UNIVERSIDAD TECNICA FEDERICO SANTA MARIA

Repositorio Digital USM **https://repositorio.usm.cl**

Departamento de Ingeniería Química y Ambiental Ingeniería Civil Química

2016-09

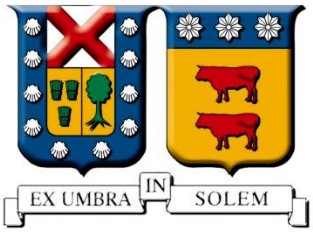
EVALUACIÓN DE MEJORAS EN EL SERVICIO DE INTERCAMBIO DE CALOR EN LA ALIMENTACIÓN A LA UNIDAD DE HYDROCRACKING

WHITTLE RODRÍGUEZ, LUIS GUILLERMO

http://hdl.handle.net/11673/21372

Repositorio Digital USM, UNIVERSIDAD TECNICA FEDERICO SANTA MARIA

UNIVERSIDAD TÉCNICA FEDERICO SANTA MARÍA
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AMBIENTAL
VALPARAÍSO – CHILE



"EVALUACIÓN DE MEJORAS EN EL SERVICIO DE INTERCAMBIO DE CALOR EN LA ALIMENTACION A LA UNIDAD DE HYDROCRACKING"

LUIS GUILLERMO WHITTLE RODRÍGUEZ

MEMORIA DE TITULACIÓN PARA OPTAR AL TÍTULO DE
INGENIERO CIVIL QUÍMICO

PROFESOR GUÍA : PATRICIO NÚÑEZ MUÑOZ
INGENIERO CORREFERENTE : JUAN PABLO AVELLO MUÑOZ

SEPTIEMBRE – 2016

Título de la Memoria:

EVALUACIÓN DE MEJORAS EN EL SERVICIO DE INTERCAMBIO DE CALOR EN LA ALIMENTACION A LA UNIDAD DE HYDROCRACKING

Autor:

LUIS GUILLERMO WHITTLE RODRÍGUEZ

Trabajo de Memoria, presentado en cumplimiento de los requisitos para el título de Ingeniero Civil Químico de la Universidad Técnica Federico Santa María.

Patricio Núñez Muñoz _____

Juan Pablo Avello Muñoz _____

Valparaíso, Septiembre de 2016

Dedicado a mi
familia, polola y amigos,
que son lo más lindo que tengo

AGRADECIMIENTOS

Quisiera primeramente agradecer a Juan Pablo por confiar en mí y darme la oportunidad de realizar la memoria en la prestigiosa Empresa que es Enap; por sus consejos y por el buen trato. Me gustaría agradecer enormemente al equipo de ingenieros y operadores de Enap por su permanente disposición y gran calidad humana. Quiero darle las gracias a mis compañeros de memoria por la ayuda, humor y compañía durante mi estadía en Enap. A los profesores Patricio Núñez y Daniel Navia por el apoyo académico y buena voluntad.

A mis amigos Christian, Nicolás, Renato y Camilo, quienes estuvieron conmigo durante esas largas noches de estudio e hicieron de mi vida universitaria un muy lindo recuerdo. Con ellos compartí momentos complicados pero también muchas alegrías y risas.

Agradezco a mis abuelos y hermana Christine por mantenerme motivado en los períodos difíciles durante los estudios.

Quisiera agradecer a mi polola Sofía por el gran apoyo emocional y por toda la paciencia que ha tenido conmigo a lo largo de mi carrera profesional. El amor que me ha dado durante los años ha sido invaluable, por lo que me siento profundamente agradecido.

Por último, quiero dar las gracias a mis padres Guillermo y Esperanza por ser unos papás aperrados, por los valores, paciencia y la eduación que me han hecho la persona que soy. Por ser unas excelentes personas y por siempre querer darme lo mejor.

RESUMEN EJECUTIVO

El presente trabajo propone solucionar el problema actual de transferencia de calor en los intercambiadores de carga combinada de la unidad de *Hydrocracking* con el fin de aumentar la capacidad de procesamiento de la planta. Esto permitirá captar el exceso de gasoil que se generará durante los meses de invierno cuando está previsto que la unidad de MHC se destine al hidrotratamiento de kerosene.

A partir de la simulación se realiza el análisis operacional, el cual comprueba la presencia de ensuciamiento en los intercambiadores de calor, estando este mayormente concentrado en los intercambiadores C-1201A1 y C-1201B1. Además, luego del estudio de varios escenarios se diagnostica que los equipos actuales están subdimensionados para cumplir los requerimientos operacionales.

Para solucionar el problema encontrado, se proponen varias alternativas, donde al momento de estudiarlas técnicamente, resultan viables sólo dos de ellas: reemplazo por intercambiadores nuevos de tubo y coraza convencionales, ó lo mismo, pero utilizando tubos twisted. Ambas alternativas se diseñan a través de HTRI para generar los planos dimensionales y hoja de especificación para su cotización, con ellos se estiman los costos de inversión total, resultando de $ 4.046.342 USD y $ 6.116.378 USD respectivamente.

Luego, al analizar económicamente las alternativas, se obtiene para las dos un retorno de la inversión al primer año. Sin embargo, se selecciona la primera opción al ser más conveniente desde la mirada técnico-económica; donde presenta un mejor IVAN, mayor practicidad, robustez, disponibilidad de repuestos, buen diseño y fácil mantención.

Por otro lado, se analizan los beneficios de realizar el proyecto, donde se destaca el aumento de la capacidad de carga en HCK, que al ser valorizada se estima que podría generar ganancias de $ 10 MUSD anualmente para la refinería. Así también, es considerado el ahorro operacional en fuelgas del horno B-1201, lo que se traduce en disminución de las emisiones de CO_2 y SO_2. Adicionalmente se obtiene mayor pureza de hidrógeno de reciclo.

Finalmente, al considerar todo lo desarrollado, se recomienda fuertemente la inversión en el proyecto elaborado, dado que es factible tanto técnica como ecónomicamente, y permitirá a la planta de HCK aumentar su capacidad productiva de forma sustentable, lo que traerá tanto beneficios económicos como operacionales en caso de ser implementado.

GLOSARIO

API: American Petroleum Institute.

ASME: American Standard of Mechanical Engineering.

EDR: Exchanger, Design and Rating.

ENAP: Empresa Nacional del Petróleo.

EOR: End of Run, fin de la corrida del ciclo de vida del catalizador.

ERA: Enap Refinería Aconcagua.

GONC: Gasoil no Convertido.

HCK: Planta de *Hydrocracking*.

HTRI: Heat Transfer Research Inc.

IVAN: Índice del valor actual neto.

PI: Process Book information.

SOR: Start of Run, inicio de la corrida del ciclo de vida del catalizador.

TEMA: Tubular Exchanger Manufacturers Association.

TIR: Tasa interna de retorno.

VAN: Valor actual neto

ÍNDICE DE CONTENIDOS

I. Introducción 1

I.1 Prefacio 1

I.2 Planteamiento del problema 2

II. Antecedentes 3

II.1 Antecedentes Generales 3

II.1.1 La Empresa 3

II.1.2 Las materias primas 4

II.1.3 Productos elaborados, abastecimiento y redes de distribución 5

II.1.4 Ventas y participación en el mercado 7

II.1.5 Las unidades de la refinería 8

II.2 Antecedentes de la planta de Hydrocracking 13

II.2.1 Principios y química del proceso 14

II.2.2 Descripción del proceso 17

II.2.3 Diagrama del proceso 22

III. Objetivos 23

III.1 Objetivo general 23

III.2 Objetivos específicos 23

IV. Análisis operacional 24

IV.1 Línea base 24

IV.1.1 Base de datos 24

IV.1.2 Balances de masa 26

IV.1.3 Cálculo de las corrientes del intercambiador C-1201 33

IV.2 Simulación del proceso 35

IV.2.1 Descripción del software 35

IV.2.2 Elección de lista de componentes para simulación 36

IV.2.3 Elección del modelo termodinámico para simulación 37

IV.2.4 Simulación de componentes del proceso 37

IV.2.5 Simulación del proceso 38

IV.2.6 Validación de la simulación 40

IV.3 Análisis operacional 50
IV.3.1 Resultados operacionales actuales 50
IV.3.2 Simulación de la operación actual por diseño de los equipos 55
IV.3.3 Determinación del coeficiente de ensuciamiento C-1201 57
IV.3.4 Efecto de la temperatura de F-1204 en la recuperación de H_2 65
IV.4 Diagnóstico 68
IV.4.1 Escenarios operacionales con carga promedio 68
IV.4.2 Escenarios operacionales con carga de diseño 74
IV.4.3 Diagnóstico general 79
IV.5 Formulación de alternativas de mejoras 80
IV.5.1 Bases de diseño 80
IV.5.2 Descripción de las alternativas sugeridas 84
V. Análisis de alternativas 90
V.1 Inyección de agua a intercambiador con mayor ensuciamiento 91
V.2 Reemplazo de haces tubulares por tubos trenzados o "*twisted tubes*" 93
V.3 Rediseño de intercambiadores de tubo y carcasa convencional 94
V.4 Rediseño de intercambiadores de carcasas con tubos trenzados 96
V.5 Reemplazo por intercambiadores de placas 98
VI. Estimación de inversiones 99
VI.1 Alternativa N°1: rediseño tubo y carcasa convencional 99
VI.1.1 Cotización de equipos 99
VI.1.2 Estimación de la inversión total 100
VI.2 Alternativa N°2: rediseño de carcasa con tubos *twisted* 101
VI.2.1 Cotización de equipos 101
VI.2.2 Estimación de la inversión total 101
VII. Evaluación económica de alternativas 102
VII.1 Criterios para la evaluación económica 102
VII.2 Alternativa N°1: rediseño tubo y carcasa convencional 103
VII.2.1 Flujo de caja 103
VII.3 Alternativa N°2: rediseño de carcasa con tubos *twisted* 104

VII.3.1 Flujo de caja 104
VII.4 Sensibilización con respecto a la carga de HCK 105
VIII. Selección de alternativas 106
VIII.1 Definición y ponderación de criterios de evaluación 106
VIII.1.1 Perspectiva económica 106
VIII.1.2 Perspectiva técnica 107
VIII.1.3 Perspectiva mixta 107
VIII.2 Beneficios de la implementación del proyecto 108
IX. Conclusiones 111
IX.1 Sobre el análisis operacional 111
IX.2 Sobre la formulación de alternativas y evaluación técnica 111
IX.3 Sobre la evaluación económica y selección de las alternativas 112
IX.4 Recomendaciones 112
X. Bibliografía 113
XI. Anexos 114
XI.1 Anexo A: Cálculo de propiedades de gases en HCK 114
XI.2 Anexo B: Simulación en Hysys 115
XI.2.1 Simulación de componentes 115
XI.3 Anexo C: Ingeniería basica de equipos simulados 116
XI.3.1 C-1201 116
XI.3.2 C-1215 117
XI.3.3 Datos termodinámicos y fluidodinámicos 118
XI.3.4 Cálculo sobredimensionamiento C-1201 y otros antecedentes obtenidos de la simulación realizada 120
XI.4 Anexo D: Análisis operacional 122
XI.4.1 Simulación de diseño de C-1201 122
XI.4.2 Simulación de diseño de C-1215 123
XI.4.3 Cálculo de ensuciamiento trenes C-1201A y C-1201B 124
XI.5 Anexo E: Tipos de intercambiadores de calor según TEMA 126
XI.6 Anexo F: Planos dimensionales de los diseños propuestos 127

XI.6.1 Rediseño de intercambiador de tubo y carcasa convencional 127
XI.6.2 Rediseño de carcasa y con tubos twisted 135
XI.7 Anexo G: Justificación del diseño de las alternativas 141
XI.7.1 Alternativa N°1 141
XI.7.2 Alternativa N°2 142
XI.8 Anexo H: Análisis de las emisiones del fuelgas ahorrado 143

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura II.1: Productos obtenidos a tráves del proceso de refinación. 5
Figura II.2: Red de distribución de Enap ERA. 6
Figura II.3 Diagrama de Flujo del Proceso de Refinación de Petróleo Crudo. 12
Figura II.4: Diagrama de proceso de la planta de Hydrocracking 22
Figura IV.1: Curva ASTM D86 de los hidrocarburos involucrados en HCK. 25
Figura IV.2: Diagrama de planta de Hydrocracking simplificado. 26
Figura IV.3: Caja negra de Hydrocracking para balance de masa 27
Figura IV.4: Caja negra de la planta para balance de masa de gases livianos. 29
Figura IV.5: Caja negra para balance de masa de carga combinada. 33
Figura IV.6: Caja negra para balance de masa de efluente de reactor. 34
Figura IV.7: Mezclado de corrientes en Hysys para simulación de carga combinada. 37
Figura IV.8: Mezclado de corrientes en Hysys para simulación de efluente de reactores. 38
Figura IV.9: Simulación del proceso. 39
Figura IV.10: Vista frontal C-1201. 40
Figura IV.11: Vista angulada C-1201 40
Figura IV.12: Disposición de los intercambiadores de carga combinada C-1201A y C-1201B. 41
Figura IV.13: Disposición de los intercambiadores C-1215. 42
Figura IV.14: Perfil de temperatura de diseño de intercambiadores C-1201. 44
Figura IV.15: Perfil de temperatura de diseño C-1215 45
Figura IV.16: Esquema de la simulación realizada. 47
Figura IV.17: Simulación de las corrientes aguas debajo de C-1201. 51
Figura IV.18: Perfil de temperatura por fecha de C-1215 previo al reentubamiento de C-1215D. 53
Figura IV.19: Perfil de temperatura por fecha de C-1215 desde el término del paro de planta en octubre del 2015. 53
Figura IV.20: Simulación de la operación actual por diseño de C-1201. 55
Figura IV.21: Perfil de temperatura de intercambiadores de calor C-1201 en condiciones de operación para desempeño por diseño. 56
Figura IV.22: Simulación de operación C-1215 en escenario futuro (optimista). 56

Figura IV.23: Desmontaje de haz de tubos de C-1201 durante paro de planta año 2015. ... 58
Figura IV.24: Ensuciamiento de tubos por el lado de la carcasa. ... 58
Figura IV.25: Simulación de intercambiadores C-1201 con ensuciamiento. ... 60
Figura IV.26: Perfil de temperatura de los intercambiadores C-1201 con ensuciamiento... 61
Figura IV.27: Ensuciamiento C-1201 ... 62
Figura IV.28: Estimación pérdida de capacidad de transferencia de calor. ... 63
Figura IV.29: Estimación pérdida de intercambio de energía. ... 64
Figura IV.30: Análisis de Composición de Livianos en Reciclo v/s Temperatura. ... 65
Figura IV.31: Análisis de Composición de C1's en Reciclo v/s Temperatura ... 66
Figura IV.32: Análisis de Composicón de Hidrógeno en Reciclo v/s Temperatura. ... 66
Figura IV.33: Simulación Hysys de unidad recuperadora de hidrógeno de efluente en planta HCK. ... 67
Figura IV.34: Simulación C-1201 sucios en HTRI. ... 69
Figura IV.35: Simulación de intercambiadores C-1215 actuales para carga de 2.548 m^3/d de gasoil. ... 69
Figura IV.36 Simulación C-1201 limpios en HTRI para carga de 2.548 m^3/d de gasoil.... 70
Figura IV.37: Simulación de intercambiadores C-1215 actuales para carga de 2.548 m^3/d de gasoil. ... 70
Figura IV.38: Simulación C-1201 sucios en HTRI para carga de 2.548 m^3/d de gasoil.... 71
Figura IV.39: Simulación de intercambiadores C-1215 nuevos para carga de 2.548 m^3/d de gasoil. ... 71
Figura IV.40: Simulación C-1201 limpios en HTRI para carga de 2.548 m^3/d de gasoil.... 72
Figura IV.41: Simulación de intercambiadores C-1215 nuevos para carga de 2.548 m^3/d de gasoil. ... 72
Figura IV.42: Simulación C-1201 sucios en HTRI para carga de 3200 m^3/d de gasoil..... 75
Figura IV.43: Simulación de intercambiadores C-1215 actuales para carga de 3200 m^3/d de gasoil. ... 75
Figura IV.44: Simulación C-1201 limpios en HTRI para carga de 3200 m^3/d de gasoil..... 76
Figura IV.45: Simulación de intercambiadores C-1215 actuales para carga de 3200 m^3/d de gasoil. ... 76
Figura IV.46: Simulación C-1201 sucios en HTRI para carga de 3200 m^3/d de gasoil..... 77

Figura IV.47: Simulación de intercambiadores C-1215 nuevos para carga de 3200 m^3/d de gasoil. 77
Figura IV.48: Simulación C-1201 limpios en HTRI para carga de 3200 m^3/d de gasoil. 78
Figura IV.49: Simulación de intercambiadores C-1215 nuevos para carga de 3200 m^3/d de gasoil. 78
Figura IV.50: Simulación para la obtención de la temperatura de diseño de salida del efluente de reactores de los intercambiadores C-1201. 81
Figura IV.51: Obtención de duty requerido por diseño. 82
Figura IV.52: Simulación de los intercambiadores C-1201 limpios. 83
Figura IV.53: Determinación de la línea base. 83
Figura IV.54: Esquema de inyección de agua como mejora del proceso en Banco A. 84
Figura IV.55: Distribución del fluido de la carcasa para un intercambiador de calor con haz de tubos trenzados. 86
Figura IV.56: Patrón de flujos por dentro de los tubos y por la carcasa. 86
Figura IV.57: Haz de tubos trenzados de intercambiador de calor de tubo y coraza. 86
Figura IV.58: Esquema de intercambiador de tubo y carcasa convencional. 87
Figura IV.59: Funcionamiento de un intercambiador de placas. 88
Figura IV.60: Intercambiador de placas 88
Figura IV.61: Imagen de Spiral Heat Exchanger (DuroShell). 89
Figura IV.62: Dibujo esquemático de un Spiral Heat Exchanger. 89
Figura V.1: Distribución del ensuciamiento tren C-1201A 91
Figura V.2 Distribución del ensuciamiento tren C-1201B 91
Figura V.3: Simulación de intercambiadores con inyección de agua de lavado en intercambiadores C-1201A1 y C-1201B1. 92
Figura V.4: Diseño de haces tubulares trenzados Koch en HTRI. 93
Figura V.5: Esquema del diseño obtenido para recambio de haces tubulares por tubos twisted 93
Figura V.6: Rediseño de intercambiador convencional de tubo y carcasa. 94
Figura V.7: Esquema del rediseño obtenido para intercambiadores de tubo y carcasa convencional. 94
Figura V.8: Rediseño de intercambiador de tubo y carcasa con tubos twisted. 96

Figura V.9: Esquema del rediseño para intercambiadores de tubo y carcasa con tubos twisted. 96
Figura V.10: Rangos de operación para la selección de intercambiadores de placas disponibles en Alfalaval. 98
Figura VII.1: Flujo de caja alternativa N°1,para años 0 a 5 103
Figura VII.2: Flujo de caja alternativa N°1, para años 6 a 10 103
Figura VII.3: Flujo de caja alternativa N°2, para años 0 a 5 104
Figura VII.4: Flujo de caja alternativa N°2, para años 6 a 10 104
Figura VII.5: Sensibilización de las alternativas en función de la carga promedio de HCK. 105
Figura VII.6: Índice del valor actual neto para distintos márgenes brutos de HCK. 105
Figura VIII.1: Ganancia operacional obtenida al aumentar la carga de HCK con el proyecto. 108
Figura VIII.2: Comparación del consumo energético del horno B-1201 sin proyecto y con proyecto 110
Figura XI.1: Ingeniería básica de intercambiadores de calor de carga combinada C-1201. 116
Figura XI.2: Ingeniería básica de aeroenfriadores C-1215. 117
Figura XI.3: Validación en EDR intercambiadores C-1201. 122
Figura XI.4: Validación en EDR intercambiadores C-1215. 123
Figura XI.5: Oscilación de carga de Gasoil durante el caso operacional analizado 25/5/16. 124
Figura XI.6: Tipos de intercambiadores de calor TEMA. 126
Figura XI.7: Vista superior de laina de sello longitudinal para intercambiador tipo F. 141
Figura XI.8: Maniobra típica de montaje para intercambiador tipo F. 141
Figura XI.9: Lainas de haz tubular trenzado tipo F. 142

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla II.1: Mercado de los productos de Enap ERA. 7
Tabla II.2: Ventas de los productos más rentables de Enap ERA. 7
Tabla IV.1: Flujos volumétricos de las corrientes involucradas en HCK. 24
Tabla IV.2: Curva ASTM 86D de hidrocarburos involucrados en HCK. 25
Tabla IV.3: Resumen del balance de masa general de la planta de Hydrocracking. 31
Tabla IV.4: Resumen de la composición de carga combinada. 33
Tabla IV.5: Resumen de la composición del efluente de los reactores. 34
Tabla IV.6: Lista de componentes puros para simulación. 36
Tabla IV.7: Especificaciones de intercambiadores C-1201. 41
Tabla IV.8: Condiciones de diseño de los intercambiadores C-1201. 42
Tabla IV.9: Especificación de intercambiadores C-1215. 43
Tabla IV.10: Condiciones de diseño de aeroenfriadores C-1215. 43
Tabla IV.11: Resultados de simulación en Hysys de C-1201 en condiciones de diseño. 44
Tabla IV.12: Resultados de simulación en Hysys de C-1215 en condiciones de diseño. 45
Tabla IV.13: Datos de flujos recopilados del Stream Data en condiciones de EOR. 46
Tabla IV.14: Resultados de simulación en Hysys de C-1201 en condiciones de EOR. 48
Tabla IV.15:Flujos de ingeniería básica de C-1215. 48
Tabla IV.16: Esquema de simulación de diseño C-1215. 49
Tabla IV.17: Resultados de simulación en Hysys de C-1215 en condiciones de diseño. 49
Tabla IV.18: Condiciones de operación actual promedio desde 12/2015 a 5/2016 para C-1201. 50
Tabla IV.19:Condiciones de operación actual promedio desde 12/2015 a 5/2016 C-1215. 52
Tabla IV.20: Tabla comparativa de recambio de C-1215D antes y después. 53
Tabla IV.21: Operación actual considerada para C-1215. 54
Tabla IV.22: Resultados de simulación en HTRI de los intercambiadores de calor C-1201 en condiciones de entrada promedio desde 12/2015 a 5/2016 (carga de gasoil: 2.548 m^3/d & conversión: 41,3%) 55
Tabla IV.23: Resultados de simulación en Hysys de los intercambiadores de calor C-1215 en condiciones de entrada promedio desde 12/2015 a 5/2016. 57
Tabla IV.24: Datos de la simulación para C-1201 con ensuciamiento. 60

Tabla IV.25: Caso operacional estudiado para ensuciamiento de C-1201. 62
Tabla IV.26: Resumen de los resultados. 65
Tabla IV.27: Condiciones promedio de flujo 68
Tabla IV.28: Condiciones promedio en variables operacionales 68
Tabla IV.29: Transformación de flujos másicos a carga máxima. 74
Tabla IV.30: Condiciones de entrada para el diseño a C-1201. 80
Tabla IV.31: Condiciones de diseño..... 82
Tabla V.1: Distribución del ensuciamiento de C-1201. 91
Tabla V.2: Recalculación del ensuciamiento al incluir línea de agua de lavado..... 92
Tabla VI.1: Síntesis de la factibilidad técnica de las mejoras sugeridas 99
Tabla VI.2: Cotización de equipos de alternativa N°1. 99
Tabla VI.3: Estimación de la inversión total de alternativa 1. 100
Tabla VI.4: Estimación de la inversión total de alternativa 2. 101
Tabla VIII.1: Tabla comparativa desde el punto de vista económico para selección de las alternativas propuestas..... 106
Tabla VIII.2 Tabla comparativa desde el punto de vista técnica para selección de las alternativas propuestas..... 107
Tabla VIII.3: Ingresos anuales por aumento de carga en HCK para diferentes valores márgenes operacionales. 109
Tabla XI.1: Propiedades de las corrientes de hidrógeno. 114
Tabla XI.2: Composición de las corrientes simuladas en base a fluidos hipotéticos generados por Hysys..... 115
Tabla XI.3: Datos de ingeniería básica para corriente caliente de C-1201. 118
Tabla XI.4: Datos de ingeniería básica para corriente fría de C-1201. 119
Tabla XI.5: Datos de ingeniería básica para corriente caliente de C-1215. 120
Tabla XI.6: Resultados de simulación en Hysys de C-1201. 121
Tabla XI.7: Perfil de temperatura simulado en C-1201. 121
Tabla XI.8: Análisis operacional 1 de intercambiadores C-1201..... 124
Tabla XI.9: Análisis operacional 2 de intercambiadores C-1201..... 125
Tabla XI.10: Composición y propiedades del fuelgas..... 143
Tabla XI.11: Razones técnicas de las emisiones del fuelgas..... 143

I. INTRODUCCIÓN

I.1 Prefacio

El proceso de refinación del petróleo consiste en la obtención de diferentes fracciones de dicha materia prima, para elaborar derivados más útiles. Esto es posible a través de procesos químicos y térmicos a los cuales se ve sometido el crudo, resultando de esto la obtención de productos finales de mayor valor agregado como gasolina, diesel y otros.

