las unidades U-1100 y U-1110.
4. Como información soporte se contó con los siguientes documentos: balances másicos de las Unidades para los meses de enero a octubre de 2012

7.1.1.1 Procedimiento empleado. En esta sección se expondrá paso a paso como se realizó la estimación, los datos de entrada y la fuente de los mismos y las consideraciones realizadas; esto se realizará para la unidad U-1100 y se mostrará en forma simplificada para el caso de la U-1110, haciendo énfasis en las diferencias con respecto a la primera unidad expuesta.

En la Figura 11, se muestra un diagrama simplificado de la Unidad de tratamiento de aceite parafínico con hidrógeno U-1100, las líneas punteadas de color azul enmarcan el sistema de estudio que se seleccionó para determinar el H₂S presente en los gases de cima de la T-1101A, como se puede observar se toma el sistema después del reactor R-1101, esto teniendo en cuenta la información disponible de balances y caracterizaciones de cargas y producto de las unidades de tratamiento con hidrógeno. En la tabla 1 se presenta una descripción de las corrientes señaladas en la Figura 11.

Tabla 1. Identificación de corrientes U- 1100

CORRIENTES	DESCRIPCIÓN
A	Aceite desparafinado fenolizado a R-
B	Gas de reciclo al R-1101
1	Entrada a D-1101
2	Base Parafínica Bright Stock
3	Gas de reciclo al D-1107
4	Gases de cima D-1103
5	Gases de cima T-1101A
6	Condensados del D-1102 a tambor de aguas agrias.

En la Figura 12, se presenta el diagrama de la simulación en HYSYS de una parte del proceso de la U-1100, donde al igual que en la Figura 11 se identifican con letras y números las corrientes más importantes consideradas en el desarrollo de la estimación.

Figura 12. Simulación en HYSYS U-1100

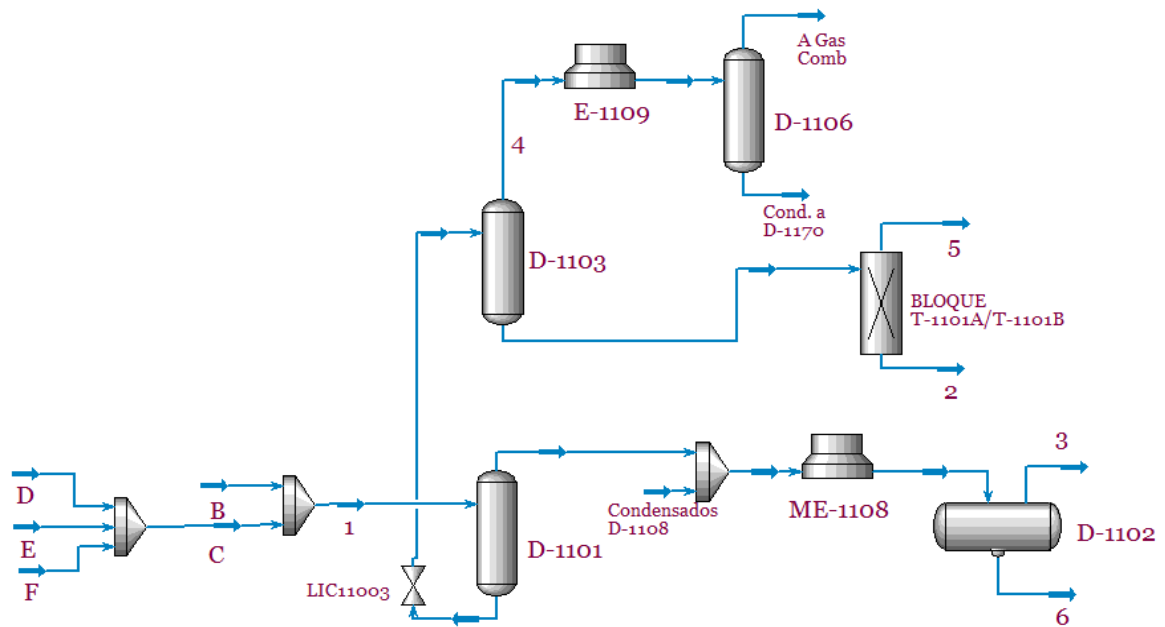


Tabla 2. Corrientes adicionales simulación U-1100

CORRIENTES	DESCRIPCIÓN
C	Mezcla de las corrientes D, E y F (aproximación del resultado de la reacción de A)
D	Corriente de HC livianos (C1-C7) a la salida del R-1101.
E	H ₂ S formado en el R-1101.
F	Base Parafínica a la salida del R-1101.

7.1.1.2 Datos de entrada a la simulación U-1100

Balances Másicos

En la Tabla 3, se presenta la información para obtener el balance másico de la U-1100 reportados en RIS, el cual es un sistema de información de cargas y producciones de la Refinería, y la correspondencia con la identificación de corrientes establecida en el diagrama de procesos de la Figura 11. Los datos que

se utilizaron en la simulación corresponden a los datos para las corrientes B, A y 2.

Tabla 3. Balance Másico U-1100- reportado en RIS

TIPO	DESCRIPCIÓN	IDENTIFICACIÓN CORRIENTES EN U-1100
CARGAS	U-1100:(FR-11005) GAS DE RECICLO A R-1101	B
	U-1100:(FRC-11001) ACEITES DESPARAF. FENOLIZADO A H-1101	A
PRODUCTO	U-1100:(FR-11001) ACEITE/BASE PARAFINICO HIDROG. DE T-1101B	2
GASES INTERMEDIOS	U-1100:(FCAL-1100-03) GAS DE CIMA DE D-1103	3
	U-1100:(FCAL-1100-02) GAS DE RECICLO DE D-1102	4

Caracterización de cargas y productos

Como información de carga y producto a la unidad se contó con las curvas de destilación tanto de la carga como del producto; sin embargo, en la simulación del proceso solo se utilizaron los datos dados para el producto (el sistema de estudio es después del reactor); los resultados de laboratorio para carga y productos son muestras representativas del periodo de estudio.

En la Tabla 4, se presentan los datos de destilación simulada (ASTM D-7169) para base parafínica Bright Stock, y en la Tabla 5 se presenta información adicional de características del producto que también se utilizó en la simulación. Estos datos corresponden a análisis realizados por el laboratorio del Instituto Colombiano del Petróleo (ICP).

Tabla 4. Curva de destilación Base Parafínica B.Stock Nov 2008

%PESO	Temperatura (°F)
IBP	379,6
5 %	437,4
10%	458,4
20 %	492,8
30 %	521,9
40 %	546,7
50 %	567,6
60 %	586
70 %	605,2
80 %	628,4
90%	664,9
95%	701
% REC(Off)	96,6

Tabla 5. Características Base Parafínica B.Stock Nov 2008

DENSIDAD A 15°C ASTM D 4052	g/ml	0,8942
VISCOSIDAD CINEMÁTICA 100°C D 445	mm2/s	26,76
VISCOSIDAD CINEMÁTICA 40°C D 445	mm2/s	458
AZUFRE D 4294	% Peso	0,117

Fuente Tabla 4 y 5: Archivos Excel Caracterización Refinatos/Seguimiento de bases Lubricantes, Muestras Laboratorio ICP

Porcentaje de Azufre carga (A) y producto (2)

En la caracterización realizada por el laboratorio del ICP, se reporta para la carga y producto (base Parafínica B. Stock), el porcentaje de azufre.

Tabla 6. Porcentaje de azufre en carga(A) y en corriente (2)

AZUFRE EN CORRIENTE A (SEP 2008)	% Peso	0,293
AZUFRE EN CORRIENTE 2(NOV 2008)	% Peso	0,117

Fuente Tabla 6: Archivos Excel Caracterización Refinatos/Seguimiento de bases Lubricantes, Muestras Laboratorio ICP

Cromatografía Gas de Reciclo a la U-1100

Como composición para el gas de reciclo de entrada a la U-1100 (corriente B), se utilizó la cromatografía de la muestra del D-1107, tambor de gas de reciclo. Para las Unidades U-1100 y U-1110, como se explicó en la Tabla 1, donde se exponen los sistemas comunes, la restitución de hidrógeno que correspondería a la corriente proveniente de la U-1120 debe mantener una composición a la entrada de las unidades en 92%, al no tener una muestra del hidrógeno que entra en las unidades se asumió esta igual a la dada en la Tabla 7.

Tabla 7. Cromatografía Gas de reciclo D- 1107, Muestra CDLAB 18/01/2012

COMPONENTE	%MOL
HIDRÓGENO	92,920845
NITRÓGENO	0,571425
METANO	5,161475
ETANO	0,023765
ETILENO	0,005202
PROPANO	0,017114
PROPILENO	0,0027
ISO-BUTANO	0,003286
N-BUTANO	0,009697
ISO-PENTANO	0,031373
H2S	1,253118

CDLAB es el sistema de información de resultados analíticos de la Refinería

Condiciones de operación de los Tambores U-1100

Las condiciones de presión y temperatura de los tambores de separación de la U-1100 se presentan en la Tabla 8, estos datos fueron tomados del manual de operaciones y datos de diseño de las unidades de tratamiento con hidrógeno.

Tabla 8. Condiciones de operación Tambor U-1100

TAMBORES U-1100	CONDICIONES DE OPERACIÓN	
	Temperatura (°F)	Presión (psig)
Separador de Alta presión D-1101	450-480	1500
Separador de baja temperatura D-1102	135-180	1400
Separador de Baja presión D-1103	430-450	50-70

Paquete termodinámico

En la simulación tanto del proceso de la U-1100 y la U-1110, se utilizó como paquete termodinámico, la ecuación de estado de Peng Robinson, que se encuentra en la base de datos del programa; este paquete se utiliza ampliamente para el trabajo en simulaciones en la industria del petróleo, gas y aplicaciones petroquímicas.

Desarrollo de la simulación

En la simulación en HYSYS del proceso de la U-1100 mostrado en la Figura 11, se toma el sistema de estudio desde la entrada al tambor de alta presión D-1101 (corriente 1), procedente de la salida del reactor.

En base a la información que se tiene, se determinaron corrientes adicionales (especificadas en la tabla 3) y se realizaron algunas consideraciones para formar la corriente de entrada al D-1101. La composición de esta corriente, se presentan más adelante.

Por balance de masa la corriente 1, está dada por la ecuación:

$$\text{Flujo Corriente 1} = \text{Flujo Corriente A} + \text{Flujo Corriente B}$$

Donde A y B son los flujos másicos de las cargas al reactor, (B) H₂ de reciclo y (A) aceite desparafinado Bright Stock.

Aunque la masa de entrada al reactor (corrientes A y B) es igual a la masa de la salida (corriente 1), la distribución de componentes en esta corriente cambia y para formarla se tienen las siguientes corrientes:

La corriente de B, corresponde al flujo del hidrógeno de reciclo que ingresa al reactor, y la corriente A; equivalente en masa a una nueva corriente C, con una nueva distribución de productos (resultado de la reacción química en el reactor).

La corriente C, en flujo másico se expresa con la siguiente ecuación:

$$\text{Flujo Corriente C} = \text{Flujo Corriente D} + \text{Flujo Corriente E} + \text{Flujo Corriente F}$$

Donde E es el flujo de entrada de H₂S al D-1101, que corresponde al H₂S formado en el R-1101. Al tener el contenido de azufre de la carga y el producto, se puede determinar la cantidad de azufre que se convirtió en H₂S, considerando que el azufre del producto (corriente 2) corresponde a la cantidad de azufre que no reacciona y queda dentro de las moléculas de los componentes de la base parafínica; de esta forma, se tiene la siguiente expresión para determinar el flujo másico de E:

$$\text{Flujo Corriente E} = \frac{\%S \text{ corriente A}}{100} * F. \text{Corriente A} - \frac{\%S \text{ Corriente 2}}{100} * F. \text{Corriente 2} * \frac{PM_{H_2S}}{PM_S}$$

El caso más crítico corresponde a los porcentajes de azufre de 0,293 y 0,117 para la carga y producto respectivamente presentados en la Tabla 7, que representan la mayor diferencia entre la carga y el producto (lo que se traduce en la mayor generación de H₂S).

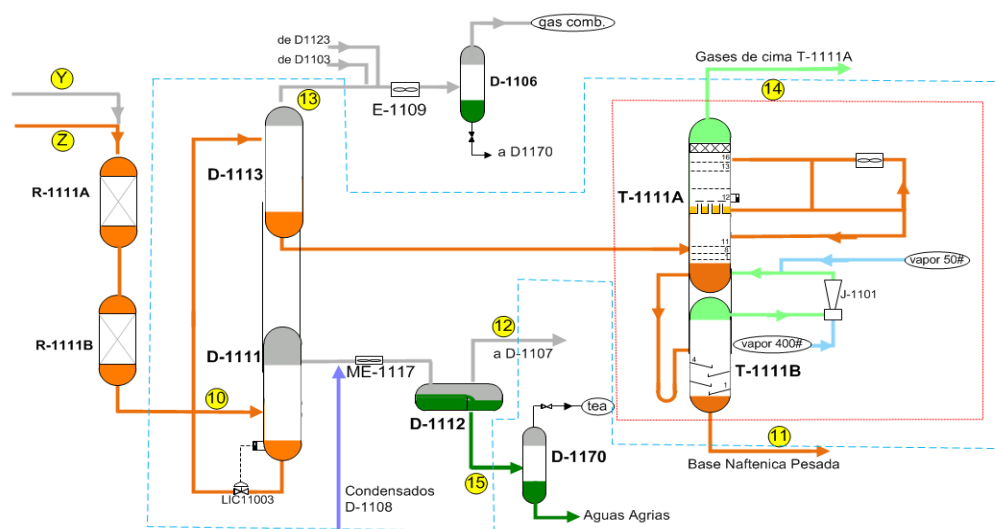
Por otra parte, la corriente denominada F, corresponde a la base parafínica formada en el reactor, por lo cual, para esta corriente se utiliza la curva de destilación del producto (corriente 2), esta corriente en la simulación se ajusta para obtener en la corriente de producto el correspondiente flujo másico dado en los balances de la unidad reportados en RIS.

La corriente D, que corresponde a los livianos que se pudieron formar en el reactor, el flujo másico se calcula como:

$$\text{Flujo Corriente D} = \text{Flujo Corriente A} - \text{Flujo Corriente E} - \text{Flujo Corriente F}$$

7.1.2. Estimación Gases De Cima T-1111a De La U-1110 (B.NaftÉnicas)

Figura 13. Diagrama simplificado U-1110



Fuente: Realizado en base al Diagrama general de control DGC U-1110 de la Refinería

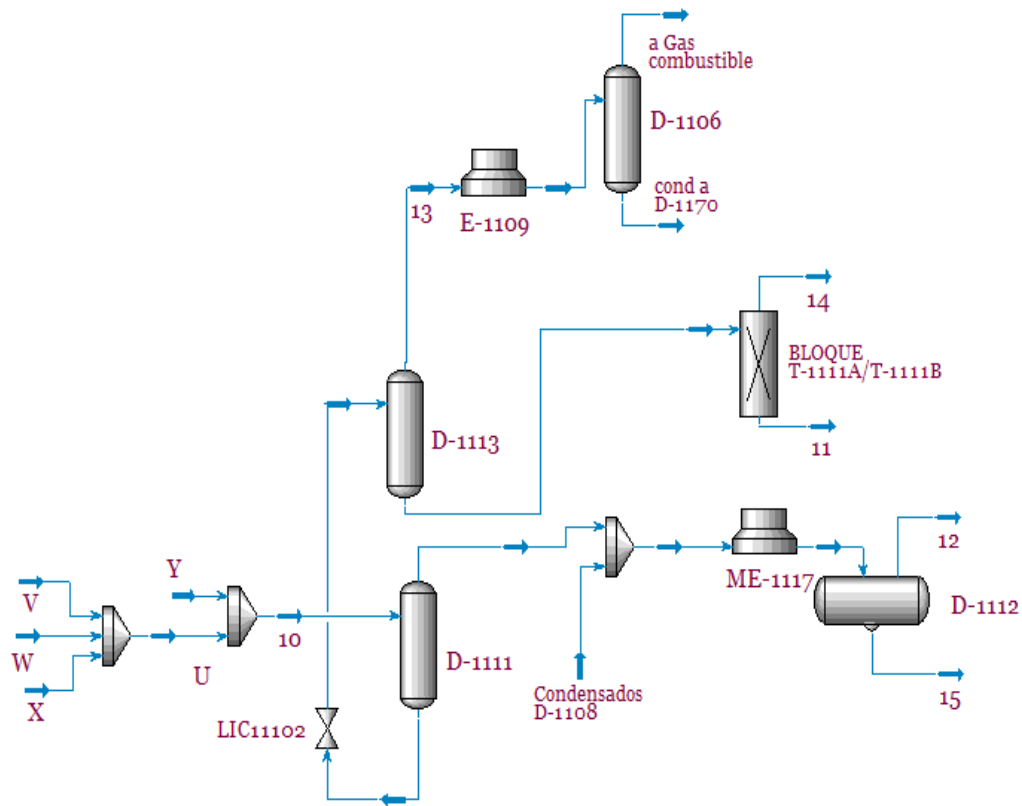
En la Figura 13, se muestra un diagrama simplificado de la Unidad de tratamiento de aceite Nafténico con hidrógeno U-1110, las líneas punteadas de color azul enmarcan el sistema de estudio que se seleccionó para determinar el H₂S presente en los gases de cima de la T-1111A; como se puede observar se toma el sistema después de los reactores R-1111A/B, esto teniendo en cuenta la información disponible de balances y caracterizaciones de cargas y producto de las unidades de tratamiento con hidrógeno. En la Figura 14, se presenta el diagrama de la simulación en HYSYS de parte del proceso de la U-1110, donde al igual que en la figura 6, se identifican con letras y números las corrientes más importantes consideradas en el desarrollo de la estimación.

En la Tabla 9 se presenta una descripción de las corrientes señaladas en la Figura 13.

Tabla 9. Identificación de corrientes U- 1100

CORRIENTES	DESCRIPCIÓN
Y	Gas de reciclo al R-1111
Z	Destilados Nafténicos a R-1111
10	Entrada a D-1111
11	Base Nafténica Pesada
12	Gas de reciclo al D-1107
13	Gases de cima D-1113
14	Gases de cima T-1111A
15	Condensados del D-1112 a tambor de aguas agrias

Figura 14. Simulación en HYSYS U-1110



Adicionalmente en la simulación se definieron otras corrientes que permiten construir la corriente de entrada al D-1111, identificada con el número 10, esto se muestra en la Tabla 10.

Tabla 10. Corrientes adicionales simulación U-1100

CORRIENTES	DESCRIPCIÓN
U	Mezcla de las corrientes V,W y X
V	corriente de HC C1-C7 a la salida del R-
W	H2S formado en los reactores R-1111A/B
X	base Nafténica a la salida del R-1111B

Datos de entrada a la simulación U-1110

Balances Másicos

En la Tabla 11, se presenta los datos de balance másico para la U-1110 reportados en RIS, y la correspondencia con la identificación de corrientes establecida en el diagrama de procesos de la Figura 13. Los datos que se utilizaron en la simulación corresponden a los datos para las corrientes Y, Z y 11.

Tabla 11. Balance Másico U-1110, reportado en RIS

TIPO	DESCRIPCIÓN	IDENTIFICACIÓN CORRIENTES EN U-1100
CARGAS	U-1110: (FR-11004) GAS DE RECICLO A R-1111	Y
	U-1110: (FRC-11101) DESTILADOS NAFTÉNICOS A H-1111	Z
PRODUCTO	U-1110: (FR-11102) ACEITE/BASE NAFT. HIDROG. DE T-1111B	11
GASES INTERMEDIOS	U-1110: (FCAL-1110-03) GAS DE CIMA DE D-1113	13
	U-1110: (FCAL-1110-02) GAS DE RECICLO DE D- 1112	15

Caracterización de cargas y productos

Como información de carga y producto a la unidad se contó con las curvas de destilación de la carga y producto, en la simulación del proceso solo se utilizaron los datos dados para el producto. Los datos de muestra entre cargas y productos no corresponden al mismo día; en la Tabla 12 se presenta los datos de destilación simulada (ASTM D-6352) para base Nafténica pesada, y en la Tabla 13 se presenta información adicional de características del producto que también se utiliza en la simulación. Estos datos corresponden a análisis realizados por el laboratorio del Instituto Colombiano del Petróleo (ICP).

Tabla 12. Curva de destilación Base Nafténica pesada Mayo 2008

%w/w	Temperatura (°F)
IBP	352
5 %	416,5
10%	440,2
20 %	466,7
30 %	481,1
40 %	492
50 %	501,1
60 %	510,2
70 %	520,6
80 %	533
90 %	549,6
95 %	563,3
FBP	596,9

Tabla 13. Características Base Nafténica pesada Mayo 2008

DENSIDAD A 15°C ASTM D 4052	g/ml	0,9159
VISCOSIDAD CINEMÁTICA 100°C D 445	mm2/s	19,1853
VISCOSIDAD CINEMÁTICA 40°C D 445	mm2/s	342,9923

Fuente Tabla 13 y 14: Archivos Excel Caracterización Refinatos/ Seguimiento de bases Lubricantes Muestras laboratorio ICP

Porcentaje de Azufre carga (Z) y producto (11)

A diferencia de la U-1100, para la U-1110 sólo se cuenta con curva de destilación y porcentaje de azufre para la corriente de base Nafténica pesada (11), por esta razón se recurrió al contenido de azufre para carga y producto de la unidad, medido en las muestras de laboratorio de la Refinería (reportados en CDLAB).

Tabla 14. Contenido de Azufre Destilado Nafténico (Z), CDLAB1

MUESTRA	FECHA	AZUFRE (g/100g)	AZUFRE EN PPM (mg/kg)
K0664 DEST. NAFT. PESADO	12/07/2012	0,8	8200
	27/06/2012	1,1	10601
K0666 DEST. NAFT. PESADO	08/01/2013	1,1	10830
	23/12/2012	1	9916
	08/11/2012	1,1	10713
	24/10/2012	0,6	5718
	16/08/2012	1,5	15067

MUESTRA	FECHA	AZUFRE (g/100g)	AZUFRE EN PPM (mg/kg)
	17/07/2012	1,9	19152
	15/07/2012	1,9	18809
	14/07/2012	1,9	19297
	13/07/2012	1	10310
	18/06/2012	1,9	18599
	29/04/2012	1,2	12179
	12/01/2012	1,1	10788
	PROMEDIO	1,3	12870
	MÁXIMO	1,9	19297
	MÍNIMO	0,6	5718

En las Tablas 14 y 15, se presentan los contenidos de azufre reportados en CDLAB para muestras de Destilado Nafténico pesado (Z) y Base Nafténica pesada (11) respectivamente. Para la simulación se trabajó para la carga el valor de contenido máximo de azufre reportado en las muestras y para el caso del producto (11) el valor mínimo, siendo está la mayor diferencia en el contenido de azufre entre la carga y el producto, que representa el azufre convertido a H₂S.

Tabla 15. Contenido de Azufre Base Nafténica pesada (11), CDLAB

MUESTRA	FECHA	AZUFRE (g/100g)	AZUFRE EN PPM (mg/kg)
K0649 BASE NAFT. PESADA BN 460-H	21/01/2013	0,3	2537
	20/01/2013	0,2	2494
	19/01/2013	0,3	2517
	18/01/2013	0,3	2568

MUESTRA	FECHA	AZUFRE (g/100g)	AZUFRE EN PPM (mg/kg)
	17/01/2013	0,3	2569
	16/01/2013	0,2	2497
	15/01/2013	0,3	2543
	12/01/2013	0,2	2485
	07/01/2013	0,3	2591
K0685 BASE NAFT. PESADA BN 460-H	26/01/2012	0,2	2273
K0686 BASE NAFT. PESADA BN 460-H	15/01/2013	0,3	2693
	06/08/2012	0,4	3699
	14/01/2013	0,3	2587
	13/08/2012	0,3	3181
	10/01/2013	0,2	2472
	30/07/2012	0,2	2450
K0751 BASE NAFT. PESADA BN 460-H	15/01/2013	0,3	2566
	14/01/2013	0,3	2559
	29/08/2012	0,4	3871
	PROMEDIO	0,3	2692,2
	MÁXIMO	0,4	3871
	MÍNIMO	0,2	2273

Condiciones de operación de los Tambores U-1110

Las condiciones de presión y temperatura de los tambores de separación de la U-1110 se presentan en la Tabla 16, estos datos fueron tomados del manual de operaciones de las unidades de tratamiento con hidrógeno.

Tabla 16. Condiciones de operación Tambores U-1110

TAMBORES U-1100	CONDICIONES DE OPERACIÓN	
	Temperatura (°F)	Presión (psig)
Separador de Alta presión D-1111	450-480	1250-1500
Separador de baja temperatura D-1112	135-180	1400
Separador de Baja presión D-1113	430-450	50-70

Desarrollo de la simulación

En la simulación en HYSYS del proceso de la U-1110 mostrado en la Figura 6, se toma el sistema de estudio desde la entrada al tambor de alta presión D-1111 (corriente 10), procedente de la salida del reactor R-1101B.

En base a la información que se tiene se determinaron corrientes adicionales (especificadas en la tabla 11) y se realizaron algunas consideraciones para formar la corriente de entrada al D-1111, en cuanto a la composición de esta corriente, las cuales se presentan más adelante.

Por balance de masa, la corriente 10 está dada por:

$$\textit{Flujo Corriente 10} = \textit{Flujo Corriente Y} + \textit{Flujo Corriente Z}$$

Donde Y y Z son los flujos másicos de las cargas al reactor, (Y) H₂ de reciclo y (Z) destilado nafténico pesado.

Aunque la masa de entrada al reactor (corrientes Y y Z) es igual al de la salida (corriente 10), la distribución de componentes en la corriente cambia, y para formar esta corriente (10) se tienen las siguientes corrientes:

La corriente de Y, corresponde al flujo del hidrógeno de reciclo que ingresa al reactor y la corriente Z, equivalente en flujo másico a una nueva corriente U, con una nueva distribución de productos (resultado de la reacción química en el reactor).

La corriente U, en flujo másico se expresa como:

$$\text{Flujo Corriente } U = \text{Flujo Corriente } V + \text{Flujo Corriente } W + \text{Flujo Corriente } X$$

Donde W es el flujo de entrada de H₂S al D-1111, que corresponde al H₂S formado en los reactores R-1111A/B. Al tener el contenido de azufre de la carga y el producto, se puede determinar la cantidad de azufre que se convirtió a H₂S, considerando que el azufre del producto (corriente 11) corresponde a la cantidad de azufre que no reacciona y queda dentro de las moléculas de los componentes de la base nafténica. Se tiene la siguiente expresión para el flujo másico de W:

$$\text{Flujo Corriente } W = \frac{\% \text{azufre en } Z}{100} * F. \text{Corriente } Z - \frac{\% \text{azufre en } 11}{100} * F. \text{Corriente } 11 * \frac{PM_{H_2S}}{PM_S}$$

El caso más crítico corresponde a los porcentajes de azufre de 1,9 y 0,227 para la carga y producto respectivamente presentados en las tablas 15 y 16, que representan la mayor diferencia entre la carga y el producto (lo que se traduce en la mayor generación de H₂S).

Por otra parte, la corriente denominada X corresponde a la base Nafténica formada en el reactor, por lo cual, para esta corriente se utiliza la curva de destilación del producto (corriente 11), esta corriente en la simulación se ajusta

para obtener en la corriente de producto el correspondiente flujo másico dado en los balances de la unidad reportados en RIS.

La corriente V, corresponde a los livianos que se pudieron formar en el reactor. El flujo másico se calcula como:

$$\text{Flujo Corriente V} = \text{Flujo Corriente Z} - \text{Flujo Corriente W} - \text{Flujo Corriente X}$$

7.1.3. Resultados de simulación gases de cima torres T-1101A/T-1111A

7.1.3.1. Resultados gases de cima T-1101: La carga simulada para esta unidad es aceite desparafinado fenolizado Bright Stock, que tiene la mayor cantidad de azufre y por ende genera la mayor cantidad de H₂S, siendo este el caso más crítico de emisión cuando la planta trabaje en su máxima capacidad.

En la Tabla 17, se indica para los meses de junio, julio, agosto y septiembre del año 2012, la distribución de carga en la unidad, como se puede apreciar la carga de aceite fenolizado B- Stock es la menos frecuente, presentándose la mayor frecuencia de carga en el mes de agosto con tan solo tres días.

Tabla 17. Frecuencia por tipo de carga U-1100

CARGAS	JUNIO	JULIO	AGOSTO	SEPTIEMBRE
Aceite Desparafinado Liviano	9	8	10	11
Aceite Desparafinado Medio	8	10	11	13
Aceite Desparafinado B. Stock	2	0	3	2
Sin carga	11	13	7	4

En la Tabla 18, se presentan los datos de balance de la Unidad U-1100 para aceite desparafinado B. Stock como carga; las columnas VOL y MAS, representan bls/día y ton/día respectivamente; y las columnas SIM corresponden a los datos obtenidos de la simulación (ton/día), las corrientes A y B no presentan valor en la columna SIM debido a que son datos de entrada y toman el valor dado por el reporte másico en la columna MAS.

Tabla 18. Datos Balance U-1100 usados en la simulación/resultados Simulación.

CORRIENTES BALANCE U-1100	28/02/12			22/04/12			19/09/12		
	VOL	MAS	SIM	VOL	MAS	SIM	VOL	MAS	SIM
B	132,99	10,59		138,83	11,06		127,1	10,13	
A	1445,04	199,20		1944	268,91		1800	248,99	
2	1377,12	192,56	192,5	1848	259,16	259,1	1704	238,97	238,7
3	52,86	7,98	3,37	55,19	8,33	5,09	50,53	7,62	5,06
4	112,37	8,95	10,4	117,31	9,35	11,69	107,4	8,56	11,38

En la tabla 19 se presentan datos de corriente y relaciones entre las mismas (calculadas), en base a la simulación en HYSYS de los días de operación presentados anteriormente. El objetivo es establecer relaciones que permitan simular el proceso para una carga igual a la capacidad instalada de la unidad.