Para realizar estos procesos es necesario tener diferentes plantas dispuestas en la refinería, operando de forma continua, las cuales tendrán funciones específicas a medida que avanza el proceso de refinación.

En el caso de la unidad de Hydrocracking, esta es una planta fundamental para la purificación de los productos que permite desulfurizar y desnitrogenar el gasoil de carga antes de que este sea craqueado a productos livianos.

Al mismo tiempo, los procesos de hidrotratamiento y craqueo contemplan una serie de reacciones altamente exotérmicas que requieren calentar la carga previamente a una temperatura por sobre los 400ºC para llevarse a cabo.

Es por ello que para evitar altos consumos de combustibles en los hornos y utilización de agua de servicio para enfriamiento, es que se realiza integración térmica o Pinch Energético, lo cual consiste en precalentar la carga con la corriente que viene aguas abajo de los reactores, esta última a una temperatura de 420ºC aproximadamente.

Este proceso es posible gracias a dos trenes de intercambiadores de tubo y coraza dispuestos en paralelo, donde cada tren se compone de 4 intercambiadores en serie.

I.2 Planteamiento del problema

La unidad de MHC habitualmente utiliza gasoil como carga a la planta, no obstante, en un futuro cercano se ha planificado que dicha unidad realice hidrotratamiento de kerosene durante los meses de invierno, generando de esta manera una mayor disponibilidad de gasoil que espera ser procesado por Cracking catalítico y por *Hydrocracking*.

Actualmente la planta de HCK está trabajando a un flujo de carga promedio de 2.548 m^3/día de gasoil, siendo menor a los 3.200 m^3/día de carga con la cual se debería operar por diseño. Esto se debe principalmente a un problema de transferencia de calor en el servicio de los intercambiadores de calor y aeroenfriadores, los cuales están actuando como el cuello de botella de dicha planta al tener un calor disponible menor al requerido.

Lo anterior se ha evidenciado en que el efluente de los reactores llega a alta temperatura al separador trifásico posterior a la red de intercambiadores y aeroenfriadores, por lo que el gas de reciclo que debiera contener principalmente hidrógeno, metano y etano, contiene mayores contenidos de propano y butano, disminuyendo en consecuencia su calidad.

Esto es relevante, puesto que el diseño de la planta por especificación debe operar con un alto contenido de hidrógeno en el reciclo ya que de lo contrario (al no haber suficiente hidrógeno en exceso en los reactores) el catalizador puede sufrir deposición acelerada de carbono coque en los poros del mismo. Esto causa una desactivación gradual que requiere mayor severidad en la reacción para obtener las mismas conversiones, lo que a su vez acorta la corrida del catalizador, haciendo que se tenga que cambiar y parar la planta antes de lo programado.

Dado el contexto anterior, es necesario estudiar las condiciones actuales de operación en dichos intercambiadores y proponer una mejora del diseño de estos o definitivamente reemplazarlos por un sistema nuevo que cumpla con los requerimientos operacionales para dicha unidad.

Por lo tanto la resolución del problema planteado, al mejorar la capacidad de transferencia de calor de los intercambiadores, va a permitir incrementar la carga de la planta de *Hydrocracking* durante los meses de invierno; y así aprovechar parte del exceso de gasoil de MHC para producir productos valiosos que generarán mayores ingresos para la refinería.

II. ANTECEDENTES

II.1 Antecedentes Generales

II.1.1 La Empresa

ENAP Refinerías Aconcagua (ERA) es una filial de la Empresa Nacional del Petróleo y es un complejo industrial que realiza operaciones de refinación del petróleo. Fue fundada el 12 de noviembre de 1955 con el nombre de Refinería de Petróleo de Concón (RPC), durante el gobierno de Carlos Ibáñez del Campo, y en 2004 se fusionó con Petrox (Bío Bío) para dar lugar a ENAP Refinerías S.A. ENAP es propiedad del estado chileno en su totalidad lo que se justifica puesto que la empresa tiene un fin estratégico de abastecer de energía a la matriz energética del país, en donde satisface a más del 80% de la demanda de combustibles fósiles en Chile.

Por otra parte, la planta ERA tiene una capacidad instalada de 104.000 barriles día de petróleo crudo y una dotación cercana a los 800 empleados. En cuanto al acceso de la planta ERA, esta se encuentra ubicada en un punto estratégico dado que en sus cercanías tiene acceso a la Ruta Internacional Ch-60, la Carretera F-30-3 y F-32. Lo anterior responde a la cercanía a Santiago, la fuente de agua y la cercanía al terminal (Quintero).

Dentro de los permisos con los que cuenta la planta ERA está la extracción de agua del Río Aconcagua (Resolución Nº318/07), este derecho del que goza ENAP permite una extracción continua de 218 [L/s], donde el punto de extracción está ubicado en un punto cercano a la desembocadura del río con el fin de evitar el impacto ambiental a los agricultores y ecosistema de la zona. Lo que respecta a la energía, Refinerías Aconcagua utiliza aproximadamente una media de 1.100 [BTU/mes] en vapor y energía eléctrica, entre los meses de enero y marzo del año 2015. En la planta se cuenta con turbinas generadoras de energía eléctrica pero mayoritariamente este insumo proviene del Sistema Interconectado Central (SIC), razón por la cual ERA busca generar electricidad a través de la instalación de una central termoeléctrica a gas natural que pretende generar 165 [MW], donde aproximadamente 50[MW] serán utilizados para operaciones de la planta y lo restante vendido al SIC.

II.1.2 Las materias primas

El crudo es la materia prima principal la cual proviene mayoritariamente de países sudamericanos vecinos, debido a que Chile no es un país con una capacidad relevante de producción de petróleo como para satisfacer su demanda interna. El petróleo que es importado llega a través del terminal Quintero por medio de la monoboya por donde descargan los buques petroleros, estas descargas son almacenadas en la granja de tanques que son propiedad de ENAP en dicha localidad. Una vez almacenados en los tanques, el petróleo llega a la planta ERA por medio de oleoductos el cual por muestreo se realiza el análisis de control de calidad.

Este análisis contempla un "Ensayo de Petróleo Crudo", el cual tiene la finalidad de determinar el uso que se le dará a dicha materia prima, ya sea para refinación, para campañas de asfalto o para otro producto en particular, pero también cumple el objetivo de verificar si el uso de dicho crudo pudiera traer problemas operacionales o medioambientales. En este ensayo se analizan las siguientes características:

Gravedad API: es la medida estándar de gravedad en la industria del petróleo. Esta medida utiliza el concepto de la gravedad específica, por lo cual a medida que su valor es mayor, más volátil será, y en el caso que sea menor, más pesado es el crudo. A modo de referencia, un API superior a 40 es considerado un crudo liviano, lo que generalmente es preferible por un tema de bombeo y de costos operacionales en su refinación.

Composición: este análisis reporta el contenido de nitrógeno, azufre, metales y viscosidad. Dentro de ellos, el de mayor interés es el azufre dado que es una impureza que la refinación pretende eliminar de los productos terminados. También cabe destacar que este elemento se presenta en el proceso en forma de ácido sulfhídrico, el cual es altamente peligroso y corrosivo. La cantidad de azufre determina el amargor o dulzor del crudo, siendo este dulce mientras su valor en azufre sea menor al 1% y viceversa.

Contenido de agua y sedimentos: se lleva a cabo colocando una muestra en una centrifugadora, la cual revela la cantidad real de crudo en el producto. Esto es necesario para objetivos de mercado y fiscales, pero también operacionales, ya que se determina el riesgo corrosivo en los equipos.

II.1.3 Productos elaborados, abastecimiento y redes de distribución

ENAP Refinerías es el único productor a nivel nacional de los productos derivados del petróleo, dichos productos se pueden clasificar en tres categorías:

Productos combustibles: gas licuado, gasolinas (93 y 97), solventes, kerosenes, petróleos diesel, petróleos combustibles y coque de petróleo

Productos petroquímicos: propileno

Productos especiales: azufre y bases para asfaltos

El volumen de producción de estos productos estará determinado por la demanda, donde siempre habrá prioridad sobre los productos de mayor valor. En la figura a continuación se ilustran los productos desarrollados por la planta ERA en donde se da énfasis a la altura o "corte" de donde se obtienen los productos respectivos:

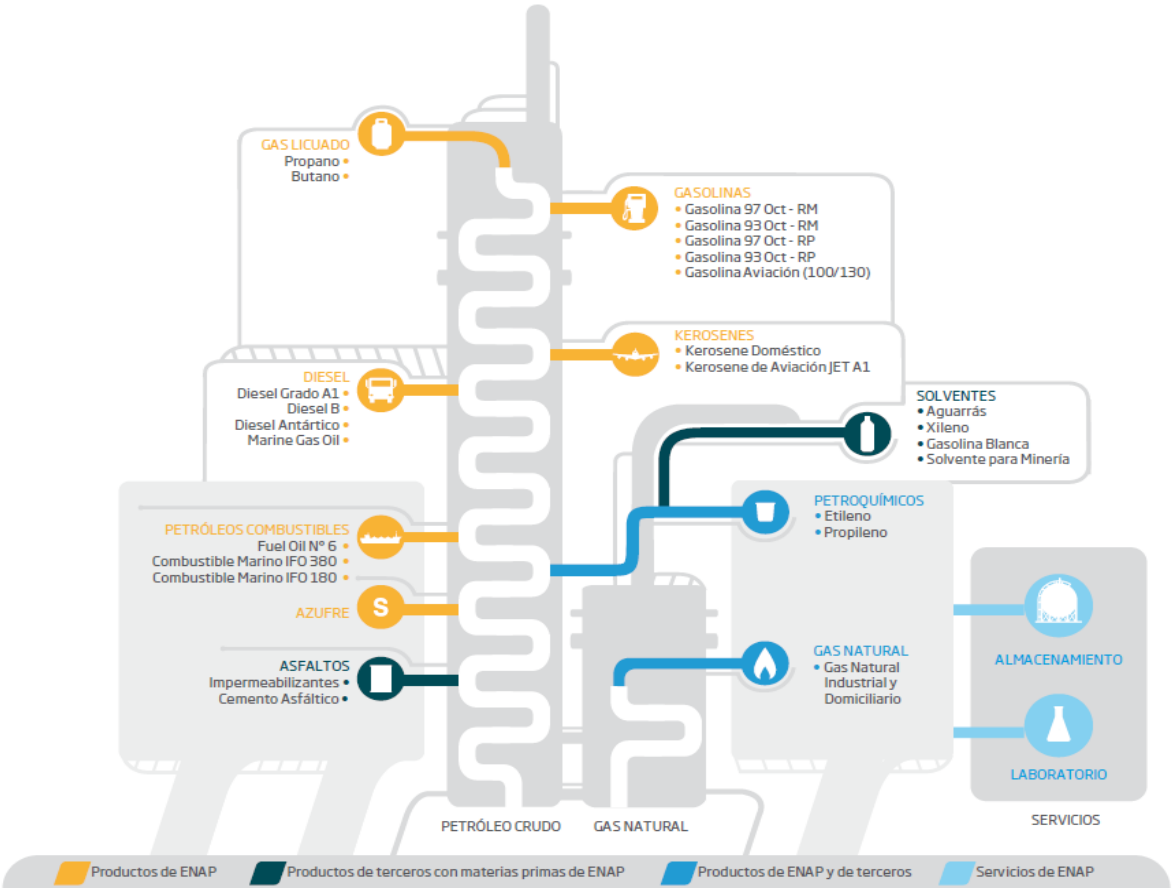


Figura II.1: Productos obtenidos a tráves del proceso de refinación.

Fuente: Empresas, E. G. (2015). Memoria Anual 2014-2015.

En cuanto al abastecimiento, ENAP Refinerías Aconcagua abastece desde Arica hasta San Fernando, mientras que ENAP Bío Bío abastece desde San Fernando hasta Punta Arenas. Para cumplir con dicha distribución, la planta ERA tiene dispuesta una red de gaseductos y poliductos desde la planta que se muestran a continuación:

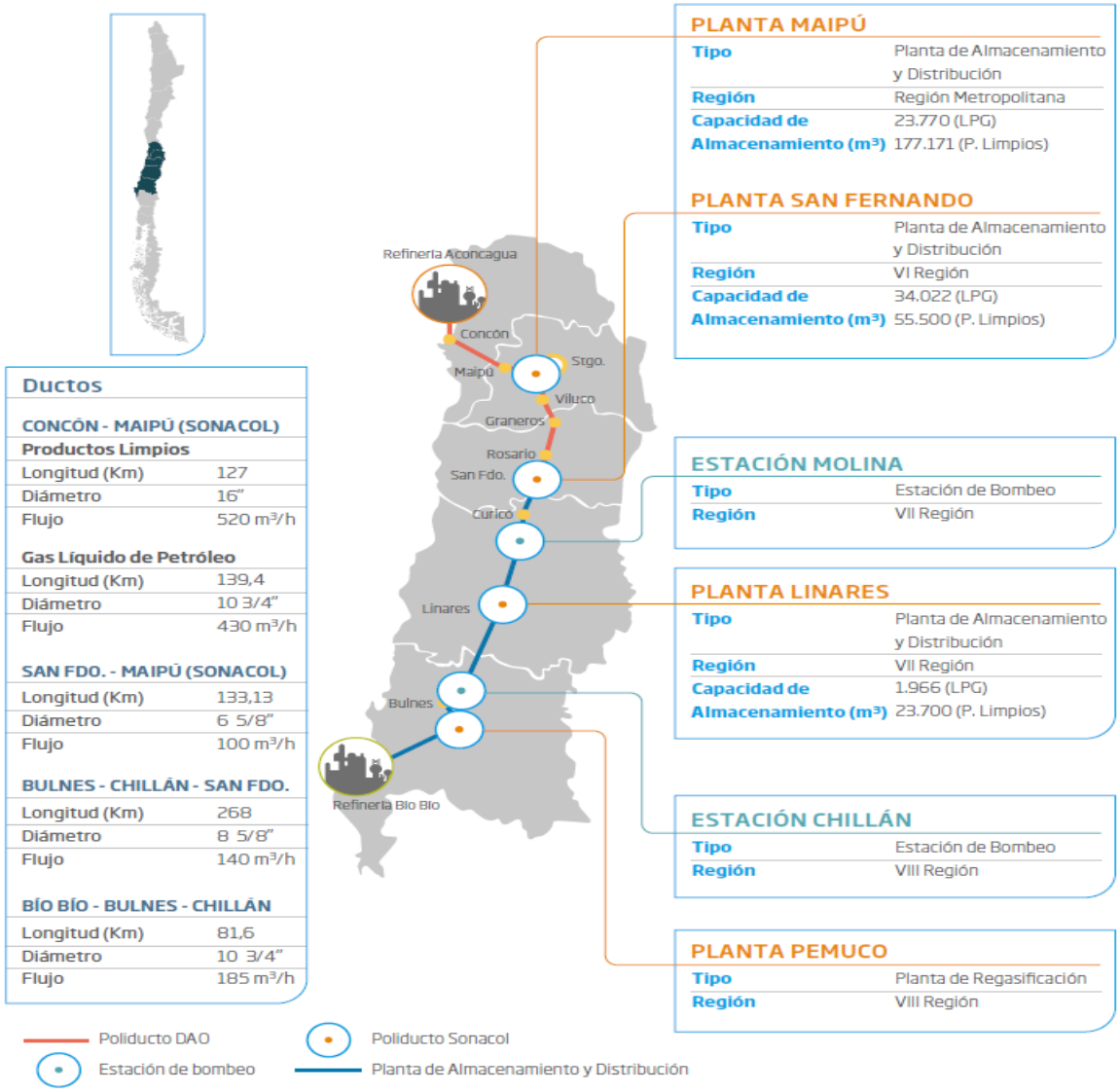


Figura II.2: Red de distribución de Enap ERA.

Fuente: Empresas, E. G. (2015). Memoria Anual 2014-2015.

Como se puede observar en la figura, en el tramo de distribución existen dos plantas de almacenamiento y distribución, que son la Planta de Maipú y la Planta de San Fernando, con capacidad de almacenamiento de 177.171 m^3 y 55.500 m^3 de productos limpios.

II.1.4 Ventas y participación en el mercado

Durante el año 2014, ENAP demostró tener una participación total cercana al 60% en el mercado. Dentro de los mercados donde la Empresa es monopolio se incluye la gasolina vehicular y petróleo combustible, esto puede ser visto a continuación:

Tabla II.1: Mercado de los productos de Enap ERA.

	Consumo Nacional		Ventas Nacionales ERSA		Participación de Mercado	
Cifras en Mm^3	**2014 Mm^3**	**2013 Mm^3**	**2014 Mm^3**	**2013 Mm^3**	**2014 Mm^3**	**2013 Mm^3**
Gas Licuado	2.229	2.244	374	453	16,8%	20,2%
Gasolina	4.039	4.024	4.041	3.968	100,0%	98,6%
Kerosene	1.311	1.331	881	887	67,2%	64,4%
Diesel	9.062	99.183	4.121	4.582	45,5%	49,9%
Fuel Oil	1.070	1.149	1.149	1.204	100,0%	100,0%
Otros	453	496	293	335	64,5%	67,6%
Total	18.164	108.427	10.859	11.429	59,8%	61,8%

Fuente: Empresas, E. G. (2015). Memoria Anual 2014-2015.

De la tabla anterior se puede observar que ENAP abarca un gran porcentaje del mercado de la gasolina, diesel, kerosene y productos industriales, no así del gas licuado en donde tiene una menor participación. Por otro lado, la mayor producción está destinada al diesel y a las gasolinas, siendo la producción de estos de 3.216.320 y 3.036.289 m^3 anuales respectivamente. Estos dos productos presentan los mayores valores en ventas que percibe ENAP ya que son los productos más valiosos. Sin embargo, a pesar que el volumen de diesel producido es mayor, la gasolina tiene mayor participación en los ingresos totales, siendo estos porcentajes de 37,4% para las gasolinas y 37,1% para el diesel. En la figura siguiente se muestra la producción y venta anual de dichos productos, así como del kerosene y LPG:

Tabla II.2: Ventas de los productos más rentables de Enap ERA.

Ventas Tercer Trimestre 2014		
	m^3	**MUSD**
Diesel	3.216.320	2.643.251
Gasolinas	3.036.289	2.501.977
Kerosenes	700.587	583.272
LPG	319.473	159.582

Fuente: Empresas, E. G. (2015). Memoria Anual 2014-2015.

II.1.5 Las unidades de la refinería

A continuación se describen los procesos que se llevan a cabo en las distintas plantas que componen a la refinería:

a) Topping

Una vez que el crudo ha sido limpiado de impurezas y agua, este es calentado a 370ºC para ingresar luego al fraccionamiento primario, el cual se lleva a cabo en una torre de destilación atmosférica. En este proceso los compuestos más livianos y volátiles dejan la torre por el tope, y a medida que estos son más pesados, van saliendo por salidas más bajas hasta llegar al fondo de la torre. Los productos que salen de la torre en orden de menos a más pesados son: gases incondensables, gas licuado, nafta, kerosene, diesel, gasoil y crudo reducido. Los compuestos gasoil y crudo reducido al ser muy pesados, no son valiosos por lo que al primero se le realiza un proceso llamado cracking en las unidades de *Hydrocracking* (HCK) y cracking catalítico (FCC), mientras que al producto de fondo se envía a una torre de vacío. Lo anterior tiene el objetivo de transformar las cadenas largas de hidrocarburos de bajo valor a cadenas cortas de mayor valor comercial.

b) Torre de Vacío

El fraccionamiento en vacío tiene como objetivo realizar otro fraccionamiento más para aprovechar el gasoil remanente en el fondo de la torre atmosférica. Sin embargo, dado que el crudo reducido es muy pesado, se requeriría una alta temperatura para realizar el fraccionamiento, es por ello que lo que se hace es trabajar a una presión menor a la atmosférica con el fin de obtener una temperatura de equilibrio más baja y así evitar la coquificación de la carga. De esta torre se obtiene gasoil ligero por la parte superior, gasoil pesado por la parte media y residuo de vacío por el fondo. Los gasoil van a parar a las unidades de HCK y FCC, mientras que el residuo de vacío tiene 3 alternativas: la primera es que se lleva a la planta de Visbreaker (actualmente detenida) para obtener fuel oil; la segunda opción es que se lleva a la planta de Coquización Retardada en donde se realiza un craqueo térmico del cual se obtienen productos livianos (naftas, diesel) y coque; y la tercera es que se utilice como pitch asfáltico para la preparación de asfalto que se utilizará para pavimentar caminos.

c) Reformación Catalítica

En esta planta se produce gasolina de 97 octano ó "reformato", gas licuado y gases livianos a partir de la nafta proveniente de las columnas de Topping. Esta unidad es una de las principales productoras de hidrógeno, elemento que es usado como materia prima en los procesos de obtención de productos de bajo contenido de azufre.

d) Planta de recuperación de livianos y tratamiento

Hacia esta unidad se envían los gases livianos de los procesos para recuperar básicamente propano y butano, pero también una fracción de gasolinas. Otro producto que se obtiene de esta planta es el gas de refinería o *fuelgas*, el cual es utilizado en los hornos de la misma refinería.

e) Planta de Alquilación

La planta de alquilación tiene como fin combinar cadenas cortas de isoparafinas y olefinas para formar gasolinas. En este proceso se utiliza ácido sulfúrico como catalizador, el cual es posteriormente regenerado en la planta de ácido. La gasolina que resulta de la alquilación se le llama coloquialmente "alquilato" y es una gasolina de alto octanaje, bajo azufre y olefinas.

f) Planta de ácido

Como se mencionó anteriormente, esta planta cumple con el rol de regenerar el ácido sulfúrico proveniente de la planta de alquilación con el objetivo de que pueda ser reutilizado.

g) Unidad productora de diésel

Esta planta realiza un hidrotratamiento del diesel proveniente de las torres atmosféricas, de forma que se obtiene diesel de muy buena calidad y con bajo contenido de azufre. Dado que esta unidad trabaja en condiciones análogas a un *Hydrocracking* moderado, ocurre craqueo de las cadenas de carbono que luego son separadas en un fraccionador, en donde el diesel es enfriado y almacenado.

h) Unidad recuperadora de Azufre

La también llamada URA tiene el objetivo de obtener azufre elemental de las corrientes de gases sulfurados (alto contenido de ácido sulfhídrico), para ello se lleva a cabo la reacción de Claus y Súper Claus. La primera tiene como fin combustionar ácido sulfhídrico para formar dióxido de azufre a una temperatura de 1300 ºC, ya que se trata de una combustión esta reacción es altamente exotérmica. La segunda reacción es una conversión que hace reaccionar el ácido sulfhídrico restante con el dióxido de azufre para formar azufre elemental y agua, esta reacción también es exotérmica y necesita un catalizador de alúmina para llevarse a cabo. Es importante destacar que dada la gran cantidad de calor generado en esta planta, es que aprovecha para formar vapor en calderas que es utilizado para las operaciones de la refinería. Adicionalmente, el azufre elemental una vez enfriado es solidificado en piscinas que luego es vendido como fertilizante a las empresas agricultoras.

i) Unidad de Isomerización

Esta unidad tiene la finalidad de realizar reacciones de isomerización, las cuales ramifican las cadenas lineales de naftas formando así una gasolina llamada isomerato. Esta gasolina tiene como características generales un bajo octanaje, bajo azufre y olefinas. Para efectos del *blending* de gasolinas, tiene la utilidad de diluir el contenido de olefinas y aromáticos.

j) Hidrodesulfurización o Hidrotratamiento de Nafta y Diesel

En estas plantas se pretende disminuir el contenido de azufre y nitrógeno de la nafta y del diesel, provenientes de la planta *Coker*, mediante el tratamiento con hidrógeno.

k) Planta de DIPE

Esta planta tiene la función de producir di-iso-propil-éter, el cual contiene un alto octanaje y excelente calidad para ser utilizado en el *blending* de gasolinas. Actualmente esta planta está detenida puesto que se reemplazó dicho compuesto por metil-ter-butil-eter (MTBE).

l) Hydrocracking

Uno de los destinos del gasoil es la unidad de *Hydrocracking*, en donde se calienta la carga combinada de gasoil con hidrógeno y luego se hace fluir a través de reactores de lecho fijo en serie. En estos reactores se realiza un hidrotratamiento del azufre y nitrógeno ya que estos son venenos del catalizador de cracking. Posterior al hidrotratamiento se produce el craqueo de las moléculas de gasoil donde se obtiene *fuelgas*, nafta, diesel y gasoil no convertido, este último se produce dado que la conversión en *Hydrocracking* es relativamente baja.

m) Cracking Catalítico

En esta planta se recibe el gasoil proveniente de la torre atmosférica, de vacío y no convertida de *Hydrocracking* y *Coker*. El fin de esta planta es convertir gran parte del gasoil principalmente a gasolina, generando también en el proceso butilenos y una fracción de aceite pesado. Para ello se realiza un craqueo en un reactor de lecho fluidizado, en donde el catalizador es luego regenerado y reutilizado en el reactor.

n) Visbreaker

El fondo de la torre de vacío o pitch es enviado a la unidad *Visbreaker* o viscoreductora, que actualmente está detenida dado que fue reemplazada por el *Coker*. La finalidad de esta planta es producir fueloil, aunque también produce una fracción de fuelgas, gasolinas y diesel.

o) Coquización Retardada

El último eslabón de la cadena es la coquización retardada o *Coker*, aquí terminan los residuos más pesados. En esta unidad se realiza un cracking térmico en donde se obtiene *fuelgas*, naftas, diesel, gasoil no convertido y coque de petróleo. Es necesario mencionar que el proceso es batch y se lleva a cabo en dos tambores de aproximadamente 9 metros de diámetro y 30 metros de altura, dicho proceso tarda 24 horas y para romper el queque obtenido al final del proceso se utiliza una lanza acompañada de agua a presión que se encarga de reducir el tamaño de partícula del coque final.

A continuación se ilustra un diagrama general de los procesos descritos:

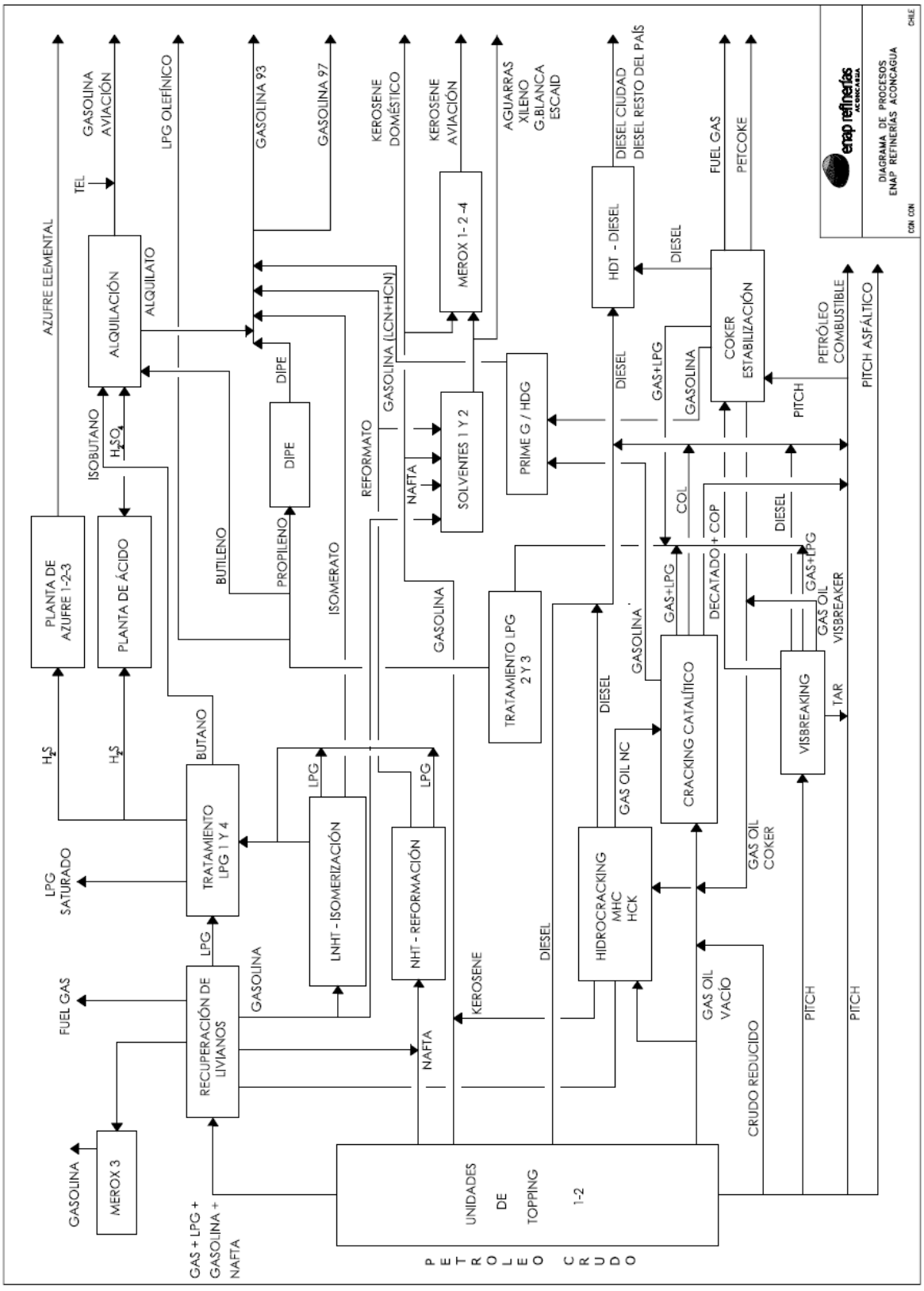


Figura II.3 Diagrama de Flujo del Proceso de Refinación de Petróleo Crudo.

Fuente: Enap RefineríasAconcagua.

II.2 Antecedentes de la planta de Hydrocracking

En la planta ERA se instaló el proceso de *Unicracking* de UOP, dada su versatilidad en el hidrocraqueo de las fracciones pesadas del crudo, esto con el fin de obtener productos destilados de mayor valor. Por su naturaleza, esta planta es constituyente del Área de hidrógeno, para lo cual se compone de dos operadores en terreno, dos operadores en la sala de control (TDC) y un operador jefe quién supervisa dicha área.

En cuanto al diseño, esta planta tiene una capacidad de carga de 3.180 m^3/día de gasoil de vacío (equivalente a 20.000 barriles) para una operación moderada a 1.400 psig (98,6 kg/cm^2) y un 60% de conversión. De todas maneras, la planta está diseñada para poder operar con el 50% de carga.

La corriente que alimenta a *Hydrocracking* está compuesta de gasoil de vacío, que al craquearse forma compuestos de menor peso molecular, priorizando la producción de naftas, diesel y kerosenos. Por otro lado, el *Hydrocracking* funciona también como un hidrotratamiento para impurezas no deseadas en los productos finales, este es el caso del azufre, nitrógeno y oxígeno, en donde dichos compuestos son prácticamente removidos en su totalidad. Adicionalmente en el proceso las olefinas son saturadas, por lo que tomando todo lo antes dicho, se obtienen destilados cuya composición es una mezcla de naftenos, parafinas y aromáticos.

Para llevar a cabo el *Hydrocracking* es necesario operar bajo ciertas condiciones, estas son: alta presión, alta temperatura de hidrógeno, y contar con catalizador, el cual estará dispuesto como un lecho fijo en los reactores. El proceso de hidrotratamiento es fundamental llevarlo a cabo primero que el hidrocraqueo, dado que las impurezas envenenan al catalizador de la etapa de conversión, lo cual afecta el desempeño de la unidad.

Durante dicho tratamiento los compuestos nitrogenados remueven el nitrógeno convirtiéndolo en amoníaco En el caso de los compuestos sulfurados se forma ácido sulfhídrico, mientras que para los oxigenados se forma agua. Luego de esto ocurre el hidrocraqueo, el cual como se dijo anteriormente, forma compuestos livianos los cuales son luego separados en una torre fraccionadora.

Tomando todo lo antes dicho, se puede resumir el proceso de *Hydrocracking* en circuito de reactores, sección de stripper y sección de fraccionamiento.

II.2.1 Principios y química del proceso

El proceso se basa en reacciones de hidrogenación selectiva para la remoción de contaminantes y para producir el craqueo de moléculas de gran tamaño. Para llevar a cabo dichos procesos, es necesario que haya presencia de hidrógeno sobre un catalizador en condiciones altas de temperatura (290 a 450 °C) y presión (105 a 186 kg/cm^2). Durante la hidrogenación se realiza también la saturación de las olefinas (alquenos) y aromáticos.

Para que ocurra el hidrotratamiento de impurezas el hidrógeno rompe controladamente los enlaces de las moléculas de hidrocarburos sulfurados, nitrogenados u oxigenados. Dado que el sistema no se dedica a realizar cracking en las moléculas sino también hidrotratar los contaminantes, es que la conversión de gasoil que se obtiene es de aproximadamente un 40%. Sin embargo, dichas reacciones no son completadas y a veces es preciso disminuir la severidad para que ocurran craqueos no deseados y uso excesivo de hidrógeno.

El proceso de *Hydrocracking* consta de dos partes: la primera es el craqueo y la segunda es la hidrogenación. La primera produce radicales libres que se originan por el rompimiento de las cadenas de carbono a altas temperaturas, estos radicales son muy reactivos y forman compuestos más livianos que la carga. Aun así, este mecanismo no es selectivo y por lo tanto produce compuestos al azar, por el contrario del hidrocraqueo, que si es selectivo y permite elegir el tipo de producto al cual se le dará preferencia en su producción.

Cuando se realiza craqueo térmico no hay consumo de hidrógeno pero los radicales libres que se liberan del proceso si, ya que son muy reactivos. A continuación se muestra un ejemplo de cracking:

$$C_{10}H_{22} \rightarrow C_8H_{17}\cdot + C_2H_5\cdot$$

La hidrogenación ocurre una vez formados los radicales, los cuales tienen diferentes alternativas para buscar una configuración química más estable; una de las alternativas es cambiar un hidrógeno con otro radical, otra es formar un doble enlace (olefina), la tercera opción es combinarse con otra cadena de radical y formar un producto de mayor punto de ebullición o la última alternativa es combinarse con múltiples radicales y formar coque.

Por otro lado los radicales cortos se comportan de manera más estable que los radicales de cadenas más largas, de forma que los radicales cortos reaccionan con los hidrógenos de los radicales largos para producir un hidrocarburo liviano como se ilustra a continuación:

$$C_2H_5\cdot + C_6H_{14}\cdot \rightarrow C_2H_6 + C_6H_{13}\cdot$$

Dado que en *Hydrocracking* hay presencia de hidrógeno, los radicales más grandes tienen la posibilidad de unirse a un ion de hidrógeno:

$$C_8H_{17} \cdot + H \cdot \rightarrow C_8H_{18}$$

II.2.1.1 Hidrotratamiento de sulfurados

Dado el impacto ambiental que generan el SO_x emitido por la quema de combustibles altos en azufre, que se ve evidenciado por las lluvias ácidas que corroen estructuras e impactan el pH de acuíferos y suelos, es que se ha controlado mediante normativas el contenido de este elemento en los combustibles producidos.

En los hidrocarburos existen diversas formas en las que se puede encontrar el azufre, lo cual será determinante a la hora de describir la mecánica de la reacción. Por otro lado, generalmente la carga de gasoil contiene un 1% p/p de azufre y típicamente se obtiene una desulfurización del orden del 90%.

II.2.1.2 Hidrotratamiento de nitrogenados

Al igual que los compuestos sulfurados, los compuestos nitrogenados presentes en las emisiones atmosféricas como NO_x son causantes de la lluvia ácida, por lo que deben ser reducidos en los combustibles finales. Usualmente la carga contiene alrededor de 1000 ppm de nitrógeno, obteniéndose una desnitrificación del orden de 40%.

II.2.1.3 Hidrotratamiento de oxigenados

Los compuestos oxigenados se utilizan en el *blending* como mejoradores del octanaje, sustituyendo al plomo teraetilo por razones ambientales. Sin embargo, no es deseable que existan concentraciones altas de compuestos hidrogenados en los combustibles y es por ello que dichas concentraciones aparecen por normativa especificadas.

Algunos de los inconvenientes que se pueden presentar por presencia de hidrocarburos oxigenados son el aumento de la volatilidad de los combustibles y la aparición de una fase acuosa debido a la polaridad inherente que presenta este tipo de compuestos, ya que esta permite disolver agua fácilmente.

II.2.1.4 Saturación de olefinas

Las olefinas son cadenas de hidrocarburos no saturados (contienen uno o más doble enlaces), estos compuestos tienen la tendencia de formar enlaces con el oxígeno creando así compuestos como gomas y lacas.

Dado que las olefinas tienen un déficit de hidrógeno, es que se comporta como un compuesto muy reactivo, lo que trae como consecuencia que reaccione fácilmente con elementos como el oxígeno, cloro, hidrógeno y azufre. Es por esto último que no es deseable una alta concentración de estos compuestos en los combustibles. No así los aromáticos insaturados, quienes se comportan como hidrocarburos saturados al tener una mejor estabilidad, los cuales mejoran la capacidad antidetonante de los productos.

II.2.1.5 Remoción de halógenos

Los elementos pertenecientes a la familia de los halógenos son el flúor, cloro, bromo, yodo y astato y se les identifica como el grupo VII en la tabla periódica. Estos elementos forman compuestos fácilmente con el hidrógeno dado que poseen 7 electrones de valencia, aunque dicha facilidad disminuye conforme aumenta el radio atómico.

Estos componentes son utilizados en la industria petroquímica para sintetizar plásticos sin embargo a lo que refiere a los combustibles, estos no son deseados dado los riesgos que presenta su quema para la salud. La sal de amonio que se obtiene desaloja el sistema disolviéndose a través de agua inyectada al sistema post-reacción.

II.2.1.6 Remoción de metales

El proceso de la remoción de estos elementos se lleva a cabo en las primeras capas del lecho del primer reactor ya que los metales son generalmente veneno para los catalizadores, fijándose a través de procesos de adsorción y reacción. Además los metales no son posibles de quitar del catalizador por medio de la regeneración, por lo que son venenos que permanecen en dicho material y que se van a acumulando hasta que el catalizador se vuelve inservible al no contar con un sitio activo que permita finalmente su función en el proceso. De lo dicho se puede afirmar que el contenido de metal en la carga al final determina el tiempo de vida útil del catalizador del lecho.

Generalmente los metales que se pueden encontrar en la carga son el vanadio (Va) y el níquel (Ni), ya que forman compuestos metálico-orgánicos que si llegan a estar presentes en los combustibles finales pueden ensuciar los quemadores y corroer las líneas al momento de la combustión.

II.2.2 Descripción del proceso

II.2.2.1 Carga

La carga de gasoil proveniente de la destilación en vacío es alimentada a la planta de *Hydrocracking* a través de las bombas J-1203A y J-1203B a una presión de descarga de 7,8 kg/cm^2. En caso de que el gasoil disponible sea mayor a lo que se requiere, se cuenta con retorno al tanque de alimentación.

La carga fresca requiere ser filtrada del material particulado que pudiese contener ya que de lo contrario, este material podría quedar en el lecho de los reactores, tapando el paso del flujo, y por consiguiente generaría una pérdida de carga. Es por esto que la carga pasa a través de un sistema de filtrado L-1201 que retiene partículas mayores a los 25 micrones.

Dado que los filtros tienden a taparse, se utiliza un sistema de lavado a contracorriente cuando el diferencial de presión indica una presión sobre a la especificada. Es entonces cuando se acciona un *switch* que utiliza agua de proceso a contra corriente para el lavado. Ya que esto es un proceso Batch, se dispone de un banco de filtros en paralelo para asegurar un flujo continuo de gasoil a la planta.

La carga ya filtrada se acumula en un tanque acumulador F-1202 en donde se controla la presión mediante una válvula de *relief* que ventea el *fuelgas* en caso de que esta aumente; en ese escenario este gas es quemado en antorcha. También se puede inyectar *fuelgas* cuando la presión es menor a la requerida por la succión de las bombas, la cual es 4,6 kg/cm^2.

En resumen, el *fuelgas* cumple dos funciones: mantener el gasoil en un ambiente libre de compuestos oxigenados (para evitar ensuciamiento en los intercambiadores de calor) y lograr la presión de succión (NPSH) de las bombas contiguas a dicho tanque.

Por otro lado, el tanque F-1202 debe mantener un nivel de estanque mínimo para que las bombas de alta presión no tengan problemas operacionales por pérdida de succión, para ello en los casos que dicho nivel sea inferior se utiliza *flushing oil* desde un tanque para regular la altura de estanque.

Luego de esto se encuentran las bombas de carga J-1204A (bomba principal) y J-1204B (bomba *spare*), siendo la bomba principal accionada por una turbina que a su vez recupera energía del separador de alta presión del cual se hablará más adelante. Ambas son bombas multietapas que descargan a una presión de 126 kg/cm^2 y tienen capacidad de 3920 m^3/d.

II.2.2.2 Calentamiento

Después de estas bombas la carga es dividida en dos corrientes en donde a cada corriente se le inyecta hidrógeno de reciclo que proviene del compresor J-1201. La carga combinada (gasoil + H_2) es luego precalentada en 2 bancos de 4 intercambiadores de calor de tubo y carcaza en serie, es decir, un banco para cada corriente en la que fue dividida la carga previamente (A y B). Más específicamente, una corriente pasa por C-1201-A1, C-1201-A2, C-1201-A3, C-1201-A4, y la otra línea por C-1201-B1, C-1201-B2, C-1201-B3, C-1201-B4.

En este sistema, la carga pasa a través de las carcasas y el efluente del reactor fluye a través de los tubos, esto se realiza a contracorriente. Por diseño estos bancos de 8 intercambiadores pueden calentar la carga combinada desde 74°C hasta 379°C, mientras que el efluente del reactor puede ser enfriado desde 432°C hasta 180°C.

Luego del precalentamiento de la carga está disponible un horno B-1201 que tiene la función de garantizar que la carga logre la temperatura deseada para la reacción. La forma en que se controla la temperatura de entrada al horno de la carga es a través de un *by-pass* de dicha corriente. Al interior del horno existen dos zonas, la primera es de radiación que es donde se calienta primordialmente la carga, y la otra es de convección (en la parte superior del horno) que cumple la función de recuperar el calor de los gases de combustión para generar vapor a alta presión para turbinas.

Este horno contiene 15 quemadores que utilizan *fuelgas* como combustible. Además cuenta con dos pasos, en el primero la carga entra con 349°C y sale a 379°C mientras que en el segundo paso ingresa con 379°C y deja el horno a 417°C. Para controlar la temperatura de salida del horno se dispone de un controlador de temperatura que utiliza como recurso de control el flujo del *fuelgas*.

II.2.2.3 Reacción

Luego del calentamiento de la carga, ambas corrientes que habían sido previamente divididas son mezcladas para hacer ingreso al primer reactor. En dicho equipo existe una bandeja que distribuye la corriente líquido-vapor, para que así la carga combinada pueda fluir de forma uniforme a través de la sección transversal del catalizador. Dado que las reacciones que se llevan a cabo en el reactor son de naturaleza exotérmica, a medida que la corriente fluya de forma descendente, las temperaturas irán aumentando.

Es por lo anterior que se monitorea dicha variable para las diferentes porciones de cada reactor. Además, no se recomienda exceder las temperaturas de diseño dado que las reacciones podrían volverse incontrolables, lo que generaría un peligro en la planta. Para ello se controla la temperatura por medio de un gas *quench*, el cual es un gas de reciclo frío (78°C) que es inyectado. En total son 5 reactores de lecho fijo en serie D-1201, D-1202, D-1203, D-1204, D-1205.

II.2.2.4 Recuperación de H_2 de reciclo

Como se dijo anteriormente, el efluente del reactor deja el sistema a una temperatura muy alta, por lo que dicha energía es aprovechada a través de los intercambiadores de calor para precalentar la carga combinada. Al mismo tiempo, con esto se minimiza el trabajo que deben realizar los aeroenfriadores, de los cuales se hablará a continuación.

Una vez que el efluente es enfriado por el sistema de intercambiadores de calor, este puede tener complicaciones a la hora de enfriarse dado que en dicho proceso puede generar disulfuro de amonio (NH_4HS) dada la presencia de ácido sulfhídrico (H_2S) y amoníaco (NH_3), o se puede formar cloruro de amonio (NH_4Cl) por la presencia de amoníaco (NH_3) y ácido clorhídrico (HCl). Ambas sales son muy corrosivas y podrían generar problemas operacionales al tapar los tubos, es por ello que previo a la condensación se le inyecta agua al efluente del reactor, puesto que dichas sales son altamente solubles al ser compuestos iónicos. Luego de mezclarse con agua, el efluente del reactor es enfriado en 4 aeroenfriadores dispuestos en paralelo (C-1215A, C-1215B, C-1215C, C-1215D). Por diseño estos condensadores tienen capacidad para enfriar de 153°C a 49°C.

Una vez condensado los vapores, el efluente es enviado a un separador de alta presión (98 kg/cm^2) F-1204. Este separador tiene el objetivo de separar las 3 fases, por la parte superior se extraen los gases (en su gran mayoría hidrógeno), en la parte media se obtiene la fase orgánica y en la sección inferior (también llamada "bota") se encuentra la fase acuosa. Esta última es mezclada con agua fresca y se utiliza para lavar las sales antes mencionadas, sin embargo, una porción de esta "agua ácida" es mezclada con la fase orgánica y es enviada a un separador de baja presión F-1206, el motivo de esto es recuperar los hidrocarburos que pudieran haber quedado en dicha agua. En el segundo separador trifásico se realiza lo mismo pero a menor presión (15,4 kg/cm^2), lo que trae como consecuencia la volatilización de algunos compuesto tales como el ácido sulfhídrico. Estos

gases al superar la presión de *setting* de 16,6 kg/cm^2 son quemados en antorcha y la otra porción a planta de tratamiento de *fuelgas*.

Los gases livianos recolectados de los separadores F-1204 y F-1206 son enviados a un tambor de succión F-1205 del compresor de reciclo J-1201. En este acumulador los vapores egresan por el tope, por donde hay una malla que retiene las partículas de agua que pudiesen estar presentes, ya que esta podría ocasionar problemas operacionales en el compresor. Luego estos gases con elevadas concentraciones de hidrógeno (>80% p/p) son mezclados con hidrógeno de *make-up* proveniente de la planta de reformación (90% p/p) e hidrógeno de la planta AGA (99,99% p/p).

Continuando con la carga principal, esta deja el tambor flash F-1206 a una temperatura de 47°C y luego esta intercambia calor en una red de intercambiadores de calor en donde eleva su temperatura hasta 288°C. Esto es posible al aprovechar el calor del kerosene, diesel y producto de fondo del fraccionador de los diferentes procesos de la planta.

II.2.2.5 Fraccionamiento y separación

A esta temperatura ingresa al Stripper E-1201, el cual contiene 30 bandejas, pero la alimentación se lleva a cabo en la bandeja 19. Este equipo cumple el objetivo de estabilizar el producto de fondo al eliminar los gases livianos y H_2S por el tope. Su temperatura es controlada a través del reflujo del acumulador de carga F-1208, donde una fracción de este condensado es enviado a craqueo catalítico, esta fracción se conoce como Nafta Liviana. Las condiciones de diseño de esta torre son 7,2 kg/cm^2, temperatura de fondo de 274°C y de tope 142°C.

Del fondo del stripper se obtiene la carga del fraccionador principal E-1202, para ello es necesario calentar esta alimentación de 272°C a 385°C por medio del horno B-1202. En el fraccionador se tiene la función de separar los productos generados del craqueo, es decir, nafta, kerosene, diesel y gasoil no convertido (producto de fondo). Dicha torre fraccionadora contiene 46 bandejas y funciona a 1,41 kg/cm^2.

Por el tope de la torre E-1202 se obtiene Nafta Pesada a 120°C, la cual es enfriada con un aeroenfriador C-1219 para llegar como condensado al acumulador F-1209 a 93°C. Por la bota de dicho tanque se acumula la fase acuosa, la cual es enviada a la planta de aguas ácidas a través de 2 bombas de desplazamiento positivo. Del producto de tope, una fracción

es utilizada para reflujo en dicha torre mientras que la otra parte es enviada a fraccionamiento en torre atmosférica.

Por la parte media superior, específicamente el plato 14, se colecta el kerosene, el cual es enviado al stripper de kerosene E-1204. Este último equipo contiene 10 bandejas y un rehervidor en el fondo, la alimentación por el otro lado ingresa por el plato 1 a 209°C. Este equipo opera a 1,41 kg/cm^2 y tiene el objetivo de eliminar las fracciones livianas que pudiesen haber quedado, las cuales salen por el tope de este equipo y retornan a la torre fraccionadora E-1202. Por el otro lado, en el fondo se ubica el producto pesado de este stripper, que en este caso es el kerosene, el cual es enfriado y posteriormente almacenado.

De la parte media inferior (plato 24-25) se obtiene el diesel, el que se encuentra a una temperatura de 315°C. Este es enviado al stripper de diesel E-1203, el cual cumple la misma función que el stripper de kerosene. A diferencia de este último, el Stripper de diesel funciona a través de *steam* y no por medio de un *reboiler*. Ese vapor de *stripping* es enviado, junto a los gases livianos que arrastró, a la torre fraccionadora E-1202. Mientras que por el fondo del stripper se obtiene el diesel, el cual es enfriado y almacenado.

Finalmente el gasoil no convertido se recupera por el fondo de la torre fraccionadora, que se encuentra a 365°C. Este producto pesado tiene dos posibles destinos, el primero es el almacenaje, en donde es enfriado con el aeroenfriador C-1217 hasta 90°C y luego almacenado, y la otra opción es enviarlo al *battery limit* y luego a la unidad de craqueo catalítico (FCC), en donde dicho producto pesado podrá obtener una alta conversión de livianos (preferiblemente gasolinas).