Tabla 19. Corrientes y relación de corrientes para días de operación simulados en HYSYS.

CORRIENTES/REL. CORRIENTES	28/02/12	22/04/12	19/09/12
E (ton/día)	0,381	0,515	0,477
F (ton/día)	198,6	266,5	245,6
Relación F/A	0,99	0,99	0,99
Flujo H₂S en Corriente 5 (ton/día)	0,0515	0,0687	0,0619
RI. (Flujo H₂S en Corriente 5/Corriente E)	0,13	0,13	0,13

La capacidad instalada (Diseño) de la U-1100 es 2160 bls/día, en los datos de balance másico de la unidad se registró un valor máximo de carga a la unidad de 1944 bls/día para la carga de Aceite desparafinado fenolizado B. Stock (sombreado en la Tabla 18).

Para calcular el contenido de H₂S en los gases de cima de la T-1101A con el valor de la capacidad instalada de la unidad en la carga, se realizó la simulación para diferentes días de operación, estableciendo relaciones entre las corrientes y el contenido de azufre de carga con el de la corriente de gases de cima, estas relaciones se presentan en la Tabla 19. Esto permite calcular la entrada de hidrógeno y la salida de producto principal en la simulación y obtener los gases de cima; adicionalmente es posible comparar el resultado obtenido por simulación con el de la relación entre el contenido de H₂S en 5 con el flujo de la corriente E.

Finalmente se muestra la cantidad máxima de H₂S en la corriente de gases de cima (5); este valor fue calculado por simulación y por la relación establecida entre el flujo de H₂S en la corriente 5 con el contenido de H₂S en la carga (E) y fue el mismo.

$$\text{Cantidad max. H}_2\text{S en gases de cima T - 1101A} = 0,074 \frac{\text{ton}}{\text{día}} = 6,84 \text{ lb/h}$$

7.1.3.2. Resultados gases de cima T-1111: La carga simulada para esta unidad es destilado Nafténico pesado, que tiene la mayor cantidad de azufre y por consiguiente genera la mayor cantidad de H₂S, siendo éste el caso más crítico de emisión no condensable cuando la planta trabaja a máxima capacidad.

En la Tabla 20, se indica para los meses de junio, julio, agosto y septiembre del año 2012 la distribución de carga en la unidad, como se puede observar, la carga de destilado Nafténico pesado representa una frecuencia constate de dos días al mes.

Tabla 20. Frecuencia por tipo de carga U-1110

CARGAS	JUNIO	JULIO	AGOSTO	SEPTIEMBRE
Destilado Nafténico Medio	12	17	24	24
Destilado Nafténico pesado	2	2	2	2
Sin carga	16	12	5	4

En la tabla 22, se presentan los datos de balance de la Unidad U-1110 para aceite destilado Nafténico pesado como carga, las columnas VOL y MAS, representan bls/día y ton/día respectivamente; las columnas SIM corresponden a los datos obtenidos de la simulación, los espacios en blanco indican que esta corriente ha sido información de entrada a la simulación.

Tabla 21. Datos Balance U-1110 usados en la simulación/resultados simulación

CORRIENTES BALANCE U-1110	10/01/12			03/05/12			03/09/12		
	VOL	MAS	SIM	VOL	MAS	SIM	VOL	MAS	SIM
Y	157,69	12,56		161,86	12,84		139,17	11,09	
Z	1576,08	234,06		1584	235,23		1431,12	212,53	
11	1527,6	221,27	219,8	1536	222,49	221,7	1388,8	201,18	200
13	90,0	13,72	5,126	93,3	14,02	4,92	80,22	12,11	4,47
12	133,2	10,62	15,57	136,77	10,85	15,5	117,6	9,37	14,47

En la Tabla 22 se presentan datos de corriente y relaciones entre las mismas (calculadas), en base a la simulación en HYSYS de los días de operación presentados anteriormente. El objetivo es establecer relaciones que permitan simular el proceso para una carga igual a la capacidad instalada de la unidad.

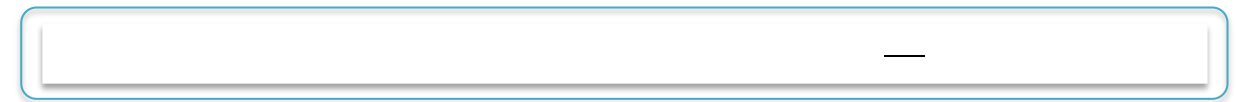
Tabla 22. Corrientes y relación de corrientes para días de operación simulados en HYSYS.

CORRIENTES/REL. CORRIENTES	10/01/12	03/05/12	03/09/12
W (ton/día)	4,069	4,089	3,694
X (ton/día)	229	230,5	208
Relación X/Z	0,98	0,98	0,98
Flujo H₂S en 14 (ton/día)	0,1962	0,1987	0,1761
Rel. (Flujo H₂S en 14/W)	0,048	0,048	0,048

La capacidad instalada de la U-1100 es 2112 bls/día, en los datos de balance másico de la unidad se registró un valor máximo de carga a la unidad de 1584 bls/día para la carga de Destilado nafténico pesado. Para calcular el contenido de

H₂S en los gases de cima de la T-1111A con el valor de la capacidad instalada de la unidad en la carga, se realizó la simulación para diferentes días de operación, estableciendo relaciones entre las corrientes y el contenido de azufre de corrientes.

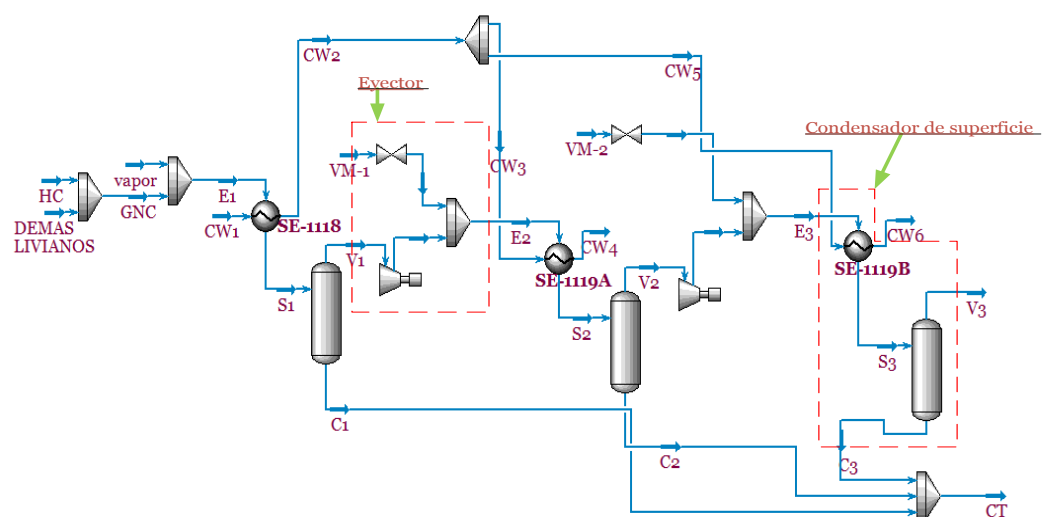
Finalmente se muestra la cantidad máxima de H₂S en la corriente de gases de cima (14); este valor fue calculado por simulación y por la relación establecida entre el flujo de H₂S en la corriente 5 con el contenido de H₂S en la carga (W) y fue el mismo.



7.1.4. Simulación sistema de vacío U-1100/U-1110. Una vez obtenida la cantidad máxima de H₂S que va a los sistemas de vacío, se simulan condiciones dadas para un esquema previsto en el cual se replacen los condensadores barométricos actuales. El diagrama de proceso es mostrado en la Figura 1.

7.1.4.1. Datos de entrada simulación sistema U-1100/U-1110

Figura 15. Diagrama de simulación sistemas de vacío U-1100/U-1110



En la Figura 15, se ilustra el diagrama del sistema de vacío en HYSYS, el cual está constituido por un precondensador y dos etapas de eyección formadas cada una por eyector y condensador. En general el sistema cuenta con tres condensadores de superficie y dos eyectores.

HYSYS no tiene como tal estos equipos, por lo cual, el condensador de superficie está en la simulación como el conjunto de intercambiador y un flash para separar las fases de vapor y líquido; en cuanto al eyector para asegurar que se cumplan las condiciones de entrada de presión y temperatura de la corriente, se incluye en la simulación como el conjunto de una válvula de estrangulamiento, compresor y mezclador. A continuación en la Tabla 23 se especifican las corrientes en la Figura 15.

Tabla 23. Identificación de corrientes en simulación del sistema de vacío

CORRIENTE	DESCRIPCIÓN
Vapor	Vapor en la corriente de entrada de los gases de cima T-1101A/T-1111A.
GNC	Gases no condensables
E1/E2/E3	Entrada gases a intercambiadores de calor
S1/S2/S3	Salida gases de intercambiadores de calor
V1/V2	Gases a primera y segunda etapa de eyección.
V3	Gases de salida del sistema de vacío
C1, C2, C3	Condensados
CT	Condensados totales del sistema de vacío
VM-1/VM-2	Vapor motriz entrada a eyectores
CW1/CW2/CW3/CW4/CW5/CW6	Agua de enfriamiento

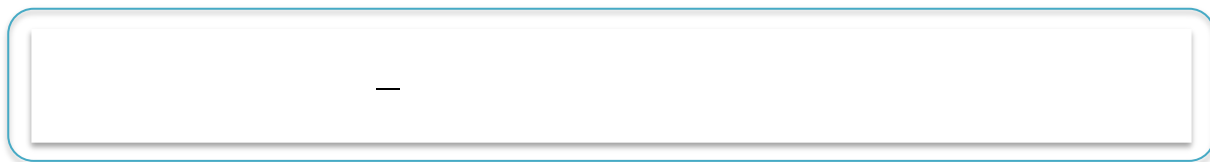
Corrientes GNC y Vapor

La corriente de entrada al sistema de vacío de estudio corresponde a los gases de cima de las T-1101A y T-1111A, esta corriente está formada por vapor utilizado en la etapa de despojo y los gases no condensables del sistema. Por diseño del sistema de vacío actual, conocemos la información mostrada en la Tabla 24.

Tabla 24. Datos de diseño corriente E1

DATOS DISEÑO	UN	VALOR
PRESION	mm Hg	100
TEMPERATURA	°F	238
FLUJO TOTAL E1	Lb/h	4470
FLUJO DE VAPOR EN E1	Lb/h	4170
FLUJO GNC	Lb/h	300
PESO MOLECULAR GNC	Lb/lbmol	30

De la corriente de GNC además del flujo másico, conocemos la cantidad de H₂S en la corriente determinada por el resultado de la fase anterior de la estimación de gases de cima de las T-1100A y T-1111A.



En la Tabla 25 se presenta la composición típica para un sistema de vacío, básicamente esta corriente está formada por el H₂S, corriente de HC livianos y

aire; el resultado obtenido para la cantidad de H₂S para el sistema de vacío de las U-1100 y U-1110 , es 10,4% cercano al enunciado en la Tabla 25, como no se conoce la composición de los otros componentes de la corriente de gases no condensables se decidió utilizar la composición típica dada por la EPA (Environmental Protection Agency) y presentada en las Tablas 25 y 26.

La estimación de producción de bases lubricantes promedia anual de las plantas de tratamientos con hidrógeno con las bases de carga utilizadas en la simulación es de 26356 lb/h.

Tabla 25. Composición típica gases no condensables en sistemas de vacío

COMPONENTE	% P/P
HIDROCARBURO	75
H₂S	9
CO	5
AIRE	8

En donde la corriente de hidrocarburos se especifica en la tabla 27.

Tabla 26. Composición típica de HC en gases no condensables

COMPONENTE	% P/P
METANO	7,8
ETANO	6,7
ETILENO	0,5
PROPANO	11,7
BUTANO	32,3
BUTENO	3,8
PENTANO	25,3
PENTENO	6,6

COMPONENTE	% P/P
HEXANO	3,5
HEXENO	1,4
BENZENO	0,3
HEPTENO	0,1

Fuente: Control of Refinery vacuum producing systems, wastewater separators and process unit turnarounds

Los datos suministrados al simulador de los condensadores de superficie corresponden a la temperatura de entrada y salida tanto del agua de enfriamiento como de los gases de proceso, datos de diseño del equipo (caída de presión, diámetro, longitud, numero de tubos entre otros), parte de esta información es tomada a partir de una propuesta técnica recibida de un proveedor reconocido en sistemas de vacío.

7.1.5. Resultados Estimación Gases De Salida Sistema De Vacío U-1100/U-1110. La corriente de gases no condensables a la salida del sistema de vacío se especifica en la Tabla 27.

Tabla 27. Flujo de gases no condensables salida del sistema de vacío U-1100/U-1110

Flujo total Gases no condensables salida del sistema de vacío (V3)	323,9 lb/h
Flujo de H₂S salida	31,0 lb/h

El presente desarrollo permitió incorporar los conceptos básicos del balance de masa como estrategia para estimar los valores de emisión del gas ácido sulfhídrico (H₂S) en los gases totales del sistema de vacío de las plantas.

La simulación de procesos, por intermedio de los simuladores convencionales HYSYS son una herramienta poderosa y útil en la determinación de corrientes de proceso para ajuste de los balances másicos. Lo anterior principalmente cuando no hay disponibilidad física de instrumentación o parámetros analíticos que permitan brindar una mayor certeza en planta.

**Tabla 28. Composición gases no condensables salida del sistema de vacío
U-1100/U-1110**

COMPONENTE	FRACCIÓN- PESO
METANO	0,0542
ETANO	0,0465
ETILENO	0,0035
PROPANO	0,0813
BUTANO	0,2244
BUTENO	0,0264
PENTANO	0,1758
PENTENO	0,0459
HEXANO	0,0243
HEXENO	0,0097
BENZENO	0,0021
HEPTENO	0,0007
CO	0,0463
HIDRÓGENO	0,0278
NITRÓGENO	0,0483
OXIGENO	0,0128
AGUA	0,0743
H₂S	0,0957

Los gases no condensables estimados en el proceso anterior serán la base para especificar la tubería (sección 7.6) de direccionamiento de la corriente a un sitio seguro, cuya propuesta es la planta de ácido sulfúrico que tiene la Refinería.

7.2. TENDENCIAS PARA LA GENERACIÓN DE VACÍO

La base de los sistemas de generación de vacío industrial no ha cambiado en los últimos 80 años, y se fundamenta en la pérdida de volumen de un gas o vapor dentro de un recipiente (Berkeley, 1993). Para ello los sistemas involucran fundamentalmente eyectores los cuales son equipos con un arreglo tipo garganta (Venturi), en el cual un gas o vapor por intermedio de una aceleración del fluido induce una pérdida de presión, la cual succiona volumen del sistema, posterior al eyector un sistema alternativo o complementario de condensación permite una mayor generación de vacío. Los sistemas de condensación son generalmente de 2 tipos: Intercambiador coraza-tubo y condensadores de contacto directo (barométricos) (Bolt, Butzbach et al, 1993).

A continuación se presentan 3 alternativas para generación de vacío en la unidad, las cuales son opciones para el remplazo de los equipos actualmente instalados.

7.3 EVALUACIÓN FINANCIERA (FACTOR J) DE LAS ALTERNATIVAS PROPUESTAS

Las alternativas que se plantean en el presente trabajo (Tabla 29) son evaluadas desde el punto de vista financiero mediante la estimación del valor presente neto (VPN) y la utilización de la tasa de retorno de inversión para la Refinería, el detalle de la estimación al igual que toda la información requerida para los retornos de flujo de caja con y sin propuesta se detallan en el Anexo 12, En la evaluación

financiera se parte de algunos principios (Sapang, 2008):

1- Cada alternativa se evalúa de forma independiente comparada con el caso base.

1- Se incluyen todos los flujos de caja que tienen lugar dentro del proyecto, desde la inversión inicial hasta los costos de operación y mantenimiento asociados a los nuevos sistemas.

2- La tasa de rentabilidad requerida para el proyecto (para la Refinería está definida en 11%).

3- Tiempo de evaluación del proyecto 15 años.

La ecuación fundamental para llevar los flujos de caja en cada año a su valor presente es la siguiente:

$$VP = \frac{VF}{(1+i)^n} \quad (23)$$

VP: Valor presente de la cantidad

VF: Valor futuro de la cantidad

i : Tasa de interés

n : Periodo

La siguiente expresión se utiliza para comparar cada una de las alternativas:

$$Factor J = \frac{\text{Valor presente neto de los beneficios \$}}{\text{Costo inicial de la inversión}} \quad (24)$$

Tabla 29. Estimación de factor J alternativas planteadas

Alternativas	Descripción	Evaluación
Alternativa 1: Cambio de condensadores de contacto barométrico por condensadores de superficie.	Este sistema continúa operando con los eyectores a vapor actuales, pero la condensación intermedia cambia de realizarse con condensadores de contacto directo a condensadores de superficie. Para realizar este cambio se requiere además la actualización de pre-condensadores y un tambor de sello nuevo.	Presupuesto $\pm$ 30% <u>2.107 \$KUSD</u> <u>Factor J = 3.4</u> Se descarta esta alternativa ya que técnicamente no es posible implementar los nuevos condensadores sin realizar el cambio de los eyectores y pre condensadores.
Alternativa 2: Cambio de eyectores y condensadores de contacto barométrico por condensadores de superficie.	Este sistema requiere el cambio de los eyectores ajustándolos al nuevo tipo de condensación que se realizara con condensadores de superficie. Para realizar este cambio se requiere además la actualización de pre-condensadores y un tambor de sello nuevo.	Presupuesto $\pm$ 50% <u>3.081 \$KUSD</u> <u>Factor J = 1.9</u> Se selecciona esta alternativa ya que cumple con los objetivos del proyecto en cuanto a eliminación del consumo de agua, la tecnología es conocida e implementada en otras plantas y la evaluación financiera aprueba los requerimientos para su

Alternativas	Descripción	Evaluación
		aprobación.
Alternativa 3: Cambio de eyectores de vacío y condensadores barométricos por bombas de vacío secas (autolubricadas)	El sistema opera con bombas de vacío secas (autolubricadas), bombas booster para incrementar la capacidad del sistema y condensación intermedia con condensadores de superficie. Para realizar este cambio se requiere la actualización del pre-condensador de gases de cima. Los condensados son enviados a los tambores de sello existentes.	Presupuesto $\pm$ 50% <u>3.442 \$KUSD</u> <u>Factor J = 1.8</u> Se descarta esta alternativa ya que no es una alternativa probada en otras refinerías (Graham), requiere equipo de condensación adicional y la operación de equipo rotativo disminuye la confiabilidad de la operación. Sistema más costoso y de menor factor J

7.4 ESTIMACIÓN DE LA HUELLA DE CARBONO PARA EVALUAR EL APOORTE DE GASES CONTAMINANTES Y EFECTO INVERNADERO CONTRA LOS GENERADOS EN EL SISTEMA DE VACÍO

En la estimación de la huella de carbono para las plantas de tratamiento con hidrógeno se plantea el cálculo con la información disponible de consumo de recursos como energía y gas por parte de las unidades de estudio, adicional a estimación de fuentes fugitivas y factores de emisión reportadas para la industria del petróleo las cuales son referenciadas por la *Canadian Association of Petroleum Producers* (CAPP,2003) el resultado de la información es reportada en las siguientes tablas, el año de recolección de información es el año 2012, en base

al bajo factor de servicio de las plantas en el 2013 como consecuencia de la no disponibilidad de carga.

Tabla 30. Consumos promedio energéticos mensuales (Kw-h/mes) Año 20121

Mes	Energía Autogenerada	Energía Importada	Energía Total Consumida
Enero	1.743.766,00	131.284,00	1.875.050,00
Febrero	1.549.278,00	265.057,00	1.814.335,00
Marzo	1.095.051,00	151.024,00	1.246.075,00
Abril	1.479.156,00	286.939,00	1.766.095,00
Mayo	1.476.193,00	188.392,00	1.664.585,00
Junio	1.300.948,49	244.386,51	1.545.335,00
Julio	1.279.879,45	292.875,55	1.572.755,00
Agosto	1.364.486,94	385.078,04	1.749.564,98
Septiembre	1.280.429,71	405.560,29	1.685.990,00
Octubre	1.326.750,43	366.084,57	1.692.835,00
Noviembre	1.016.993,02	66.711,98	1.083.705,00
Diciembre	1.290.345,39	219.394,60	1.509.739,99

Fuente de información de la Refinería de estudio

Tabla 31. Consumos promedio mensuales de gas (KPC/mes) en los equipos de combustión-Año 2012

Mes	H-1101	H-1111	H-1121
	KPC/mes	KPC/mes	KPC/mes
Enero	4.687,81	4.194,76	4.007,11
Febrero	4.057,78	3.919,36	3.626,80
Marzo	2.422,50	2.364,32	1.523,05

Mes	H-1101	H-1111	H-1121
	KPC/mes	KPC/mes	KPC/mes
Abril	3.848,20	3.063,30	2.936,93
Mayo	4.365,33	4.487,09	3.573,70
Junio	3.769,06	2.813,81	1.640,82
Julio	2.841,34	4.324,39	3.568,85
Agosto	4.025,76	4.256,39	3.407,97
Septiembre	4.383,56	3.703,81	3.651,54
Octubre	4.220,67	4.014,43	3.887,29
Noviembre	2.369,02	1.712,80	1.914,94
Diciembre	4.274,09	3.737,71	3.366,66

Fuente de información de la Refinería de estudio (Kilo pies cúbicos)

**Tabla 32. Poderes caloríficos promedios de gas en equipos de
Combustión-Año 2012**

Período 2012	H-1101	H-1111	H-1121
	Btu/ft3	Btu/ft3	Btu/ft3
- Primer Trimestre	992,94	992,94	992,94
- Segundo Trimestre	999,32	999,32	999,32
- Tercer Trimestre	927,59	927,59	927,59
- Cuarto Trimestre	937,78	937,78	937,78

Fuente de información de la Refinería de estudio

Tabla 33. Conteo general de equipos para emisiones fugitivas

Accesorios para Facilidades de crudo (oil facilities)					
Tipo de Equipos	Cantidad de Equipos	Cantidad de Bidas	Cantidad de Válvulas	Cantidad de PRV	Cantidad de Sellos de Compresores
Hornos/calentadores y/o calderas	3	730	140	ND	No aplica
Separadores	No aplica	No aplica	No aplica	No aplica	No aplica
Torres despojadoras (absorción, lavado o scrubbers)	No aplica	No aplica	No aplica	No aplica	No aplica
Compresores de gas	3	489	102	ND	3
Torres de fraccionamiento	No aplica	No aplica	No aplica	No aplica	No aplica
Secadores o deshidratadores	No aplica	No aplica	No aplica	No aplica	No aplica

Fuente de información de la Refinería de estudio

Tabla 34. Estimación de accesorios para emisiones fugitivas

ACCESORIOS	TTOS CON H2
Válvulas (light liquid services)	242
Válvulas (heavy liquid services)	ND
Válvulas (gas/vapor)	ND
Bidas y/o conectores(oil services)	1.219

ACCESORIOS	TTOS CON H2
Bridas y/o conectores (gas/vapor)	ND
Sellos de bombas	3
PRV's (gas/vapor)	ND
Sellos de compresores (gas/vapor)	3

Tabla 35. Factores de emisión empleados en fuentes directas e indirectas

CONTAMINATES	COMBUSTIÓN A GAS (Equipos Baja Capacidad)	ENERGÍA ELÉCTRICA IMPORTADA	COMBUSTIÓN A GAS (Equipos Alta Capacidad)
	Factor de Emisión (lb/scf)	Factor de Emisión (kg/KWh)	Factor de Emisión (lb/scf)
NOX	1,00E-04	3,48E-04	2,80E-04
CO	8,40E-05	8,30E-04	8,40E-05
SOX	6,00E-07	6,30E-05	6,00E-07
MP	7,60E-06	1,02E-04	7,60E-06
VOC	5,50E-06	5,00E-06	5,50E-06
CO2	1,20E-01	1,57E-01	1,20E-01
N2O	2,20E-06	1,85E-06	2,20E-06
CH4	2,30E-06	2,80E-06	2,30E-06

Fuente: CAPP 2003

**Tabla 36. Factores de emisión empleados en emisiones fugitivas en
Accesorios para facilidades de gas y crudo**

Descripción de equipo y mecanismo de control	FACTOR DE EMISIÓN	FACTOR DE EMISIÓN
	VOC	CH4
	kg / h. accesorio	kg / h. accesorio
Accesorios para facilidades de gas		
Equipos y/o Procesos		
Válvulas (vapores dulces)	6,21E-04	4,35E-02
Válvulas (vapores amargos)	0,00E+00	5,18E-03
Bridas y/o conectores(vapores dulces)	2,54E-04	2,53E-03
Bridas y/o conectores (vapores amargos)	2,54E-04	3,10E-04
Sellos de compresores	0,00E+00	8,05E-01
PRV's	5,88E-02	1,21E-01
Compresores	1,33E-01	0,00E+00
Accesorios para facilidades de crudo		
Equipos y/o Procesos		
Válvulas (light liquid services)	2,95E-03	1,20E-03
Válvulas (heavy liquid services)	2,28E-04	0,00E+00
Válvulas (gas/vapor)	0,00E+00	1,42E-02
Bridas y/o conectores(oil services)	2,54E-04	1,90E-04
Bridas y/o conectores (gas/vapor)	2,54E-04	7,90E-04
Sellos de bombas	0,00E+00	8,05E-01
PRV's (gas/vapor)	5,88E-02	1,21E-01
Sellos de compresores (gas/vapor)	0,00E+00	3,70E-03

Fuente: CAPP 2003

Tabla 37. Cálculo de gases efecto invernadero de las plantas de tratamiento con hidrógeno

Tipo de Fuente	Fuente	Emisión (t/año)			
		GASES DE EFECTO INVERNADERO			
		CO ₂	CH ₄	N ₂ O	CO ₂ e
Emisiones por Fuentes de Combustión	Hornos / Calentadores	27.555,15	0,53	0,51	27.556,18
	Calderas				
	Motores de CI				
	Generadores a gas				
	Turbinas a gas				
	Motores CI de Pozos				
	Total por combustión	27.555,15	0,53	0,51	27.556,18
Emisiones por Fuentes de Transporte Propiedad ECP	Carrotanques				
	Vehículo privados				
	Total por transporte	NA	NA	NA	NA
Emisiones por Fuentes de Venteo/Proceso	Prod. de hidrógeno				
	FCC				
	Proceso Claus				
	Otros venteos				
	Total por venteos		NA	NA	
Emisiones por Fuentes Fugitivas	Válvulas		0,89		22,14
	Bridas		0,71		17,66
	Sellos de Compresores		0,03		0,85

Tipo de Fuente	Fuente	Emisión (t/año)			
		GASES DE EFECTO INVERNADERO			
		CO ₂	CH ₄	N ₂ O	CO ₂ e
	PRV's		0		0
	Sellos de Bombas		7,36		184,09
	Tto. Aguas Residuales				
	Fug. Cabeza de Pozo				
	Total por Fugitiva	NA	8,99	NA	224,73
Emisiones teas	Teas				
	Teas en pozos				
	Total en Teas	NA	NA	NA	NA
TOTAL DIRECTAS	(toneladas)	27.555,15	9,52	0,51	27.565,17
Emisiones por Fuentes Indirectas	Electricidad importada	353,58	6,31E-03	4,17E-03	353,59
	Vapor importado				
	Electricidad importada en pozos				
	Total Indirecta	353,58	0,01	0	353,59
TOTAL INDIRECTAS	(toneladas)	353,58	0,01	0	353,59

**Tabla 38. Estimación de gases contaminantes de las plantas de
tratamiento con hidrógeno**

Tipo de Fuente	Fuente	Emisión (t/año)				
		GASES CONTAMINANTES CRITERIO Y OTROS				
		NOX	CO	SOX	MP	VOC
Emisiones por Fuentes de Combustión	Hornos / Calentadores	52,763	19,289	0,138	1,745	1,263
	Calderas					
	Motores de CI					
	Generadores a gas					
	Turbinas a gas					
	Motores CI de Pozos					
	Total por combustión	52,76	19,29	0,14	1,75	1,26
Emisiones por Fuentes de Transporte Propiedad Empresa	Carrotanques					
	Vehículo privados					
	Total por transporte	NA	NA	NA	NA	NA
Emisiones por Fuentes de Venteo/Proceso	Prod. de hidrógeno					
	FCC					
	Proceso Claus					
	Almacenamiento de HC en tanques					
	Otros venteos					
	Total por venteos	NA	NA	NA	NA	NA
Emisiones por Fuentes Fugitivas	Válvulas					2,18
	Bridas					0,94
	Sellos de Compresores					0
	PRV's					0

Tipo de Fuente	Fuente	Emisión (t/año)				
		GASES CONTAMINANTES CRITERIO Y OTROS				
		NOX	CO	SOX	MP	VOC
	Sellos de Bombas					0
	Tto. Aguas Residuales					
	Fug. Cabeza de Pozo					
	Total por Fugitiva	NA	NA	NA	NA	3,12
Emisiones teas	Teas					
	Teas en pozos					
	Total en Teas	NA	NA	NA	NA	NA
TOTAL DIRECTAS	(toneladas)	52,76	19,29	0,14	1,75	4,38
Emisiones por Fuentes Indirectas	Electricidad importada	2,61E-01	6,23E-01	4,73E-02	7,66E-02	3,75E-03
	Vapor importado					
	Electricidad importada en pozos					
	Total Indirecta	0,26	0,62	0,05	0,08	0
TOTAL INDIRECTAS	(toneladas)	0,26	0,62	0,05	0,08	0

Con la metodología anterior del cálculo de huella de carbono se pudo estimar las fuentes de emisión de gases efecto invernadero y gases peligrosos del proceso de las plantas de tratamiento con hidrógeno. Los valores obtenidos en las Tablas 30, 31 y 37 corresponden a los insumos de energía, gas y fuentes fugitivas. El balance de materia realizado en la sección 7.1.5 y ajustado mediante simulación (HYSYS) permite identificar las emisiones de los gases no condensables del sistema de vacío, los cuales, sumados a los obtenidos mediante la huella de carbono (el cálculo no incluye el sistema de vacío) permiten precisar la estimación de emisiones del proceso, información que luego permite desarrollar un modelo de

análisis de ciclo de vida que permitirá evidenciar el impacto que genera a nivel global en el proceso una reducción en vertimientos por efecto de una nueva tecnología.