II.2.3 Diagrama del proceso

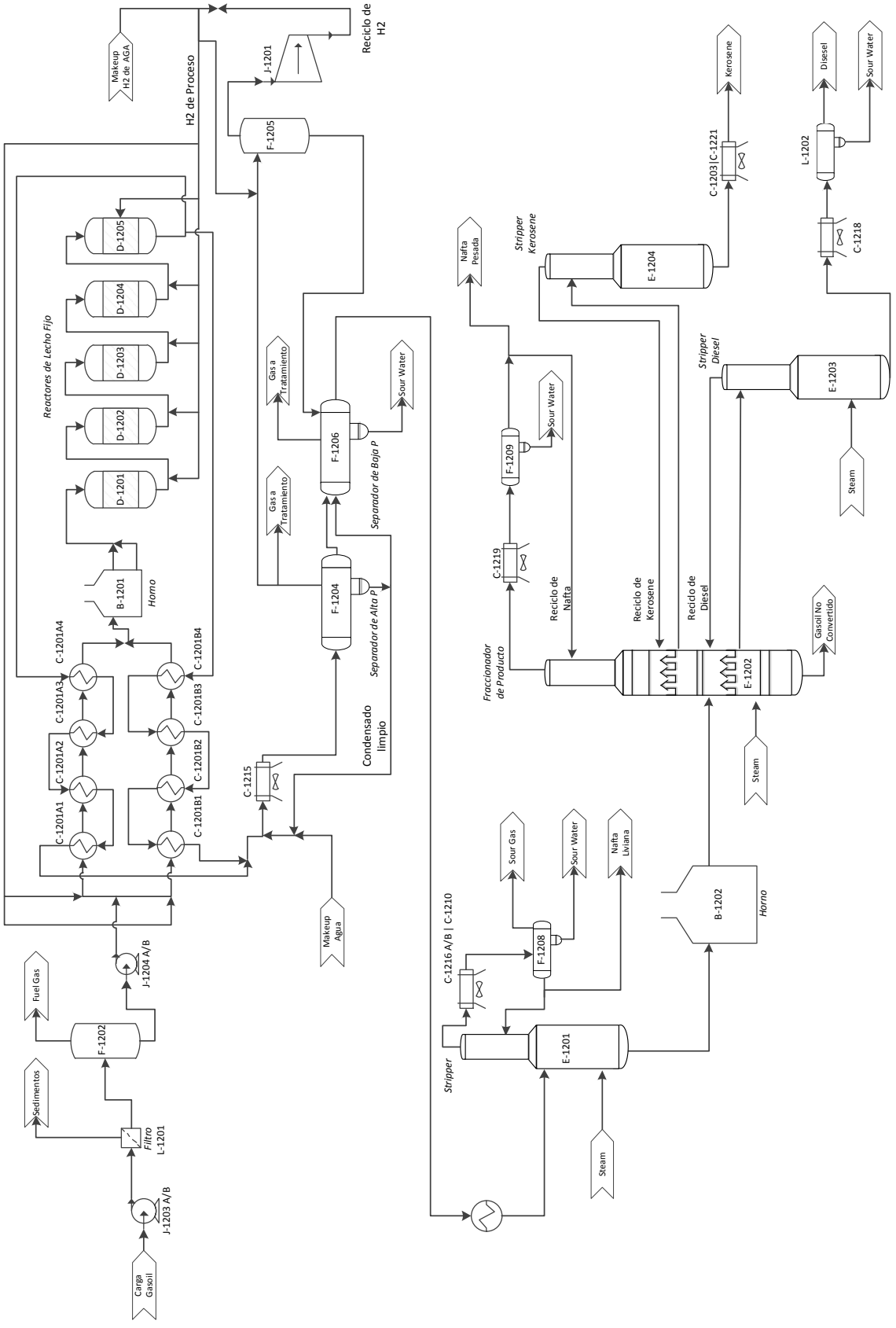


Figura II.4: Diagrama de proceso de la planta de Hydrocracking

Fuente: Elaboración propia

III. OBJETIVOS

A continuación se presentan los objetivos del presente trabajo de título:

III.1 Objetivo general

- Aumentar la capacidad de procesamiento para la planta de *Hydrocracking*.

III.2 Objetivos específicos

- Desarrollar un análisis operacional de la planta focalizado en los procesos de transferencia de calor de la alimentación al reactor.
- Formular diferentes alternativas a nivel conceptual que solucionen el problema analizado.
- Seleccionar con criterios técnico-económicos la mejor alternativa.

IV. ANÁLISIS OPERACIONAL

IV.1 Línea base

IV.1.1 Base de datos

A través del programa PI se pueden obtener datos operacionales en línea de los equipos y corrientes del proceso, tales como temperaturas, presiones, flujos, % de apertura de válvula, etc. Adicionalmente, este programa permite obtener datos históricos de dichas variables, dado que este software puede exportar información a *Microsoft Excel*. Desde ahí el usuario define desde qué fecha desea obtener los datos.

Por el otro lado, ERA también cuenta con un laboratorio en donde se llevan a cabo análisis de muestras, las cuales son cargadas al programa *Winbliss*. Al igual que el PI, este programa permite observar datos históricos al definirle la cantidad de días que se desea revisar.

Dicho lo anterior, se recopila información de los flujos de las corrientes que están vinculadas con los intercambiadores C-1201A/B y se obtiene un flujo promedio para cada una de estas

Tabla IV.1: Flujos volumétricos de las corrientes involucradas en HCK.

Flujos de Planta HCK [m^3/día]					
Light Nafta	165	**H_2 Reciclo**	2.752.408	**H_2 AGA**	185.705
Heavy Nafta	66	**H_2 a Reactor 1**	104.415	**H_2 a C-1201A**	1.205.002
Kero a Tanque	296	**H_2 a Reactor 2**	358.675	**H_2 a C-1201B**	1.102.725
Kero a Solvente	47	**H_2 a Reactor 3**	193.618	**Sour Gas**	14.870
Diesel	567	**H_2 a Reactor 4**	53.041	**Gas F-1204**	47.165
GONC	1.565	**H_2 a Reactor 5**	43.892	**Gas F-1206**	22.610
Carga Gasoil	2.548	**H_2 Reformación**	160.793		

Fuente: Elaboración propia en base a PI.

Por otro lado, se obtiene la caracterización de los hidrocarburos vinculados con el proceso a través de *Winbliss*. Dicha caracterización consta de los grados API, que está relacionado a la gravedad, y de la curva ASTM D-86, quien entrega información acerca de los componentes que conforman a cada hidrocarburo.

Con estas dos propiedades se pueden utilizar correlaciones para obtener las propiedades físicas y termodinámicas de los hidrocarburos, para así poder posteriormente realizar simulaciones y cálculos.

La información recabada de los hidrocarburos involucrados se muestra a continuación:

Tabla IV.2: Curva ASTM 86D de hidrocarburos involucrados en HCK.

Corriente	API	10 % °C	30 % °C	50 % °C	70 % °C	90 % °C	95 % °C	Densidad [kg/m^3]
Light Nafta	80	41	49	54	63	75	78	696,0
Heavy Naphtha	56	113	119	124	133	153	161	754,9
Kerosene	39	181	194	206	218	235	244	835,1
Diesel	30	279	294	309	324	345	355	885,8
GONC	29	356	406	433	460	505	523	890,8
GO Carga	21	369	429	461	495	542	559	932,5

Fuente: Elaboración propia en base a Winbliss.

Sin embargo, para el caso de la Light Nafta no se realizan análisis de laboratorio dado que posee alto contenido de ácido sulfhídrico (> 2%), lo que podría significar un riesgo para quienes realicen dicho estudio. Es por ello que la información utilizada esta memoria considera un estudio realizado por UOP para dicho hidrocarburo.A continuación se pueden observar las curvas ASTM-D86 para los hidrocarburos mencionados anteriormente:

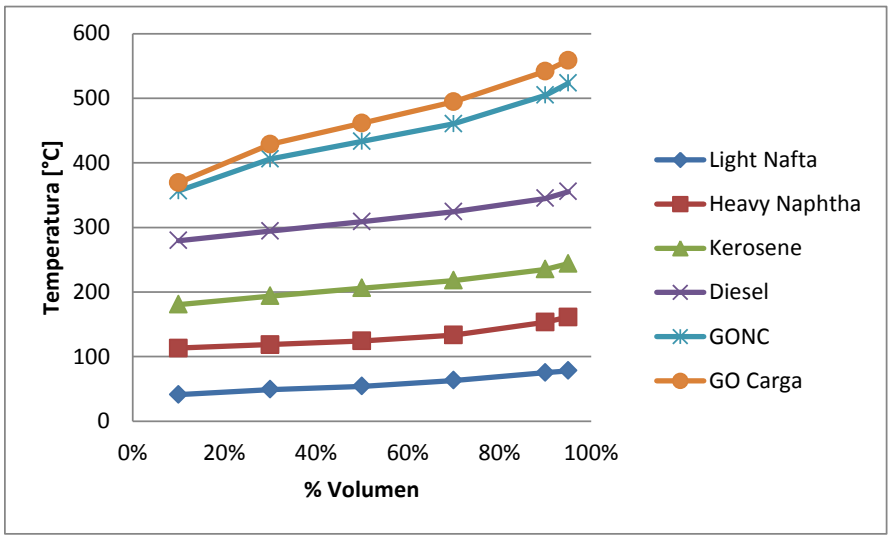


Figura IV.1: Curva ASTM D86 de los hidrocarburos involucrados en HCK.

Fuente: Elaboración propia en base a Winbliss.

Adicionalmente, se recopila información de la composición de las corrientes de hidrógeno con el fin incorporar los gases livianos en el balance de masa. A continuación se muestra una tabla resumen de las composiciones obtenidas y propiedades calculadas, el método de cálculo y resultados pueden ser vistos en Anexo A: Cálculo de propiedades de gases en HCK.

IV.1.2 Balances de masa

Puesto que solamente se cuenta con información del flujo frío que transita por la carcasa del intercambiador (Gasoil + H_2 de reciclo) y no hay análisis de composición del flujo caliente (efluente de reactores), es que se hace necesario realizar un balance de masa general, dado que se considera que dicha corriente es una mezcla de los hidrocarburos que egresan de la planta. A continuación se puede visualizar de forma más resumida la planta de *Hydrocracking* en la Figura IV.2, en donde las entradas al sistema están de color azul, mientras que las salidas de color rojo:

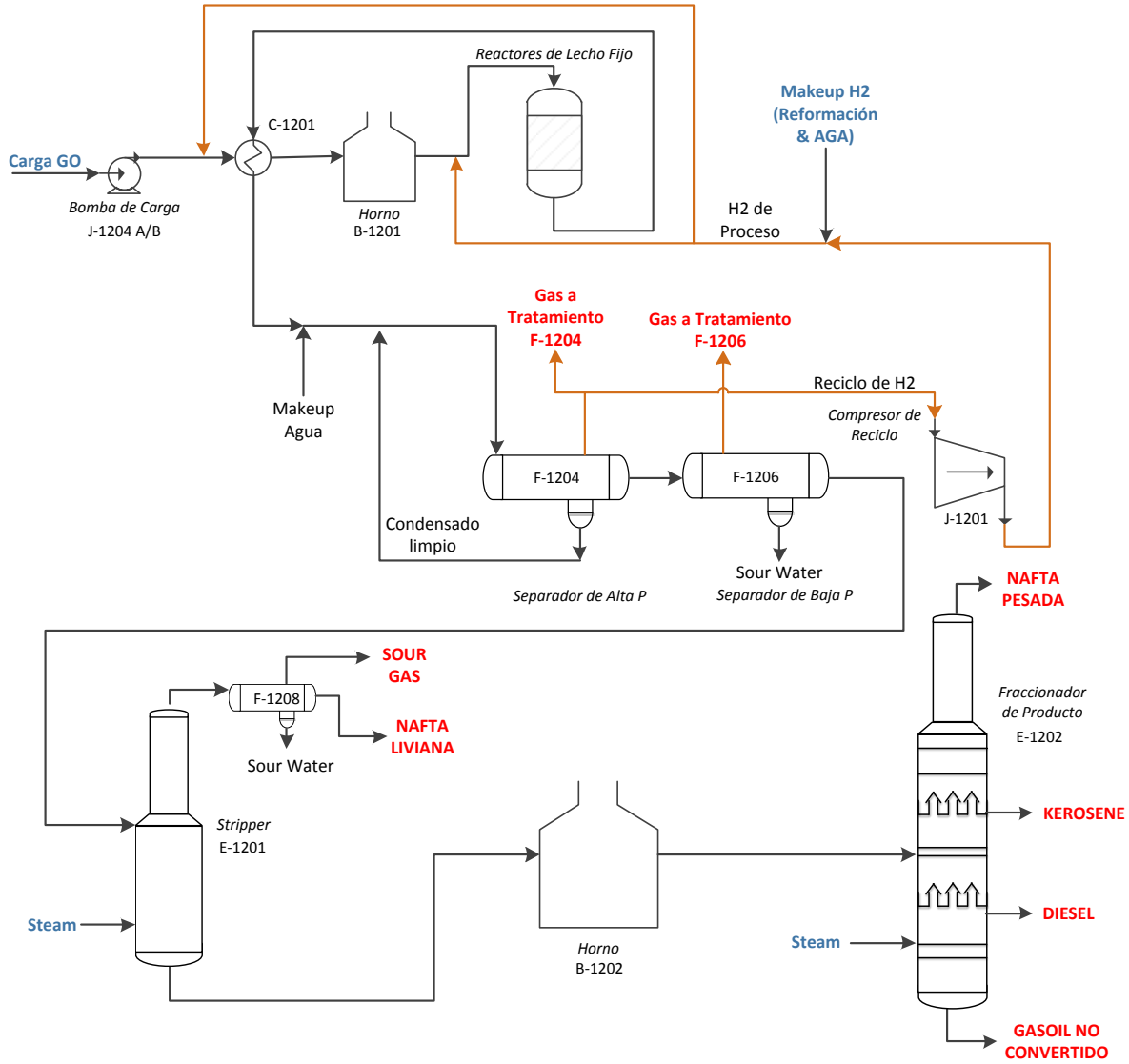


Figura IV.2: Diagrama de planta de Hydrocracking simplificado.

Fuente: Elaboración propia

La Figura IV.2 puede ser simplificada aún más al considerar al proceso como un volumen de control donde existen entradas y salidas. Además a partir de los datos visualizados, se observa que el porcentaje de agua es despreciable en las entradas y salidas, por lo que dicho componente no es considerado en el balance y se asume que deja la planta a través de las aguas ácidas (quienes tienen un muy bajo contenido de hidrocarburos, por lo cual tampoco son consideradas en el balance):

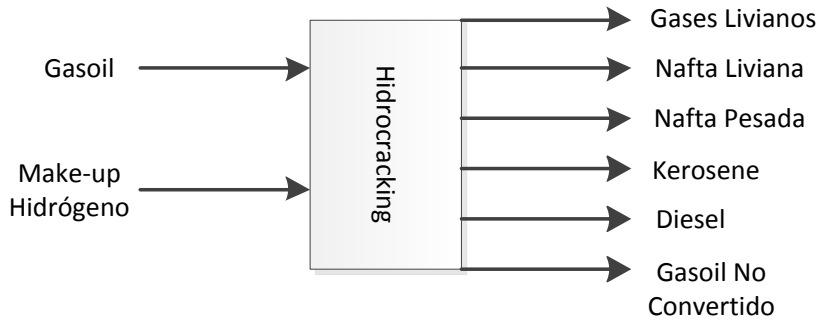


Figura IV.3: Caja negra de Hydrocracking para balance de masa

Fuente: Elaboración propia

Visto de este modo se plantea el balance de masa general para la planta de *Hydrocracking*:

$$(\text{Acumulación}) = (\text{Entra}) - (\text{Sale}) + (\text{Generación}) \quad (1)$$

Donde, no existe acumulación al tratarse de un sistema en estado estacionario; no existe generación puesto que se considera que la entrada es una mezcla de los compuestos que salen del sistema. Por lo tanto el balance (1) queda de la siguiente manera:

$$(\text{Entra}) = (\text{Sale}) \quad (2)$$

$$F_{GO} + F_{H_2} = F_{GL} + F_{NL} + F_{NP} + F_{Kerosene} + F_{Diesel} + F_{GONC} \quad (3)$$

IV.1.2.1 Cálculo de la Masa que Entra al Sistema

a) Gasoil

La alimentación a *Hydrocracking* consiste en una mezcla de hidrocarburos pesados llamados gasoil, el cual es un producto no terminado y no tiene un valor comercial. Es por ese motivo que el gasoil es craqueado para producir productos livianos de mayor valor.

A la planta de *Hydrocracking* la alimenta el gasoil de vacío que proviene de la destilación a vacío, de donde se obtiene gasoil liviano, gasoil pesado y gasoil virgen.

Dicho lo anterior, se puede obtener la carga en unidades másicas multiplicando la densidad por el flujo reportado en el inciso anterior:

$$F_{GO} = \rho_{GO} \cdot V_{GO} = 932 \cdot 2.548 = 2.374.736 \left[\frac{kg}{día}\right] = 98.999 \left[\frac{kg}{h}\right]$$

b) Hidrógeno de Make-up

El hidrógeno que ingresa como *make-up* proviene de dos fuentes, la primera es hidrógeno 99,99% puro de AGA, mientras que la segunda fuente proviene de reformación. Esta última planta, debido a la naturaleza de las reacciones que se llevan a cabo, libera hidrógeno y es aprovechado por otras unidades para así minimizar su consumo, sin embargo, la corriente que llega a *Hydrocracking* contiene un 86,6% de hidrógeno. Dicho lo anterior, se calcula el flujo másico de las corrientes provenientes de AGA y de reformación, con su densidad calculada respectivamente:

$$F_{H_2,AGA} = \rho_{H_2,AGA} \cdot V_{H_2,AGA} = 0{,}08 \cdot \frac{185.705}{24} = 653 \left[\frac{kg}{h}\right]$$

$$F_{H_2,Reformación} = \rho_{H_2,Reformación} \cdot V_{H_2,Reformación} = 0{,}21 \cdot \frac{160.793}{24} = 1.398 \left[\frac{kg}{h}\right]$$

Por lo tanto se calcula el hidrógeno de make-up como la suma de estos dos flujos:

$$F_{H_2,make-up} = F_{H_2,AGA} + F_{H_2,Reformación} = 2.051 \left[\frac{kg}{h}\right]$$

IV.1.2.2 Cálculo de la Masa que Sale del Sistema

a) Gases Livianos

Los gases livianos se consideran todos aquellos que se presentan en la mayor parte del proceso en forma gaseosa y no constituyen un producto final. Dado que estos son capturados mayoritariamente en el separador trifásico, por la parte superior (recirculación), es que se realiza el siguiente balance para calcular los gases livianos que egresan del sistema:

$$(\text{Entra}) = (\text{Sale}) + (\text{Reacciona}) \quad (4)$$

Sin embargo, lo que reacciona en el sistema se trata como una caja negra para efectos de simplificar los cálculos, por lo tanto se considera lo siguiente para el balance de gases livianos:

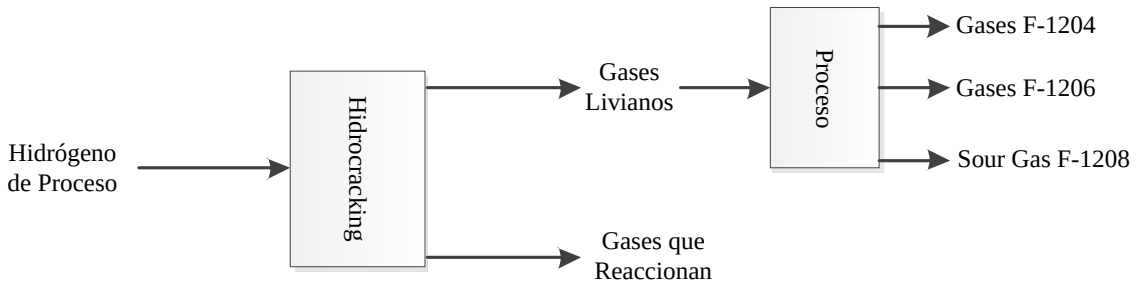


Figura IV.4: Caja negra de la planta para balance de masa de gases livianos.

Fuente: Elaboración propia

De la figura vista se puede entonces estimar los gases livianos que salen del sistema como:

$$F_{GL} = F_{\text{Gases F1204}} + F_{\text{Gases F1206}} + F_{\text{Sour Gas F1208}}$$

Entonces, calculando el flujo másico de los gases respectivos:

$$F_{\text{Gases F1204}} = \rho_{\text{Gases F1204}} \cdot V_{\text{Gases F1204}} = 0{,}29 \cdot \frac{47.165}{24} = 563 \left[\frac{kg}{h}\right]$$

$$F_{\text{Gases F1206}} = \rho_{\text{Gases F1206}} \cdot V_{\text{Gases F1206}} = 0{,}56 \cdot \frac{22.610}{24} = 529 \left[\frac{kg}{h}\right]$$

$$F_{\text{Sour Gas F1208}} = \rho_{\text{Sour Gas F1208}} \cdot V_{\text{Sour Gas F1208}} = 1{,}33 \cdot \frac{14.870}{24} = 825 \left[\frac{kg}{h}\right]$$

Por lo tanto, con todos los flujos anteriores calculados, se puede estimar el flujo másico de los gases livianos en total como la suma de los anteriores:

$$F_{GL} = 1.917 \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right]$$

b) Nafta Liviana

Uno de los productos más livianos que se obtiene de *Hydrocracking* es la Nafta Liviana, la cual egresa de la planta a través del tope del Stripper E-1201, desde el acumulador de tope.

$$F_{NL} = \rho_{NL} \cdot V_{NL} = 696 \cdot 165 = 114.940 \left[\frac{\text{kg}}{\text{día}}\right] = 4.789 \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right]$$

c) Nafta Pesada

En el fraccionador E-1202 que viene luego del Stripper E-1201 se obtiene la Nafta Pesada que es extraída por el tope de dicha torre. Ambas naftas tienen como propósito principal el poder producir gasolinas.

$$F_{NP} = \rho_{NP} \cdot V_{NP} = 754{,}9 \cdot 66 = 49.823{,}4 \left[\frac{\text{kg}}{\text{día}}\right] = 2.082 \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right]$$

d) Kerosene

El kerosene es obtenido por la parte media superior del fraccionador E-1202 y es llevado posteriormente al Stripper de kerosene E-1204 donde es separado de las partes livianas que pudiesen haber sido capturadas.

$$F_{\text{Kerosene}} = \rho_{\text{Kerosene}} \cdot V_{\text{Kerosene}} = 835{,}1 \cdot 343 = 286.439 \left[\frac{\text{kg}}{\text{día}}\right] = 11.941 \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right]$$

e) Diesel

La planta de *Hydrocracking* está diseñada para maximizar la producción de diesel, es por ello que su flujo másico es uno de los de mayor magnitud.

$$F_{Diesel} = \rho_{Diesel} \cdot V_{Diesel} = 885{,}8 \cdot 567 = 502.249 \left[\frac{kg}{día}\right] = 20.927 \left[\frac{kg}{h}\right]$$

f) Gasoil No Convertido

Puesto que la planta de *Hydrocracking* se ha utilizado con la finalidad de hidrotratar los hidrocarburos, más que craquear el gasoil, es que se obtiene un gran flujo de gasoil no convertido por el fondo de la torre fraccionadora E-1202.

$$F_{GONC} = \rho_{GONC} \cdot V_{GONC} = 890{,}8 \cdot 1.565 = 1.394.102 \left[\frac{kg}{día}\right] = 58.088 \left[\frac{kg}{h}\right]$$

IV.1.2.3 Resumen del balance global

De los flujos calculados en el inciso anterior se puede entonces cuadrar el balance de masa de la planta:

Tabla IV.3: Resumen del balance de masa general de la planta de Hydrocracking.

Balance de Masa General					
Entra al Sistema			**Sale del Sistema**		
Gasoil	98.999	kg/h	Light Naphtha	4.789	kg/h
Hidrógeno Make-up	2.051	kg/h	Heavy Naphtha	2.082	kg/h
			Kerosene	11.941	kg/h
			Diesel	20.927	kg/h
			Gasoil No Convertido	58.088	kg/h
			Gases Livianos	1.917	kg/h
Total	101.049	kg/h	**Total**	99.741	kg/h

Fuente: Elaboración propia

Dado que se realiza la suposición de que el balance del agua que entra y sale del sistema es relativamente despreciable, esto lleva asociado un error, además del error involucrado a las mismas mediciones:

$$\%\ \text{error BMG} = \frac{\text{Entra} - \text{Sale}}{\text{Entra}} \cdot 100\% = 1{,}3\%$$

Sin embargo, se puede observar que el error del balance de masa global es menor al 5%, por lo cual los supuestos se ven respaldados con dicho error.

IV.1.2.4 Conversión promedio de HCK

Además del balance global, se puede obtener la conversión con la cual opera la planta a partir de:

$$\xi = 1 - \frac{\text{GONC}}{\text{GO}} = 1 - \frac{58.088}{98.999} = 0{,}413 = 41{,}3\%$$

Este valor de conversión corrobora que la planta se está utilizando para fines de hidrotratamiento más que para craquear gasoil, dado que la conversión por diseño debería rondar los 55%.