La estimación de la huella de carbón para el conjunto de las plantas de tratamiento con hidrógeno es una herramienta valiosa como aproximación a los niveles de emisión atmosférica del área en cuestión. La técnica permitió identificar a los hornos de combustión como los equipos que más aportan en cuanto a contaminación atmosférica y efecto sobre el calentamiento global.

7.5 ESTIMACIÓN DE LOS IMPACTOS AMBIENTALES GENERADOS POR LAS PROPUESTAS EVALUADAS MEDIANTE UN ANALISIS DE CICLO DE VIDA (ACV)

Mediante el análisis de ciclo de vida se busca determinar el impacto ambiental que inducen las plantas de tratamiento con hidrógeno considerando por supuesto, el esquema actual de operación y el impacto que tendrían las tecnologías propuestas.

El enfoque de estudio El ACV se conceptualiza como el análisis de los flujos energéticos y ambientales asociados con el proceso de producción de base lubricante en una refinería considerando el concepto **puerta a puerta** que hace énfasis en el proceso de producción o manufactura tomando como **unidad funcional** 1 libra de producción de base lubricante, la información básica que se provee para este caso es:

- La materia prima utilizada para el proceso es nafta.

- Recursos energéticos consumidos, correspondientes a energía eléctrica para los equipos rotativos de la planta y gas natural combustible para los procesos de combustión y generación de vapor.
- Emisiones generadas al aire por los Hornos de combustión, emisiones fugitivas y gases (con presencia de H₂S) del sistema de vacío actual y propuesto.

La unidad de referencia es tomada del software SIMAPRO 7.1 y corresponde al proceso de producción de **Diésel** de bajo azufre, esquema análogo al sistema real de hidrotratamiento de destilados y bases parafínicas o nafténicas cuya producción de ceras o bases son productos de bajo contenido de azufre y contaminantes con saturación de olefinas que garantizan la estabilidad del producto.

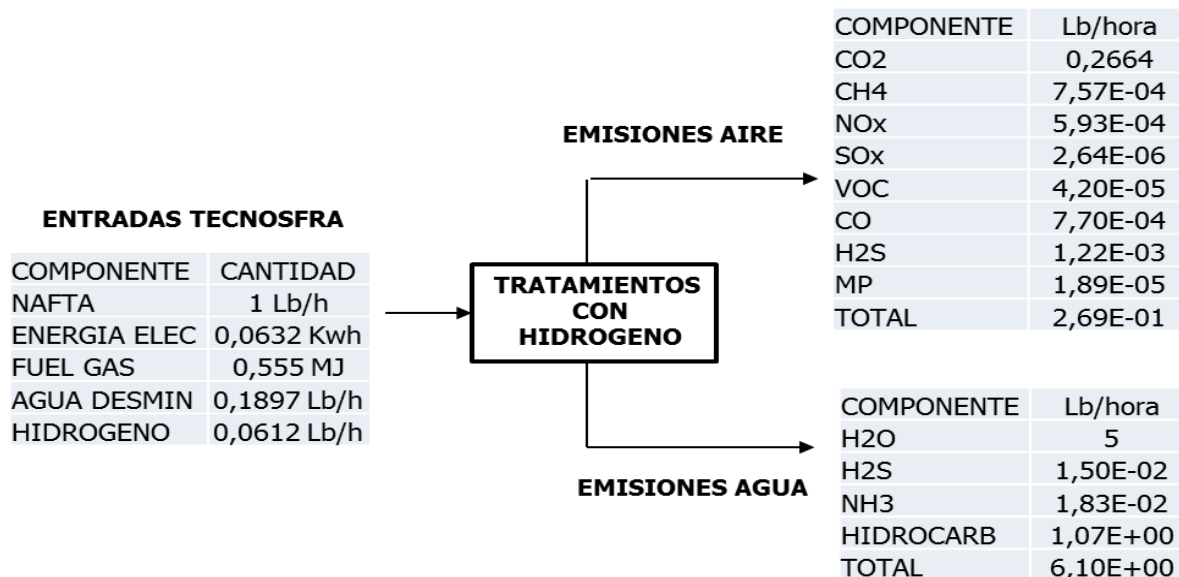
Las entradas y salidas de la tecnosfera de las plantas de tratamiento se observa en las siguientes figuras, lo anterior permite identificar las entradas conocidas a la Tecnosfera y las emisiones al aire y vertimiento líquido para las 3 alternativas. Las estimaciones fueron obtenidas mediante el simulador HYSYS.

La metodología de evaluación de impactos seleccionada en el software es IMPACT 2002+, creada por el instituto de tecnología federal suiza de Lausanne (EPFL).

La tipología de la evaluación es de enfoque **comparativo**, por considerarse que en ésta etapa de iniciación es favorable, dado que más que el valor neto de los impactos lo importante es observar la diferencia en las categorías de impactos de cada propuesta si es que la hay.

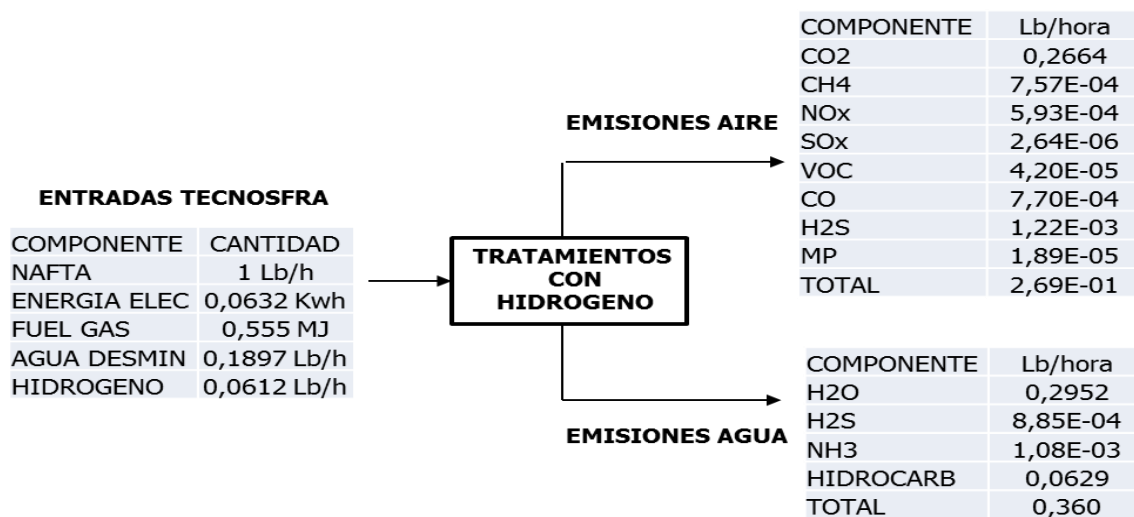
CASO ACTUAL

Figura 16. Entradas y salidas de la tecnosfera para el caso actual



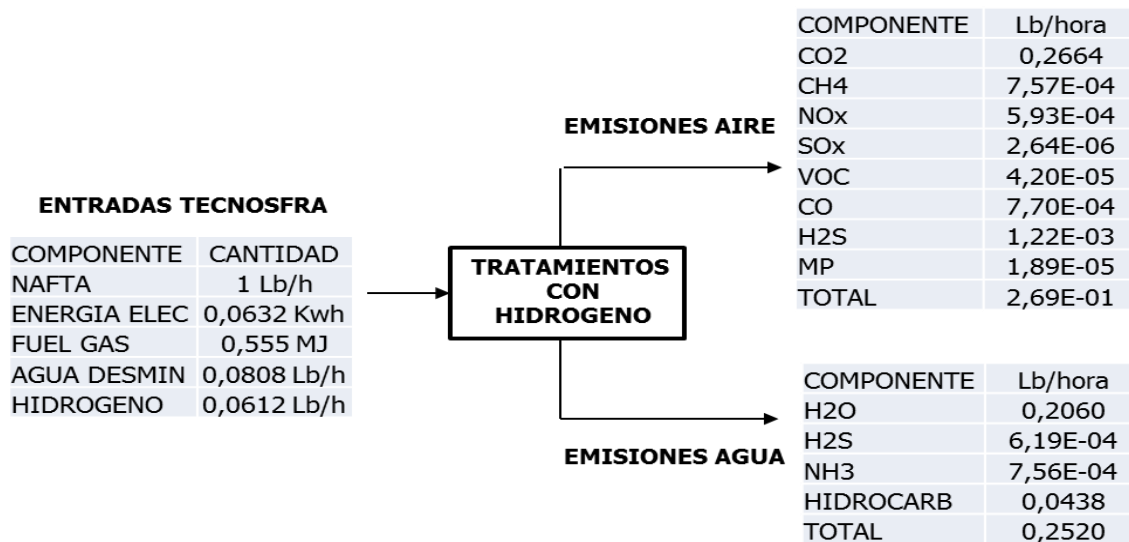
ALTERNATIVA 1

Figura 17. Entradas y salidas de la tecnosfera-Alternativa 1



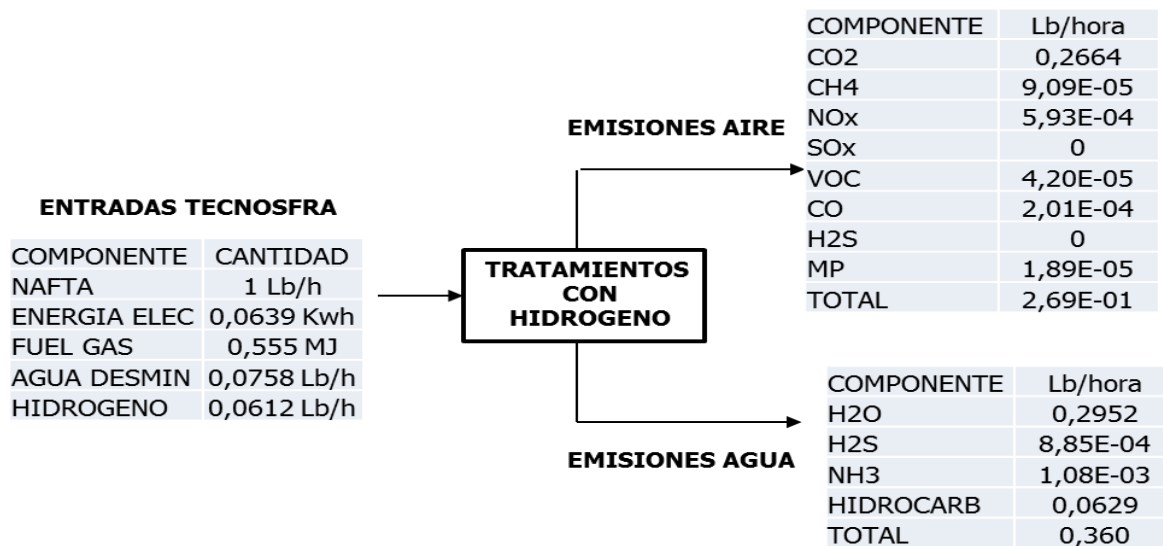
ALTERNATIVA 2

Figura 18. Entradas y salidas de la tecnosfera-Alternativa 2



ALTERNATIVA 3

Figura 19. Entradas y salidas de la tecnosfera-Alternativa 3



Las tres alternativas y el caso actual se integran a un ensamblaje para evaluar y comparar cuál de ellas representa un mayor porcentaje de aporte en los impactos ambientales generados en el proceso de tratamientos con hidrógeno; el método escogido de evaluación de impactos es el IMPAC 2000+ el cual combina los métodos Eco-indicador 99, CML e IPCC.

El árbol de impactos en la Figura 20, permite identificar que las tres alternativas generan una reducción del **0,2%** en el nivel de los impactos, siendo el proceso de refinación y producción de la nafta el que más aporta con un 88%.

No se aprecia una clara diferenciación en los impactos que induce cualquiera de las tres propuestas. Lo anterior es explicable en razón a que los componentes de las tecnologías son de similares características técnicas y en cantidad (eyectores, intercambiadores, tambores acumuladores y un sistema de bombeo extrapolable a la condición actual); por otro lado el aporte de gases no condensables y efluentes líquidos provenientes del sistema de vacío son alrededor del 1,2% del total de carga (nafta) procesada, un valor bajo considerando que el mayor aporte de impactos lo genera precisamente la nafta.

Por otro lado, la estimación de la huella de carbono de las plantas permite identificar el aporte en gases contaminantes y efecto invernadero que inducen los tres hornos de combustión los cuales representan el 99% de las toneladas equivalentes de CO₂, siendo el aporte de los no condensables del sistema de vacío inferior al 1 %, lo cual podría considerarse un nivel despreciable con relación al contexto global de impactos que generan las plantas de tratamientos con hidrógeno.

Figura 20. Diagrama de red de impactos globales en las plantas vs caso actual

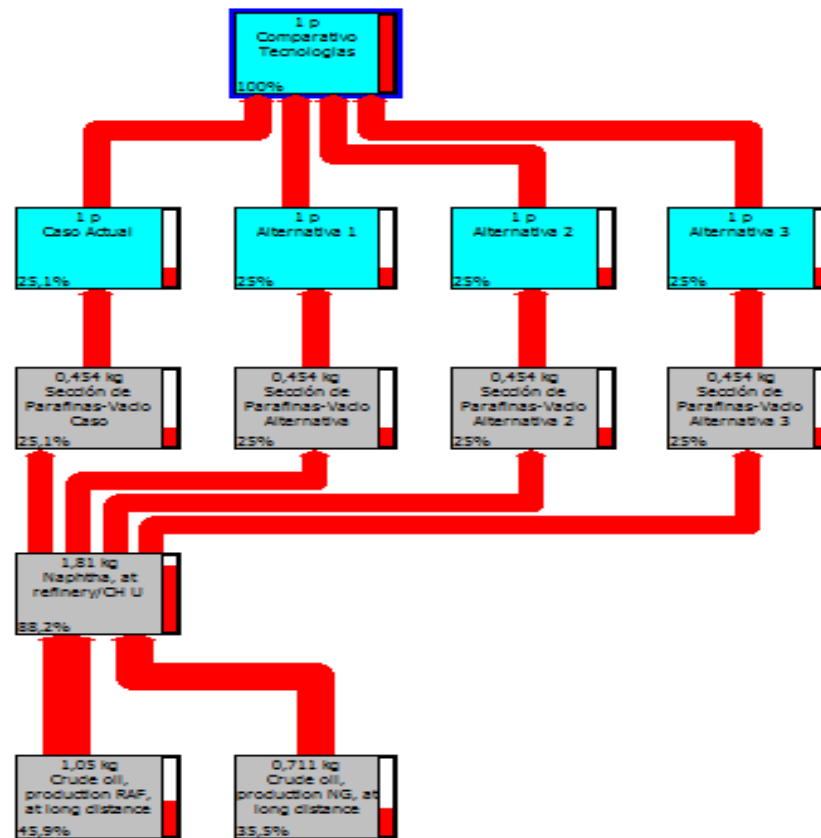


Figura 21. Diagrama de contribución del proceso para la producción de bases lubricantes

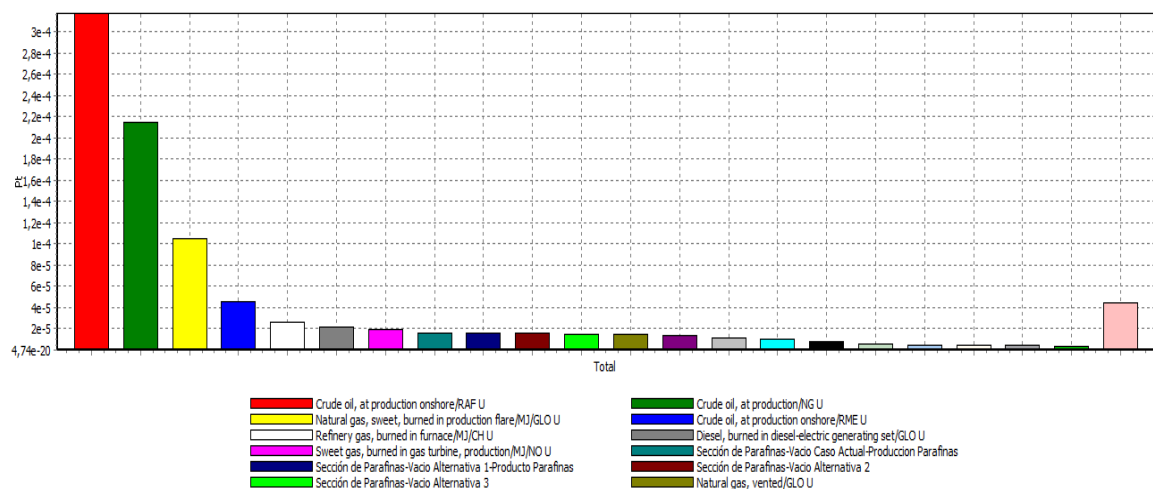
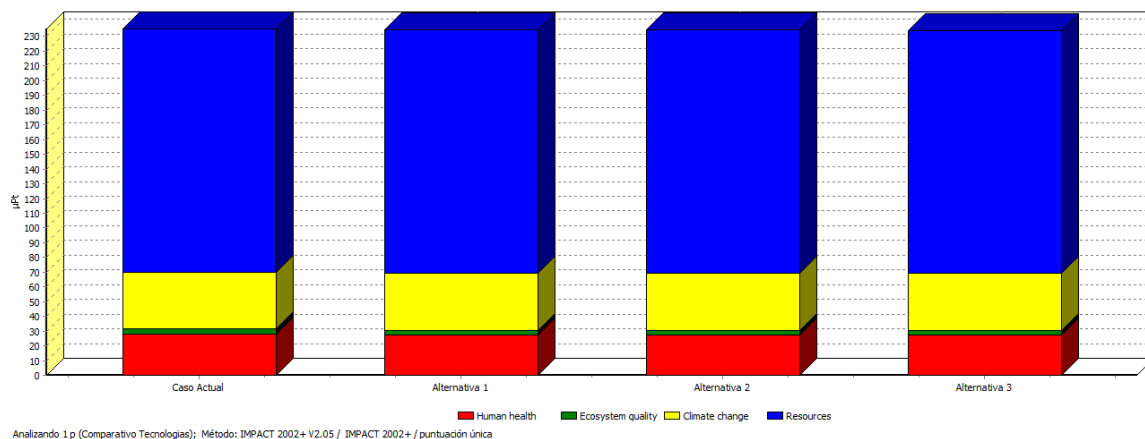


Figura 22. Indicadores de daño ambiental



Con el objetivo de observar un mayor detalle o efectos de cada alternativa sobre el modelo generado se hace un análisis retirando el aporte de la nafta como entrada a la tecnosfera, con el objetivo “o minimizar el daño por” agotamiento de recursos no renovables” (color azul) y observar de esta manera una mayor sensibilidad de los resultados de cada alternativa.

Los resultados observados (Anexo 13) y presentados en la Tabla 39 como resumen, permiten identificar a la Alternativa 2 como aquella que menor impacto genera en las categorías de no carcinógenos, eco toxicidad acuática y acidificación acuática.

Tabla 39. Efecto de cada alternativa sobre las categorías de impacto

CATEGORÍA DE IMPACTO	UNIDAD	ALTERNATIV A 1	ALTERNATIV A 2	ALTERNATIV A 3
No carcinógenos	kg C2H3Cl eq	0,0012	0,000978	0,00102
Eco toxicidad acuática	kg TEG water	51,3	51	51,2
Acidificación acuática	kg SO2 eq	0,00432	0,0016	0,0028
Calentamiento global	kg CO2 eq	0,314	0,312	0,312

7.6. PLANTEAMIENTO DE UN DISEÑO CONCEPTUAL PARA LA ALTERNATIVA SELECCIONADA

7.6.1 Sistema propuesto. La alternativa 2 seleccionada ofrece un sistema que elimina el consumo (y/o vertimiento) de 305 gpm de agua cruda Miramar y disminuye el consumo de 2.869 lb/h de vapor, evitando así la producción de 311 gpm de aguas contaminadas como vertimiento al sistema de aguas aceitosas.

Se propone continuar operando con un Sistema de Vacío en dos etapas, con eyectores a vapor que realice la condensación intermedia con condensadores de superficie que empleen agua de enfriamiento. En cada etapa se instalara un condensador de superficie y dos eyectores a vapor de los cuales uno estará en operación y otro en stand by.

Las corrientes de cima de las torres de despojo T-1101A y T-1111A pasan primero al pre-condensador SE-1118 (actualizado-nuevo), donde el vapor de agua en la carga es condensado antes de entrar a las etapas de eyección, el condensado de vacío es enviado al tambor separador nuevo SD-1117 y los gases pasan a la primera etapa de eyectores SJ-1102A (actualizado nuevo), en esta etapa los gases son comprimidos con vapor motriz de 400#, la mezcla de vapor y gases es enviada al inter-condensador de superficie (nuevos) SE-1119A que condensan el vapor y condensables con agua de enfriamiento, los gases no condensados pasan a la segunda etapa de eyectores SJ-1102B (actualizado nuevo) y los condensados son enviados al tambor separador nuevo SD-1117.

En la segunda etapa los gases son comprimidos por encima de la presión atmosférica y la mezcla de vapor y gases es enviada al after-condensador de superficie SE-1119B (nuevos), los condensados son enviados al tambor nuevo

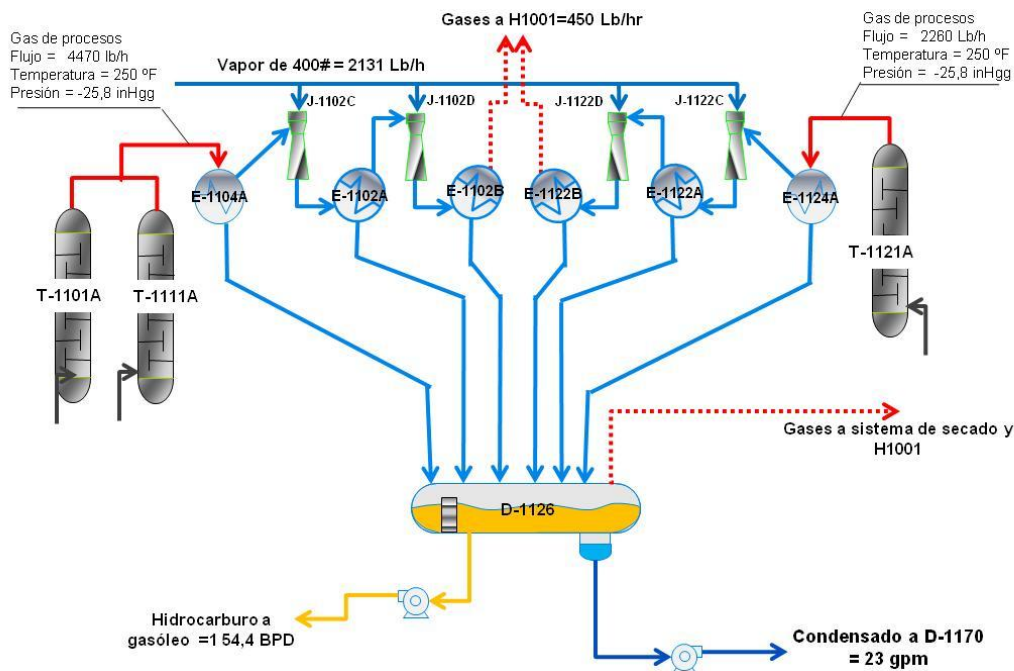
SD-1117 y los gases no condensables pasan a un sistema de secado para ser enviados al horno H-1001.

La unidad U-1120 realiza despojo al vacío en la torre T-1121A con un sistema de vacío de dos etapas, los gases de cima pasan al pre-condensador SE-1128 (actualizado nuevo), los condensados son enviados al tambor separador nuevo SD-1117 y los gases pasan a la primera etapa de eyectores SJ-1122A, la mezcla de vapor y gases es enviada al inter-condensador de superficie SE-1129A donde el condensado va al tambor separador nuevo SD-1117 y los gases a la segunda etapa de eyectores SJ-1122A, la mezcla de vapor y gases va al after-condensador de superficie SE-1129B donde los condensados van al tambor separador nuevo SD-1117 y los gases no condensables pasan a un sistema de secado para ser enviados al horno H-1001.

El agua condensada que se recibe en el tambor nuevo es enviada al tambor separador de aguas agrias D-1170 por las bombas SP-1117 A/B y el hidrocarburo es enviado por las bombas SP-1118 A/B al sistema de gasóleo en las unidades cracking.

Los gases no condensables del tambor separador al igual que los gases de los post-condensadores del sistema de vacío son enviados a un sistema de secado compuesto el tambor SD-1118 que tiene un lecho de agua clarificada, este lecho permite retirar el H₂S y los hidrocarburos, ya que la corriente de gases entra en contacto directo con el lecho a través del tambor y después pasan al tambor SD-1119 el cual esta acondicionado con una malla Demixter que permite retirar la humedad arrastrada en los gases y estos puedan ser enviados al horno H-1001. (Ver figura 23).

Figura 23. Esquema propuesto



El lecho de agua clarificada debe ser cambiado cuando se sature de H₂S e hidrocarburos, por lo cual los tambores SD-1119 y SD-1118 tienen facilidades para enviarla hacia el tambor SD-1117, la cual finalmente será enviada con las demás aguas agrias hacia el tambor D-1170. Estas aguas pueden ser reutilizadas para sistemas de lavado en torres o desalado en unidades de destilación primaria.

7.6.2. Alcance general de los trabajos. Esta ingeniería conceptual suministra la información y los lineamientos básicos necesarios para la elaboración de la ingeniería básica, en este sentido los documentos anexos como listados, hojas de datos, P&ID's y demás, constituyen el punto de partida para el desarrollo de esta ingeniería, pero no se deben considerar como definitivos.

Actividades generales requeridas:

Desmantelamiento del sistema existente:

- Pre-condensadores de cima E-1104 y E-1124.
- Eyectores J-1102 A/B y J-1122 A/B.
- Inter-condensadores de contacto barométrico E-1104 A/B y E-1124 A/B.
- Tambores separadores D-1105 y D-1124.
- Líneas asociadas.
- Adecuación de plataforma para montaje de equipos.
- Trabajos civiles para adecuación del área del pozo caliente para el montaje del tambor separador nuevo.
- Montaje del conjunto del sistema de vacío conformado por pre-condensador, eyectores, inter- condensadores y after-condensadores de superficie.
- Montaje del tambor separador nuevo SD-1117.
- Montaje de tubería y filtros necesarios.
- Trabajos eléctricos y civiles para la instalación de las bombas.
- Sistema de control e instrumentación.

7.6.3. Preparación de las bases de diseño y normas aplicables. Para la elaboración de la ingeniería básica se deberán tener en cuenta los siguientes lineamientos:

7.6.3.1. Idioma. Toda la documentación de este proyecto se ha elaborado en español, excepto las requisiciones que necesiten cotización en el exterior, las cuales se elaborarán en inglés.

7.6.3.2 Sistema de medidas. El sistema de unidades a utilizar es el sistema inglés como principal y el sistema internacional como complementario.

En el diseño se utilizará el sistema de medidas usual en la Refinería, que es parte en Unidades Métricas y parte en Unidades Inglesas. Tabla 39. Ejemplos:

Tabla 40. Unidades a emplear

Diámetro	mm (Pulg)
Espesor	mm (Pulg), schedule
Temperatura	°C (°F)
Volumen	m ³ (Pie ³)
Longitud	m (Pie)
Caudal	GPM, BPD
Densidad	kg/m ³ , Gr. Sp., (lb/Pie ³)
Masa	kg (lb)
Superficie	m ² , (Pie ²)
Potencia	HP

7.6.3.3. Condiciones ambientales de la refinería

Tabla 41. Condiciones ambientales en Barrancabermeja

VARIABLE	NORMAL	MÁXIMO
Elevación sobre el nivel del mar, msnm	75,9	
Presión Barométrica, mmHg	739	746
Temperatura agua de enfriamiento, °C (°F)	30.5 (87)	32.7 (91)
Temperatura mínima agua de enfriamiento, °C (°F)	30 (86)	
Temperatura bulbo seco, °C (°F)	28 (82.4)	36 (96.8)
Temperatura bulbo seco mínima, °C (°F)	22 (71.6)	
Temperatura ambiente °C (°F)	28 (82.4)	36 (96.8)
Temperatura bulbo húmedo, °C (°F)	82	
Humedad relativa (%)	85	96,7
Voltaje, V	480	
Altura sobre el nivel del mar, mts	75,94	
Velocidad máxima del viento a 10m de altura, m/s	2	
Dirección prevalente del viento	Norte	
Caída pluviométrica 1 hora, mm		77
Caída pluviométrica 24 horas, mm		158
Sismicidad	Región 4 Zona intermedia NSR-98	
Permisibilidad de ruido en el área a 1 mt, dB		85

7.6.3.4. Criterios de diseño. A continuación se presentan los criterios de diseño que se deben tener en cuenta para definir la capacidad del nuevo sistema de vacío, garantizando que no afecte el grado de despojo requerido en los procesos. Estos datos de diseño fueron entregados por el departamento de Apoyo Técnico a

la Producción mediante el memorando 1000305-279.