El gasoil no convertido de HCK se encuentra con muy bajas concentraciones de azufre y nitrógeno, por lo que se utiliza para alimentar la planta de cracking catalítico (FCC), donde las conversiones son considerablemente más altas y enfocadas a producir gasolinas.

IV.1.3 Cálculo de las corrientes del intercambiador C-1201

IV.1.3.1 Cálculo de composición de carga combinada

Con las corrientes calculadas del balance de masa global, se puede entonces realizar el balance de masa para obtener la composición de la carga combinada según muestra la siguiente figura:

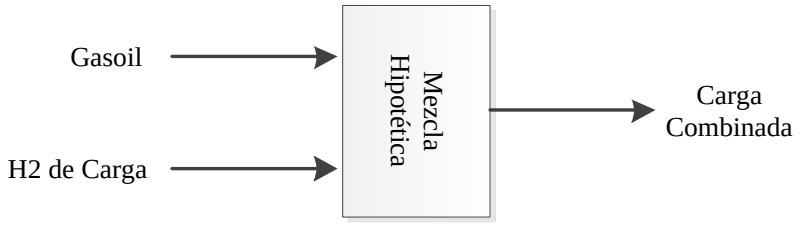


Figura IV.5: Caja negra para balance de masa de carga combinada.

Fuente: Elaboración propia

$$F_{\text{Carga Combinada}} = F_{GO} + F_{H_2 \text{ de Carga}} \quad (5)$$

Donde el hidrógeno de carga se calcula análogo a los casos anteriores:

$$F_{H_2 \text{ de Carga}} = F_{H_2\ C1201A} + F_{H_2\ C1201B} = 10.405 + 9.522 = 19.927\ \left[\frac{kg}{h}\right]$$

Por lo tanto, recopilando los datos se puede establecer que la carga combinada está compuesta como se muestra a continuación:

Tabla IV.4: Resumen de la composición de carga combinada.

Composición Carga Combinada		
Gasoil	98.999	kg/h
H_2 de Carga	19.927	kg/h

Fuente: Elaboración propia

La suma del flujo másico de gasoil y hidrógeno de carga resulta en un flujo total de carga combinada de 118.926 kg/h.

IV.1.3.2 Cálculo de composición del efluente del reactor

Puesto que se ha corroborado que los valores utilizados son representativos, a partir del balance de masa global, se puede entonces obtener la composición del efluente del reactor, que a la misma vez es el fluido que pasa por los tubos del intercambiador calor y precalienta la carga de Gasoil.

Como antes se mencionó, a este fluido no se le realiza análisis en laboratorio, por lo que su composición debe ser calculada como una mezcla de los hidrocarburos que salen de la planta más el hidrógeno de reciclo y el hidrógeno purgado (gases a tratamiento):

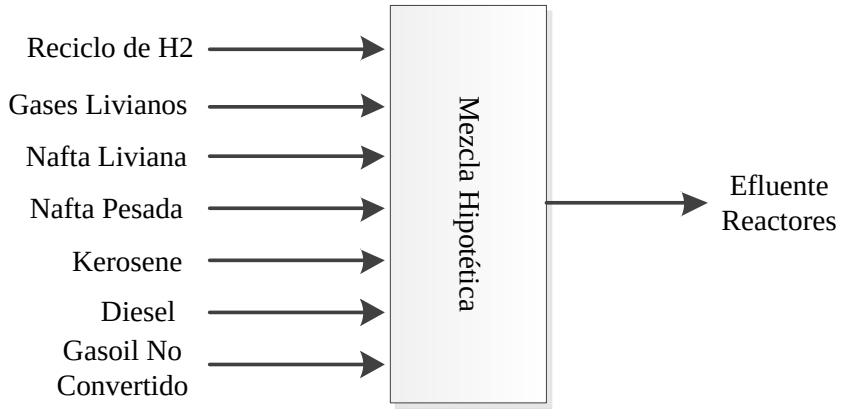


Figura IV.6: Caja negra para balance de masa de efluente de reactor.
Fuente: Elaboración propia

$$\mathrm{F}_{\text{Efluente Reactores}} = \sum F_i \quad \forall \text{ corriente "i"} \quad (6)$$

Por lo tanto al mezclar dichas corrientes se puede obtener un flujo con los porcentajes en peso de cada una de las componentes como se indica a continuación:

Tabla IV.5: Resumen de la composición del efluente de los reactores.

Composición Efluente Reactores					
Light Naphtha	4.789	kg/h	**Gasoil No Convertido**	58.084	kg/h
Heavy Naphtha	2.082	kg/h	**Gases Livianos**	1.917	kg/h
Kerosene	11.941	kg/h	**Reciclo de H_2**	24.708	kg/h
Diesel	20.927	kg/h			

Fuente: Elaboración propia

La suma de todos los flujos que componen al efluente de los reactores resulta un total de 137.691 kg/h.

IV.2 Simulación del proceso

IV.2.1 Descripción del software

a) Aspen Hysys

Esta memoria ha utilizado el simulador de procesos *Hysys* v8.6, que es un potente programa que permite simular procesos y diseñar equipos en base a la resolución de balances de masa y energía, y de los grados de libertad que el usuario le indique. Además otra de las grandes utilidades de este programa es también la referencia de propiedades termodinámicas y físicas de los compuestos, a través de su base de datos y el uso de ecuaciones de estado para predecir dichas propiedades.

Para hacer uso de este programa se deben seguir ciertos pasos, siendo el primero la definición del paquete de compuestos químicos que se utilizarán para las corrientes involucradas en la simulación. Luego se debe seleccionar el paquete termodinámico que se va a usar para la predicción de las propiedades de los compuestos seleccionados. Después de esto es necesario elaborar el *flowsheet* del proceso a simular, para ello se seleccionan los equipos desde una paleta de opciones y se insertan, luego se les definen las corrientes de entrada y salida para cada equipo respectivo.

b) Aspen Exchanger Design and Rating

Como anteriormente se ha mencionado, el EDR es un potente programa de *Aspentech* que permite simular, chequear y diseñar equipos de transferencia de calor. Actualmente Enap posee la versión 8.4 de este software donde es posible realizar las operaciones descritas para intercambiadores de tubo y carcasa, aeroenfriadores, hornos, equipos aletados y intercambiadores de placa.

c) HTRI Xchanger Suite®

HTRI Xchanger suite® es uno de los software más avanzados disponibles para el diseño, simulación y chequeo de intercambiadores de calor gracias a que los análisis realizados son basados en dinámicas de fluidos computacionales y la visualización del flujo cuantitativamente a través de videos de alta velocidad y velocimetría de imágenes de partículas. Además estos estudios son llevados a cabo en una instalación de pruebas.

Por otro lado, al igual que el simulador *Hysystech,* HTRI permite utilizar un paquete de fluidos puros para la simulación de los fluidos, pero dado que los fluidos ya han sido simulados anteriormente en Hysys, estos se pueden importar como un *case*.

IV.2.2 Elección de lista de componentes para simulación

Los componentes que se elijan en este punto serán utilizados por la ecuación de estado seleccionada para simular los hidrocarburos más pesados como fluidos hipotéticos que se ajustarán a la curva *assay* ingresada para cada hidrocarburo. A su vez, estos fluidos hipotéticos serán incluidos automáticamente en esta lista una vez realizada dicha simulación. Es por ello que se seleccionan los hidrocarburos más livianos, desde C1 a C10.

Adicionalmente, se agregan algunos gases livianos que están presentes en el proceso, estos son el hidrógeno, nitrógeno y el ácido sulfhídrico. Finalmente se agrega agua también, ya que es un agente importante en el proceso para limpiar las sales formadas durante la condensación y esta es removida en los separadores trifásicos posteriormente.

Para realizar lo mencionado es necesario que en la viñeta *Component Lists* de *Properties* se seleccionen dichos compuestos de la lista que muestra *Hysys* y se presiona el botón *Add*.

En la Tabla IV.6 se resumen los componentes puros seleccionados para la simulación:

Tabla IV.6: Lista de componentes puros para simulación.

Componente	Fórmula	Componente	Fórmula
Agua	H_2O	i-Pentano	C_5H_{12}
Ácido Sulfhídrico	H_2S	n-Pentano	C_5H_{12}
Hidrógeno	H_2	n-Hexano	C_6H_{14}
Nitrógeno	N_2	n-Heptano	C_7H_{16}
Metano	CH_4	n-Octano	C_8H_{18}
Etano	C_2H_6	n-Nonano	C_9H_{20}
Propano	C_3H_8	n-Decano	$C_{10}H_{22}$
i-Butano	C_4H_{10}	CicloHexano	C_6H_{12}
n-Butano	C_4H_{10}		

Fuente: Elaboración propia

IV.2.3 Elección del modelo termodinámico para simulación

Para simular un proceso, es necesario tener disponible el valor de las propiedades termodinámicas y fisicoquímicas de los compuestos involucrados. Sin embargo, resulta muy complicado tener dicha información para cada estado posible de presión, temperatura y composición para cada compuesto. Es por esta razón que se utilizan las ecuaciones de estado o EoS para poder predecir dicha información.

Dependiendo de la naturaleza de los compuestos involucrados en el proceso, es que se encuentran modelos más apropiados. Es importante tener en consideración esto, dado que no basta con tener un muy buen sistema algorítmico para resolver los sistemas de ecuaciones si las propiedades no son precisas. Dicha imprecisión se verá reflejada en el resultado final, que podría no representar bien lo que ocurre en la realidad.

Por otro lado, es complicado establecer una consideración detallada de todas las combinaciones de mezclas que pudiesen existir en el proceso a simular para obtener la mejor simulación posible, es por ello que lo habitual es tomar consideraciones generales en base a criterios que contienen un rango de validez aceptable.

Teniendo lo anterior en consideración, se seleccionó Peng Robinson para el caso de las mezclas de compuestos con la que se trabaja en esta memoria, que es el paquete termodinámico más recomendado para mezcla de componentes de hidrocarburos de petróleo y derivados.

IV.2.4 Simulación de componentes del proceso

Una vez definidas las componentes puras del proceso y el paquete termodinámico, es posible generar las corrientes en *Hysys*. Para el caso de la carga combinada se tiene la siguiente mezcla:

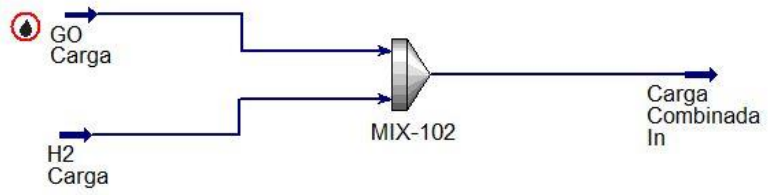


Figura IV.7: Mezclado de corrientes en Hysys para simulación de carga combinada.

Fuente: Elaboración propia en base a Hysys.

Por otro lado, se realiza la misma operación para las corrientes que forman el efluente del reactor como se puede ver en la siguiente figura:

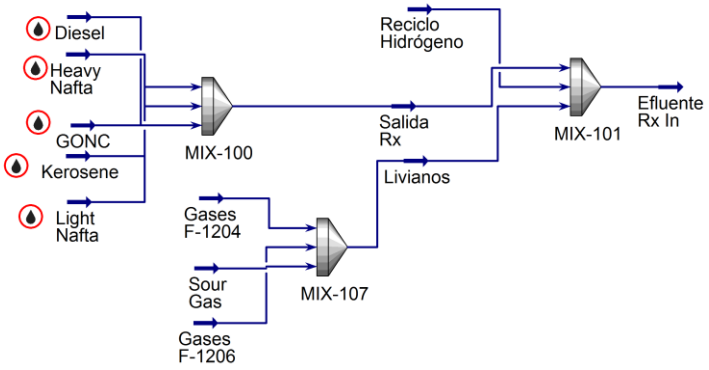


Figura IV.8: Mezclado de corrientes en Hysys para simulación de efluente de reactores.

Fuente: Elaboración propia en base a Hysys.

Para poder realizar dicha mezcla, es necesario definir en *Hysys* a cada uno de los hidrocarburos que componen al efluente en cuestión, vale decir, diesel, kerosene, etc. Para ello, se utiliza la opción *Oil manager* disponible en "*Properties*", en este ítem se crea un hidrocarburo hipotético que será generado en base a los grados API y a la curva ASTM D86 respectivos para cada hidrocarburo. Estos datos ya han sido obtenidos a partir del registro histórico reportado por Winbliss (véase Tabla IV.2 en la página 25)

La simulación de los componentes pueden ser vistos en Anexos: Simulación de componentes en la página 115.

IV.2.5 Simulación del proceso

Puesto que la finalidad del análisis es no sólo mejorar la transferencia de calor en los intercambiadores, sino también analizar su repercusión en el proceso de separación trifásica. Para esto es necesario simular todo el proceso hasta dichos equipos, de este modo se parte definiendo los intercambiadores C-1201 en el modo riguroso de intercambiadores de calor que posee *Hysys* "*Exchanger Design and Rating*", conocido como EDR, nombre por el cual se llamará a este programa de aquí en adelante.

En esta modalidad se pueden detallar todos los aspectos técnicos de los equipos de transferencia de calor, inclusive tiene la posibilidad de tomar el conjunto de intercambiadores de calor como un solo equipo, basta con definir los equipos en paralelo y los equipos en serie, para el caso de C-1201 sería 2 y 4 respectivamente por ejemplo.

Dado esto, se utilizan los planos mecánicos y el *datasheet* de los intercambiadores C-1201 y de los aeroenfriadores C-1215 para su simulación rigurosa. Mientras que para los demás equipos solamente se requiere informar las condiciones operacionales para su simulación.

A través de este proceso de simulación, es posible encontrar la temperatura de salida de los intercambiadores de calor requerida para lograr la temperatura de diseño de entrada del efluente del reactor a los separadores trifásicos (47°C). También permite analizar el desempeño del conjunto ante un aumento de la carga a la planta de *Hydrocracking* de 2.548 m^3/d a 3.200 m^3/d.

A continuación se muestra el diagrama de la simulación completa del proceso en estudio:

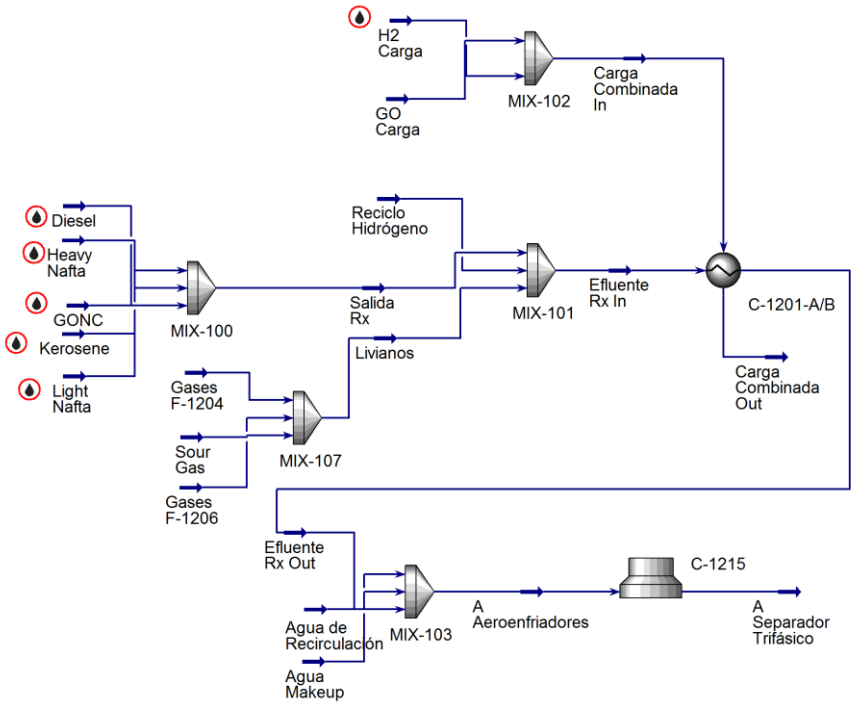


Figura IV.9: Simulación del proceso.

Fuente: Elaboración propia en base a Hysys.

Sin embargo, a pesar de que EDR es una muy buena herramienta para evaluar intercambiadores de calor, esta herramienta solamente es utilizada en una primera instancia para el caso de C-1201, es decir, para efectos de validar que los equipos y las corrientes sean coherentes. Una vez validado esto, se exporta el archivo EDR de C-1201 al software HTRI con el cual se puede hacer un análisis mucho más exacto y acabado.

IV.2.6 Validación de la simulación

Como criterio para la validación de los equipos y corrientes simuladas se considera aceptable un error con respecto a la ingeniería básica de hasta 5% en el calor transferido. Dado que la finalidad de la simulación es analizar procesos de transferencia de calor, es que se estima conveniente validar los equipos y las corrientes simuladas de acuerdo al calor transferido puesto que al ser parecidos los valores con respecto a la ingeniería básica implicará de forma general que estos poseen propiedades físicas similares a la simulación. Por esta razón se calcula el error con la siguiente fórmula:

$$\%\ Error\ Simulación = \left|\frac{Q_{T,diseño} - Q_{T,simulación}}{Q_{T,diseño}}\right| \cdot 100\% \quad (7)$$

IV.2.6.1 Datos de diseño de los equipos & ingeniería básica

IV.2.6.1.1 Intercambiadores C-1201:

Actualmente el sistema de intercambiadores de calor funciona con dos bancos de cuatro intercambiadores de calor dispuestos en serie y en contra corriente, además todos son del tipo tubo y carcasa. Por el lado de los tubos fluye el fluido caliente, es decir, el efluente del reactor; mientras que por la carcasa transita la carga combinada de gasoil con hidrógeno.

Por razones de seguridad el fluido frío ingresa por la parte inferior del intercambiador 1, ya que de esta forma se asegura que el intercambiador cuenta con su carcasa llena cuando se inicia su operación, dado que en caso contrario podría no haber un buen enfriamiento de la corriente caliente, lo que podría generar riesgos operacionales. A continuación se muestran algunas fotografías tomadas en terreno de dichos intercambiadores:

Figura IV.10: Vista frontal C-1201.
Fuente: Elaboración propia.

Figura IV.11: Vista angulada C-1201
Fuente: Elaboración propia

Su disposición se muestra a continuación:

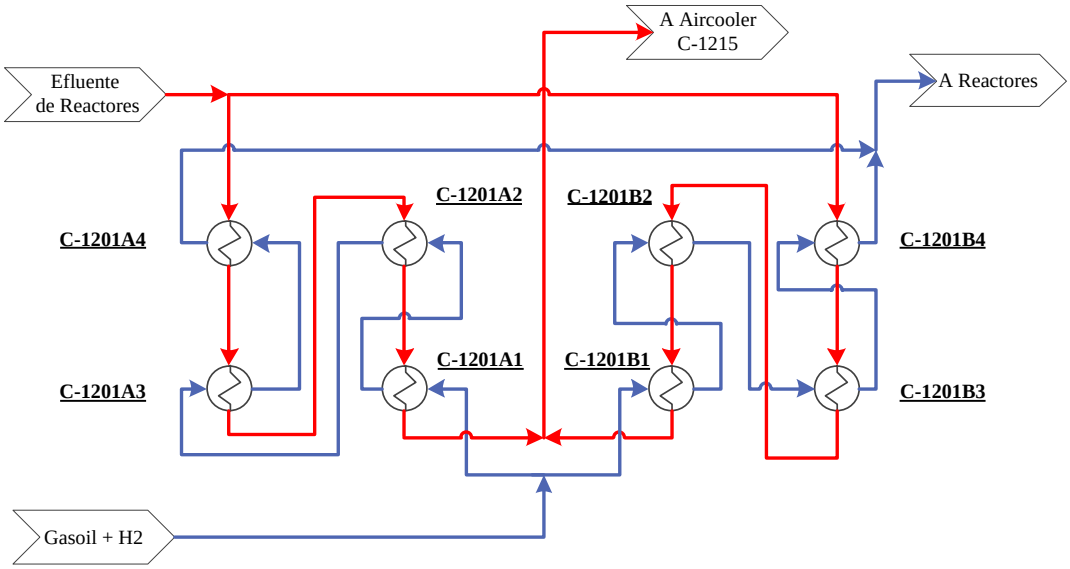


Figura IV.12: Disposición de los intercambiadores de carga combinada C-1201A y C-1201B.

Fuente: Elaboración propia.

En base a los archivos de planos dimensionales, disponibles en el departamento de ingeniería, se elabora una tabla resumen de las características principales de los intercambiadores de calor C-1201:

Tabla IV.7: Especificaciones de intercambiadores C-1201.

Especificaciones C-1201					
Carcasa			**Tubos**		
φ_{int}	711	mm	φ_{int}	17,40	mm
φ_{ext}	815	mm	φ_{ext}	19,05	mm
Tipo	DEU		N°	216	
Pasos	1		Pasos	2	
TEMA	R		Pitch Cuadrado	25,4	mm
Bafles	275	mm	Largo	6.100	mm

Fuente: Elaboración propia

De la ingeniería básica realizada en estos intercambiadores, que está disponible en el departamento de ingeniería junto con los planos mecánicos mencionados anteriormente, se pueden encontrar las condiciones con las cuales se diseñaron los intercambiadores **para cada tren**. Dicha información se resume en la tabla siguiente, aunque mayor información de este estudio puede ser visualizada en la Figura XI.1 en la página 116:

Tabla IV.8: Condiciones de diseño de los intercambiadores C-1201

Variable	Unidades	Carcasa	Tubos
Fluido		Carga Combinada	Efluente Reactor
Flujo	kg/h	75.958	79.190
T° in	°C	74	432
T° out	°C	379	180
P operación	kg/cm^2g	120	104
Ensuciamiento	m^2-h-°C/kcal	0,0004	0,0004
Area Transferencia	m^2	154	
Calor Transferido	Mkcal/h	17,69	

Fuente: Elaboración propia

IV.2.6.1.2 Intercambiadores C-1215:

En el caso de los aeroenfriadores, estos funcionan como un conjunto de 4 intercambiadores en paralelo por los cuales circula el efluente del reactor que fue enfriado en los trenes de intercambiadores C-1201 y luego dividido en 4 flujos iguales.

El fluido de servicio de estos intercambiadores es el aire el cual es forzado a transitar por el exterior de los tubos aletados por donde transita el efluente de los reactores, esto se realiza gracias a los 2 ventiladores con los que cuenta cada aeroenfriador por la parte inferior. Cabe señalar que estos ventiladores pueden ser orientados en diferentes ángulos aunque por diseño se ha definido una disposición en 28°. A continuación se ilustran estos intercambiadores:

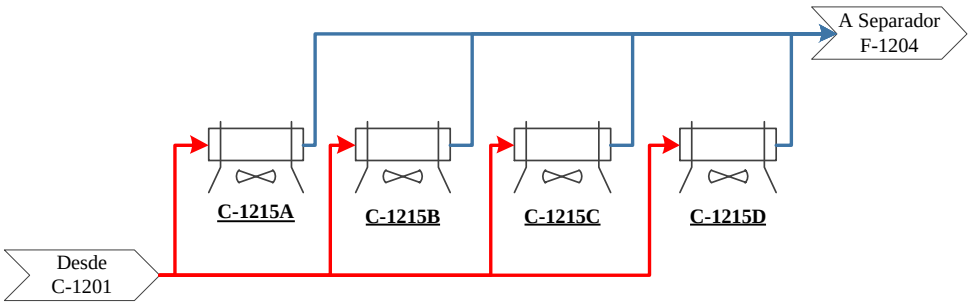


Figura IV.13: Disposición de los intercambiadores C-1215.

Fuente: Elaboración propia

En base a los antecedentes recopilados de archivos de planos, disponibles en el departamento de ingeniería, se elabora una tabla resumen de las características principales de los intercambiadores de calor C-1215:

Tabla IV.9: Especificación de intercambiadores C-1215.

Especificaciones C-1215					
Tubos			**Haz de Tubos**		
Largo	9144	mm	Bays	4	
φ_{ext}	25,4	mm	Bundles	4	
Grosor	1,65	mm	Rows	7	
			Pasos	3	
			Pitch	64	mm
Ventilador			**Aletas**		
Diámetro Aspa	9	Inches	Tipo	Extruded	
RPM	363		Aletas/inch	10	#
Ángulo	28°		Altura	16	mm

Fuente: Elaboración propia

Idénticamente al punto anterior, se resume a continuación la información de las condiciones operacionales de los intercambiadores C-1215 de ingeniería básica:

Tabla IV.10: Condiciones de diseño de aeroenfriadores C-1215.

Variable	Unidades	Tubos	Ventiladores
Fluido		Efluente Reactor	Aire
Flujo	kg/h	170.557	1.841.000
T° in	°C	172	27
T° out	°C	49	72
Ensuciamiento	m^2-h-°C/kcal	0,0004	0,0003
Area Transferencia	m^2	939	
Calor Transferido	Mkcal/h	19,74	

Fuente: Elaboración propia

IV.2.6.2 Validación de la simulación de equipos

IV.2.6.2.1 Intercambiadores C-1201

Con el fin de validar si la simulación realizada en *Hysys* es representativa, se desarrolla una simulación bajo las mismas condiciones con las que se realizó el estudio de ingeniería básica con el programa riguroso de *Aspentech* para intercambiadores de calor (*Exchanger Design and Rating*). Para ello se utilizan las propiedades fluidodinámicas y termodinámicas proveídas por la ingeniería básica (ver Tabla XI.3 y Tabla XI.4).