- Especificaciones sistema de vacío U-1100 y U-1110:

Tabla 42. Especificaciones de diseño

Variable		Diseño
Presión de succión, mm Hg		100
Temperatura de succión, °F		238
Flujo de cima, Lb/h	Total	4470
	No condensables	300
	Condensables	---
	Vapor de agua	4170
Peso molecular de los gases no condensables		30
Temperatura de agua de enfriamiento, °F		90
Delta de temperatura de agua de enfriamiento, °F		20
Presión del vapor motriz, Psig		400
Temperatura del vapor motriz, °F		720
Presión de descarga, mm Hg		880
Velocidad de vapor MPS en tubería, ft/s		60-150
Velocidad de condensado y LVGO en tubería, ft/s		5-10

- Especificaciones sistema de vacío U-1120:

Tabla 43. Especificaciones de diseño U-1120

Variable		Diseño
Presión de succión, mm Hg		98,1
Temperatura de succión, °F		250
Flujo de cima, Lb/h	Total	2260
	No condensables	150
	Condensables	---
	Vapor de agua	2110
Peso molecular de los gases no condensables		30
Temperatura de agua de enfriamiento, °F		90
Delta de temperatura de agua de enfriamiento, °F		20
Presión del vapor motriz, Psig		400
Temperatura del vapor motriz, °F		720

Variable	Diseño
Presión de descarga, mmHg	880
Velocidad de vapor MPS en tubería, ft/s	60-150
Velocidad de condensado y LVGO en tubería, ft/s	5-10

7.6.3.5. Normas aplicables. El desarrollo de la Ingeniería Básica y Detallada deberá efectuarse de acuerdo con las últimas ediciones de los Códigos y Normas establecidos por cada especialidad, así mismo se deberán usar los estándares acordados.

La fabricación del sistema de vacío con eyectores a vapor debe seguir la norma:

- HEI Standards for steam jet vacuum Systems 10TH edition.

La fabricación de bombas centrifugas debe cumplir con las siguientes normas:

- API STANDARD 610, 10TH EDITION (Centrifugal pumps for petroleum petrochemical and natural gas industries).
- ANSI STANDARD B73.1 (horizontal end suction centrifugal pumps for chemical process).

El diseño de fundaciones e instalación de equipos se deben regir por la norma:

- API STANDARD RP 686, 1TH EDITION (Recommended practice for machinery installation and installation design).

Los tipos de tuberías más comunes a utilizar en ECOPETROL S.A. son los siguientes:

- API 5L Gr A y B: Tubería A. C. sin costura y soldada.

- ASTM A53 Gr A y B: Tubería A. C. sin costura, tipo 5 y soldada tipo E.
- ASTM A106 Gr A y B: Tubería A. C. sin costura, para alta temperatura.
- ASTM A312: Tubería S.S. austenítica, sin costura y soldada.
- ASTM A333: Tubería A. C. sin costura y soldada, para baja temperatura.
- ASTM A335: Tubería de acero aleado, ferrítico, sin costura, para alta temperatura.
- ASTM A358: Tubería S.S. soldada para alta temperatura ($\phi > 8''$).
- ASTM A671: Tubería soldada A. C. para baja presión y temperatura ($\phi \geq 16''$).
- ASTM A672: Tubería soldada A. C. para alta presión y temperatura moderada ($\phi \geq 16''$).
- ASTM A691: Tubería soldada A. C. para altas presiones y altas temperaturas ($\phi \geq 16''$).
- ASTM A333: Monel.

Las construcciones civiles deben asegurar el cumplimiento de las siguientes normas:

- Normas Colombianas de Diseño y Construcción Sismo Resistente (NSR-98), ley 400 de 1997 – decreto 33 de 1998, Asociación Colombiana de Ingeniería Sísmica (AIS).

- American Concrete Institute (ACI).
- ACI 318 Building Code Requirements for Concrete Reinforced.
- American Society for Testing Materials (ASTM).
- Steel Structures Painting Council (SSPC).
- Structural Steel Detailing.
- Manual of Steel Construction.
- Code of Standard Practice.
- ANSI (American National Standard Institute)
- Instituto Colombiano de Normas Técnicas ICONTEC

Las instalaciones eléctricas deben asegurar el cumplimiento de las siguientes normas:

- NFPA (National Fire Protection Association)
- API (American Petroleum Institute)
- ANSI (American National Standards Institute)
- NEMA (National Electrical Manufacturers Association)

- IEEE (Institute Of Electrical And Electronics Engineers)
- UL (Underwriters Laboratories Inc)
- ICEA (Insulated Cable Engineers Asssociation)
- IES (Illuminating Engineering Society)
- ISA (Instrument Society Of America)
- OSHA (Occupational Safety And Health Administration).

El diseño de la tubería será conforme a los criterios e instructivos definidos por ECOPETROL para la especialidad de instrumentación y control.

7.6.4. Alcances por especialidad. A continuación se presenta el alcance de cada especialidad para este proyecto.

7.6.4.1. Especialidad proceso

7.6.4.1.1. Requerimiento de equipos, definición de capacidades y facilidades complementarias

Equipos nuevos: El diseño de estos equipos debe cumplir las normas establecidas en el numeral 7.6.3.5. En la ingeniería básica es necesario realizar un estudio de la concentración de H₂S y posible arrastre de hidrocarburos en los gases no condensables que van al sistema de secado, para determinar el lecho de agua y las dimensiones de los tambores SD-1118 y SD-1119 que componen el sistema.

Tabla 44. Equipos del nuevo sistema

Cantidad	Nombre del equipo	Servicio	Capacidad
2	Eyector gas-gas SJ-1102 A	Dispositivo generador de vacío U-1100 y U-1110 primera etapa	Flujo vapor motriz = 618 Lb/h Presión de succión = 92 mmHg Temperatura succión = 105 °F Longitud = 3,46 ft Diámetro = 7 in
2	Eyector gas-gas SJ-1102 B	Dispositivo generador de vacío U-1100 y U-1110 segunda etapa	Flujo vapor motriz = 792 Lb/h Presión de succión = 248 mmHg Temperatura succión = 117 °F Longitud = 2,22 ft Diámetro = 7 in
2	Eyector gas-gas SJ-1122 A	Dispositivo generador de vacío U-1120 primera etapa	Flujo vapor motriz = 351 Lb/h Presión de succión = 92 mmHg Temperatura succión = 105 °F Longitud = 2,72 ft Diámetro = 7 in
2	Eyector gas-gas SJ-1122 B	Dispositivo generador de vacío U-1120 segunda etapa	Flujo vapor motriz = 370 Lb/h Presión de succión = 263 mmHg Temperatura succión = 117 °F Longitud = 1,34 ft Diámetro = 4 in
1	SE-1118	Pre-condensador U-1100 y U-1110	Tipo AXS Área = 1470 ft ² Duty = 4,62 MMBtu/h
1	SE-1119 A	Inter-condensador primera etapa U-1100 y U-1110	Tipo AES Área = 327 ft ² Duty = 0,87 MMBtu/h
1	SE-1119 B	Inter-condensador segunda etapa U-1100 y U-1110	Tipo AES Área = 161 ft ² Duty = 0,93 MMBtu/h
1	SE-1128	Pre-condensador U-1120	Tipo AXS Área = 760 ft ² Duty = 2,17 MMBtu/h
1	SE-1129 A	Inter-condensador primera etapa U-1120	Tipo AES Área = 170 ft ² Duty = 0,49 MMBtu/h

Cantidad	Nombre del equipo	Servicio	Capacidad
1	SE-1129 B	Inter-condensador segunda etapa U-1120	Tipo AES Área = 81,3 ft ² Duty = 0,44 MMBtu/h
1	SD – 1117	Tambor de sello para el sistema de vacío	Longitud = 7,25 ft Diámetro = 2,5 in Presión = 5 Psig Temperatura = 120 °F
1	SD – 1118	Tambor para remoción del sistema de off-gas	Longitud = Diámetro = Presión = Temperatura =
1	SD – 1119	Tambor de secado del sistema de off-gas	Longitud = Diámetro = Presión = Temperatura =
2	Bomba centrífuga SP-1117 A/B	Bomba para retirar el hidrocarburo del tambor SD-1117	Flujo Intermitente ≈ 108 gpm Presión de descarga = 120 Psig 10,8 Hp
2	Bomba centrífuga SP-1118 A/B	Bomba para retirar el agua del tambor SD-1117	Flujo 23 gpm Presión de descarga =120 Psig 2,3 Hp

7.6.4.1.2. Definición de cantidades y especificaciones del proceso. Las especificaciones de operación y diseño que se listan a continuación hacen parte de las ofertas técnicas realizadas por compañías especializadas en este tipo de sistemas. Los cálculos se realizaron en base a la información suministrada por el departamento técnico de la Refinería. Ver Anexo de Proceso 1. Propuesta técnica.

El flujo de hidrocarburo que puede ser arrastrado al sistema de vacío se calculó mediante simulación de las condiciones de despojo en las torres con el simulador de procesos Pro II.

- **U-1100 y U-1110**

Tabla 45. Manejo de cargas en el sistema de vacío

Variable	Flujo	Presión (Psig)		Temperatura (°F)	
		Operación	Diseño	Operación	Diseño
Corriente de gases de cima, lb/h	4470	100 mmHg		238	
Carga a 1ra etapa de eyectores, lb/h	570.1	92 mmHg		105	
Carga a 2da etapa de eyectores, lb/h	384.7	248.8 mmHg		117	
Agua de enfriamiento a Pre-cond, gpm	450	120 - 150	185	90	120
Agua de enfriamiento a 1ra Etapa, gpm	218.1	120 - 150	185	90	120
Agua de enfriamiento a 2da Etapa, gpm	231.9	120 - 150	185	90	120

- **U-1120**

Tabla 46. Manejo de cargas en el sistema de vacío U-11201

Variable	Flujo	Presión (Psig)		Temperatura (°F)	
		Operación	Diseño	Operación	Diseño
Corriente de gases de cima, lb/h	2110	100 mmHg		250	
Carga a 1ra etapa de eyectores, lb/h	285	92 mmHg		105	
Carga a 2da etapa de eyectores, lb/h	189.1	263 mmHg		117	
Agua de enfriamiento a Pre-cond, gpm	225	120 - 150	185	90	120
Agua de enfriamiento a 1ra Etapa, gpm	122	120 - 150	185	90	120
Agua de enfriamiento a 2da Etapa, gpm	103	120 - 150	185	90	120

- Tambor separado SD-1117 (nuevo)

Tabla 47. Corrientes líquidas efluente del sistema

Variable	Flujo	Presión (Psig)		Temperatura (°F)	
		Operación	Diseño	Operación	Diseño
Aguas al D-1107, gpm	16,8	85	120	115	170
Hidrocarburo a Gasóleo, gpm	4.5	85	120	115	170

7.6.4.1.3. Dimensionamiento preliminar del área para distribución de equipos:

Se desmantelan los pre-condensadores E-1104 y E-1124 del sistema de vacío actual que se encuentran en el último nivel de la plataforma, en este nivel queda disponible un área de 40 x 37 ft, donde se instalarán en forma de paquetes los equipos de cada sistema de vacío como se muestra en el Anexo de Procesos 2 (Plano de distribución de equipos). Cada conjunto está compuesto por 1 pre-condensador, 4 eyectores y 2 inter-condensadores, este conjunto tiene un tamaño aproximado de 6 x 16 x 6 ft.

El tambor separador con un tamaño de 7.25 x 2.5 ft se instalará en un área de 9 x 4 ft donde se encuentra el pozo caliente actualmente.

7.6.4.1.4. Plano general de la distribución de equipos

- Ver Anexo de Procesos 2. Plano de distribución de equipos.

7.6.4.1.5. Plano de localización del proyecto, vía de acceso, área geográfica.

- Ver Anexo de Proceso 3: Plot Plan lado sur Planta de Parafinas.

7.6.4.1.6. Análisis de servicios industriales y de los elementos externos: El sistema de vacío propuesto consumirá un total de 450 gpm de agua de enfriamiento provenientes de la torre de enfriamiento TAE-831 que tiene una capacidad de 35.000 gpm. El sistema actual consume un total de 454 gpm, por lo cual el flujo de agua de enfriamiento que actualmente se está abasteciendo al sistema es suficiente para el nuevo sistema, no requiriendo mayor consumo de agua de enfriamiento y la temperatura de retorno de 117°F se encuentra dentro de las especificaciones de diseño.

7.6.4.1.7. Recomendaciones de seguridad industrial: Es necesario cumplir con las normas de seguridad establecidas para el diseño de equipos y líneas a instalar, las cuales ya han sido descritas en el numeral 6.6.3.5 (Preparación de las bases de diseño y normas aplicables). Se deberán tener en cuenta las recomendaciones generales que se definan en el HAZOP anexo.

7.6.4.1.8. Esquema operacional

- **U-1100 y U-1110**

Las torres de despojo T-1101A y T-1111A operan con presión de vacío de 100 mmHg, para lograr este vacío los gases de cima con un flujo de 4470 Lb/h a 238 °F entran al pre-condensador SE-1118 donde 3899.9 lb/h de vapor de agua en la carga son condensados con 450 gpm de agua de enfriamiento antes de entrar a las etapas de eyección; 7.8 gpm de condensado es enviado al tambor separador SD-1117 y 570 Lb/h de gases a 92 mmHg y 105°F pasan a la primera etapa de eyectores SJ-1102A de los cuales opera un solo eyector con 618 Lb/h de vapor motriz de 400# a 720°F, la mezcla de vapor y gases es enviada al inter-condensador de superficie SE-1119A que condensan 803 Lb/h de vapor con 218 gpm de agua de enfriamiento, enviando 1.6 gpm de condensados al tambor SD-1117 y 384.7 Lb/h de gases a 248.8 mmHg y 117°F a la segunda etapa de eyectores SJ-1102B donde opera un eyector con 792 Lb/h de vapor motriz de

400# a 720°F, la mezcla de vapor y gases es enviada al post-condensador de superficie SE-1118B donde 855 Lb/h de vapor son condensados con 231 gpm de agua de enfriamiento , enviando 1.7 gpm de condensados al tambor SD-1117 y 321 lb/h de no condensables pasan al sistema de secado para ser enviados al horno H-1001.

- **U-1120**

La torre de despojo T-1121A opera con presión de vacío de 100 mmHg, para lograr este vacío los gases de cima con un flujo de 2260 Lb/h a 250 °F entran al pre-condensador SE-1128 donde 1975 lb/h de vapor de agua en la carga son condensados con 225 gpm de agua de enfriamiento antes de entrar a las etapas de eyección, 3.95 gpm de condensado es enviado al tambor separador SD-1117 y 285 Lb/h de gases a 92 mmHg y 105°F pasan a la primera etapa de eyectores SJ-1122A de los cuales opera un solo eyector con 351 Lb/h de vapor motriz de 400# a 720°F, la mezcla de vapor y gases es enviada al inter-condensador de superficie SE-1129A que condensan 447 Lb/h de vapor con 122 gpm de agua de enfriamiento, enviando 0.9 gpm de condensados al tambor SD-1117 y 189 Lb/h de gases a 263 mmHg y 117°F a la segunda etapa de eyectores SJ-1122B donde opera un eyector con 370 Lb/h de vapor motriz de 400# a 720°F, la mezcla de vapor y gases es enviada al after-condensador de superficie SE-1129B donde 398.4 Lb/h de vapor son condensados con 103 gpm de agua de enfriamiento, enviando 0.8 gpm de condensados al tambor SD-1117 y 160.6 lb/h de no condensables pasan al sistema de secado para ser enviados al horno H-1001.

Un flujo de 16.8 gpm de agua condensada que se recibe en el tambor SD-1117 es enviada al tambor separador de aguas agrias D-1170 por las bombas P-1110 A/B, un aproximado de 4.5 gpm de hidrocarburo que es arrastrado al sistema de vacío es enviado por las bombas P-1109 A/B al sistema de gasóleo en las unidades cracking y los gases que se acumulen en el tambor SD-1117 son enviados al sistema de secado para ser enviados al horno H-1001. Al sistema de secado

entran alrededor de 482 Lb/h de gases no condensables.

7.6.4.1.9. Requerimientos de medición: En el anexo de procesos 9, se realiza un listado de instrumentos que deben ser instalados para la adecuada operación del sistema de vacío a instalar.

7.6.4.1.10. Programa de constructibilidad inicial: La Unidad de tratamiento con Hidrógeno de la Planta de Parafinas se debe encontrar en parada general antes de iniciar cualquier trabajo para realizar el cambio de los sistemas de vacío en las secciones de despojo. El personal encargado de la planta deberá garantizar la realización de la despresurización, lavado de líneas y equipos, además de realizar una correcta aplicación del SAS.

- Las líneas de gases de cima de las torres de despojo T-1101A, T-1111A y T-1121A deben estar lavadas, despresurizadas y segadas antes de iniciar cualquier trabajo.
- Los sistemas de vacío se desmantelaran a partir de los pre-condensadores según P&ID de desmantelamiento (Anexo de Proceso 4. Desmantelamiento de líneas y equipos).
- Los equipos del sistema de vacío son acoplados por el proveedor y son entregados en conjunto o por paquete, por lo cual solo se requieren tuberías para asociarse con torres, bombas y agua de enfriamiento.
- El punto de conexión en el sistema de vacío de las unidades U-1100 y U-1110 será el final de la línea de 14" de gases de cima con un reductor a 12" para acoplar con la entrada de gases del SE-1118 TIE-IN 001.

- El punto de conexión del sistema de vacío de la unidad U-1120 será el final de la línea de 10" de gases de cima con una conexión de 10" a la entrada de gases del SE-1128 TIE-IN 002.
- En la salida de condensado en los inter-condensadores se deben instalar piernas barométricas de 1.5 pulgadas hasta el tambor SD-1117.
- En el pre-condensador SE-1118 se debe acoplar la línea existente para agua de enfriamiento de 6" a la entrada TIE-IN 003 y salida TIE-IN 004.
- En el pre-condensador SE-1128 se debe acoplar la línea existente para agua de enfriamiento de 4" a la entrada TIE-IN 005y salida TIE-IN 006.
- Instalar línea de 2" para enviar gases no condensables del SD-1117 al tambor de secado nuevo y finalmente enviarlos gases al H-1001 TIE-IN 007.
- Acople de la línea de 3" de gases no condensables a salida de gases del SE-1119B con la línea 3"-O-A01-1B-11097/2 TIE-IN 008.
- Acople de la línea de 2" de gases no condensables a salida de gases del SE-1129B con la línea 2"-O-A01-1B-11275/2 TIE-IN 009.
- Instalar línea 2" desde la bomba P-1110 A/B hasta el tambor SD-1117 TIE-IN 010.
- Instalar línea de 2" a la salida de las bombas SP-1117 A/B hasta la línea 2"-O-A01-1D-11278/1 para enviar el hidrocarburo a Cracking TIE-IN 011.
- Acople de la línea de vapor de 400# de 3" a los eyectores SJ-1102 A/B TIE-IN

012.

- Acople de la línea de vapor de 400# de 3" a los eyectores SJ-1122 A/B TIE-IN 013.

7.6.4.1.11. Distribución de áreas

No requiere.

7.6.4.1.12. Diagramas de bloques

Ver Anexo de Proceso 5: Diagrama de bloques sistema de vacío U-1100, U-1110 y U-1120.

7.6.4.1.13. Planos esquemáticos

No requiere.

7.6.4.1.14. Diagrama preliminar de instrumentación y proceso (P&ID) de la planta

Ver Anexo de Proceso 6. P&ID Sistema de Vacío U-1100, U1110 y U-1120

7.6.4.1.15. Hoja preliminar de balance de materiales

No requiere.

7.6.4.1.16. Hoja de datos del proceso

Tabla 48. Información de proceso del sistema

UNIDADES		U-1100 y U1110		U-1120	
Pre-condensador		E-1118		E-1128	
Tipo		AXS		AXS	
Flujo de agua de enfriamiento, gpm		450		225	
Temperatura de entrada AE, °F		90		90	
Temperatura de salida AE, °F		109.1		109.4	
Flujo de carga a la siguiente etapa, Lb/hr	Flujo total	4470		2260	
	No-condensable	300		150	
	Condensables	4170		2110	
	Vapor	4170		2110	
Presión de entrada, mmHgA		100		100	
Temperatura de entrada, °F		238		250	
Presión de salida, mmHgA		95		95	
Temperatura de salida, °F		105		105	
Flujo condensado Lb/hr		3899.9		1500	
No de Etapas del sistema de vacío →		2		2	
Eyector		SJ-1102A	SJ-1102B	SJ-1122 A	SJ-1122 B
Presión de succión, mmHgA		92	248.8	92	263
Temperatura de succión, °F		105	117	105	117
Consumo de vapor motriz, Lb/hr		618	792	351	370
Flujo de carga, Lb/hr	Flujo total	570.1	384.7	285	189.1
	No-condensables	300	300	150	150

UNIDADES		U-1100 y U1110		U-1120	
	Condensables	--	--	--	--
	Vapor	270.1	84.7	135	39.1
Presión de descarga, mmHgA		268	910	283	910
Inter-condensadores		SE-1119A	SE-1119B	SE-1129A	SE-1129B
Tipo		AES	AES	AES	AES
Flujo de agua de enfriamiento, gpm		218	231	122	103
Temperatura de entrada AE, °F		109.1	109.1	109.4	109.4
Temperatura de salida AE, °F		117.2	117.2	118.1	118.1
Flujo de carga, Lb/hr	Flujo total	1187.7	1176	636	559
	No-condensables	300	300	150	150
	Condensables	--	--	--	--
	Vapor	887.7	876	486	409
Presión de entrada, mmHgA		265	905	280	905
Temperatura de entrada, °F		418.1	515.2	436.2	509.7
Presión de salida, mmHgA		252.75	880	266	880
Temperatura de salida, °F		117	122	117	122
Flujo condensado Lb/hr		803	855	446.9	398.4

7.6.4.1.17. Diagrama de banderas (flujos, presiones y temperaturas)

Anexo de Proceso 8. Diagrama de banderas Sistema de Vacío U-1100, U1110 y U-1120.

7.6.4.1.18. Diagramas de flujo simplificados

Anexo de Proceso 8. Diagrama de flujo simplificado Sistema de Vacío U-1100,

U1110 y U-1120.

7.6.4.1.19. Grado de automatización requerido

Ver alcance de especialidad de instrumentación y control; numeral 6.6.4.6.

7.6.4.1.20. Plan de transferencia tecnológica involucrada al proyecto. En las etapas posteriores (ingeniería básica, ingeniería de detalle, gestión de compras, contratación, montaje y puesta en marcha) se debe asegurar que las nuevas tecnologías, métodos, procedimientos de mantenimiento, entre otros, sean transmitidas al personal que acompañará la operación. Se debe programar un entrenamiento a los operadores y encargados del área en donde quedara instalado el sistema de vacío.

Igualmente, debe cumplirse el proceso de Gestión Documental y Gestión de Activos, garantizando que el conocimiento sea adecuadamente asegurado por la organización (actualización de planos, documentos técnicos, archivos, caracterización, catalogación, listado de líneas, listado de ténis y data sheet, entre otros.).

7.6.4.1.21. Justificación económica. Ahorros por la eliminación del consumo de 305 gpm de agua Miramar con un valor de 130 \$KUSD, 2131 Lb/h de vapor de 400# con un valor de 281 \$KUSD y degradación de productos a Slop con un valor de 1.167 \$KUSD, que junto con el ahorro por el tratamiento de los condensados de vacío en la PTAR (22 \$KUSD) dan un total de **1.802 \$KUSD** en ahorro anual.

La inversión realizada tiene un costo de **3.081 KUSD**, una evaluación del ciclo de vida de retorno de la inversión a 15 años permite obtener una relación beneficio/costo igual a **1.9**.(Ver detalle de la estimación Anexo 12).

7.6.4.1.22. Estudios preliminares del impacto ambiental

Tabla 49. Efectos preliminares ambientales sociales de la propuesta

Aspectos considerados	Aspectos evaluados	Resultados
Ambientales	Impacto ambiental	Disminución del consumo de recursos naturales en la Refinería: El cambio de condensadores de contacto por condensadores de superficie eliminará el consumo de 305 gpm de agua cruda Miramar y 2131 Lb/h de vapor.
		Se reduce la generación de 315 gpm de aguas residuales con descarga de contaminantes (H ₂ S, HC, NH ₃ y Fenoles) a los sistemas de aguas aceitosas y a la atmósfera.
		Se disminuye el envío de 18.845 Barriles/año de hidrocarburo a los sistemas de aguas aceitosas.
		El desmantelamiento del pozo caliente elimina las emisiones de H ₂ S y gases explosivos en el área.
Ambientales	Manejo de residuos y/o efluentes peligrosos	El manejo y disposición de residuos sólidos y/o efluentes peligrosos generados por parte del proyecto en su construcción y operación serán controlados según lo establecido en el Plan de Manejo Ambiental del Complejo.
Sociales	Mano de obra	Generación de expectativas de trabajo por la construcción del proyecto.

Aspectos considerados	Aspectos evaluados	Resultados
		Existencia en la zona de mano de obra calificada y no calificada para la ejecución del proyecto.
		Disponibilidad de mano de obra dependiendo de los aspectos salariales del proyecto (convencional o no convencional).
	Aspectos gremiales	Existen tres sindicatos de influencia en la Refinería.
		La influencia de los sindicatos en el complejo industrial ya no es tan marcada.
	Aspectos socio-políticos	Pocos problemas de orden público en la zona.

7.6.4.1.23. Bases para la definición de las filosofías de operación, mantenimiento y confiabilidad

- **Filosofía de operación**

Sistemas de operación continua, manteniendo una presión de vacío de 100 mmHg en las torres de despojo de H₂S. Suministro constante de vapor de 400# a 720°F como fluido motriz de los eyectores, así como agua de enfriamiento para realizar condensación intermedia en los condensadores de superficie. Los equipos de bombeo necesarios para desalojar el agua e hidrocarburo de los tambores separadores pueden ser de operación continua o intermitente dependiendo del flujo a bombear.

La calidad del vapor y temperatura del agua de enfriamiento son variables que se deben mantener fijas para la eficiente operación del sistema e vacío.

El direccionamiento de los gases y H₂S del sistema de vacío se dirige en operación normal a la planta de ácido de la Refinería y el vertimiento líquido cambia su destino original (PTAR), por el destino de agua de despojo en las unidades FCC o sistema de desalado de las unidades de destilación primaria.

- **Filosofía de mantenimiento**

Se debe poder realizar mantenimiento preventivo en caliente cada año y mantenimiento general en paradas de planta cada 5 años.

Los programas de mantenimiento para equipo rotativo no cambian en cuanto a lo establecido en Refinería, ya que estos equipos son del mismo tipo que operan en otras aplicaciones en la Refinería.

Los eyectores son de alta confiabilidad y bajo mantenimiento, por lo cual no se requieren programas de mantenimiento diferentes a los que ya la refinería maneja para este tipo de eyectores.

Los inter-condensadores de superficie deben tener haz de tubos removible, por lo demás son del mismo tipo a los que los que se encuentran operando en otras aplicaciones y no requieren un programa de mantenimiento diferente al ya establecido para estos equipos.

Los tambores separadores deben seguir el programa de mantenimiento ya establecido en la Refinería para estos equipos en aplicaciones de sistemas de vacío.

- **Filosofía de confiabilidad**

La corriente de gases de cima tiene alto contenido de H₂S y es corrosiva por lo cual se plantea la aplicación de químicos inhibidores para este sistema y de esta forma proteger la integridad de líneas y equipos.

Los eyectores a vapor son equipos estáticos de alta confiabilidad, no se plantea que su confiabilidad pueda cambiar.

Los tambores deben tener la facilidad de drenar al piso en caso de falla u obstrucción de las bombas, además cada bomba debe tener su respectivo equipo stand-by.

Los intercambiadores deben tener facilidades de limpieza en operación, en caso de que producto pueda ensuciar los tubos y desmejorar la operación.

7.6.4.1.24. Análisis de riesgos operativos HAZOP

Ver anexo. 10. Análisis de riesgos HAZOP

7.6.4.1.25. Requerimientos de control de calidad.

El diseño y montaje de los equipos debe cumplir las normas y estándares nombrados en el numeral 7.6.3.5.

7.6.4.2. Especialidad mecánica rotativa

7.6.4.2.1. Alcance de la especialidad: El alcance de equipo rotativo para este proyecto contempla la selección de equipos de bombeo y diseño de instalaciones para el montaje de equipos. La construcción de obras civiles e instalación de las bombas se llevará a cabo en el espacio disponible en el área del pozo caliente junto al tambor separador nuevo SD-1117. Se plantea la instalación de una bomba para desalojar 4.5 gpm de hidrocarburo y una bomba para desalojar 16.8 gpm de agua condensada del tambor SD-1117. La operación de estas bombas puede ser intermitente y cada bomba debe contar con su respectivo equipo stand by.

7.6.4.2.2. Programa de constructibilidad inicial: La instalación de las bombas se realizará en el espacio disponible en el área del pozo caliente y junto al tambor separador SD-1117, durante visitas realizadas al sitio de instalación de los equipos se contempla la disponibilidad de espacio para la instalación de los equipos, los demás análisis respectivos de la constructibilidad se realizarán durante el desarrollo de la ingeniería básica, después de definir el tipo de equipos a instalar, junto con sus dimensiones preliminares y requerimientos especiales de instalación.

7.6.4.2.3. Identificación de equipos principales (tamaño, precios, facilidad de obtención): Las posibles opciones para estos equipos se encuentran dentro de equipos estándar de los fabricantes inscritos dentro de las marcas aceptadas por la Refinería. Se presenta hoja de especificación preliminar para estos equipos (Anexo de Proceso 1. Propuesta técnica).

7.6.4.2.4. Bases para la definición de las filosofías de mantenimiento, operación y confiabilidad. Para el mantenimiento de estos equipos no se prevén consideraciones especiales de mantenimiento, en cuanto a la operación de los equipos se prevé la utilización de dos bombas que operarían una como standby del otro equipo, procedimientos en caso de falla y disponibilidad de repuestos críticos necesarios. Mediante el esquema de operación planteado no se prevé la falla de los dos equipos de bombeo simultáneamente.

7.6.4.2.5. Análisis de Causa Raíz - RCA del Equipo Rotativo a cambiar

No aplica.

7.6.4.2.6. Requerimientos de control de calidad: El diseño y montaje de los equipos de bombeo debe cumplir las normas y estándares nombrados en el numeral 7.6.3.5.

7.6.4.3. Especialidad mecánica estática y tubería

7.6.4.3.1. Alcance de la especialidad: En esta parte del documento se describen las especificaciones preliminares para los trabajos de las obras metalmecánicas tales como, instalación de equipo estático, bombas, válvulas y demás accesorios que son necesarios para el proyecto, que hacen parte de la presente ingeniería conceptual. Estas especificaciones constituyen una referencia para quien ejecute las actividades aquí descritas. Se tiene en cuenta en este documento el desmantelamiento del sistema existente.

Las obras de desmantelamiento deben seguir el P&ID de desmantelamiento. Ver Anexo de Proceso 4. Desmantelamiento de líneas y equipos.

Equipo estático mayor:

- El proveedor del sistema de vacío entregara un paquete con los equipos del sistema listo para el montaje, por lo cual se deberá construir una sola bases el montaje de pre-condensador, eyectores e inter-condensadores.
- Montaje del tambor separado SD-1117 sobre en área del pozo caliente.

Tubería:

- Reducción de 14"x10" para enviar los gases de cima de las torres T-1101A y T-1111A al pre-condensador SE-1118.
- Unión de 10" para enviar los gases de cima de la T-1121A al pre-condensador SE-1128.
- Piernas barométricas de 1.5" para enviar los condensados de los pre-condensadores SE-1118 y SE-1128 e inter-condensadores E-1119 A/B y E-

1129 A/B al tambor SD-1117.

- Línea de 2" del SD-1117 a la succión de la bomba P-1109 A/B y línea de 2" de la descarga de la bomba hasta el D-1170.
- Línea de 2" del SD-1117 a la succión de la bomba P-1110 A/B y línea de 2" de la descarga de la bomba.
- Línea de 2" para enviar gases no condensables del SD-1117 hasta el D-1107.

En el anexo de proceso 11, se presenta la lista de líneas y equipos nuevos requeridos por el proyecto. Se solicita para la ingeniería básica revisión hidráulica de líneas existentes.

7.6.4.3.2. Bases para la definición de las filosofías de mantenimiento, operación y confiabilidad.

Ver numeral 7.6.4.1.23.

7.6.4.3.3. Plot Plan

- Anexo de Proceso 3. Plot Plan lado sur Planta de Parafinas.

7.6.4.3.4. Requerimientos de control de calidad: El diseño y montaje del equipo estático y tubería debe cumplir las normas y estándares mencionados en el numeral 6.6.3.5.

7.6.4.4. Especialidad civil

7.6.4.4.1. Plano de localización del proyecto, vía de acceso, área geográfica

- Anexo de Proceso 3. Plot Plan lado sur Planta de Parafinas.

7.6.4.4.2. Programa de constructibilidad inicial: Se deberá realizar la fundación de Bases de Concreto, losas y zapatas de fundación para las Bombas y líneas del proyecto en mención. (Bombas Centrífugas, Equipo Principal, Equipo secundario, etc.).

Adecuación del área donde se encuentra el pozo caliente para instalar el tambor separador SD-1117, realizando todas las obras necesarias como: rellenos, colocación de placas de soporte y demás.

Base para el montaje del paquete de equipos que conforman el sistema de vacío y soportes para tuberías nuevas.

Se deberán realizar todos los trabajos civiles con base en el documento Job instruction Civil 16-2.

Se deberá realizar el Análisis de Constructibilidad y elaboración del correspondiente Panorama de Riesgos, considerando que los trabajos se desarrollarán con el área de almacenamiento en operación y deberá contar con el personal y los equipos requeridos para realizar sus labores con la condición mencionada.

7.6.4.4.3. Distribución de áreas

No aplica.

7.6.4.4.4. Condiciones del lugar

Ver numeral 7.6.3.3.

7.6.4.4.5. Requerimientos de control de calidad: Las obras civiles que se deban llevar a cabo para el montaje del equipo rotativo, estático y tubería deben cumplir las normas y estándares mencionados en el numeral 6.6.3.5.

7.6.4.5. Especialidad eléctrica

7.6.4.5.1. Alcance de la especialidad: El alcance eléctrico del presente proyecto debe contemplar el diseño, especificación, suministro, instalación, pruebas y puesta en servicio de cuatro motores eléctricos junto a su respectivo banco de ductos y acometidas eléctricas de fuerza y control, además de las adecuaciones mecánicas y eléctricas a realizar en el MCC de la subestación principal de Parafinas para el montaje de los arrancadores correspondientes a cada motor; éstos motores corresponden a los requeridos para la operación de los sistemas de bombeo del nuevo sistema de vacío en la planta de Parafinas.

7.6.4.5.2. Capacidades y características de los sistemas operacionales: Los equipos, materiales y trabajos dentro del alcance eléctrico del presente proyecto cumplirán con los requerimientos del documento VRP-DPY-E-311 “Criterios generales de diseño eléctrico”.

- **Motores eléctricos**

La capacidad (potencia) y revoluciones de cada uno de los motores eléctricos será la definida por la curva característica de cada bomba. El suministro de energía eléctrica para estos motores será a una tensión de 480 [V] trifásico-trifilar, 60 [Hz].

Los motores así como sus accesorios y conexiones eléctricas deben ser certificados para operación en área peligrosa o clasificada según el plano GCB-5202166-2118-ES-EI-PL-002-R0 “Clasificación de áreas lado sur Planta Parafinas”, así como lo exige la norma NFPA 70.

La especificación y compra de los motores eléctricos se debe realizar de acuerdo al documento VRP-DPY-E-303 “Especificación técnica de motores de inducción jaula de ardilla de baja y media tensión” según aplique. El montaje de los motores y sus estaciones pulsadoras se deben realizar de acuerdo a los documentos Estándar Eléctrico EP025 “Montaje de motores de baja tensión menor de 75HP”, EP028 “Montaje de estación de control de arranque y parada” y ET004 “Montaje de sistema de puesta a tierra para motores”.

- **Banco de ductos**

Se debe elaborar un banco de ductos totalmente subterráneo para las acometidas de fuerza y control, desde el sótano de la subestación principal hasta la ubicación exacta de cada motor. La ruta del banco de ductos debe ser la más corta posible, de trazo sencillo, evitando manholes y cajas de halado innecesarias. Debe considerarse el mínimo de desviaciones y cambios de nivel en el recorrido.

La construcción y montaje del banco de ductos se debe realizar de acuerdo a los documentos VRP-DPY-E-310, “Especificación general de montaje eléctrico” según aplique, VRP-DPY-E-316 “Especificación tubería conduit” y del Estándar Eléctrico EP018 “Banco de ductos subterráneos”.

- **Acometidas eléctricas**

La especificación y compra de los cables eléctricos se debe realizar de acuerdo al documento VRP-DPY-E-302, “Especificación de cables de potencia y control”.

Los cables de potencia deben cumplir, como mínimo, con los siguientes parámetros básicos de construcción:

Tabla 50. Parámetros mínimos de cableado eléctrico

Conductor	Cobre suave
Numero de hilos	7 hilos para calibres 18 al 2 AWG 19 hilos para calibres 1 al 4/0 AWG
Configuración	Monopolar
Aislamiento	THHN/THWN
Temperatura de operación	Lugares secos o húmedos: 90°C
Voltaje de operación	600 V
Fabricante	Según Vendor List Ecopetrol

Los calibres de los cables de fuerza de cada motor se deben calcular teniendo en cuenta una caída de tensión máxima de 3% en operación normal y del 15% durante el arranque del motor.

Los cables de control deben cumplir, como mínimo, con los siguientes parámetros básicos de construcción:

Tabla 51. Parámetros mínimos de cableado del sistema de control

Conductor	Cobre suave
Numero de hilos	7 hilos
Configuración	Multiconductor
Aislamiento	THHN/THWN
Temperatura de operación	Lugares secos o húmedos: 90°C
Voltaje de operación	600 V
Fabricante	Según Vendor List Ecopetrol

El calibre de los cables de control será #12 AWG.

La distancia de cada acometida será tomada cuando se defina el lugar exacto de

cada arrancador y cada motor.

- **Arrancadores**

Es parte del alcance del presente proyecto realizar las adecuaciones mecánicas y eléctricas que sean requeridas para la óptima operación de los arrancadores de los motores eléctricos dentro del MCC existente en la Subestación eléctrica principal de la planta de Parafinas.

7.6.4.5.3. Requerimientos de medición

N/A

7.6.4.5.4. Programa de constructibilidad inicial: Se deberá realizar el Análisis de Constructibilidad y elaboración del correspondiente Panorama de Riesgos, considerando que los trabajos se desarrollarán con la planta en operación y deberá contar con el personal y los equipos requeridos para realizar sus labores con la condición mencionada.

7.6.4.5.5. Identificación de equipos principales (tamaño, precios, facilidad de obtención)

N/A

7.6.4.5.6. Diagramas Unifilares

N/A

7.6.4.5.7. Requerimientos de control de calidad: Los diseños, especificaciones y montajes eléctricos se deben ejecutar de acuerdo a los siguientes documentos:

- VRP-DPY-E-311 “Criterios generales de diseño eléctrico”.
- VRP-DPY-E-310 “Especificación general de montaje eléctrico”
- VRP-DPY-E-303 “Especificación técnica de motores de inducción jaula de ardilla de baja y media tensión”
- VRP-DPY-E-316 “Especificación tubería conduit”
- VRP-DPY-E-302 “Especificación de cables de potencia y control”
- VRP-DPY-E-312 “Especificación técnica típicos de montaje”
- EP025 “Montaje de motores de baja tensión menor de 75HP”
- EP028 “Montaje de estación de control de arranque y parada”
- ET004 “Montaje de sistema de puesta a tierra para motores”
- EP018 “Banco de ductos subterráneos”

7.6.4.6. Especialidad instrumentos

7.6.4.6.1. Alcance de la especialidad y requerimientos de Instrumentación, Control y/o Medición: El alcance de instrumentación contempla el diseño, especificación, suministro, instalación y puesta en servicio de la instrumentación definida por proceso para la operación adecuada del nuevo sistema de vacío en la planta de Parafinas. La ubicación de la instrumentación está definida en los P&ID de proceso. Este sistema requiere lazos de control que le permitan evacuar los

condensados de vacío y el hidrocarburo arrastrado de forma que se controlen los niveles de estos en el tambor separador SD-1117 sin que se pierda el sello del sistema. Los nuevos lazos de control serán cableados al DCS Foxboro ubicados en el cuarto de control de la planta de parafinas; y deben permitir la supervisión y control del sistema de vacío de la sección de despojo de la planta de parafinas de acuerdo al alcance señalado.

En general el alcance incluye los siguientes aspectos:

- Se deben seguir los estándares definidos por la Refinería para el suministro y montaje de la instrumentación de presión, flujo y nivel, bandejas, cajas de interconexión de campo, cableado y sistemas de control.

Los transmisores, en general, serán electrónicos con salida de 4-20mA, HART compatibles con el sistema de control Foxboro I/A de la planta. El encerramiento de requerirse, deberá ser NEMA 4X y 7. Todos los transmisores serán especificados con LCD.

- Todos los cables de interconexión deben estar marcados en ambas terminaciones con número de cable/conector. Las conexiones deben estar en ambas extremos con sus números de tags (en donde aplique) utilizando marcadores del tipo cubrimiento elástico o equivalente.

- Todos los equipos, cajas de conexión, paneles y bandejas deben ser conectados al sistema general de tierra. Los cables apantallados se conectarán al sistema general de tierra en un solo extremo cuando se trate de cables de instrumentación. Cuando se trate de cables de potencia, las pantallas estarán conectadas en sus dos extremos y todos los empalmes. Además Se incluye la conexión de las señales en las cajas de interconexión de campo y en el concentrador del cuarto de control de parafinas.

- Las señales provenientes de campo serán cableadas al tablero concentrador de señales actual en el cuarto de control de parafinas a través de barreras tipo insulator para garantizar seguridad intrínseca de la instrumentación en campo, para manejo de señales de entrada y salida tipo 4-20 mA a 24 VDC.

Se deben realizar todas las pruebas finales de los instrumentos, incluyendo las pruebas de lazo, desde el campo y hasta el último elemento de la sala de control o sistema de control, bajo la supervisión de la Refinería y previa autorización de estos trabajos.

El desarrollo de la ingeniería y montaje será controlado y supervisado por especialistas de Ecopetrol. Los equipos y materiales a suministrar deberán estar aprobados en el listado de proveedores de la Refinería.

7.6.4.6.2. Filosofía de control: El control de la operación de los equipos del sistema de vacío (Intercambiadores y eyectores) están bajo responsabilidad del operador de la planta siguiendo las condiciones de diseño establecidas.

El sistema a implementar debe ser compatible con el sistema de control DCS FOXBORO I/A, de tal manera que la interconexión a las plataformas de control sea directa e inmediata con el mínimo de modificaciones para su instalación. Las nuevas señales deben ser configuradas en el DCS actual de parafinas. Previa validación de disponibilidad de puntos de conexión para las nuevas señales del sistema de vacío.

El nivel de hidrocarburo en el tambor SD-1117 se manejará con el controlador de nivel que estará configurado por alto y bajo nivel accionando las bombas de evacuación P-1118, de tal manera que cuando el nivel llegue al 90% la bomba se encienda y cuando llegue a 20% se apague.

El nivel de agua se controlara con una válvula de control ya que este flujo será continuo, el nivel se controlará mínimo 30% y máximo 90%.

La Ingeniería Detallada debe contemplar la configuración en el DCS, de la nueva base de datos, elaboración de gráficos de proceso asociados a la nueva aplicación, control automático esquema de interlock asociados de requerirse y monitoreo de las señales instrumentadas de campo (presión, temperatura, nivel, flujo). Debe garantizar la supervisión y control del sistema de vacío de la sección de despojo de la planta. Igualmente en la Ingeniería de Detalle se deberán definir las configuraciones necesarias para el óptimo funcionamiento del sistema de vacío configuración de históricos, alarmas y eventos, de forma tal que sea de fácil consulta por parte del personal autorizado. Las señales que se requieren configurar corresponden al anexo 9 de este documento.

Se debe realizar pruebas de lazo, puesta en servicio y sintonía del lazo para operación en automático desde el DCS Foxboro instalado en planta de parafinas.

7.6.4.6.3. Filosofía de protección

No aplica para este Proyecto.

7.6.4.6.4. Grado de automatización

No aplica para este Proyecto.

7.6.4.6.5. Capacidades y características de los sistemas de control operacional (nuevos y existentes): El sistema de control de las plantas de tratamientos con hidrogeno es un sistema marca comercial Honeywell.

7.6.4.6.6. Programa de constructibilidad inicial: Como constructibilidad inicial la instrumentación en general requiere instalarse una vez terminen los trabajos de montaje de equipos y tubería. Los trabajos de cableado y configuración de equipos de control pueden realizarse con planta en operación.

7.6.4.6.7. Identificación de equipos e instrumentación principales (tecnología, tamaño, precios, facilidad de obtención): Los transmisores y medidores de presión, flujo y temperatura que se deben implementar en el nuevo sistema de vacío se encuentran dentro de los equipos estándar inscritos dentro de las marcas aceptadas por la Refinería.

7.6.4.6.8. Listado de instrumentos con asignación de TAGs (formato estándar)

Ver listado de instrumentos.

7.6.4.6.9. Plan de transferencia tecnológica involucrada al proyecto: En las etapas posteriores (ingeniería básica, ingeniería de detalle, gestión de compras, contratación, montaje y puesta en marcha) se debe asegurar que las nuevas tecnologías, métodos, procedimientos de mantenimiento, etc., sean transmitidos al personal que acompañará la operación y el soporte de las facilidades propuestas (mantenimiento, técnica y operaciones).

Igualmente, debe cumplirse el proceso de Gestión Documental y Gestión de Activos, garantizando que dicho conocimiento sea adecuadamente asegurado por la organización (actualización de planos, documentos técnicos, archivos, caracterización, catalogación, listado de partes y repuestos, inventarios mínimos para mantenimiento, hojas de especificación, etc.).

7.6.4.6.10. Descripción de interfaces o comunicaciones con otros sistemas y especialidades

No aplica para este proyecto.

7.6.4.6.11. Alcance y requerimientos Sistemas Telecomunicaciones

No aplica para este proyecto.

7.6.4.6.12. Evaluación de alternativas

Se describen en el numeral 7.6.7.

7.6.4.6.13. Requerimientos de control de calidad

No aplica para este Proyecto.

7.6.5. Anexos

Anexo de Proceso 1. Propuesta técnica de Proveedor (GRAHAM).

Anexo de Proceso 2. Plano de distribución de equipos.

Anexo de Proceso 3. Plot Plan lado sur Planta de Parafinas.

Anexo de Proceso 4. Desmantelamiento de líneas y equipos.

Anexo de Proceso 5. Diagrama de bloques.

Anexo de Proceso 6. P&ID Sistema de Vacío U-1100, U1110 y U-1120.

Anexo de Proceso 7. Diagrama de banderas.

Anexo de Proceso 8. Diagrama de flujo simplificado.

Anexo de Proceso 9. Listado de instrumentos.

Anexo de Proceso 10. Análisis de riesgos HAZOP.

Anexo de Proceso 11. Listado de líneas y equipos.

Anexo de Proceso 12. Análisis financiero de las alternativas (factor J).

Anexo de Proceso 13. Esquemas y tablas del ACV-SIMA PRO 7.1

Anexo de Proceso 14. Simulaciones HYSYS 7.3

7.7 DETERMINACIÓN DE INDICADORES DE SOSTENIBILIDAD PARA LA OPCIÓN SELECCIONADA

En esta sección se analizan para la opción seleccionada algunos de los denominados criterios o dimensiones de sostenibilidad (Singhirunnusorn, 2009), los cuales se enfocan principalmente en 3 aspectos:

- Técnico
- Socio-Económica
- Ambiental

En el enfoque técnico, el principio clave es la confiabilidad del nuevo sistema, estimándose criterios de confiabilidad mecánica (costos de mantenimiento) o estabilidad operacional del nuevo sistema.

El segundo enfoque socio-económico, involucra los principios del requerimiento del terreno, cuyos criterios de evaluación pueden ser del área requerida para la alternativa y las mismas condiciones del terreno disponible y por otro lado la denominada aceptación social, es decir la percepción general y ambiental de la alternativa propuesta. En el presente trabajo no se analiza el enfoque socio-económico por no estar definido dentro del alcance de este trabajo.

Por último, el enfoque ambiental involucra dos principios: El de eficiencia y recuperación de recursos. En el término eficiencia se revisan criterios de remoción

de contaminantes, emisiones atmosféricas o cantidad de vertimientos y en el principio de recuperación de recursos se plantean alternativas de recuperación.

7.7.1 Enfoque técnico. A continuación se presentan en las Tablas 51 y 52 los valores de costos asociados de mantenimiento y consumos de energéticos para el caso actual comparado con los valores esperados de la alternativa seleccionada.

Tabla 52. Base de cálculo para caso base

Base de cálculo		
ITEM	VALOR	OBSERVACIONES
TRM promedio año	\$ 1.780	FUENTE: Bases del Portafolio 2013
Consumo de vapor actual Lb/h	\$ 5.000	FUENTE: Bases de diseño de operación de los equipos
Consumo de agua actual (gpm)	\$ 305	FUENTE: Mapa de agua ICP-2009
Perdidas de HC, Barriles/año	\$ 18.845	FUENTE: Simulación de pérdidas de HC (Ver hoja de cálculo "Perdidas de HC")
Costo del vapor \$/klb	\$ 12.818	FUENTE: GRB-Coordinación de Economía Y Gestión
Costo del agua cruda \$/kgal	\$ 1.618	
Costo de la energía \$/KW-H	\$ 206	
Costo de Tratamiento de aguas en PTAR \$/kgalón	\$ 307	

Tabla 53. Costos y pérdidas anuales con el sistema actual instalado¹

Costos y Pérdidas anuales		
ITEM	VALOR (\$KUSD)	OBSERVACIONES
Mantenimiento sistema de vacío actual \$USD/año	\$ 225	Información obtenida de maduración de proyecto para reducción de fuentes de emisión de H ₂ S
Perdidas por consumo de vapor	\$ 315	(Consumo de vapor anual * Costo de vapor)/TRM
Perdidas por consumo de agua	\$ 146	(Consumo de agua anual * Costo de agua)/ TRM
Perdidas por degradación de HC a Slop, USD/Barril	\$1.167	FUENTE: Simulación de pérdidas de HC (Ver hoja de cálculo "Perdidas de HC") & Precios de Bases del portafolio 2010
Costos ambientales	\$ 28	(Flujo de agua anual a PTAR * Costo de TTO PTAR) / TRM
TOTAL	\$ 1.880	

Tabla 54. Base de cálculo para la alternativa seleccionada

Base de cálculo		
ITEM	VALOR	OBSERVACIONES
TRM promedio año	\$ 1.780	FUENTE: Bases del Portafolio 2013
Consumo de vapor futuro Lb/h	\$ 2.131	FUENTE: Bases de diseño de operación de los equipos
Capacidad de los equipos rotativos a instalar (KW-H)	\$ 50	FUENTE: Mapa de agua ICP-2009
Costo del vapor \$/klb	\$ 12.818	FUENTE: GRB-Coordinación de Economía Y Gestión (Precios 2012)
Costo del agua cruda \$/kgal	\$ 1.618	
Costo de la energía \$/KW-H	\$ 206	
Costo de Tratamiento de aguas en PTAR \$/kgalón	\$ 307	

En la Tabla 55 se resume la reducción del costo por efecto de la alternativa propuesta, la información de las anteriores tablas fue tomada para el análisis

financiero de las alternativas (Anexo 11), lo cual permitió evidenciar el respectivo costo/beneficio de la propuesta.

Tabla 55. Costos y pérdidas anuales con la alternativa

Costos y Pérdidas anuales con Proyecto		
ITEM	VALOR (\$KUSD)	OBSERVACIONES
Mantenimiento sistema de vacío con proyecto \$USD/año	\$ 171	5% de la inversión Inicial (2.466.600*5%)
Costo de operación (Vapor)	\$ 134	(Consumo de vapor anual * Costo de vapor)/ TRM
Costo de operación (Energía Eléctrica)	\$ 51	(Consumo de agua anual * Costo de agua)/ TRM
Perdidas por degradación de HC a Slop, USD/Barril	\$ 37	FUENTE: Simulación de pérdidas de HC (Ver hoja de cálculo "Perdidas de HC") & Precios de Bases del portafolio 2010
Costos ambientales	\$ 0	(Flujo de agua anual a PTAR * Costo de TTO PTAR) / TRM

Tabla 56. Reducción de costos de la alternativa seleccionada

REDUCCION DE COSTOS OPERATIVOS ANUALES DE LA ALTERNATIVA	
Costo de Mantenimiento Anual	\$54
Costo de consumo de vapor	\$181
Costo de consumo de agua	\$146
Costo ambiental	\$28

En resumen, y como se discutió en las anteriores secciones el potencial desde el punto de vista técnico se enfoca en reducir los costos de mantenimiento lo cual se traduce en una mayor confiabilidad del sistema y los costos de servicios industriales (vapor y Agua) por la implementación de un sistema técnicamente más eficiente.

7.7.2 Enfoque ambiental. Para el presente enfoque, los aspectos claves de la propuesta se resumen en los siguientes aspectos, Tabla 56.

Tabla 57. Reducción de vertimientos y emisiones en las Plantas de tratamiento con hidrógeno

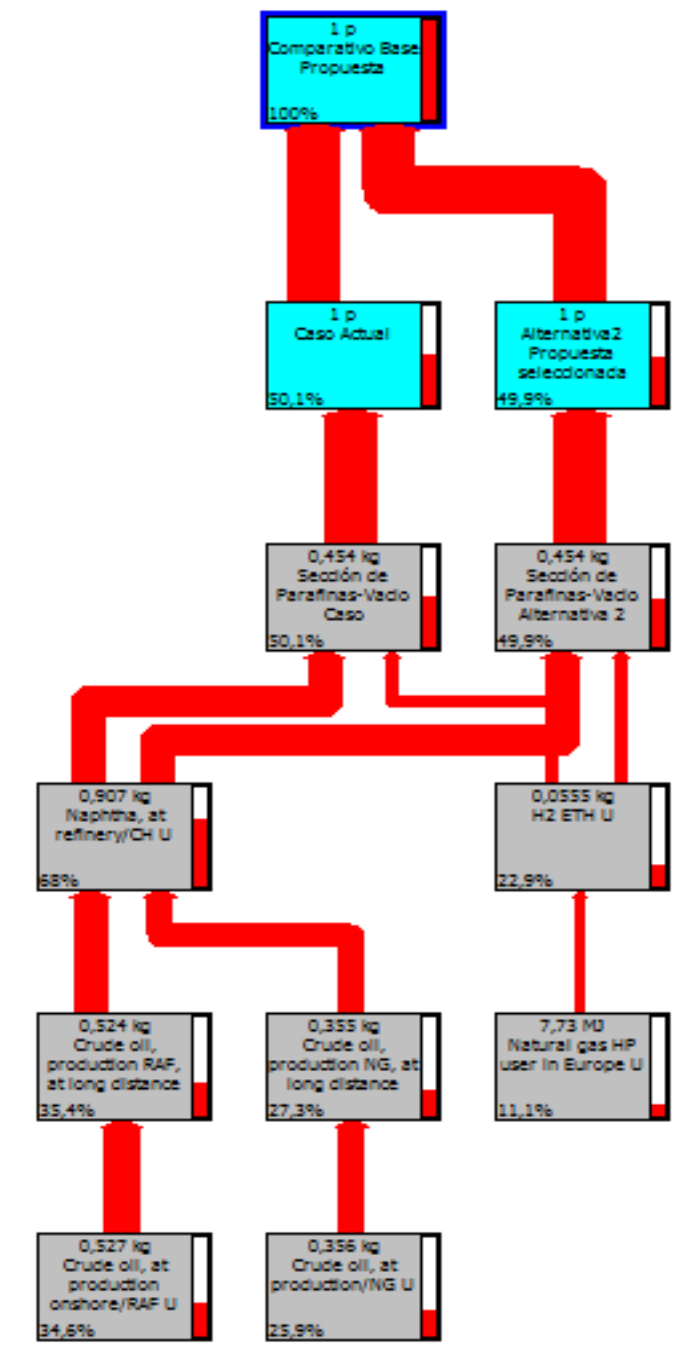
REDUCCIÓN DE CONSUMO DE RECURSOS Y EMISIONES POR HORA	
Reducción de Vertimiento Líquido /lb de producto	5,84 lb
Reducción de Gases a la atmósfera /lb de producto	0,0122lb

Lo cual representa fundamentalmente para las plantas de tratamiento con hidrógeno: una reducción en el volumen de efluente líquido (agua agria) con contaminantes a la PTAR y la eliminación de gases no condensables (con presencia de H₂S) en el sitio. Los dos enfoques permiten evidenciar los beneficios que desde el punto de vista técnico y ambiental induce la propuesta.

En la evaluación de los impactos ambientales que generan las plantas de tratamiento con hidrógeno, incluyendo la alternativa N°2 propuesta (incluye los beneficios relacionados en la tabla 45), se puede obtener mediante un análisis de ciclo de vida (ACV), la visualización de impactos y daños ambientales producidos.

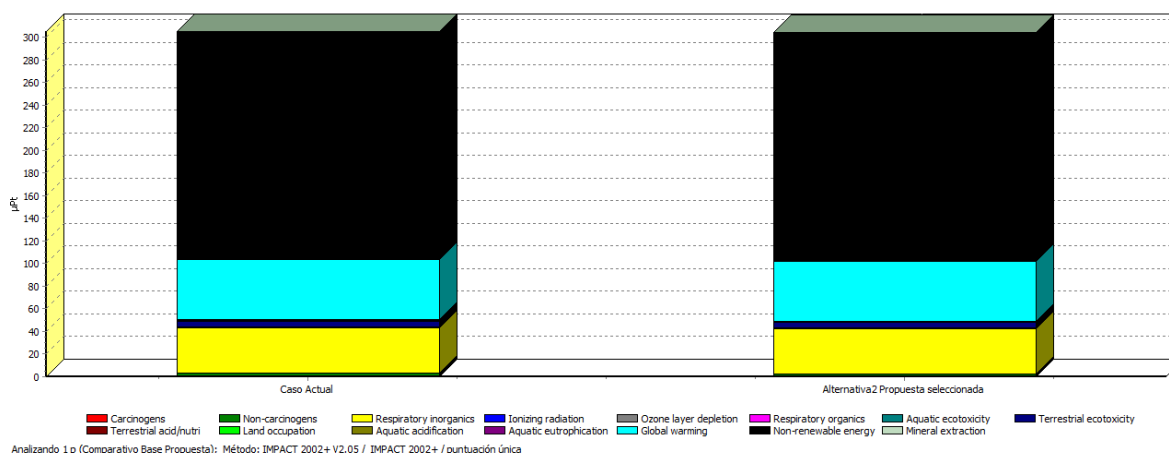
Tomando como referencia el modelo implementado en SIMAPRO 7.1 de la sección 6.5 (Figura 18), se tiene:

Figura 24. Diagrama de red comparativo entre el caso actual y la propuesta



De acuerdo con la Grafica 1, la propuesta tiene una reducción del **0,2%** (50.1% vs 49.9%) en el nivel de los impactos ambientales globales generados.