De esta simulación se obtienen los resultados de las corrientes a la salida de los intercambiadores, la idea de este resultado es compararlo con el estudio de ingeniería básica

y ver qué tan semejantes son, dado que de ese análisis se determina la representatividad de la simulación para los equipos reales.

Los resultados se resumen a continuación para un tren de intercambiadores:

Tabla IV.11: Resultados de simulación en Hysys de C-1201 en condiciones de diseño.

Variable	**Unidades**	**Carcasa**	**Tubos**
Fluido		Carga Combinada	Efluente Reactor
Flujo	kg/h	75.958	79.190
T° in	°C	74	432
T° out	°C	379	180
P operación	kg/cm^2g	120	104
Ensuciamiento	m^2-h-°C/kcal	0,0004	0,0004
Area Transferencia	m^2	638,3	
Calor Transferido	Mkcal/h	17,71	

Fuente: Elaboración propia

Al comparar las temperaturas de salida de las corrientes de la Tabla IV.8 y la Tabla IV.11, se puede observar que son prácticamente idénticos, al igual que el calor transferido. A continuación se puede observar el perfil de temperatura de la simulación realizada, donde el trazado rojo corresponde a la carga combinada y el azul al efluente de los reactores:

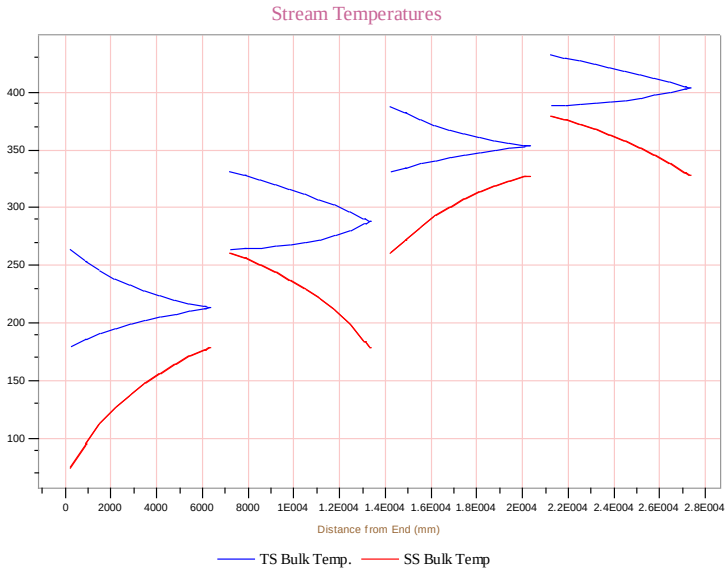


Figura IV.14: Perfil de temperatura de diseño de intercambiadores C-1201.

Fuente: Elaboración propia en base a simulación en Hysys.

Puesto que el equipo simulado cumple con todos los datos presentados por la ingeniería básica, es que se da por validada su simulación.

IV.2.6.2.2 Intercambiadores C-1215:

Se realiza el procedimiento análogo con los aeroenfriadores C-1215, con las propiedades de estos flujos se crea la corriente que ingresa a los aeroenfriadores C-1215 (Ver Tabla XI.5 en la página 120), en donde ya se han ingresado las especificaciones al simulador, de modo que el software modele la fluidodinámica y transferencia de calor que ahí ocurre.

Luego se obtienen los resultados de la simulación, en donde al igual que los intercambiadores C-1201, se utilizan para compararlos con la ingeniería básica y así validar la simulación:

Tabla IV.12: Resultados de simulación en Hysys de C-1215 en condiciones de diseño.

Variable	**Unidades**	**Tubos**	**Ventiladores**
Fluido		Efluente Reactor	Aire
Flujo	kg/h	170.557	1.841.001
T° in	°C	172	27
T° out	°C	49	72
Ensuciamiento	m^2-h-°C/kcal	0,0004	0,0003
Area Transferencia	m^2	944	
Calor Transferido	Mkcal/h	19,77	

Fuente: Elaboración propia

Se puede observar que los valores de calor transferido son practicamentelos mismos, por lo que se da por validado la simulación de este equipo. A continuación se muestra el perfil de temperatura simulado para los aeroenfriadores C-1215:

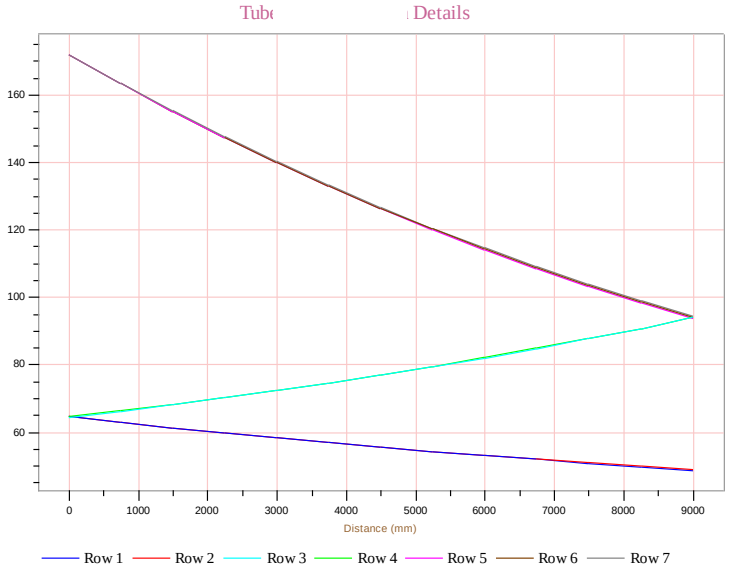


Figura IV.15: Perfil de temperatura de diseño C-1215

Fuente: Elaboración propia en base a simulación en Hysys.

IV.2.6.3 Validación de la simulación de las corrientes

IV.2.6.3.1 Intercambiadores C-1201

Una vez validada la simulación de los equipos, se procede a validar las corrientes simuladas con *Hysys*, puesto que en el inciso anterior simplemente se copiaron los datos fluidodinámicos de la ingeniería básica dejando como única variable el funcionamiento del equipo. Ahora el siguiente paso es utilizar el equipo ya validado e ingresarle las propiedades de las corrientes simuladas, esperando que se comporte de manera similar a la ingeniería básica igualmente.

Para ello se desarrolla una simulación bajo las mismas condiciones con las que se realizó el estudio de ingeniería básica. Con ese fin, se realiza una transformación proporcional a los flujos que transitan por los intercambiadores de calor según el estudio UOP para *End of Run* (*EOR*), condiciones que fueron consideradas para el diseño de estos equipos. A continuación se muestran los flujos recopilados y sus porcentajes en peso:

Tabla IV.13: Datos de flujos recopilados del Stream Data en condiciones de EOR.

Flujos Másicos C-1201			
Coraza		**Tubos**	
Corriente	Flujo [kg/h]	Corriente	Flujo [kg/h]
GO	123.044	Light Naphtha	18.015
Carga Hidrógeno	22.272	Heavy Naphtha	2.779
		Kerosene	25.539
		Diesel	29.789
		Gasoil No Convertido	40.101
		Hidrogeno Reciclo	29.681
		Gases F-1204	0
		Gases F-1206	1.005
		Sour Gas	929
Total	145.316	**Total**	147.838

Fuente: Elaboración propia

Con estas razones de proporcionalidad se multiplican a cada componente de ambas corrientes, para así obtener los flujos en condiciones de ingeniería básica. Cabe señalar que se utiliza condiciones de *EOR* ya que se asemeja más a las condiciones a las que se diseñan

los intercambiadores, particularmente por la temperatura del efluente del reactor, la cual es más alta en *EOR* que en *SOR*.

Los flujos calculados en la Tabla IV.13 son ingresados a *Hysys*, de modo que cada componente obedezca a las condiciones de ingeniería básica. En consecuencia, las temperaturas y presiones de las corrientes de entrada deben ser las mismas que dicho estudio.

Dado que el intercambiador de calor se ha simulado con el modo riguroso o EDR, la modalidad *Rating/Checking* de este programa permite que el software calcule mediante sus correlaciones el coeficiente global de transferencia de calor, por lo que se le entregan las temperaturas de entrada y salida. A continuación se ilustra en la Figura IV.16 la simulación realizada:

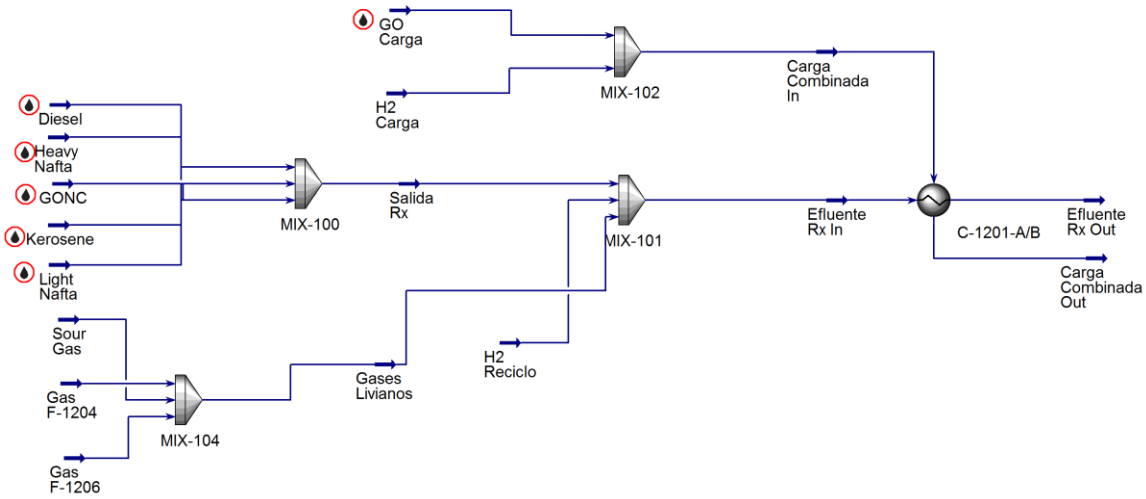


Figura IV.16: Esquema de la simulación realizada.

Fuente: Elaboración propia en base a simulación en Hysys.

De esta simulación se obtienen los resultados de las corrientes a la salida de los intercambiadores, la idea de este resultado es compararlo con el estudio de ingeniería básica y ver qué tan semejantes son, dado que de ese análisis se determina la representatividad de la simulación para los equipos reales. Los resultados para un tren se resumen a continuación:

Tabla IV.14: Resultados de simulación en Hysys de C-1201 en condiciones de EOR.

Variable	Unidades	Carcasa	Tubos
Fluido		Carga Combinada	Efluente Reactor
Flujo	kg/h	75.958	79.190
T° in	°C	74	432
T° out	°C	379	180
P operación	kg/cm^2g	120	104
Delta P	kg/cm^2	2,67	8,65
Ensuciamiento	m^2-h-°C/kcal	0,0004	0,0004
Area Transferencia	m^2	635	
LMTD	°C	59,9	
U	kcal/h-m^2-°C	473	
Calor Transferido	Mkcal/h	18,60	

Fuente: Elaboración propia

Sin embargo, al comparar el calor transferido de la Tabla IV.11 y la Tabla IV.14, se puede observar que existe una diferencia entre la simulación y el estudio de ingeniería básica. Por lo tanto reemplazando los valores en la ecuación (7) se obtiene:

$$\%Error\ Simulación\ C1201 = \left|\frac{17{,}69-18{,}60}{17{,}69}\right| \cdot 100\% = 5{,}3\%$$

Sin embargo, se puede considerar que el valor de ese error es poco significativo al estar por el orden del 5%, por lo que se valida la simulación en base a ese criterio.

IV.2.6.3.2 Intercambiadores C-1215:

Se realiza el procedimiento análogo con los aeroenfriadores C-1215, en donde los flujos de la simulación deben coincidir con los de diseño para validar su simulación. En la tabla siguiente se muestra la recopilación de los flujos considerados en la ingeniería básica de estos equipos:

Tabla IV.15:Flujos de ingeniería básica de C-1215.

Corrientes C-1215	
Corriente	**Flujo [kg/h]**
Hidrocarburos	149.964
Hidrógeno	8.825
Agua de Lavado	11.767

Fuente: Elaboración propia

Con estos flujos se crea la corriente que ingresa a los aeroenfriadores C-1215, en donde ya se han ingresado las especificaciones al simulador. El esquema de la simulación realizada se puede observar en la siguiente figura:

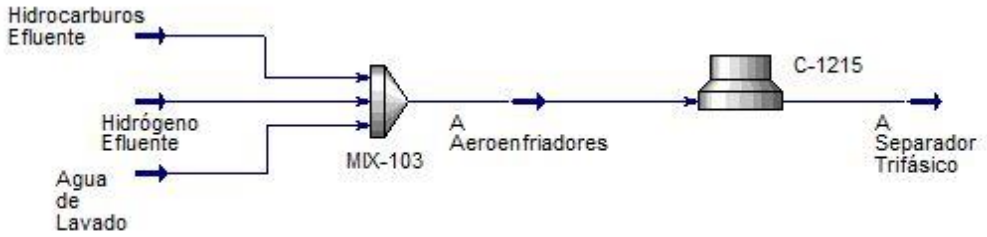


Tabla IV.16: Esquema de simulación de diseño C-1215.

Fuente: Elaboración propia en base a simulación en Hysys.

En el caso de los Hidrocarburos Efluente, estos tienen la misma composición de Rx Salida de la Figura IV.16, el Hidrógeno Efluente tiene la misma composición del Hidrógeno de Reciclo de la misma figura y el Agua de Lavado es agua pura. Luego se obtienen los resultados de la simulación en EDR bajo la modalidad *Rating/Checking*, en donde al igual que los intercambiadores C-1201, se utilizan para compararlos con la ingeniería básica y así validar la simulación:

Tabla IV.17: Resultados de simulación en Hysys de C-1215 en condiciones de diseño.

Variable	**Unidades**	**Tubos**	**Ventiladores**
Fluido		Efluente Reactor	Aire
Flujo	kg/h	170.557	1.841.000
T° in	°C	172	27
T° out	°C	49	72
Ensuciamiento	m^2-h-°C/kcal	0,0004	0,0003
Area Transferencia	m^2	945	
LMTD	°C	69	
U	kcal/h-m^2-°C	79	
Calor Transferido	Mkcal/h	20,38	

Fuente: Elaboración propia

Al igual que los intercambiadores C-1201, el calor transferido es una medida de validación de la simulación, ya que la modalidad de *rating* obliga a la simulación a cumplir con las temperaturas de entrada y salida para que converja. Por lo tanto se calcula dicho error según la fórmula (7) presentada previamente:

$$\%Error\ Simulación\ C1215 = \left|\frac{19{,}74-20{,}38}{19{,}74}\right| \cdot 100\% = 3{,}2\%$$

Análogo a la simulación del C-1201, se considera un error aceptable al ser menor al 5%, por lo que se valida la simulación de las corrientes simuladas.

IV.3 Análisis operacional

IV.3.1 Resultados operacionales actuales

IV.3.1.1 Intercambiadores C-1201

Los resultados operacionales que se han considerado son para operaciones cerca del rango de los 2.500 m^3/día de gasoil a *Hydrocracking*, dentro del período diciembre-abril entre el año pasado y presente año 2016. Estos datos han sido recopilados a través del software PI a excepción de la temperatura de salida del efluente del reactor, puesto que los medidores de temperatura más próximos se encuentran posterior al enfriamiento con aeroenfriadores por lo que no tiene fines prácticos.

Por esta razón, este dato fue medido en terreno en sextuplicado con pirómetro durante los días en que la planta operaba bajo la carga normal mencionada anteriormente. Los resultados se exponen en la tabla siguiente:

Tabla IV.18: Condiciones de operación actual promedio desde 12/2015 a 5/2016 para C-1201.

Variable	Unidades	Carcasa	Tubos
Fluido		Carga Combinada	Efluente Reactor
Flujo	kg/h	59.462	62.224
T° in	°C	100	398
T° out	°C	339	195
Calor Transferido	Mkcal/h	11,45	

Fuente: Elaboración propia

Sin embargo, puesto que no existen medidores de presión en el sistema en línea ni en terreno, no es posible obtener la caída de presión operacional directamente. Por otro lado, el calor transferido fue calculado en base a las propiedades termodinámicas obtenidas de los fluidos simulados a través de *Hysys*.

IV.3.1.2 Intercambiadores C-1215

Puesto que el problema central de este informe se enfoca en la temperatura de llegada del efluente a los separadores trifásicos se hace relevante considerar lo que ocurre aguas abajo de los intercambiadores C-1201.

En este caso, los aeroenfriadores cumplen un rol fundamental para alcanzar la temperatura deseada para ese punto, es por ello que para desarrollar un análisis minucioso

es que se consideran 2 escenarios dadas las contingencias. El primer escenario toma en cuenta las condiciones actuales de dichos intercambiadores, mientras que el segundo escenario contempla un mejoramiento de este equipo y por tanto una mejor capacidad de enfriamiento. Por lo tanto, se califica que este último es optimista y el primero pesimista.

Por otro lado, dado que no se cuenta con la temperatura de llegada del efluente a los aeroenfriadores, puesto que este al dejar los intercambiadores C-1201 es mezclado con agua de lavado, es necesario realizar la simulación en Hysys para así obtener dicha temperatura:

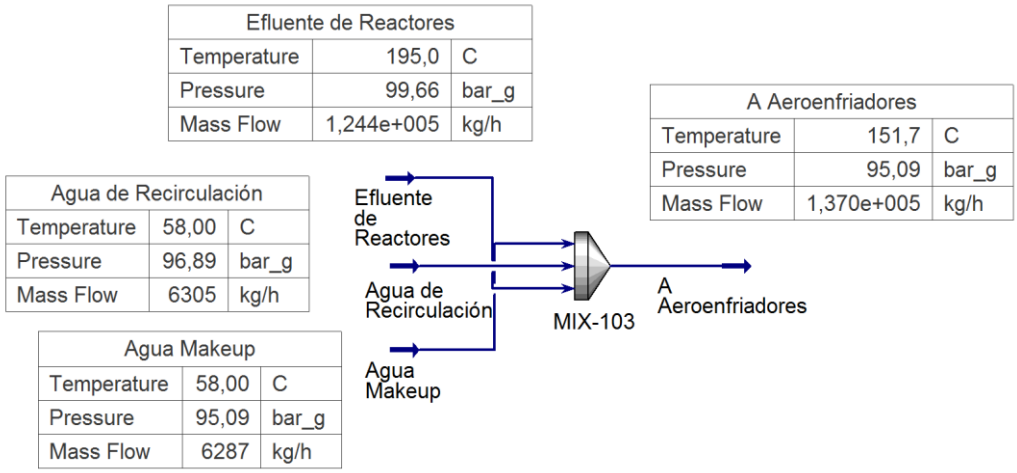


Figura IV.17: Simulación de las corrientes aguas debajo de C-1201.

Fuente: Elaboración propia

Puesto que no existen medidores de temperatura después de que el agua de lavado es mezclada con el efluente del reactor que sale de los intercambiadores C-1201, es que se utiliza para estos efectos el flujo promedio de agua inyectada a esta corriente en base a datos históricos (12,6 m^3/h) y *streamdata* (58°C). Por lo tanto, dicha temperatura es obtenida a través de la simulación de la mezcla estas corrientes, obteniéndose una temperatura estimada de ingreso a los aeroenfriadores C-1215 de 152°C.

IV.3.1.2.1 Escenario actual (C-1215 actuales)

Según la base de datos, la temperatura de salida del conjunto de intercambiadores C-1215 es de 63°C, que se atribuye principalmente al ensuciamiento de estos equipos según lo evidenciado en las visitas a terreno. Es por ello que para simular la situación actual, es necesario estimar el ensuciamiento presente en estos intercambiadores a partir de las temperaturas de entrada y salida. Cabe señalar que los ventiladores funcionan a una velocidad constante, por lo que el flujo másico de aire se mantiene invariable.

Mediante iteraciones del factor de ensuciamiento se calculan las temperaturas de salida actual de dicho equipo, de este modo, la iteración termina cuando la temperatura de salida del efluente alcanza los 63°C en la simulación. Es con esta simulación que se estima el calor transferido según *Hysys*:

Tabla IV.19:Condiciones de operación actual promedio desde 12/2015 a 5/2016 C-1215.

Variable	**Unidades**	**Tubos**	**Ventiladores**
Fluido		Efluente Reactor	Aire
Flujo	kg/h	137.041	1.841.000
T° in	°C	152	27
T° out	°C	63	55
Presión	kg/cm^2g	98	1
Calor Transferido	Mkcal/h	12,47	

Fuente: Elaboración propia

De esta simulación se obtiene el factor de ensuciamiento total de 0,0094 h-ºC/kcal para la temperatura de salida actual del conjunto (referencia: 0,0007 h-ºC/kcal ensuciamiento total de diseño), este ensuciamiento servirá para simular los aeroenfriadores en los escenarios pesimistas que se analicen posteriormente.

IV.3.1.2.2 Escenario futuro (C-1215 nuevos)

Por otro lado, los aeroenfriadores del set C-1215 no funcionan de igual modo, es más, el intercambiador C-1215D fue reentubado previo al paro de planta realizado en octubre del año 2015. Es por ello que este intercambiador funciona excepcionalmente bien en comparación a los otros tres, esto puede ser verificado en las siguientes figuras, en donde se puede comparar las temperaturas a las cuales enfrían cada uno de los intercambiadores C-1215 antes y después:

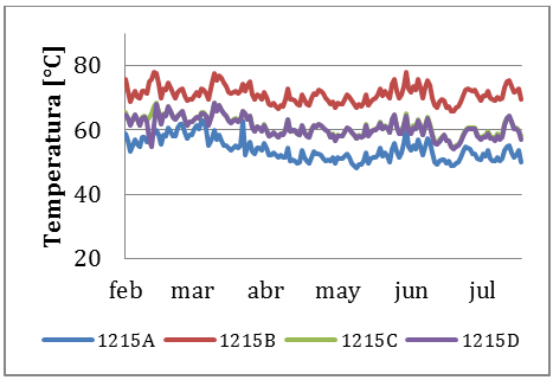


Figura IV.18: Perfil de temperatura por fecha de C-1215 previo al reentubamiento de C-1215D.

Fuente: Base a datos históricos

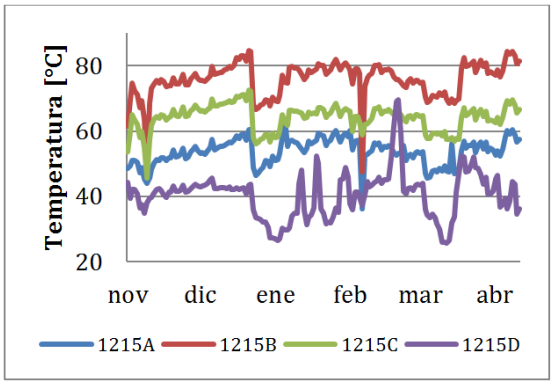


Figura IV.19: Perfil de temperatura por fecha de C-1215 desde el término del paro de planta en octubre del 2015.

Fuente: Base a datos históricos

De la Figura IV.18 y Figura IV.19 se observa una gran diferencia de las temperaturas de salida del aeroenfriador cambiado, mientras que los otros se mantienen relativamente constantes. La tabla siguiente muestra las temperaturas promedios de los aeroenfriadores C-1215:

Tabla IV.20: Tabla comparativa de recambio de C-1215D antes y después.

Temperatura Promedio C-1215 antes y después de recambio C-1215D				
Intercambiador	1215A	1215B	1215C	1215D
Antes	54	71	61	61
Después	54	76	64	41
Variación	0%	-7%	-5%	33%

Fuente: Elaboración propia

De las variaciones calculadas, se puede establecer la mayor notoriedad en el intercambiador cambiado (34%), mientras que los demás se podría pensar que empeoraron su desempeño, pero esto se explica a que los meses antes del cambio son meses de invierno y que por lo tanto tienen mayor capacidad enfriadora que los meses cálidos post recambio, ya que afecta al ΔT de transferencia de calor, y por tanto su desempeño.

Por otro lado, se tiene considerado cambiar/mejorar los aeroenfriadores restantes, ya que su desempeño ha sido el último tiempo muy ineficiente considerando que la temperatura de diseño a la que deberían enfriar es 49°C.

Es por esta razón que se hará el supuesto de que todos los intercambiadores C-1215 operan como el C-1215D, es decir, se asumirá en este escenario que todos los intercambiadores C-1215 tienen el mismo *Duty*. Sin embargo, como solamente se realizó un reentubamiento, el único factor que se ve alterado es el ensuciamiento, por lo tanto se itera en la simulación dicha variable de los intercambiadores hasta que la temperatura de salida sea la considerada.