Gráfica 1. Categorías de impacto generado



La Grafica 2 permite identificar como los mayores impactos que genera la planta con la alternativa propuesta, se enfoca en impacto en energías no renovables (color negro) entendible en razón a ser un proceso proveniente del crudo y la refinación de la nafta. En segundo término (azul claro) de importancia el efecto sobre el calentamiento global fundamentado principalmente por la emisión de CO2 generada en los tres hornos de las plantas y en tercer término en orden de importancia (color amarillo) efectos de tipo respiratorio inorgánicos.

En el detalle de las categorías de impacto definidas para la presente evaluación, se puede apreciar que hay tres impactos en los cuales la propuesta genera unas reducciones importantes (Ver Anexo 13 y Tabla 57). En la eco toxicidad acuática en la cual hay una reducción del **7%**, en los no-carcinógenos (componentes tóxicos no necesariamente carcinógenos) con una reducción del **42%** y en la acidificación acuática con un **94%**.

En cuanto a calentamiento global la reducción es de solo el **1%**.

A nivel de daño ambiental final en la Figura 24, se puede apreciar como las plantas de tratamiento con hidrógeno generan un daño notable a nivel de recursos (azul), seguido en amarillo por un efecto en el cambio climático, en tercer lugar (rojo) daños a la salud humana y por último a nivel de daños al ecosistema.

La propuesta presentada permite evidenciar una mejora del **1,9%** en salud humana, del **0,35%** en calidad del ecosistema, **0,57%** en cambio climático y sin cambios a nivel de recursos.

Gráfica 2. Daño ambiental

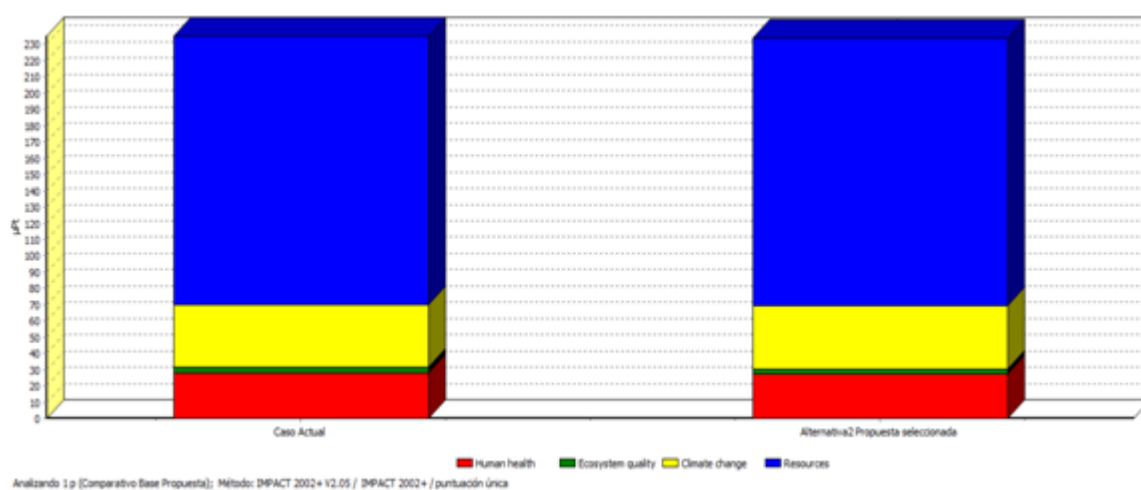


Tabla 58. Reducción en las categorías de impacto

CATEGORÍA DE IMPACTO	UNIDAD	CASO ACTUAL	ALTERNATIVA	%REDUCCIÓN
No carcinógenos	Kg C2H3Cl eq	0,00499	0,00288	42%
Eco toxicidad acuática	Kg TEG water	82,8	77	7%
Acidificación acuática	Kg SO2 eq	0,0507	0,00285	94%
Calentamiento global	Kg CO2 eq	0,526	0,523	0,57%

Tabla 59. Reducción en las categorías de daño

CATEGORÍA DE IMPACTO	UNIDAD	CASO ACTUAL	ALTERNATIVA	%REDUCCIÓN
Salud humana	DALY	3,12E-7	3,06E-7	1,9%
Calidad eco sistemas	PDF*m ² *año	0,0846	0,0843	0,35%
Cambio climático	Kg SO2 eq	0,526	0,523	0,57%
Recursos	MJ primario	30,6	30,6	-

En resumen, los resultados del presente trabajo de aplicación permitieron identificar aspectos fundamentales que permiten obtener la mejor alternativa a implementar en los sistemas de vacío desde el punto de vista, técnico, económico y ambiental:

- **Caracterización de las corrientes (gaseosas-vertimientos líquidos) del sistema de vacío de las unidades de tratamientos con hidrógeno.**

La simulación de procesos mediante el software HYSYS determinó que para las cargas promedio representativas de las unidades, la emisión de gases no condensables son del orden de **324 lb/h** (Ver Tablas 27-28).

De igual forma, el vertimiento líquido una vez implementada la mejor alternativa serán del orden de **663 lb/h** (162,000lb/h actual) con una composición típica de 81% Agua, 0,24% H₂S, 0,3%NH₃ y 17% Hidrocarburo (Ver Figuras 16 y 18).

- **Alternativa a implementar**

En el análisis beneficio/costo (factor J) de cada una de las tres alternativas planteadas en resumen se obtuvieron los siguientes resultados (Ver el detalle en Anexo 12):

Tabla 60. Evaluación Financiera

EVALUACIÓN ECONÓMICA DE ALTERNATIVAS			
Resultados Financieros	ALTERNATIVA 1 Reemplazo de condensadores Barométricos sin cambio de eyectores y precondensadores	ALTERNATIVA 2 Reemplazo de condensadores Barométricos con cambio de eyectores y precondensadores	ALTERNATIVA 3 Sistema de vacío con bombas secas Booster (anillo líquido)
VPN Riesgo Base (KUSD)	14,663	14,663	14,663
VPN Riesgo Alternativa (KUSD)	7,500	8,957	8,404
VPN Inversión Alternativa (KUSD)	2,107	3,081	3,442
Relación Beneficio/Costo	3,4	1,9	1,8

De acuerdo a los resultados de la Tabla 60, la mejor alternativa desde el punto de vista financiero sería la alternativa 1 con factor J de 3,4, seguida de las alternativas dos y tres respectivamente (con 1,9 y 1,8). Desde el punto de vista técnico interno y de acuerdo a recomendación de firma experta en especificación de este tipo de sistemas (GRAHAM Ver Anexo 1) se estima que los nuevos condensadores de superficie y eyectores requieren de un óptimo desempeño del sistema de pre condensación (E1104-E1124 Diseño original para sistema barométrico) motivo por el cual los licenciadores de estas tecnologías solo ofrecerán garantía de óptimo funcionamiento en la medida que los condensadores estén adaptados con un

sistema de pre condensación diseño al nuevo requerimiento, de ahí que se escoge la alternativa 2 con un **factor J de 1,9**.

Con relación a los aspectos ambientales de las alternativas y el efecto que podría inducir el sistema de vacío sobre los impactos generados por el conjunto de plantas de tratamiento con hidrógeno de la Refinería se observa que a nivel de contaminantes y gases efecto invernadero (Huella de carbono) en recurso aire (Tablas 37-38), los gases aportan un nivel casi despreciable en comparación con el aporte que inducen los sistemas de combustión (Hornos de proceso) de las plantas **(en un 99%)**, luego no es representativo como criterio de decisión evaluar el impacto de la alternativa sobre el recurso aire.

La aplicación del análisis de ciclo de vida (ACV) mediante el software SIMAPRO 7.1 permite identificar basados en el criterio de reducción de vertimiento líquido de las alternativas planteadas (Tabla 56), que cualquiera de las alternativas propuestas genera una leve reducción **(del 0,2%)** en el nivel de impactos por parte de las plantas de tratamiento con hidrógeno. El análisis realizado en la sección 7.5 en el cual se retira el flujo de nafta del modelo en SIMAPRO, para minimizar el efecto de la categoría de “fuentes no renovables” y mejorar la sensibilidad, permitió identificar a la alternativa 2 (Tabla 39) como aquella que genera los menores impactos ambientales en las categorías no carcinógenos, eco toxicidad acuática y acidificación acuática; lo anterior, se complementa con los mejores criterios de tipo técnico y económico que brinda esta alternativa.

La sección 7.7.8 presenta efectos positivos a nivel de reducción en el daño ambiental final (salud, ecosistemas y cambio climático) por efectos del cambio de tecnología en el balance global sobre las plantas de tratamientos con hidrógeno.

Se resalta a nivel industrial la aplicación que tiene el ACV como una herramienta complementaria de justificación de propuestas o alternativas de inversión,

adicionales a las formas convencionales y económicas de costo-beneficio. Lo anterior sin duda permite evidenciar que tan coherente es una organización en el plano sostenible y el equilibrio que debe tener en las 3 dimensiones, social, económica y ambiental.

Finalmente el trabajo presenta un esquema de estimaciones y documentos técnicos útiles (por especialidades técnicas) como parte de la ingeniería conceptual, la cual es base para la maduración de la alternativa seleccionada dentro de los procesos posteriores de ingeniería básica y de detalle.

CONCLUSIONES

- Del total de gases emitidos por las plantas, la generación de gases y H₂S del sistema de vacío que aportan al calentamiento global y contaminación, no llegan a ser el **1.2%**, lo cual quiere decir que el sistema de vacío actual o cualquiera de las propuestas que se implementen no aportan de manera significativa al impacto causado por la planta.
- La utilización de la metodología de análisis de ciclo de vida (ACV) genera un balance de recursos (entradas) y productos (salidas) en la denominada tecnosfera del sistema. La metodología permitió identificar los impactos ambientales generados en las plantas y el efecto de la instalación de una nueva tecnología en el proceso, si bien el resultado es consistente con lo observado en la estimación de huella de carbono, el hecho de que la alternativa seleccionada reduzca notablemente la salida de vertimiento líquido genera una reducción del 0.2% en los puntos ambientales comparado con la planta bajo tecnología actual.
- Un aspecto relevante es que la propuesta reduce en 1,9 % los efectos de daño sobre la salud humana y en 0,57% los daños a nivel de cambio climático, 0,35% impacto a los ecosistemas.
- Este trabajo genera una estimación general del desarrollo a nivel de Ingeniería conceptual (sección 7.6) para la alternativa seleccionada, lo cual permite aplicar no solo los conceptos de ingeniería química y de simulación, sino sentar las bases para una etapa posterior de implementación consistente en la ingeniería básica y de detalle.

BIBLIOGRAFÍA

- AENOR. (2006). UNE-EN ISO 14040: Gestión ambiental. Análisis del ciclo de vida: Principios y marco de referencia.
- AENOR. (2006). UNE-EN ISO 14044: Gestión ambiental. Análisis del ciclo de vida: Requisitos y directrices.
- Aguirre, K. (2010). Diseño de un condensador barométrico tipo bandeja perforada sencilla para un sistema de evaporación. Universidad de San Carlos de Guatemala.
- Aliasso, J. (2010). How to size liquid ring vacuum pump. Pumps and System Magazine. Graham Manufacturing.
- API STANDARD 610, 10TH EDITION (Centrifugal pumps for petroleum petrochemical and natural gas industries).
- ANSI STANDARD B73.1 (horizontal end suction centrifugal pumps for chemical process).
- API STANDARD RP 686, 1TH EDITION (Recommended practice for machinery installation and installation design).
- Berkeley, D. (1958). Ejectors have a wide range of uses. Petroleum Refiner.
- Berkeley, F. (1993). Ejectors. Graham Manufacturing Company. Batavia N.Y.

- Birgenheier, D. Butzbach, T. (1993).Designing steam jet vacuum systems. Chemical Engineering.
- Bolt, D. Butzbach, t. (July1993).Design Steam Jet vacuum Systems. Chemical Engineering.
- CAPP. (2003).Guide Calculating Greenhouse Gas Emissions. < extractado 28 de septiembre de: www.capp.ca>
- Clark, R. (2012).The barometric leg as defined for utilization on a direct contac condenser within an ejector vacuum system. Schutte and Koerting.
- CRANE. (1978).Flow of Fluids Through Valves, Fittings, and Pipe. Technical paper N°410
- Guía práctica para el cálculo de emisiones de gases efecto invernadero (GEI). (2011). Comisión Interdepartamental del cambio climático. Oficina catalana
- Grupo de excelencia operacional. (2011).Manual de operación de las plantas de Parafinas. Ecopetrol GRB.
- Herrera, M. (2010).Estimación de emisiones. Planta de Parafinas. Modelo de emisión V3.0. Ecopetrol-ICP. Piedecuesta-Santander
- HEI Standards for steam jet vacuum Systems 10TH edition.
- Exxon-Mobil. (1996). Compressors, Eyectors. Exxon Research and Engineering Company.

- ICONTEC. (2010).ISO 14064-1 Cuantificación y reporte de emisiones y remociones de GEI en organizaciones.
- IHOBE (2009). Análisis de Ciclo de Vida y Huella de Carbono: Dos maneras de medir el impacto ambiental de un producto.
- Kapooria, R. (2008).Technological investigations and efficiency analysis of a steam heat exchange condenser: conceptual design of a hybrid steam condenser. Journal of Energy in South Africa. Vol 19 N° 3.
- Kern, D.G. (1999). Process Heat Transfer, McGRaw- Hill.
- LINES, J.SMITH, R. (1997), Ejector system troubleshooting, Hydrocarbon Engineering, Part 1 January. 69 - 78, Part 2 March/April.35 – 40. Palladian Publications 1999.
- OSE. (2011). Enfoques metodológicos para el cálculo de la Huella de Carbono
- OSHA DATOS RÁPIDOS. SULFURO DE HIDRÓGENO (H₂S). Extraído 10 de enero 2013 <http://www.osha.gov/Publications/3300-10N-05-spanish-07-05-2007.html>.
- NASH. (2010).Hybrid Vacuum system and steam ejectors. Gardner Denver.
- Singhrirunnusorn, J. Stenstrom, P. (2009). Sustainable Development Indicators. Wat. Sci. & Technol. 59 (9).
- SAPANG,N.SAPANG,R.(2008).Preparación y Evaluación de Proyectos. Mc Graw Hill. 5 Ed.

- Shell Global Solution. (2001). User manual corrected energy and loss (CEL) monitoring system.
- SUDOE. (2012). Guía para el cálculo de la huella de carbón en el sector del aceite de oliva.
- U.S. ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY.(October 1977).Control of refinery vacuum Producing systems, wastewater Separators and process unit turnarounds. Guideline series.EPA-450/2-77-025.

ANEXOS

Anexo A. de proceso 1. Propuesta técnica de proveedor (GRAHAM)



GRAHAM
ENGINEERING ANSWERS

STEAM JET EJECTOR SPECIFICATION SHEET

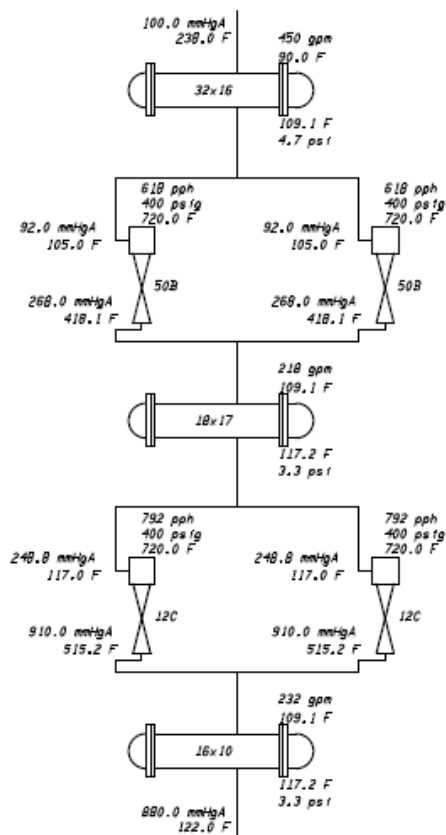
Customer: Ecopetrol ICP		EG No: 119COL09	
Item: E-1104/J-1102A+B		Date: Oct 28, 2009	
Precondenser and TWO Stage Ejector Performance		Engineer: PRC	
Absolute pressure maintained at precond suction inlet 100.0 mmHgA			
Temp. at Suction Inlet	238.0 °F	Steam Pressure	400.0 psig
Non-Condensibles	300.0 Lb/hr	MW = 30.0	Steam Temperature 720.0 °F
Condensible Vapors	Lb/hr	MW =	Coolant Temperature 90.0 °F
Steam	4170.0 Lb/hr	Discharge Pressure	880.0 mmHgA
(1)-100% HORIZONTAL			
Surface Precondenser	Size	32x16 AXS	Surface 1470.3 sq.ft
Coolant	450.0 gpm	Temp in/out 90.0/ 109.1 ° F	Pressure Drop 4.72 psi
(2)-100% 1st Stage Ejector			
Size 50B			
(1)-100% HORIZONTAL			
Surface Intercondenser	Size	18x17 AES	Surface 327.1 sq.ft
Coolant	218.1 gpm	Temp in/out 109.1 / 117.2 ° F	Pressure Drop 3.32 psi
(2)-100% 2nd Stage Ejector			
Size 12C			
(1)-100% HORIZONTAL			
Surface Aftercondenser	Size	16x10 AES	Surface 161.0 sq.ft
Coolant	231.9 gpm	Temp in/out 109.1 / 117.2 ° F	Pressure Drop 3.32 psi
Condenser Materials & Design			
Process Side	STEEL	Design Pressure (psig)	PROCESS FV& 15
Tube Sheets	STEEL	Test Pressure (psig)	19.5
Coolant Side	STEEL	Design Temperature (°F)	550.0
Tubes(smls)	2205SS	O.D. 0.75 in 16 BWG avg wall	170.0
Gasket Material	Double-jacketed	Bolting Material	Alloy Steel
Ejector Materials & Design			
AC & Diffuser	STEEL	Design Pressure (psig)	PROCESS FV& 450
Steam Nozzle	316L SS	Test Pressure (psig)	585
Steam Chest	STEEL	Design Temperature (°F)	750.0
Nozzle Plate	STEEL	Bolting Material	Alloy Steel
Gasket Material	non-asbestos		
Graham Designation			
32x16-(2)50B-18x17-(2)12C-16x10			
Total Steam	1409. Lb/hr (100%)	Total Coolant	450.0 gpm (100%)
Construction Code Ejectors	ASME Sect. VIII, Div 1		
Construction Code Condensers	ASME Sect. VIII, Div 1 TEMA R		
Remarks: MINIMUM PACKAGE - All condensers mounted on a skid, with interconnecting vapor piping and ejector suction and discharge block valves included. No steam or water piping included.			

L:\Garam\PRC\PRC0012.doc

Graham Corporation, 20 Florence Avenue, Batavia, New York 14020
Tel.: 585-343-2216 Fax: 585-343-1097 E-MAIL: equipment @ graham-mfg.com WEBSITE:http://www.graham-mfg.com

Customer: Ecopetrol ICP
Item: E-1104/J-1102A+B

Reference: 119COL09
Date: 10/28/09





CONDENSER SPECIFICATION SHEET

Customer:	Ecopetrol ICP				EG No:	119COL09	
Service of Unit:	PRECONDENSER				Date:	Oct 28, 2009	
Size:	32x16	Type:	AXS	Position:	Horiz	Item:	
Surf./Unit:	1470.3	sq.ft	Shells/Unit:	1 @100%	Surf./Shell:	1470.3	sq.ft
No. of Units:	1	Shell Arrangement:		Engineer	PRC		
Performance of One Shell							
				(SHELL SIDE)		(TUBE SIDE)	
				Process Side		Coolant Side	
Fluid Allocation							
Fluid Circulated:						WATER	
Total Fluid Entering:	Lb/hr (gpm)	4470.0				(450.0)	
		IN	OUT	IN	OUT		
Vapor:	Lb/hr						
Liquid:	Lb/hr (gpm)		3899.9			(450.0)	
Steam:	Lb/hr	4170.0	270.1				
Non Condensibles:	Lb/hr	300.0	300.0				
Vapor Condensed:	Lb/hr						
Steam Condensed:	Lb/hr	3899.9					
Molecular Weight - Vapors:							
Molecular Weight - NonCondensibles:							
Temperature:	°F	238.0	105.0 *	90.0	109.1		
Inlet Pressure:	torr (psig)	100		(--)			
No. Passes per Shell:		1		4			
Velocity:	ft/sec			4.1			
Pressure Drop -Calc.:	mmHg(psi)	5		(4.72)			
Fouling Resistance : ft2 hr°F/Btu		0.002		0.003			
Heat Exchanged:		4262609	Btu/hr	LMTD (wd)	20.3 °F		
Transfer Rate Service:				142.9	Btu/hr ft2°F		
Construction of One Shell							
				Process Side		Coolant Side	
Design / HydroTest:	psig	FV & 15/ 19.5		100 / 130			
Design Temperature:	°F	550		170			
Corrosion Allowance:	in						
Connections:	IN	12		6			
Size: & OUT	in	VO: 6	CO: 1.5	6			
Rating:	ASME	150# RF		150# RF			
Tube No.:	468	OD: 0.75 in	Thk (avg) 0.065 in	Length:	16 ft.		
Tube Material: (smls)	2205SS			Pitch: in	1.0000	ROT SQR	
Shell:	STEEL	ID: in	OD: in	Shell Cover:	STEEL	(REMOV)	
Channel	STEEL			Channel Cover:	STEEL		
Tubesheet - Stationary:	STEEL			Tubesheet - Floating:	STEEL		
Floating Head Cover:	STEEL			Impingement Protection:	RODS (STEEL)		
Baffles :	Long	STEEL		Tube Supports:	STEEL		
Gaskets	Shell: Double-jacketed	Floating Head: Double Jacketed	Channel: Double-jacketed				
Bolting (External):	Alloy Steel	Bolting (Internal):	SA-193-B7M/194-2HM				
Code Requirements:	ASME Sect. VIII, Div 1	TEMA R					
Weights:	Shipping: Lbs.	Flooded: Lbs.					
Remarks:	* Vapor / gas outlet temperature only.						

L:\Scans\PRC\SPRC2650.doc

Graham Corporation, 20 Florence Avenue, Batavia, New York 14020
Tel.: 585-343-2216 Fax: 585-343-1097 E-MAIL: equipment @ graham-mfg.com WEBSITE: http://www.graham-mfg.com

GRAHAM
 ENGINEERING ANSWERS
CONDENSER SPECIFICATION SHEET

Customer:		Ecopetrol ICP				EG No:		119COL09	
Service of Unit:		1st INTERCONDENSER				Date:		Oct 28, 2009	
Size:	18x17	Type:	AES	Position:	Horiz	Item:			
Surf./Unit:	327.1	sq.ft		Shells/Unit:	1 @100%	Surf./Shell:	327.1	sq.ft	
No. of Units:	1		Shell Arrangement:		Engineer		PRC		
Performance of One Shell									
		(SHELL SIDE)				(TUBE SIDE)			
Fluid Allocation		Process Side				Coolant Side			
Fluid Circulated:						WATER			
Total Fluid Entering:	Lb/hr (gpm)	1187.7				(218.1)			
		IN		OUT		IN		OUT	
Vapor:	Lb/hr								
Liquid:	Lb/hr (gpm)			803.0		(218.1)			
Steam:	Lb/hr	887.7		84.7					
Non Condensibles:	Lb/hr	300.0		300.0					
Vapor Condensed:	Lb/hr								
Steam Condensed:	Lb/hr	803.0							
Construction of One Shell									
		Process Side				Coolant Side			
Design / HydroTest:	psig	FV & 15/ 19.5				100 / 130			
Design Temperature:	°F	550				170			
Corrosion Allowance:	in								
Connections:	IN	6				4			
Size: &	OUT	VO: 3 CO: 1.5				4			
Rating:	ASME	150# RF				150# RF			
Tube No.:	98	OD: 0.75 in		Thk (avg) 0.065 in		Length:		17 ft.	
Tube Material: (smls)	2205SS			Pitch: in		1.0000		ROT SQR	
Shell:	STEEL	ID:	in	OD:	in	Shell Cover:	STEEL	(REMOV)	
Channel	STEEL				Channel Cover:	STEEL			
Tubesheet - Stationary:	STEEL				Tubesheet - Floating:	STEEL			
Floating Head Cover:	STEEL				Impingement Protection:	RODS (STEEL)			
Baffles :	Cross		STEEL		Tube Supports:	STEEL			
Gaskets	Shell:	Double-jacketed		Floating Head:	Double Jacketed		Channel:	Double-jacketed	
Bolting (External):	Alloy Steel				Bolting (Internal):	SA-193-B7M/194-2HM			
Code Requirements:	ASME Sect. VIII, Div 1				TEMA R				
Weights:	Shipping:			Lbs.	Flooded:			Lbs.	
Remarks:	* Vapor / gas outlet temperature only.								

L:\Scans\PRCS\PPRC2906.doc

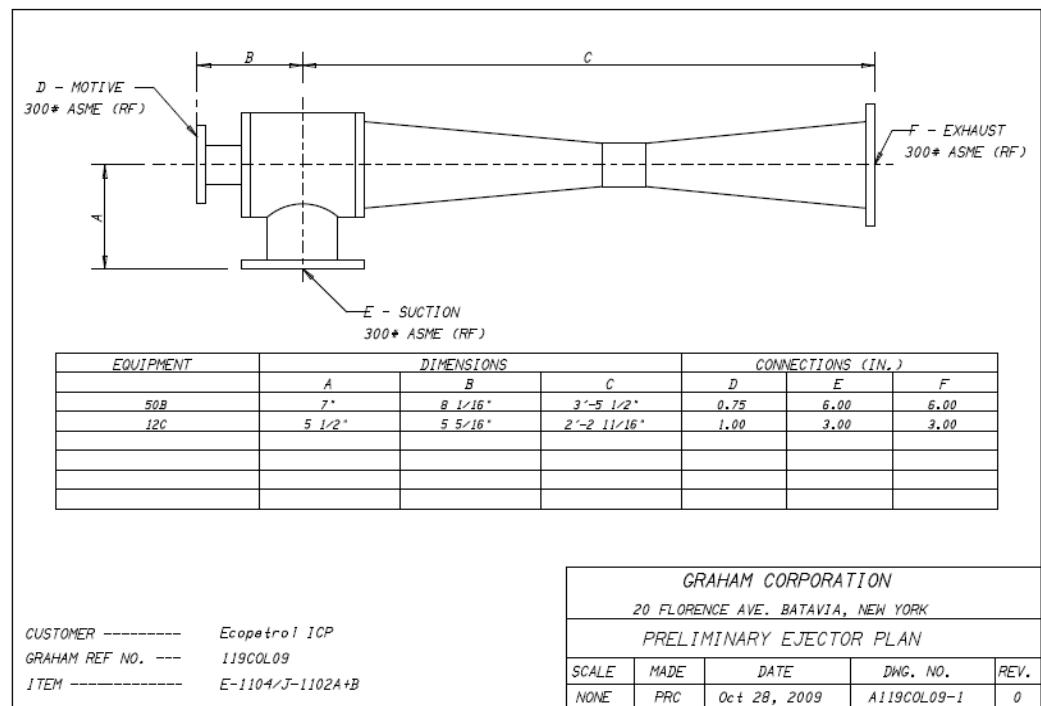
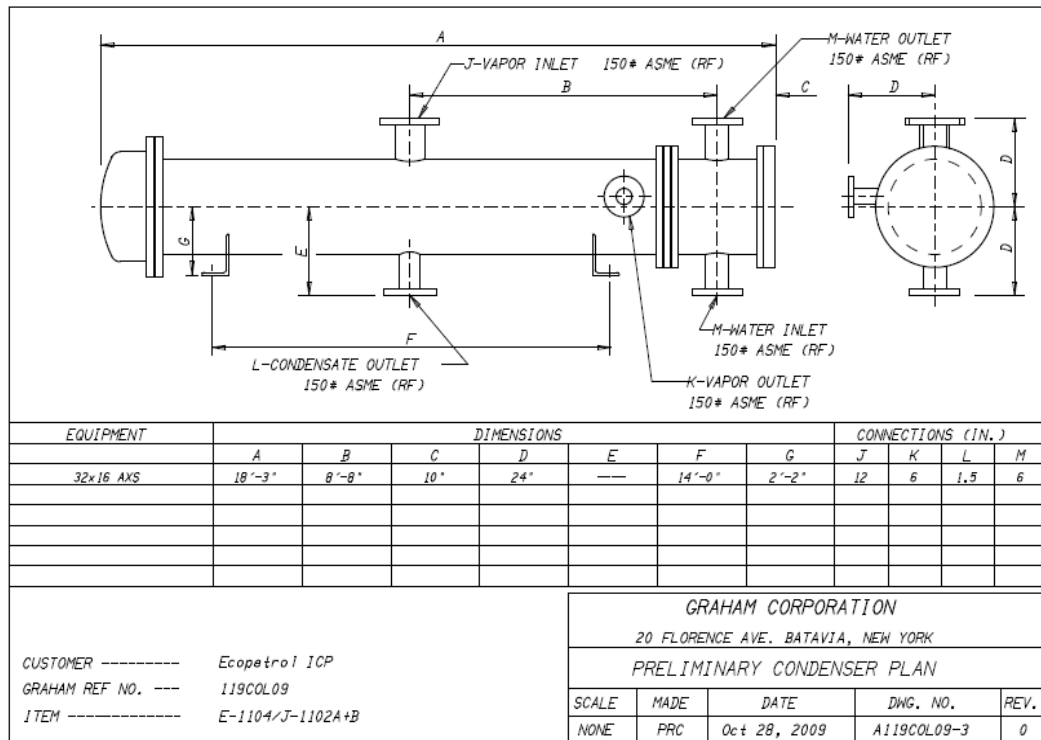
Graham Corporation, 20 Florence Avenue, Batavia, New York 14020
 Tel: 585-343-2216 Fax: 585-343-1097 E-MAIL: equipment @ graham-mfg.com WEBSITE: http://www.graham-mfg.com