De lo anterior, se estima entonces que los aeroenfriadores trabajan con un ensuciamiento de 0,00002 m^2-K/W. Los resultados obtenidos se muestran en la tabla a continuación:

Tabla IV.21: Operación actual considerada para C-1215.

Variable	**Unidades**	**Tubos**	**Ventiladores**
Fluido		Efluente Reactor	Aire
Flujo	kg/h	137.041	1.841.000
T° in	°C	152	27
T° out	°C	42	59
Ensuciamiento	m^2-h-°C/kcal	0,00001	0,00001
Calor Transferido	Mkcal/h	14,57	

Fuente: Elaboración propia

Sin embargo, como este ensuciamiento es muy bajo y podría sobrestimar la capacidad de enfriamiento, se prefiere utilizar el ensuciamiento total de diseño para simular el conjunto en este escenario, es decir, 0,0007 h-ºC/kcal (ver Figura XI.2 en la página 117).

IV.3.2 Simulación de la operación actual por diseño de los equipos

IV.3.2.1 Intercambiadores C-1201

Se replica la simulación pero sólo para las condiciones operacionales reales de entrada (mostrados en la Tabla IV.18). El objetivo de esto es analizar cómo deberían operar los intercambiadores según su diseño para así obtener las temperaturas de salida y el calor intercambiado ideal. A continuación se puede observar la simulación realizada:

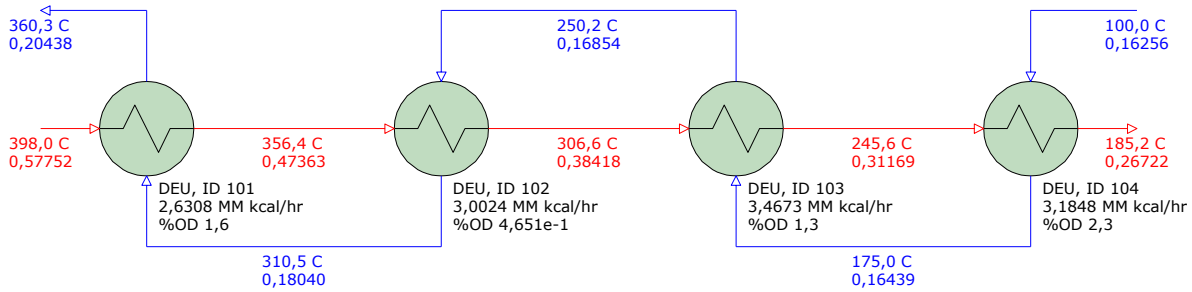


Figura IV.20: Simulación de la operación actual por diseño de C-1201.

Fuente: Elaboración propia

Estos resultados se pueden visualizar en la siguiente tabla:

Tabla IV.22: Resultados de simulación en HTRI de los intercambiadores de calor C-1201 en condiciones de entrada promedio desde 12/2015 a 5/2016 (carga de gasoil: 2.548 m^3/d & conversión: 41,3%) .

Variable	Unidades	Carcasa	Tubos
Fluido		Carga Combinada	Efluente Reactor
Flujo	kg/h	59.462	62.224
T° in	°C	100	398
T° out	°C	360	185
P operación	kg/cm^2	120	105
Delta P	kg/cm^2	1,79	5,10
Ensuciamiento	m^2-h-°C/kcal	0,0004	0,0004
Area Transferencia	m^2	159	
LMTD	°C	42,1	
U	kcal/h-m^2-°C	458	
Calor Transferido	Mkcal/h	12,29	

Fuente: Elaboración propia

El perfil de temperatura que correspondería a la operación actual se muestra a continuación, donde el trazado rojo corresponde al perfil de temperatura del efluente de los reactores y el azul al de la carga combinada:

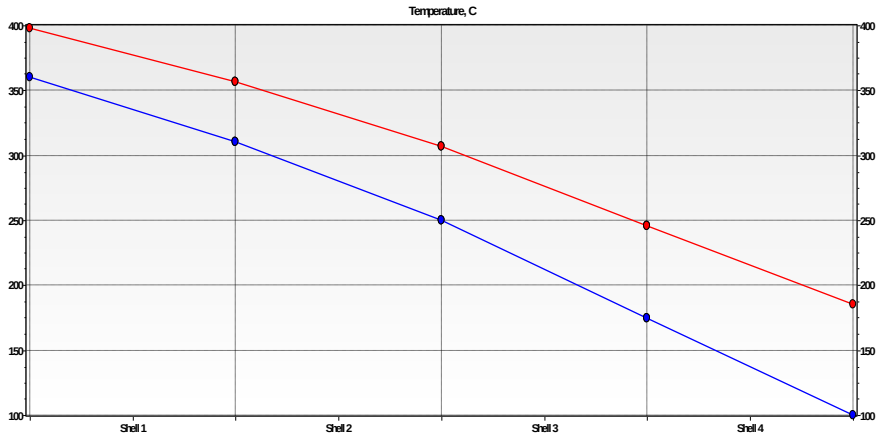


Figura IV.21: Perfil de temperatura de intercambiadores de calor C-1201 en condiciones de operación para desempeño por diseño.

Fuente: Elaboración propia

IV.3.2.2 Intercambiadores C-1215:

Los aeroenfriadores C-1215 se analizan de forma independiente de los C-1201, por lo tanto se asume que la temperatura del efluente de los reactores es la actual (195°C), de modo que se pueda ver el desempeño que tendrían estos intercambiadores si funcionasen como por diseño.Se muestra la simulación realizada:

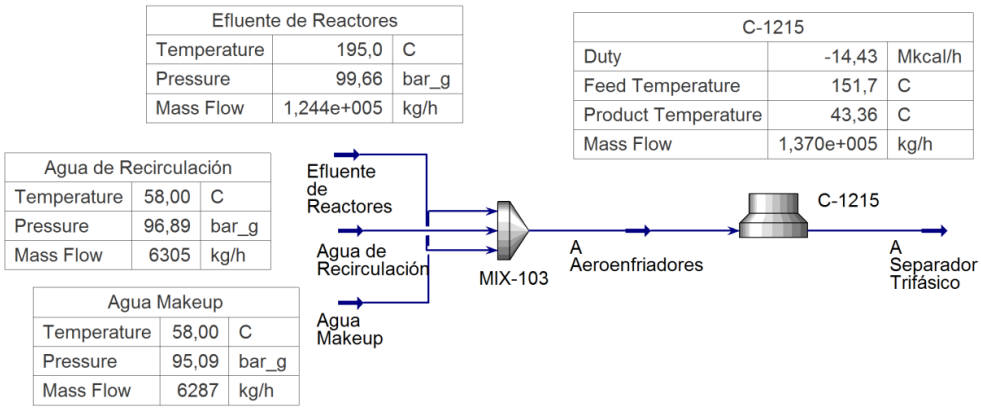


Figura IV.22: Simulación de operación C-1215 en escenario futuro (optimista).

Fuente: Elaboración propia

El resumen de los resultados pueden ser vistos en la siguiente tabla:

Tabla IV.23: Resultados de simulación en Hysys de los intercambiadores de calor C-1215 en condiciones de entrada promedio desde 12/2015 a 5/2016.

Variable	Unidades	Tubos	Ventiladores
Fluido		Efluente Reactor	Aire
Flujo	kg/h	137.041	1.841.000
T° in	°C	152	27
T° out	°C	43	59
Ensuciamiento	m^2-h-°C/kcal	0,0004	0,0003
Area Transferencia	m^2	945	
LMTD	°C	48,4	
U	Kcal/h-m^2-°C	91,6	
Calor Transferido	Mkcal/h	14,43	

Fuente: Elaboración propia

IV.3.3 Determinación del coeficiente de ensuciamiento C-1201

La mayoría de los fluidos en los procesos que transitan por los intercambiadores de calor, tienden a ensuciar el área de transferencia de calor. Este material depositado tiene la consecuencia de reducir la transferencia de calor dado que posee una muy baja conductividad térmica. Es por ello que la transferencia de calor en el diseño sin suciedad debe ser mayor para compensar dicha reducción de transferencia debido al ensuciamiento durante la operación.

De lo antes mencionado, se entiende que se debe realizar un sobredimensionamiento para compensar tal ineficiencia, por lo tanto, mientras más sucio sean los fluidos que por el intercambiador transiten, más alto será el costo de inversión en el equipo.

Algunos criterios de diseño sugieren considerar un intercambiador de calor *spare*, para cuando el equipo principal tenga que ser sacado de servicio por mantención, en el caso de los intercambiadores de calor C-1201, esto no fue considerado.

En los diseños de intercambiadores de calor de tubo y coraza, este ensuciamiento se considera al momento de calcular el coeficiente global de transferencia de calor, dado que se estima una resistencia *Rd* para el ensuciamiento de los tubos y otra para el ensuciamiento de la coraza de la siguiente forma:

$$U = \left(\frac{1}{h_{tubos}} + \frac{1}{h_{coraza}} + Rd_{tubos} + Rd_{coraza}\right)^{-1} \qquad (8)$$

A continuación se puede visualizar en las imágenes la magnitud del ensuciamiento que se produce en los intercambiadores de calor en estudio:

Figura IV.23: Desmontaje de haz de tubos de C-1201 durante paro de planta año 2015.
Fuente: Elaboración propia

Figura IV.24: Ensuciamiento de tubos por el lado de la carcasa.
Fuente: Elaboración propia

Es por lo anterior que para determinar el *performance* del conjunto de intercambiadores de calor estudiados, es necesario estimar el coeficiente de ensuciamiento. Se saben las condiciones a las que debería operar el intercambiador sin ensuciamiento gracias a la simulación realizada en el inciso "Simulación de la operación actual" en la página 55, donde sus resultados se resumen en la Tabla IV.14. De estos resultados se puede obtener el ensuciamiento realizando el siguiente análisis. El calor transferido es calculado como:

$$Q_T = U \cdot A_T \cdot LMTD \quad (9)$$

Por otro lado, con los datos operacionales actuales se puede calcular el valor del LMTD con el factor de corrección calculándolo como:

$$LMTD_{real} = F_t \cdot \frac{\Delta T_c - \Delta T_f}{Ln\left(\frac{\Delta T_c}{\Delta T_f}\right)} \quad (10)$$

Pero dada la gran cantidad de pasos que existe en el banco completo de intercambiadores de calor y para llevar un análisis más coherente con el software, es que se obtiene el valor de este parámetro al ingresarle las temperaturas de salida reales del proceso.

Luego el área de transferencia de calor es constante y el calor transferido operacionalmente es conocido por la Tabla IV.18, por lo tanto se puede obtener el coeficiente de transferencia de calor real de operación como:

$$U = \frac{Q_T}{LMTD_{real} \cdot A_T} \quad (11)$$

Se sabe que el coeficiente de ensuciamiento Rd está planteado como:

$$U_{real} = \left(\frac{1}{h_{tubos}} + \frac{1}{h_{coraza}} + Rd\right)^{-1} \quad (12)$$

Por lo tanto se puede expresar al coeficiente global de transferencia de calor de diseño como:

$$U_{limpio} = \left(\frac{1}{h_{tubos}} + \frac{1}{h_{coraza}}\right)^{-1} \quad (13)$$

Entonces si se reemplaza esta expresión en el coeficiente global de transferencia real, y con operaciones algebraicas se tiene:

$$U_{real}^{-1} = U_{limpio}^{-1} + Rd \quad (14)$$

$$Rd = U_{real}^{-1} - U_{limpio}^{-1} \quad (15)$$

IV.3.3.1 Ensuciamiento del conjunto C-1201

Al programa HTRI se ingresan las temperaturas de entrada y salida promedio hasta la fecha en modalidad rating. De este modo, se podrá obtener el coeficiente de transferencia de calor requerido para lograr esas temperaturas (requerido) y el coeficiente limpio, con ambos es posible determinar el ensuciamiento posteriormente. Se resumen los resultados obtenidos a continuación:

Tabla IV.24: Datos de la simulación para C-1201 con ensuciamiento.

Variable	**Unidades**	**Carcasa**	**Tubos**
Fluido		Carga Combinada	Efluente Reactor
Flujo	kg/h	59.462	62.224
T° in	°C	100	398
T° out	°C	339	195
P operación	kg/cm^2	120	105
Delta P	kg/cm^2	1,8	5,1
Area Transferencia	m^2	158,8	
LMTD	°C	66	
U requerido	$Kcal/h\text{-}m^2\text{-}°C$	273	
U limpio	$Kcal/h\text{-}m^2\text{-}°C$	755	
Calor Transferido	Mkcal/h	11,46	

Fuente: Elaboración propia en base a simulación en Hysys.

De la simulación en HTRI se obtiene el desempeño por cada intercambiador:

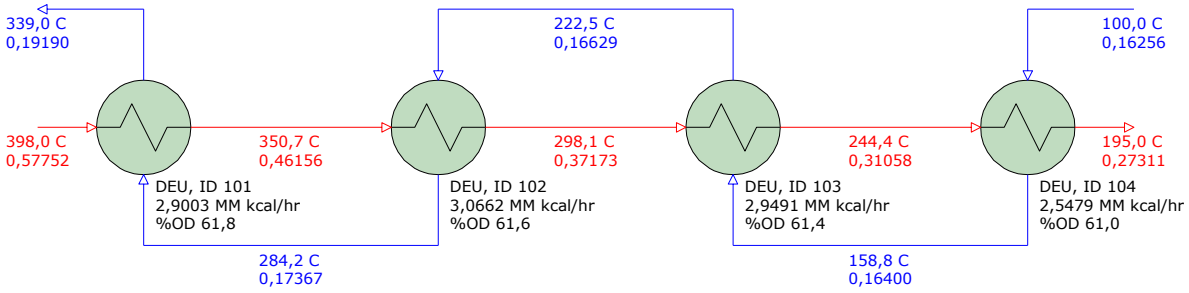


Figura IV.25: Simulación de intercambiadores C-1201 con ensuciamiento.
Fuente: Elaboración propia en base a simulación en HTRI.

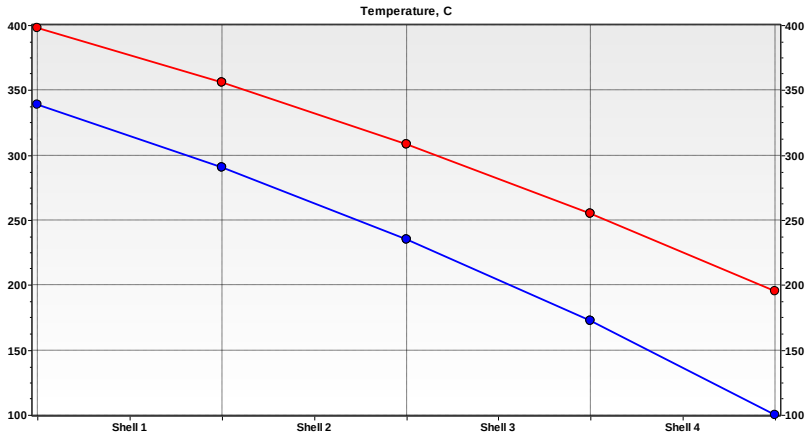


Figura IV.26: Perfil de temperatura de los intercambiadores C-1201 con ensuciamiento. Fuente: Elaboración propia en base a simulación en HTRI.

Por lo tanto, se puede calcular el ensuciamiento reemplazando los valores en la ecuación (15):

$$\mathrm{Rd} = 273^{-1} - 755^{-1} = 0{,}00234 \left[\frac{\mathrm{m}^2 \cdot \mathrm{h} \cdot {}^{\circ}\mathrm{C}}{\mathrm{kcal}}\right]$$

Como referencia se puede calcular cuantas veces este valor equivale al ensuciamiento considerado por diseño:

$$\mathrm{N}_{\mathrm{ensuciamiento,coraza}} = \frac{\mathrm{Rd}_{\mathrm{total,real}}}{\mathrm{Rd}_{\mathrm{total,diseño}}} = \frac{0{,}00234}{0{,}0008} \approx 2{,}93$$

IV.3.3.2 Análisis banco de intercambiadores C-1201A y C-1201B

Con el fin de estudiar el ensuciamiento de cada intercambiador que compone a C-1201, se realiza una toma de mediciones de temperatura en las entradas y salidas de cada intercambiador con la ayuda de un pirómetro. Dado que las mediciones realizadas para este estudio pertenecen a un día en particular, por lo cual este análisis se considera como un "caso operacional" (véase Figura XI.5 en la página 124)

Tabla IV.25: Caso operacional estudiado para ensuciamiento de C-1201.

Caso Operacional:	
Fecha:	25/5/2016
Rango horario	9 a 13 hrs
Carga Gasoil [m^3/d]:	2.457

Fuente: Elaboración propia

En base de los perfiles de temperaturas medidos para cada intercambiador se calcula el ensuciamiento respectivamente utilizando la herramienta "*Find Fouling*" de EDR. Dichos resultados se muestran a continuación y se comparan con el ensuciamiento considerado en el diseño:

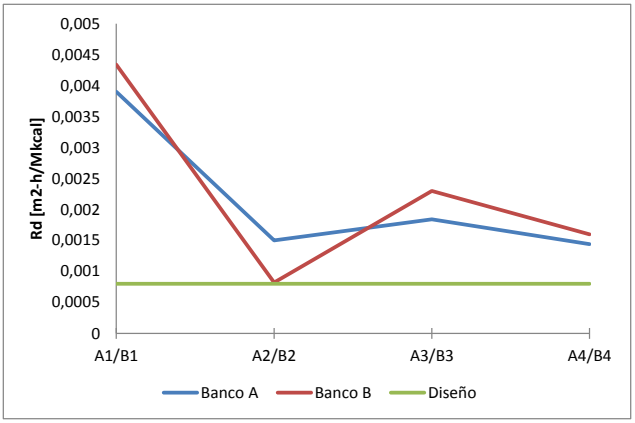


Figura IV.27: Ensuciamiento C-1201

Fuente: Elaboración propia

De lo observado de la Figura IV.27 se puede afirmar que el único intercambiador que está con ensuciamiento cercano al de considerado en el diseño es el intercambiador C-1201B2.

Por otro lado, se puede destacar de estos resultados que los intercambiadores que presentan mayor ensuciamiento corresponden a los intercambiadores C-1201A1 y C-1201B1, esto cumple con lo esperado dado que estos dos intercambiadores son los que

operan con el perfil de temperatura más frío del *set*, por lo que es más previsible a sufrir incrustación de sales por el lado de los tubos.

Adicionalmente se calcula el promedio del ensuciamiento de todo el conjunto de intercambiadores siendo este de 0,00222 kcal/h-m2-°C. Este valor es comparado con el ensuciamiento el del conjunto (Ver Tabla IV.24):

$$\%\, Error = 1 - \frac{fouling_{caso\ op}}{fouling_{conjunto}} = 1 - \frac{0{,}00222}{0{,}00234} = 0{,}051 = 5{,}1\%$$

Del error encontrado se puede observar que existe una gran similitud entre el valor del ensuciamiento encontrado analizando los intercambiadores como conjunto y individualmente.

Otro análisis relevante es analizar la capacidad de transferencia conocida como el producto U*A. Para este análisis se realiza la simulación de cada intercambiador utilizando el ensuciamiento de diseño 0,0008 W-h/m^2 para así obtener el U*A de diseño y así constastarlo con el obtenido del perfil de temperatura para este caso operacional. Los resultados se presentan en la siguiente figura:

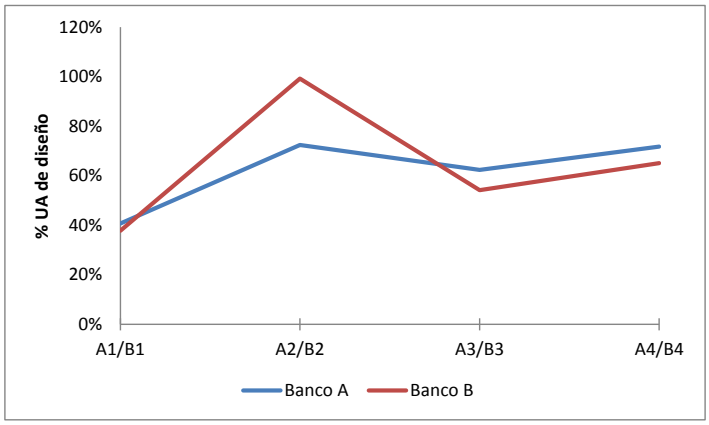


Figura IV.28: Estimación pérdida de capacidad de transferencia de calor.

Fuente: Elaboración propia.

Primeramente se puede observar de la Figura IV.*28* que los intercambiadores A1 y B1 han perdido un 60% de su capacidad de transferencia, lo que es coherente a la misma vez con el análisis del ensuciamiento realizado previamente.

Esta pérdida de transferencia la ha tenido que compensar los intercambiadores A2 y B2, los cuales se han visto favorecidos. Particularmente el intercambiador B2, está más limpio y presenta un 105% en el coeficiente U*A en comparación al valor por diseño. El intercambiador A2 presenta un leve aumento de este coeficiente, pero aún así su

ensuciamento perjudica el valor de U, por lo que dicho coeficiente es mucho menor a A2, presentando incluso una pérdida del orden del 23% en comparación a lo esperado por diseño. Por otro lado, los intercambiadores A3/B3 presentan una pérdida del orden aproximado de 40% y los intercambiadores A4/B4 de 25%, siendo levemente mayor la pérdida para el banco B. Finalmente se calcula el coeficiente U*A global para cada banco de intercambiadores promediando los porcentajes de cada intercambiador individual, así el banco A presenta un 66% y el banco B un 68% de la capacidad de transferencia por diseño.

Por último, se analizan las pérdidas de intercambio de energía de los intercambiadores en función de lo esperado por diseño:

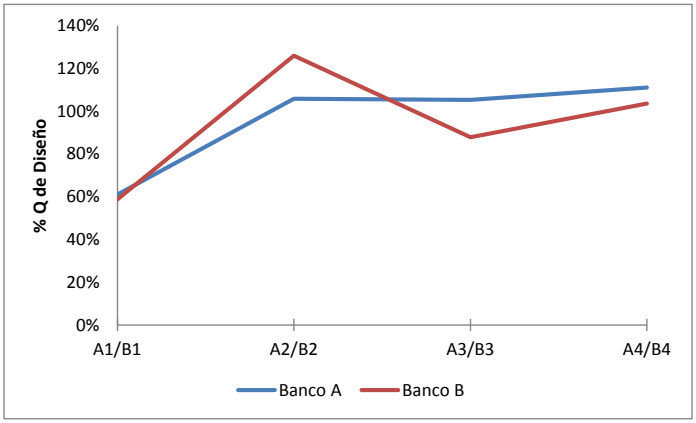


Figura IV.29: Estimación pérdida de intercambio de energía.

Fuente: Elaboración propia.

Nuevamente se observa que los intercambiadores A1/B1 destacan por una pérdida de desempeño, en este caso del orden del 40%. Al igual que en el caso anterior, los intercambiadores A2/B2 compensan la pérdida de calor intercambiado de los primeros, aumentando en un 6% y 26% respectivamente. Para el caso de los intercambiadores A3 y A4 se puede ver en la figura que están intercambiando el calor que deben por diseño y un poco más, esto es un 7% y un 15% de exceso respectivamente. Sin embargo, el intercambiador B3 presenta una pérdida de 10% aproximádamente, lo que es compensado por el intercambiador B4, que presenta un exceso cercano a 8%.

Al promediar los porcentajes obtenidos se puede estimar el porcentaje de calor intercambiado global promedio para cada banco, por consiguiente el banco A intercambia un 97,2% y el banco B un 95,0%.

IV.3.4 Efecto de la temperatura de F-1204 en la recuperación de H_2

Para determinar la temperatura a la que tienen que enfriar los aeroenfriadores C-1215, se realiza una simulación de la unidad recuperadora del hidrógeno del efluente de los reactores (ver Figura IV.33). De dicha simulación se resumen los resultados obtenidos:

Tabla IV.26: Resumen de los resultados.

Composición de hidrógeno de reciclo en función de la Temperatura									
T °C	P kg/cm^2	H_2 mol/mol	C1's mol/mol	C2's mol/mol	C3's mol/mol	C4's mol/mol	+C5's mol/mol	N_2 mol/mol	H_2S mol/mol
40	104	84,46%	10,14%	2,46%	0,57%	0,12%	0,16%	1,54%	0,28%
50	104	83,11%	10,41%	3,12%	0,70%	0,15%	0,21%	1,55%	0,35%
60	104	81,88%	10,70%	3,56%	0,84%	0,19%	0,27%	1,56%	0,42%
70	104	80,08%	11,38%	4,06%	1,00%	0,23%	0,34%	1,57%	0,50%
80	104	77,67%	12,50%	4,46%	1,19%	0,28%	0,43%	1,71%	0,59%

Fuente: Elaboración propia.