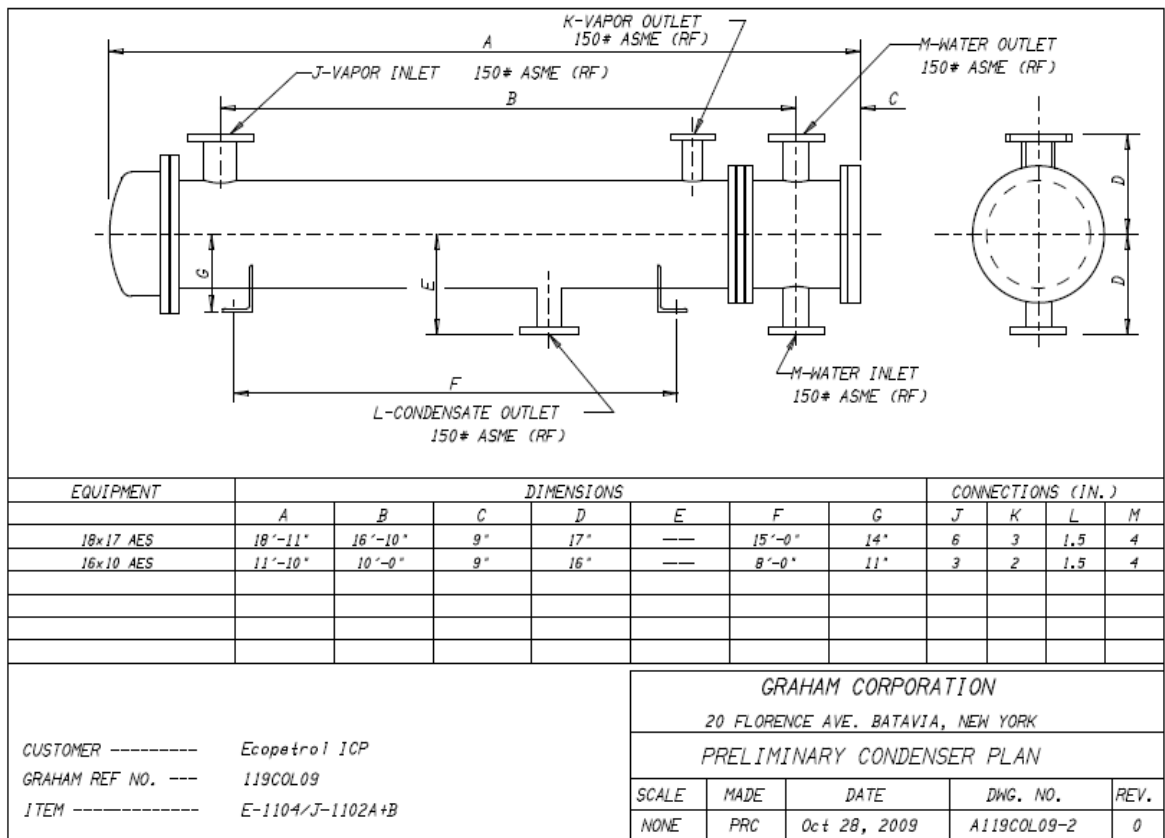
GRAHAM
 ENGINEERING ANSWERS
CONDENSER SPECIFICATION SHEET

Customer:		Ecopetrol ICP				EG No:		119COL09	
Service of Unit:		AFTERCONDENSER				Date:		Oct 28, 2009	
Size:	16x10	Type:	AES	Position:	Horiz	Item:			
Surf./Unit:	161.0	sq.ft		Shells/Unit:	1 @100%	Surf./Shell:	161.0	sq.ft	
No. of Units:	1		Shell Arrangement:				Engineer	PRC	
Performance of One Shell									
		(SHELL SIDE)				(TUBE SIDE)			
Fluid Allocation		Process Side				Coolant Side			
Fluid Circulated:						WATER			
Total Fluid Entering:		Lb/hr (gpm)		1176.4				(231.9)	
				IN		OUT		IN	
Vapor:		Lb/hr							
Liquid:		Lb/hr (gpm)				855.2		(231.9)	
Steam:		Lb/hr		876.4		21.2			
Non Condensibles:		Lb/hr		300.0		300.0			
Vapor Condensed:		Lb/hr							
Steam Condensed:		Lb/hr		855.2					
Construction of One Shell									
		Process Side				Coolant Side			
Design / HydroTest:		psig		FV & 15/ 19.5				100 / 130	
Design Temperature:		°F		550				170	
Corrosion Allowance:		in							
Connections:		IN		3				4	
Size: &		OUT		in		VO: 2		CO: 1.5	
Rating:		ASME		150# RF				150# RF	
Tube No.:		82		OD: 0.75 in		Thk (avg) 0.065 in		Length: 10 ft.	
Tube Material: (smls)		2205SS				Pitch: in		1.0000	
Shell:		STEEL		ID: in		OD: in		Shell Cover: STEEL	
Channel		STEEL				Channel Cover:		STEEL	
Tubesheet - Stationary:		STEEL				Tubesheet - Floating:		STEEL	
Floating Head Cover:		STEEL				Impingement Protection:		RODS (STEEL)	
Baffles :		Cross		STEEL		Tube Supports:		STEEL	
Gaskets		Shell: Double-jacketed		Floating Head: Double Jacketed		Channel: Double-jacketed			
Bolting (External):		Alloy Steel				Bolting (Internal):		SA-193-B7M/194-2HM	
Code Requirements:		ASME Sect. VIII, Div 1				TEMA R			
Weights:		Shipping:		Lbs.		Flooded:		Lbs.	
Remarks:		* Vapor / gas outlet temperature only.							

LIUScanPROSPFRC2911.doc

Graham Corporation, 20 Florence Avenue, Batavia, New York 14020
 Tel.: 585-343-2216 Fax: 585-343-1097 E-MAIL: equipment @ graham-mfg.com WEBSITE: http://www.graham-mfg.com







STEAM JET EJECTOR SPECIFICATION SHEET

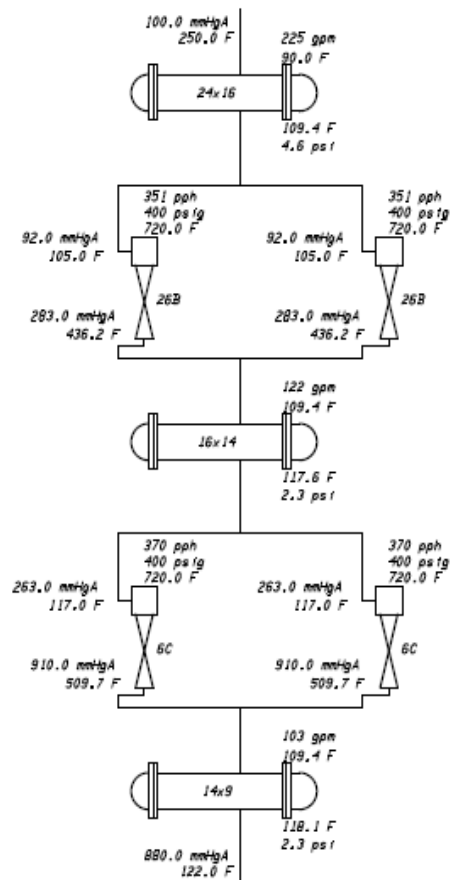
Customer:	Ecopetrol ICP			EG No:	119COL09
Item:	E-1124/J-1122A+B			Date:	Oct 28, 2009
Precondenser and TWO Stage Ejector Performance				Engineer	PRC
Absolute pressure maintained at precond suction inlet				100.0	mmHgA
Temp. at Suction Inlet	250.0 °F	Steam Pressure		400.0	psig
Non-Condensibles	150.0 Lb/hr	MW = 30.0	Steam Temperature	720.0	°F
Condensible Vapors	Lb/hr	MW =	Coolant Temperature	90.0	°F
Steam	2110.0 Lb/hr	Discharge Pressure		880.0	mmHgA
(1)-100% HORIZONTAL					
Surface Precondenser	Size	24x16 AXS	Surface	760.3	sq.ft
Coolant	225.0 gpm	Temp in/out	90.0 / 109.4 ° F	Pressure Drop	4.64 psi
(2)-100% 1st Stage Ejector					
					Size 26B
(1)-100% HORIZONTAL					
Surface Intercondenser	Size	16x14 AES	Surface	170.4	sq.ft
Coolant	122.0 gpm	Temp in/out	109.4 / 117.6 ° F	Pressure Drop	2.33 psi
(2)-100% 2nd Stage Ejector					
					Size 6C
(1)-100% HORIZONTAL					
Surface Aftercondenser	Size	14x9 AES	Surface	81.3	sq.ft
Coolant	103.0 gpm	Temp in/out	109.4 / 118.1 ° F	Pressure Drop	2.34 psi
Condenser Materials & Design					
			PROCESS	COOLANT	
Process Side	STEEL	Design Pressure (psig)	FV& 15	100	
Tube Sheets	STEEL	Test Pressure (psig)	19.5	130	
Coolant Side	STEEL	Design Temperature (°F)	550.0	170.0	
Tubes(smls)	2205SS	O.D. 0.75 in 16 BWG avg wall			
Gasket Material	Double-jacketed	Bolting Material	Alloy Steel		
Ejector Materials & Design					
AC & Diffuser	STEEL		PROCESS	STEAM	
Steam Nozzle	316L SS	Design Pressure (psig)	FV& 450	450	
Steam Chest	STEEL	Test Pressure (psig)	585	585	
Nozzle Plate	STEEL	Design Temperature (°F)	750.0	750.0	
Gasket Material	non-asbestos	Bolting Material	Alloy Steel		
Graham Designation					
24x16-(2)26B-16x14-(2)6C-14x9					
Total Steam	721. Lb/hr (100%)	Total Coolant		225.0 gpm (100%)	
Construction Code Ejectors	ASME Sect. VIII, Div 1				
Construction Code Condensers	ASME Sect. VIII, Div 1 TEMA R				
Remarks: MINIMUM PACKAGE - All condensers mounted on a skid with interconnecting vapor piping and ejector suction and discharge block valves included. No steam or water piping included.					

L:\Scan\PRC\jetspecE-1124.doc

Graham Corporation, 20 Florence Avenue, Batavia, New York 14020
Tel.: 585-343-2216 Fax: 585-343-1097 E-MAIL: equipment @ graham-mfg.com WEBSITE: http://www.graham-mfg.com

Customer: Ecopetrol ICP
Item: E-1124/J-1122A+B

Reference: 119COL09
Date: 10/28/09





CONDENSER SPECIFICATION SHEET

Customer:	Ecopetrol ICP				EG No:	119COL09	
Service of Unit:	PRECONDENSER				Date:	Oct 28, 2009	
Size:	24x16	Type:	AXS	Position:	Horiz	Item:	
Surf./Unit:	760.3	sq.ft		Shells/Unit:	1 @100%	Surf./Shell:	760.3 sq.ft
No. of Units:	1		Shell Arrangement:			Engineer	PRC
Performance of One Shell							
				(SHELL SIDE)		(TUBE SIDE)	
				Process Side		Coolant Side	
Fluid Allocation						Coolant Side	
Fluid Circulated:						WATER	
Total Fluid Entering:	Lb/hr (gpm)	2260.0				(225.0)	
		IN	OUT	IN	OUT		
Vapor:	Lb/hr						
Liquid:	Lb/hr (gpm)	1975.0				(225.0)	
Steam:	Lb/hr	2110.0	135.0				
Non Condensibles:	Lb/hr	150.0	150.0				
Vapor Condensed:	Lb/hr						
Steam Condensed:	Lb/hr	1975.0					
Molecular Weight - Vapors:							
Molecular Weight - NonCondensibles:							
Temperature:		°F		250.0	105.0 *	90.0	109.4
Inlet Pressure:		torr (psig)		100		(--)	
No. Passes per Shell:				1		4	
Velocity:		ft/sec				4.0	
Pressure Drop -Calc.:		mmHg(psi)		5		(4.64)	
Fouling Resistance :		ft ² hr ² F/Btu		0.002		0.003	
Heat Exchanged:		2172454		Btu/hr		LMTD (wtg)	20.1 °F
Transfer Rate Service:						142.2	Btu/hr ft ² °F
Construction of One Shell							
				Process Side		Coolant Side	
Design / HydroTest:		psig		FV & 15/ 19.5		100 / 130	
Design Temperature:		°F		550		170	
Corrosion Allowance:		in					
Connections:		IN	in	10		4	
Size: &		OUT	in	VO: 4	CO: 1.5	4	
Rating:		ASME		150# RF		150# RF	
Tube No.:	242	OD: 0.75 in	Thk (avg) 0.065 in	Length:	16 ft.		
Tube Material: (smls)	2205SS	Pitch: in	1.0000	ROT SQR			
Shell:	STEEL	ID: in	OD: in	Shell Cover:	STEEL (REMOV)		
Channel	STEEL		Channel Cover:	STEEL			
Tubesheet - Stationary:	STEEL		Tubesheet - Floating:	STEEL			
Floating Head Cover:	STEEL		Impingement Protection:	RODS (STEEL)			
Baffles :	Long	STEEL	Tube Supports:	STEEL			
Gaskets	Shell:	Double-jacketed	Floating Head:	Double Jacketed	Channel:	Double-jacketed	
Bolting (External):	Alloy Steel			Bolting (Internal):	SA-193-B7M/194-2HM		
Code Requirements:	ASME Sect. VIII, Div 1			TEMA R			
Weights:	Shipping:	Lbs.	Flooded:			Lbs.	
Remarks:	* Vapor / gas outlet temperature only.						

L:\Scans\PRC\jesspecE-1124.doc



CONDENSER SPECIFICATION SHEET

Customer:	Ecopetrol ICP				EG No:	119COL09	
Service of Unit:	1st INTERCONDENSER				Date:	Oct 28, 2009	
Size:	16x14	Type:	AES	Position:	Horiz	Item:	
Surf./Unit:	170.4	sq.ft		Shells/Unit:	1 @100%	Surf./Shell:	170.4 sq.ft
No. of Units:	1	Shell Arrangement:		Engineer	PRC		
Performance of One Shell							
				(SHELL SIDE)		(TUBE SIDE)	
				Process Side		Coolant Side	
Fluid Circulated:						WATER	
Total Fluid Entering:		Lb/hr (gpm)	636.0		(122.0)		
			IN	OUT	IN	OUT	
Vapor:	Lb/hr						
Liquid:	Lb/hr (gpm)			446.9	(122.0)		
Steam:	Lb/hr	486.0	39.1				
Non Condensibles:	Lb/hr	150.0	150.0				
Vapor Condensed:	Lb/hr						
Steam Condensed:	Lb/hr	446.9					
Molecular Weight - Vapors:							
Molecular Weight - NonCondensibles:		30.0					
Temperature:	°F	436.2	117.0 *	109.4	117.6		
Inlet Pressure:	torr (psig)	280			(--)		
No. Passes per Shell:		1			2		
Velocity:	ft/sec			4.2			
Pressure Drop -Calc.:	mmHg(psi)	14			(2.33)		
Fouling Resistance : ft ² hr ² F/Btu			0.002	0.003			
Heat Exchanged:		491589	Btu/hr	LMTD (wtd)	33.0	°F	
Transfer Rate Service:			87.5	Btu/hr ft ² F			
Construction of One Shell							
				Process Side		Coolant Side	
Design / HydroTest:	psig	FV & 15/ 19.5		100 / 130			
Design Temperature:	°F	550		170			
Corrosion Allowance:	in						
Connections:	IN in	4		3			
Size: &	OUT in	VO:	2	CO:	1.5	3	
Rating:	ASME	150# RF		150# RF			
Tube No.:	62	OD: 0.75 in	Thk (avg) 0.065 in	Length:	14 ft.		
Tube Material: (smls)	2205SS	Pitch: in	1.0000	ROT SQR			
Shell:	STEEL	ID: in	OD: in	Shell Cover:	STEEL	(REMOV)	
Channel	STEEL	Channel Cover:		STEEL			
Tubesheet - Stationary:	STEEL	Tubesheet - Floating:		STEEL			
Floating Head Cover:	STEEL	Impingement Protection:		RODS (STEEL)			
Baffles :	Cross	STEEL	Tube Supports:	STEEL			
Gaskets	Shell:	Double-jacketed	Floating Head:	Double Jacketed	Channel:	Double-jacketed	
Bolting (External):	Alloy Steel		Bolting (Internal):	SA-193-B7M/194-2HM			
Code Requirements:	ASME Sect. VIII, Div 1		TEMA R				
Weights:	Shipping:	Lbs.	Flooded:	Lbs.			
Remarks:	* Vapor / gas outlet temperature only.						

L:\Scan\PRC\jatspecE-1124.doc

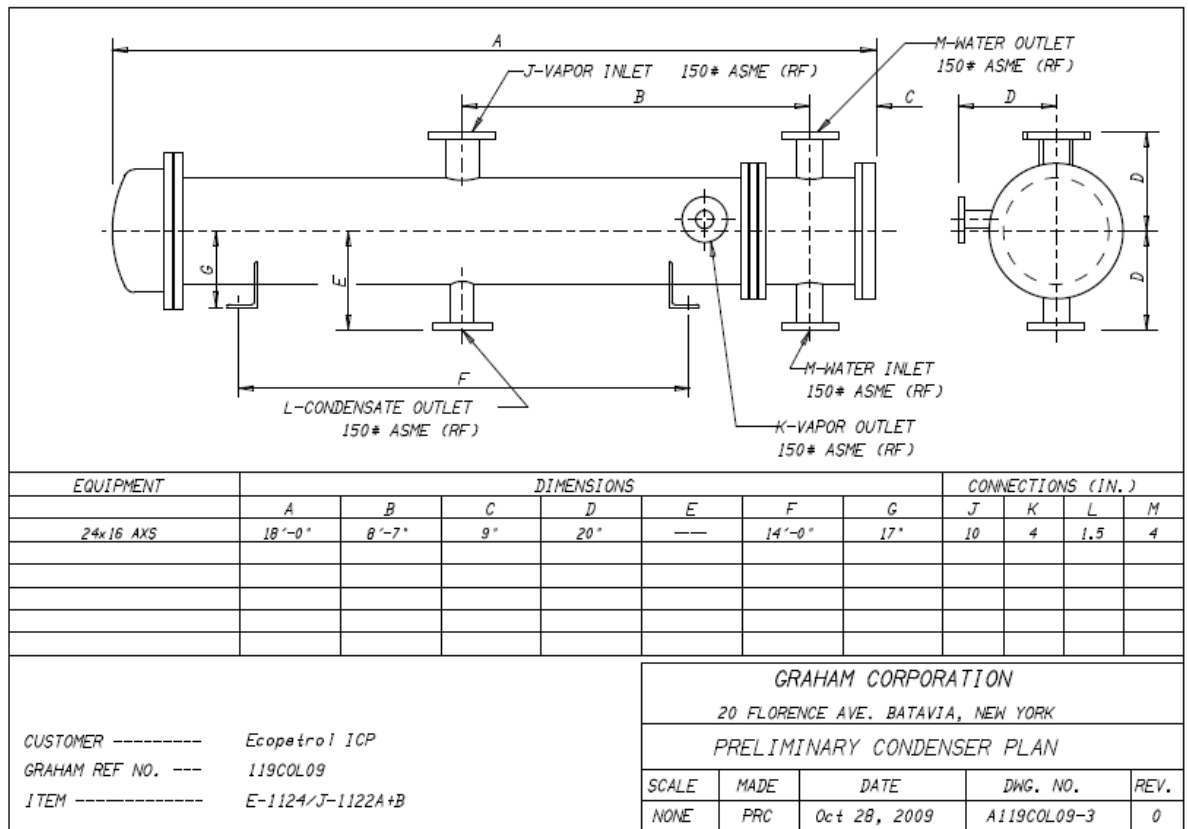


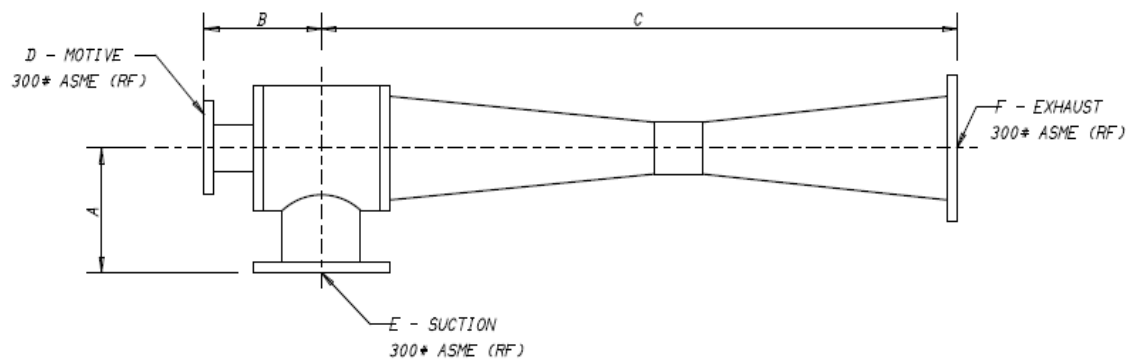
CONDENSER SPECIFICATION SHEET

Customer:		Ecopetrol ICP				EG No:		119COL09	
Service of Unit:		AFTERCONDENSER				Date:		Oct 28, 2009	
Size:	14x9	Type:	AES	Position:	Horiz	Item:			
Surf./Unit:	81.3	sq.ft		Shells/Unit:	1 @100%	Surf./Shell:	81.3	sq.ft	
No. of Units:	1		Shell Arrangement:		Engineer		PRC		
Performance of One Shell									
					(SHELL SIDE)		(TUBE SIDE)		
Fluid Allocation					Process Side		Coolant Side		
Fluid Circulated:							WATER		
Total Fluid Entering:		Lb/hr (gpm)	559.0				(103.0)		
			IN	OUT	IN	OUT			
Vapor:	Lb/hr								
Liquid:	Lb/hr (gpm)			398.4		(103.0)			
Steam:	Lb/hr	409.0	10.6						
Non Condensibles:	Lb/hr	150.0	150.0						
Vapor Condensed:	Lb/hr								
Steam Condensed:	Lb/hr	398.4							
Molecular Weight - Vapors:									
Molecular Weight - NonCondensibles:					30.0				
Temperature:	°F	509.7	122.0 *		109.4	118.1			
Inlet Pressure:	torr (psig)	905		(--)					
No.Passes per Shell:		1		2					
Velocity:	ft/sec			4.8					
Pressure Drop -Calc.:	mmHg(psi)	25		(2.34)					
Fouling Resistance : ft ² hr ² /F/Btu		0.002		0.003					
Heat Exchanged:		438265	Btu/hr		LMTD (wtd)	76.1	°F		
Transfer Rate Service:				70.8		Btu/hr ft ² /F			
Construction of One Shell									
					Process Side		Coolant Side		
Design / HydroTest:	psig	FV & 15/ 19.5		100 / 130					
Design Temperature:	°F	550		170					
Corrosion Allowance:	in								
Connections:	IN	in	2		2.5				
Size: &	OUT	in	VO: 1.5	CO: 1.5	2.5				
Rating:	ASME	150# RF		150# RF					
Tube No.:	46	OD: 0.75 in	Thk (avg) 0.065 in		Length:	9 ft.			
Tube Material: (smls)	2205SS	Pitch: in	1.0000		ROT SQR				
Shell:	STEEL	ID: in	OD: in	Shell Cover:	STEEL	(REMOV)			
Channel	STEEL	Channel Cover:		STEEL					
Tubesheet - Stationary:	STEEL	Tubesheet - Floating:		STEEL					
Floating Head Cover:	STEEL	Impingement Protection:		RODS (STEEL)					
Baffles :	Cross	STEEL		Tube Supports:		STEEL			
Gaskets	Shell: Double-jacketed	Floating Head:		Double Jacketed	Channel:	Double-jacketed			
Bolting (External):	Alloy Steel	Bolting (Internal):		SA-193-B7M/194-2HM					
Code Requirements:	ASME Sect. VIII, Div 1		TEMA R						
Weights:	Shipping:	Lbs.	Flooded:	Lbs.					
Remarks:	* Vapor / gas outlet temperature only.								

L:\Scans\PRC\jesspecE-1124.doc

Graham Corporation, 20 Florence Avenue, Batavia, New York 14020
Tel: 585-343-2216 Fax: 585-343-1097 E-MAIL: equipment @ graham-mfg.com WEBSITE: http://www.graham-mfg.com

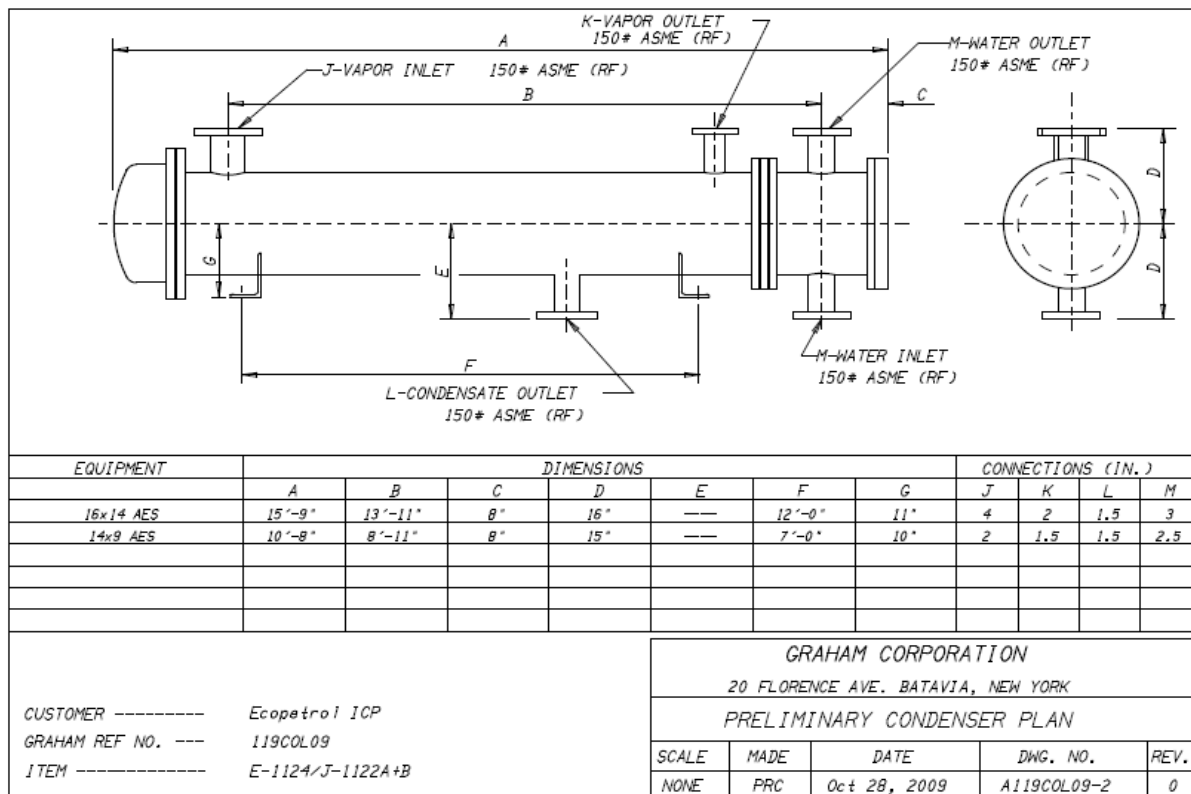




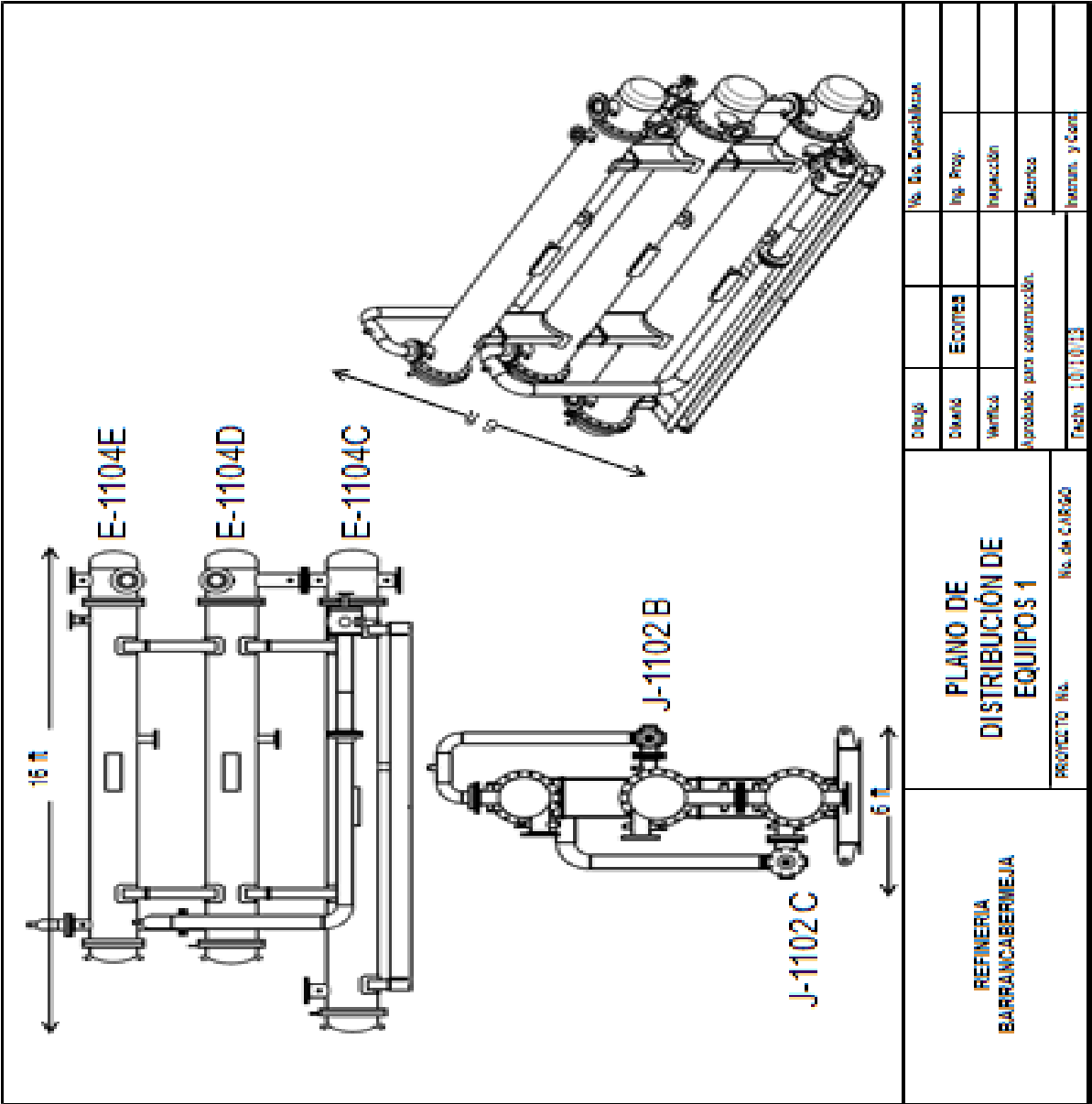
EQUIPMENT	DIMENSIONS			CONNECTIONS (IN.)		
	A	B	C	D	E	F
26B	7"	7 7/16"	2'-8 11/16"	0.50	4.00	4.00
6C	4"	3 11/16"	16 1/16"	0.50	2.00	2.00

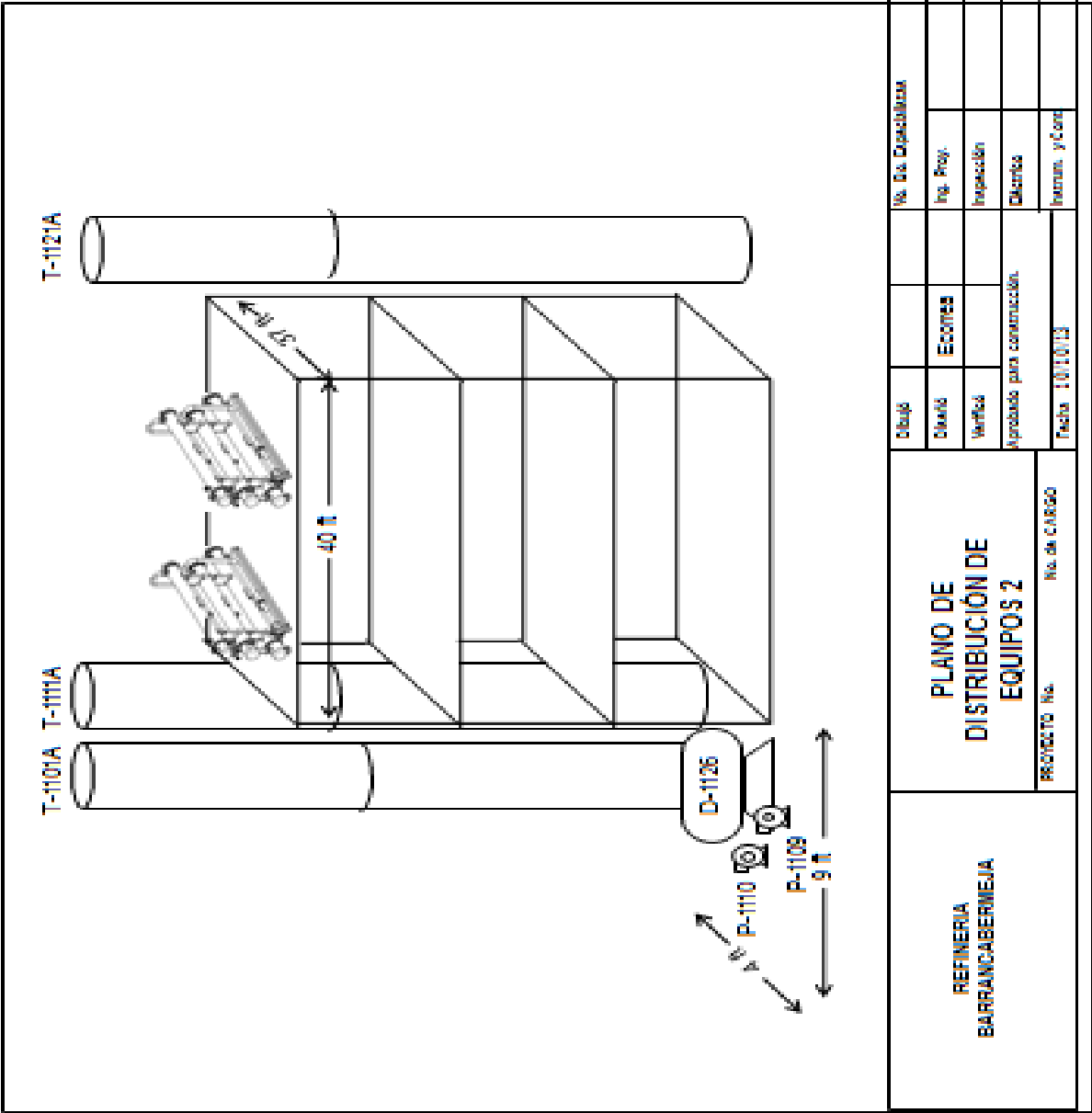
CUSTOMER ----- Ecopetrol ICP
 GRAHAM REF NO. --- 119COL09
 ITEM ----- E-1124/J-1122A+B

GRAHAM CORPORATION				
20 FLORENCE AVE. BATAVIA, NEW YORK				
PRELIMINARY EJECTOR PLAN				
SCALE	MADE	DATE	DWG. NO.	REV.
NONE	PRC	Oct 28, 2009	A119COL09-1	0



Anexo B de proceso 2. Plano de distribución de equipos





Anexo C. de proceso 3. Plot Plan lado sur



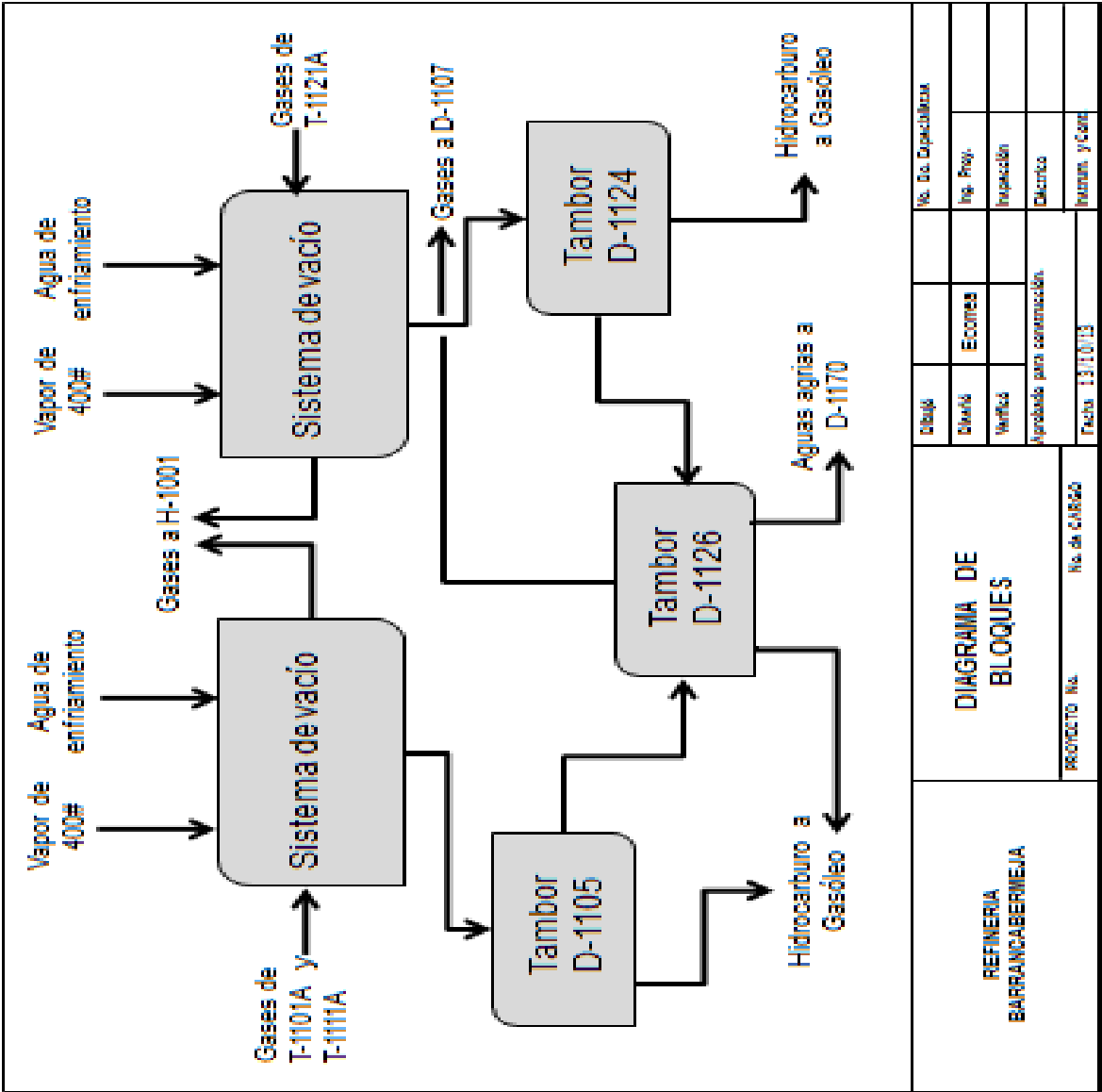
Anexo de Proceso
3.Plont Plan lado su

Anexo D. de proceso 4. Desmantelamiento de líneas y equipos



Anexo de Proceso
4. Desmantelamiento

Anexo E. de proceso 5. Diagrama de bloques



Anexo F de proceso 6. P&ID Sistema de vacío U-1100,U1110 y U-1120



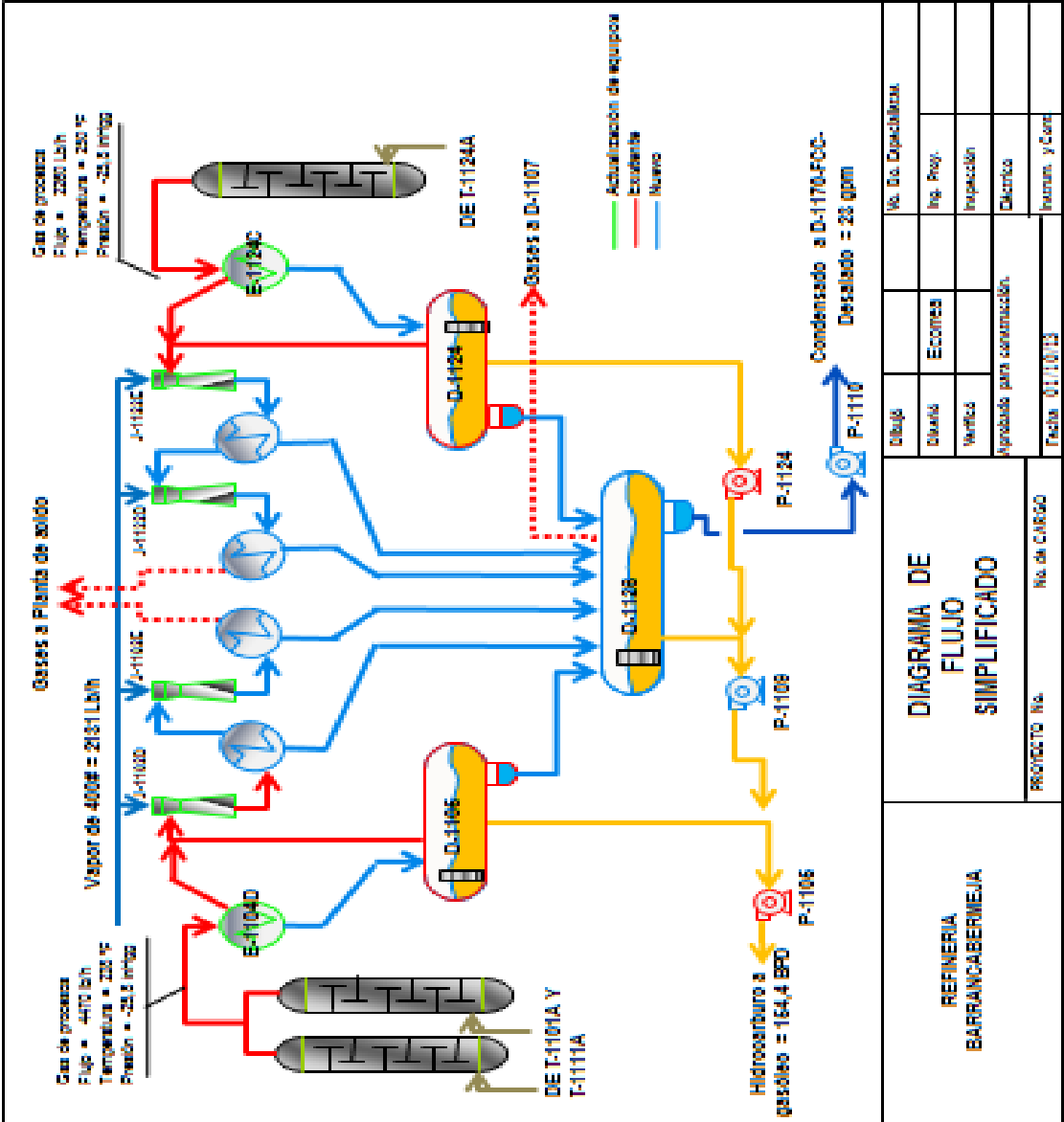
Anexo de Proceso
6. P&ID Sistema de V

Anexo G. de proceso 7. Diagrama de banderas



Anexo de Proceso
8. Diagrama de ban

Anexo H. de proceso 8. Diagrama de flujo simplificado



REFINERIA BARRANCABERMEJA	DIAGRAMA DE FLUJO SIMPLIFICADO		No. de CARGO		Fecha 01/10/13		Ingenieros y Cont.	
			PROYECTO No.	No. de CARGO	Diseño	Económico	Ing. Proy.	Inspección

Anexo I de proceso 9. Listado de instrumentos



Anexo de proceso 9.
Listado de instrument

Anexo J.de proceso 10. Análisis de riesgos HAZOP



Anexo de proceso
10. HazopParafinas.x

Anexo K. de proceso 11. Listado de líneas y equipos



Anexo de proceso
11. Listado Líneas y e

Anexo L. de proceso 12. Análisis financiero de las alternativas



Anexo 12.
Evaluación Financiera

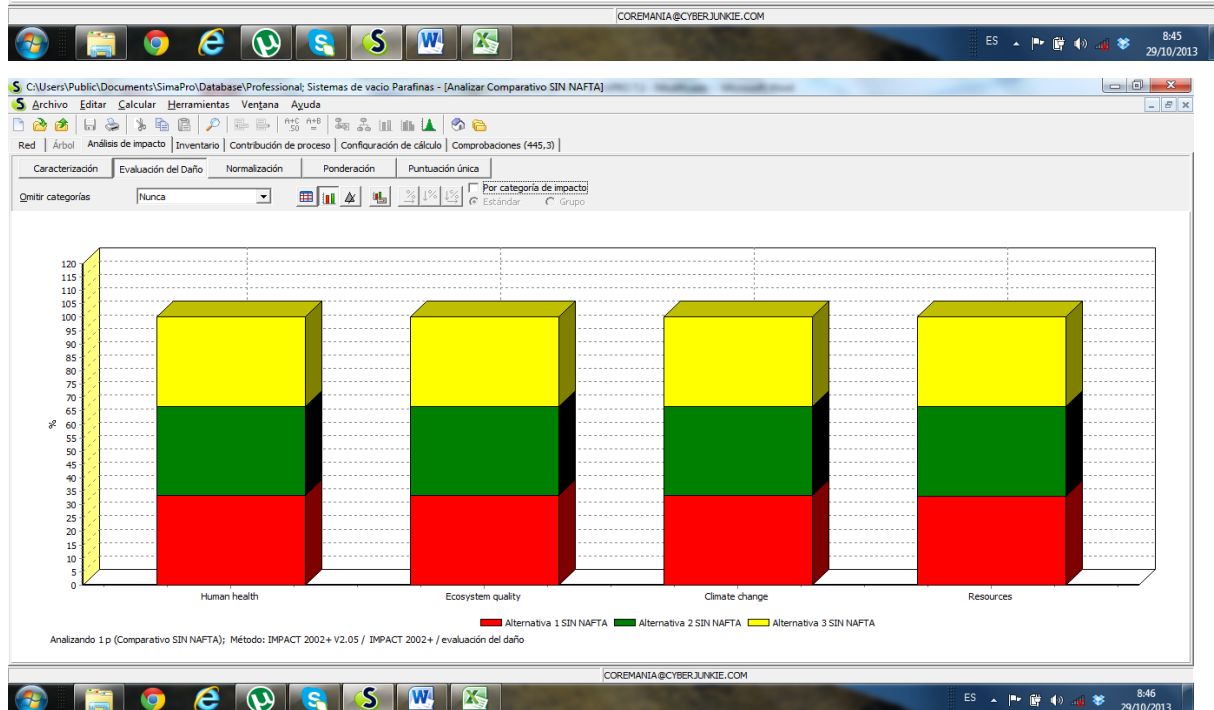
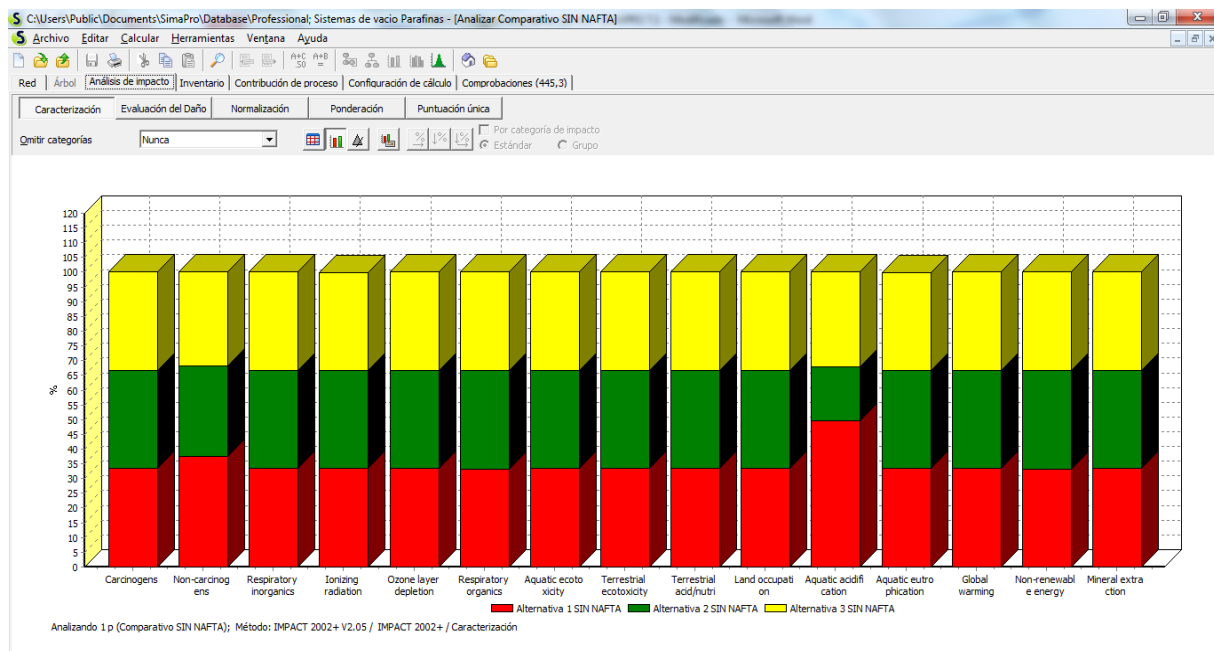
Anexo M. de proceso 13. Esquemas y tablas del ACV-SIMA PRO 7.1

RESULTADOS DE CORRER EL MODELO SIMAPRO

**RESULTADOS COMPARATIVOS DE LAS 3 TECNOLOGÍAS PRESENTADAS-
ELIMINANDO EL RECURSO NO RENOVABLE**

CATEGORÍA DE IMPACTO	UNIDAD	ALTERNATIV A 1	ALTERNATIV A 2	ALTERNATIV A 3
No carcinógenos	Kg C2H3Cl eq	0,0012	0,000978	0,00102
Eco toxicidad acuática	Kg TEG water	51,3	51	51,2
Acidificación acuática	Kg SO2 eq	0,00432	0,0016	0,0028
Calentamiento global	Kg CO2 eq	0,314	0,312	0,312

DAÑO	UNIDAD	ALTERNATIV A 1	ALTERNATIV A 2	ALTERNATIV A 3
Salud humana	DALY	1,46E-07	1,45E-07	1,45E-07
Calidad eco sistemas	PDF*m ² *año	0,0396	0,0396	0,0396
Cambio climático	Kg SO2 eq	0,314	0,312	0,312
Recursos	MJ primario	6,38	6,380	6,38



RESULTADOS COMPARATIVOS DE LA ALTERNATIVA SELECCIONADA VS CASO ACTUAL

CATEGORIZACIÓN DE IMPACTOS (MID POINT)

Los siguientes son los resultados de la categorización de los impactos de interés en el presente estudio, comparando el caso actual vs la alternativa seleccionada.

CATEGORÍA DE IMPACTO	UNIDAD	CASO ACTUAL	ALTERNATIVA 2	%REDUCCIÓN
No carcinógenos	Kg C ₂ H ₃ Cl eq	0,00499	0,00288	42%
Eco toxicidad acuática	Kg TEG water	82,8	77	7%
Acidificación acuática	Kg SO ₂ eq	0,0507	0,00285	94%
Calentamiento global	Kg CO ₂ eq	0,526	0,523	0,57%

EVALUACIÓN DE DAÑOS (END POINT)

CATEGORÍA DE DAÑO	UNIDAD	CASO ACTUAL	ALTERNATIVA	%REDUCCIÓN
Salud humana	DALY	3,12E-7	3,06E-7	1,9%
Calidad eco sistemas	PDF*m ² *año	0,0846	0,0843	0,35%
Cambio climático	Kg SO ₂ eq	0,526	0,523	0,57%
Recursos	MJ primario	30,6	30,6	-

BALANCE EN TECNOSFERA- CONFIGURACIÓN DE ENTRADAS EN SIMAPRO CASO BASE (ACTUAL)

C:\Users\Public\Documents\Simapro\Database\Professional; Sistemas de vacio Parafinas - [Editar material proceso 'Sección de Parafinas-Vacio Caso Actual-Producción']

Archivo Editar_Cálculo Herramientas Ventana Ayuda

Documentación Entrada/salida Parámetros Descripción del sistema

Salidas conocidas a la tecnósfera. Productos y co-productos

Nombre	Cantidad	Unidad	Cantidad	Pct.	Tipo de residuo	Categoría	Comentario
Sección de Parafinas-Vacio Caso Actual-Producción Parafinas	1	lb	Mass	100 %	no definido	Fuels/Oil/Diesel	SWITZERLAND
(Insertar línea aquí)							

Salidas conocidas a la tecnósfera. Productos evitados

Nombre	Cantidad	Unidad	Distribución	DS^2 or 2^DSMin.	Máx.	Comentario
(Insertar línea aquí)						

Entradas

Entradas conocidas desde la naturaleza (recursos)

Nombre	Subcompartimento	Cantidad	Unidad	Distribución	DS^2 or 2^DSMin.	Máx.	Comentario
(Insertar línea aquí)							

Entradas conocidas desde la tecnósfera (materiales/combustibles)

Nombre	Cantidad	Unidad	Distribución	DS^2 or 2^DSMin.	Máx.	Comentario	
Naphtha, at refinery/CHU	1	lb	Lognormal	1,1		Destilado Unidad de destilación U150	
Energy South America Colombia	0,0632	kWh	Lognormal	3,1		5,2% Carbon, 27% gas natural, 64% represas, 3% pequeñas hídricas y 0,1% viento	
Refinery gas, burned in furnace/MJ/CHU	0,555	MJ	Lognormal	3,1		Gas natural Guajira	
Water demineralized ETH U	0,1897	lb	Indefinido				
H2 ETH U	0,0612	lb	Indefinido				
(Insertar línea aquí)							

Entradas conocidas desde la tecnósfera (electricidad/calor)

Nombre	Cantidad	Unidad	Distribución	DS^2 or 2^DSMin.	Máx.	Comentario
(Insertar línea aquí)						

Salidas

Emissiones al aire

Nombre	Subcompartimento	Cantidad	Unidad	Distribución	DS^2 or 2^DSMin.	Máx.	Comentario
Heat, waste	high. pop.	0,00271	MJ	Lognormal	1,2		(4,3,1,1,1,3); Estimation
Carbon dioxide, fossil		0,2664	lb	Indefinido			
Methane, fossil		7,57E-4	lb	Indefinido			
Nitrogen oxides		5,03E-4	lb	Indefinido			
Sulfur oxides		2,64E-6	lb	Indefinido			
VOC, volatile organic compounds		4,20E-5	lb	Indefinido			
Carbon monoxide		7,70E-4	lb	Indefinido			

COREMANIA@CYBERJUNKIE.COM

ES 1:01 29/10/2013

ALTERNATIVA 2 (SELECCIONADA)

C:\Users\Public\Documents\SimaPro\Database\Professional: Sistemas de vacío Parafinas - [Editar material proceso 'Sección de Parafinas-Vacío Alternativa 2 Modif']

Archivo Editar Calcular Herramientas Ventana Ayuda

Documentación Entrada/salida Parámetros Descripción del sistema

Salidas conocidas a la tecnología: Productos y co-productos

Nombre	Cantidad	Unidad	Cantidad	Pct.	Tipo de residuo	Categoría	Comentario
Sección de Parafinas-Vacío Alternativa 2 Modif	1	lb	Mass	100 %	no definido	Fuels/Oil/Diesel	SWITZERLAND
(Insertar línea aquí)							

Salidas conocidas a la tecnología: Productos evitados

Nombre	Cantidad	Unidad	Distribución	DS^2 or 2^DS Min.	Máx.	Comentario
(Insertar línea aquí)						

Entradas

Entradas conocidas desde la naturaleza (recursos)

Nombre	Subcompartimento	Cantidad	Unidad	Distribución	DS^2 or 2^DS Min.	Máx.	Comentario
(Insertar línea aquí)							

Entradas conocidas desde la tecnología (materiales/combustibles)

Nombre	Cantidad	Unidad	Distribución	DS^2 or 2^DS Min.	Máx.	Comentario
Naphtha, at refinery/CH U	1	lb	Lognormal	1,1		Destilado Unidad de destilación U150
Energy South America Colombia	0,0639	kWh	Lognormal	3,1		5,2%Carbon, 27% Gas natural, 3% pequeñas hidráulicas, 64% grandes represas, 0,1% viento
Refinery gas, burned in furnace/MJ/CH U	0,555	MJ	Lognormal	3,1		Gas natural Guajira
Water demineralized ETH U	0,0808	lb	Indefinido			
H2 ETH U	0,0612	lb	Indefinido			
(Insertar línea aquí)						

Entradas conocidas desde la tecnología (electricidad/calor)

Nombre	Cantidad	Unidad	Distribución	DS^2 or 2^DS Min.	Máx.	Comentario
(Insertar línea aquí)						

Salidas

Emissiones al aire

Nombre	Subcompartimento	Cantidad	Unidad	Distribución	DS^2 or 2^DS Min.	Máx.	Comentario
Heat, waste	high. pop.	0,00271	MJ	Lognormal	1,2		(4,3,1,1,1,3); Estimation
Carbon dioxide, fossil		0,2664	lb	Indefinido			
Methane		9,09E-5	lb	Indefinido			
Nitrogen oxides		5,03E-4	lb	Indefinido			
Sulfur oxides		0	lb	Indefinido			
VOC, volatile organic compounds		4,20E-5	lb	Indefinido			
Particulates, > 2.5 um, and < 10um		1,89E-5	lb	Indefinido			

COREMANA@CYBERJUNKIE.COM

ES 1:03 29/10/2013

CONFIGURACIÓN DEL RETIRO DE LA FUENTE DE RECURSO NO RENOVABLE

(APLICA PARA LA EVALUACIÓN DE LAS TRES ALTERNATIVAS)

Anexo N. de proceso 14. Simulaciones en HYSYS 7.3



U-1100
B-STOCK_abril.hsc



SISTEMA DE VACÍO
T-1101A_T-1111A.HSC



U-1100
B-STOCK_FEB.HSC



U-1100
B-STOCK_INSTAL.HSC



U-1100
B-STOCK_UTILIZADA



U-1110-NAFT
PESADA INSTAL.HSC



U-1110-NAFT
PESADA JUN.HSC



U-1110-NAFT
PESADA MAY.HSC



U-1110-NAFT
PESADA SEP.hsc



U-1110-NAFT
PESADA utilizada.hsc