De estos resultados se elaboran gráficos para ilustrar el comportamiento de las composiciones en el hidrógeno de reciclo de los diferentes compuestos del efluente de los reactores en función de la temperatura de llegada al separador trifásico F-1204:

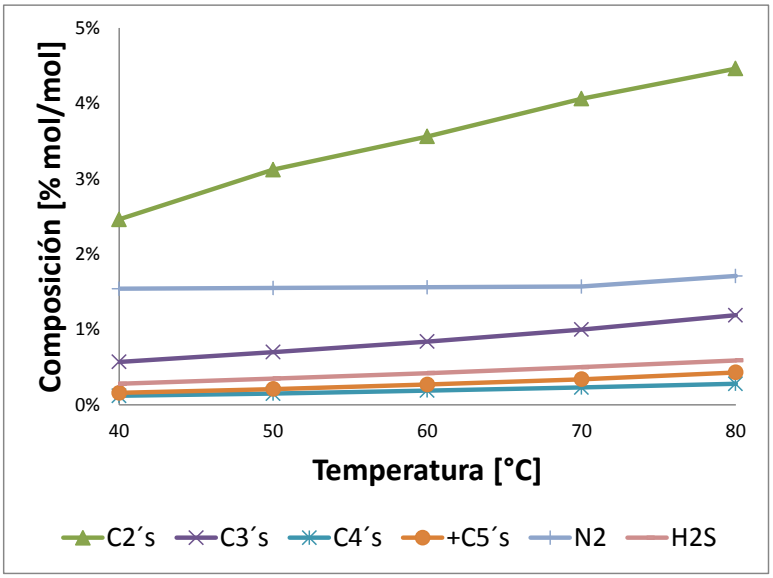


Figura IV.30: Análisis de Composición de Livianos en Reciclo v/s Temperatura.

Fuente: Elaboración propia

Como es de esperar, los compuestos más pesados comienzan a volatilizarse a medida que aumenta la temperatura de separación.

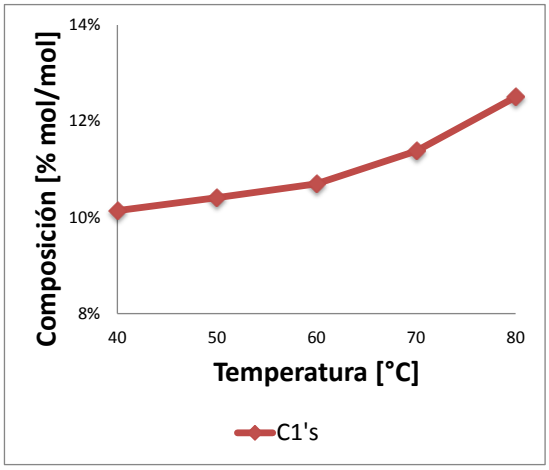


Figura IV.31: Análisis de Composición de C1's en Reciclo v/s Temperatura

Fuente: Elaboración propia

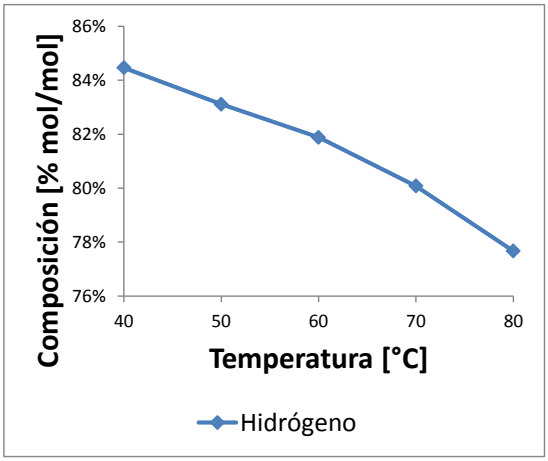


Figura IV.32: Análisis de Composicón de Hidrógeno en Reciclo v/s Temperatura.

Fuente: Elaboración propia

Este último gráfico es quizás el más importante desde el punto de vista operacional, puesto que permite estimar la temperatura límite operacional, esta es la que obtenga un porcentaje de hidrógeno igual a 80% molar. Según lo que se sabe en operaciones, si el hidrógeno llega a ser menor a ese porcentaje, podría haber coquización en el catalizador lo que traería graves problemas operacionales. Como resultado de lo dicho anteriormente, se determina que dicha temperatura son los 70°C.

Por otro lado, como criterio operacional se recomienda operar un reciclo con un contenido de hidrógeno sobre 82% de pureza, de acuerdo a esto, la temperatura en el separador F-1204 no debería superar los 60°C. Por lo tanto, en base a lo presentado anteriormente, se considera factible como criterio un rango de temperatura de separación de 40-50°C ya que así existe holgura suficiente para operar bajo una zona segura en caso de ensuciamiento de los equipos.

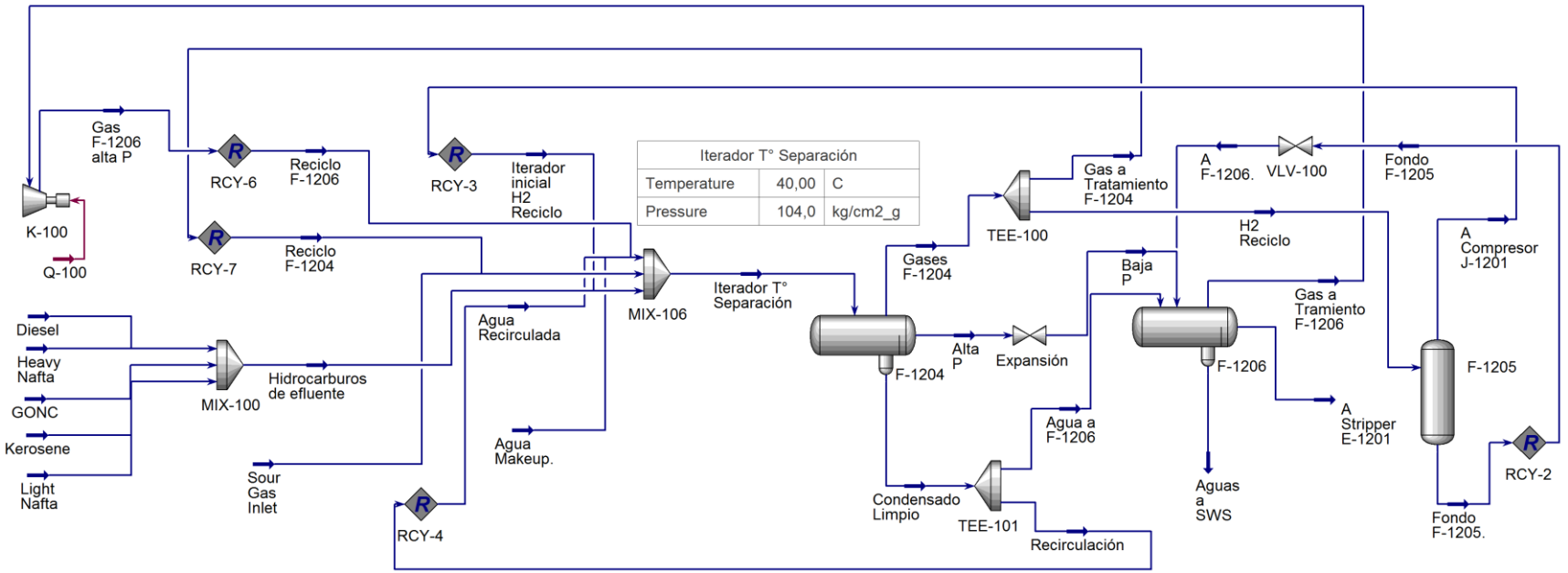


Figura IV.33: Simulación Hysys de unidad recuperadora de hidrógeno de efluente en planta HCK.

Fuente: Elaboración propia en base a simulación en Hysys.

IV.4 Diagnóstico

A continuación se analizarán distintos escenarios en cuanto a las condiciones que se disponen en los equipos C-1201 y C-1215.

El fin de este análisis es diagnosticar para cuales escenarios operacionales se cumple el requerimiento de diseño, es decir, una temperatura de llegada al separador trifásico en el rango establecido en el inciso anterior (40-50°C).

Esto se analizará para dos casos, el primero es utilizando la carga actual de gasoil a la planta de HCK (2.548 m^3/d de gasoil) y para el segundo caso se estudia el desempeño de los equipos suponiendo que esta carga aumentara al máximo por diseño (3.200 m^3/d de gasoil).

IV.4.1 Escenarios operacionales con carga promedio

Para este análisis se consideran condiciones de carga promedio, las cuales se especifican resumidamente en la siguiente tabla:

Tabla IV.27: Condiciones promedio de flujo

Flujos		
Gasoil	2.548	m^3/d
Light Nafta	165	m^3/d
Heavy Nafta	66	m^3/d
Kerosene	343	m^3/d
Diesel	567	m^3/d
GONC	1.565	m^3/d
H_2 carga	2.308	Mm^3/d

Fuente: Elaboración propia.

Tabla IV.28: Condiciones promedio en variables operacionales

Variables de Operación		
T Carga	100	°C
T Efluente	398	°C
P Carga	120	kg/cm^2
P Efluente	105	kg/cm^2

Fuente: Elaboración propia.

Estos valores, como se ha mencionado anteriormente, constituyen las condiciones en las cuales se trabaja en promedio desde 12/2015 hasta 5/2016. A continuación se analizan los resultados obtenidos en la simulación para cada escenario planteado:

ESCENARIO N°1: Intercambiadores C-1201 sucios & C-1215 actuales

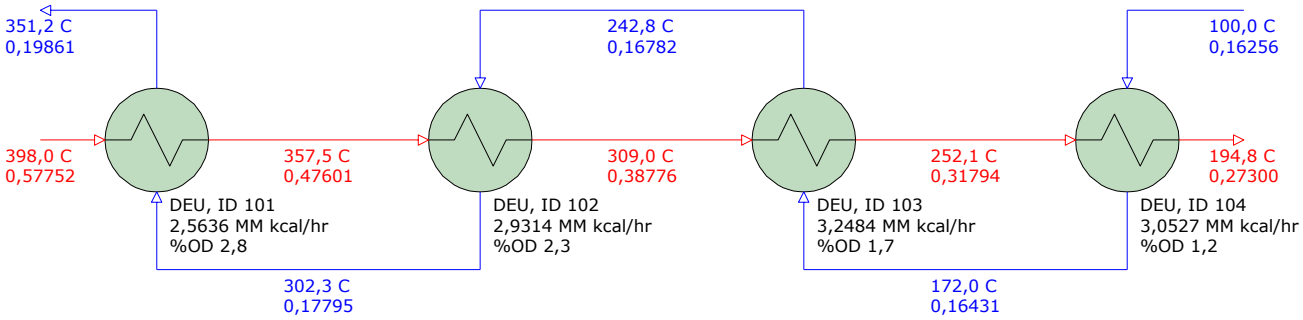


Figura IV.34: Simulación C-1201 sucios en HTRI.

Fuente: Elaboración propia en base a simulación en HTRI.

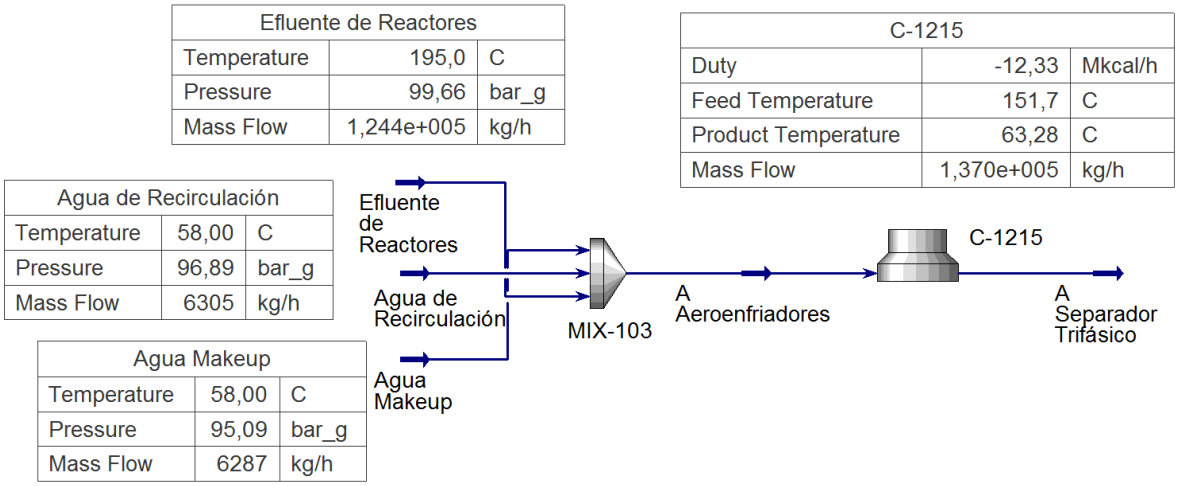


Figura IV.35: Simulación de intercambiadores C-1215 actuales para carga de 2.548 m^3/d de gasoil.

Fuente: Elaboración propia en base a simulación en Hysys.

ESCENARIO N°2: Intercambiadores C-1201 limpios & C-1215 actuales

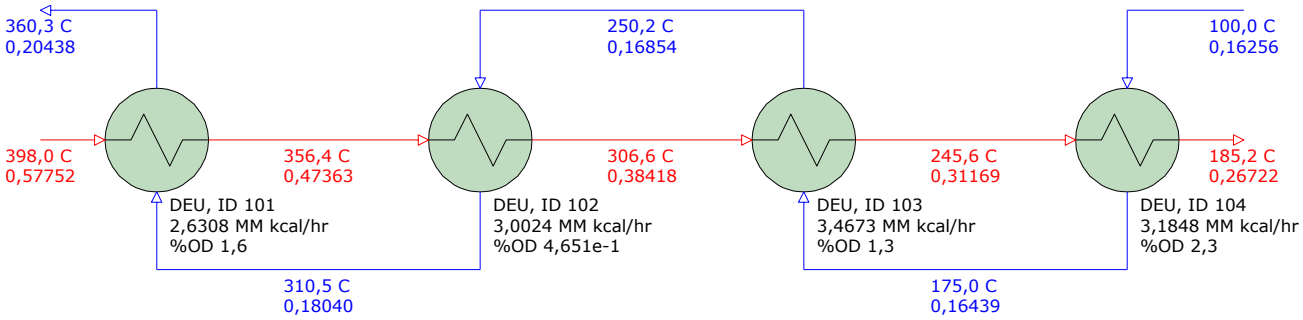


Figura IV.36 Simulación C-1201 limpios en HTRI para carga de 2.548 m^3/d de gasoil..

Fuente: Elaboración propia en base a simulación en HTRI.

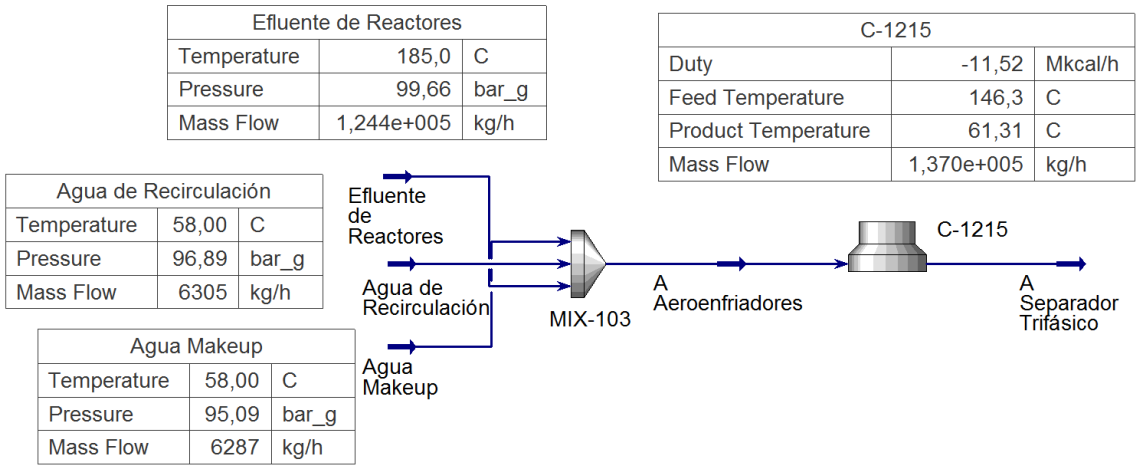


Figura IV.37: Simulación de intercambiadores C-1215 actuales para carga de 2.548 m^3/d de gasoil..

Fuente: Elaboración propia en base a simulación en Hysys

ESCENARIO N°3: Intercambiadores C-1201 sucios & C-1215 nuevos

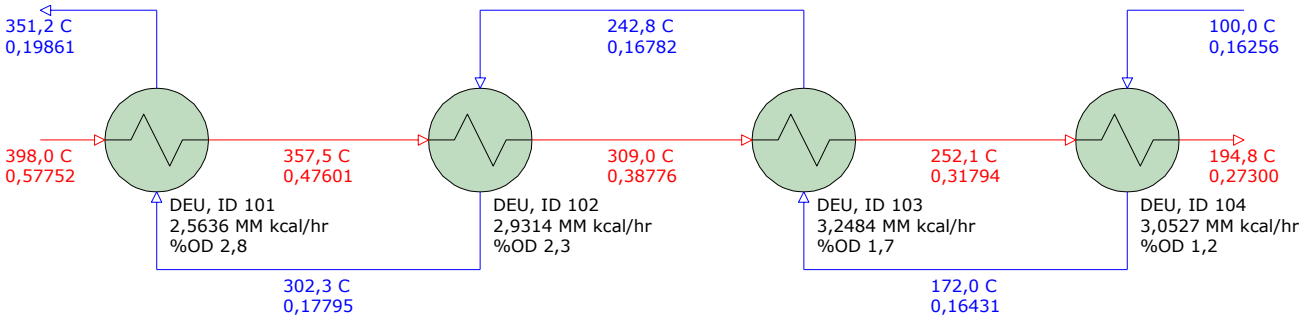


Figura IV.38: Simulación C-1201 sucios en HTRI para carga de 2.548 m^3/d de gasoil..

Fuente: Elaboración propia en base a simulación en HTRI.

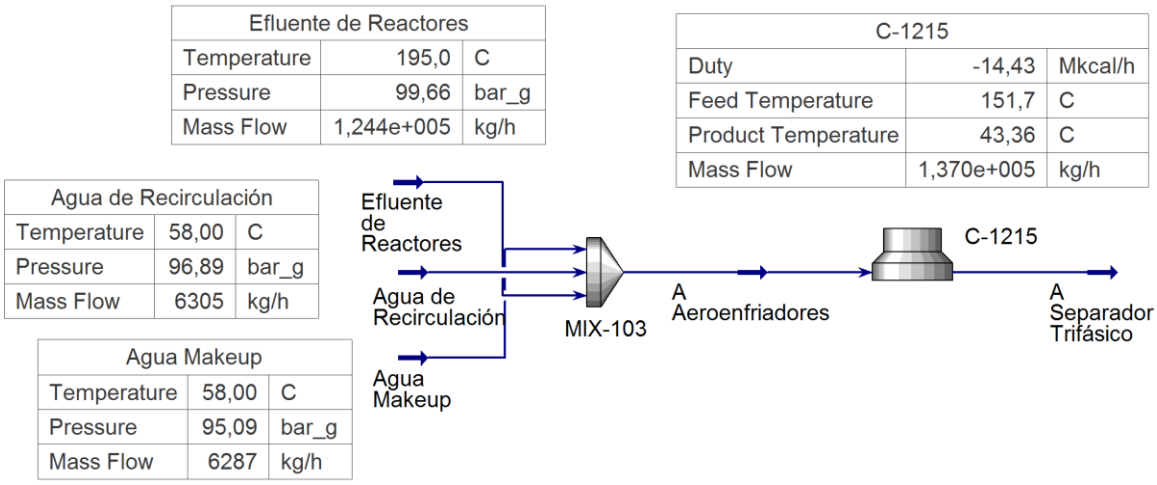


Figura IV.39: Simulación de intercambiadores C-1215 nuevos para carga de 2.548 m^3/d de gasoil..

Fuente: Elaboración propia en base a simulación en Hysys.

ESCENARIO N°4: Intercambiadores C-1201 limpios & C-1215 nuevos

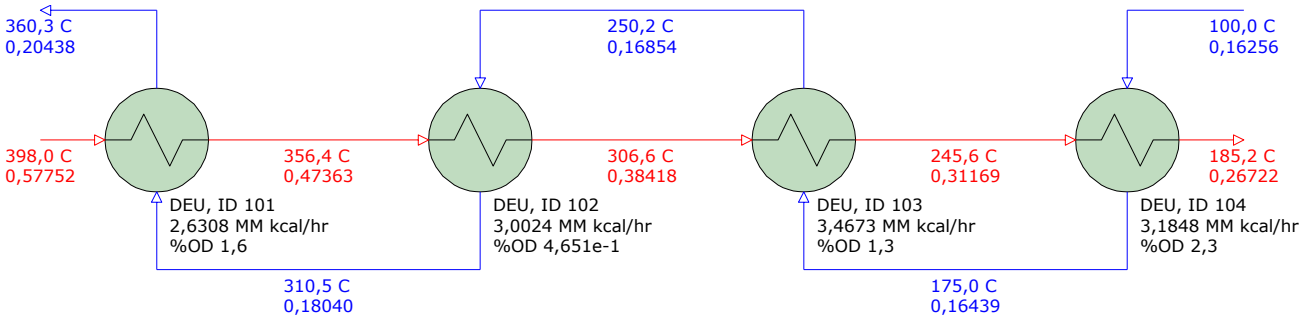


Figura IV.40: Simulación C-1201 limpios en HTRI para carga de 2.548 m^3/d de gasoil.

Fuente: Elaboración propia en base a simulación en HTRI.

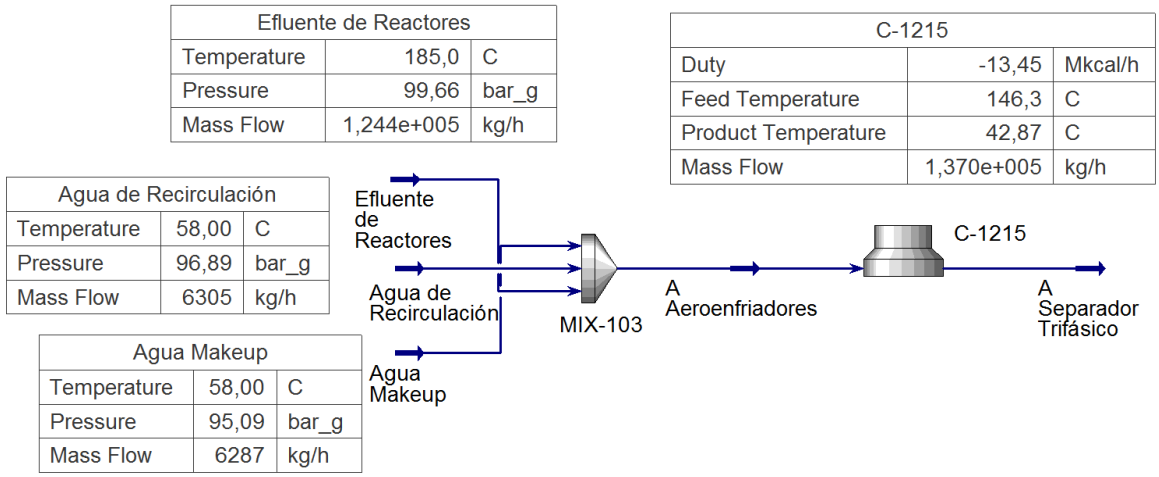


Figura IV.41: Simulación de intercambiadores C-1215 nuevos para carga de 2.548 m^3/d de gasoil..

Fuente: Elaboración propia en base a simulación en Hysys.

IV.4.1.1 Diagnóstico de los equipos actuales operando con carga promedio

Se observa primeramente en el escenario 1 que este constituye la situación actual, en donde la temperatura de llegada a los separadores trifásicos está muy por encima de la temperatura de diseño (63°C).

Igualmente, el escenario 2 no cumple con los requerimientos, entregando una temperatura de salida de 61°C. Esto último indica que la planta no operaría correctamente si es que no se mejoran los aeroenfriadores C-1215, aun si los intercambiadores C-1201 operasen como diseño.

Por otro lado, en los escenarios restantes se obtienen temperaturas inferiores a la especificada para dicho efluente. En los escenarios 3 y 4 la temperatura del efluente es de 43°C, estos resultado se basan en que el conjunto de aeroenfriadores C-1215 operase con ensuciamiento de diseño, y el conjunto C-1201 operase con el ensuciamiento actual y de diseño respectivamente.

Por lo tanto, se puede afirmar que si los aeroenfriadores C-1215A, C-1215B y C-1215C fuesen mejorados de modo que funcionen como lo indica este supuesto, se podrían operar los separadores trifásicos a temperaturas recomendadas (40°C-50°C) con la carga promedio actual.

IV.4.2 Escenarios operacionales con carga de diseño

Para encontrar los flujos de cada uno de los componentes de la simulación, se asume que si se trabaja a carga de 3.200 m^3/d de gasoil los productos que se obtendrían serían directamente proporcionales a la carga actual:

$$\alpha = \frac{\text{Carga Máxima}}{\text{Carga Operación}} = \frac{3.200\left[\frac{m^3}{d}\right] \cdot \frac{1}{24}\left[\frac{d}{h}\right] \cdot 932{,}5\left[\frac{kg}{m^3}\right]}{98.999\left[\frac{kg}{h}\right]} = 1{,}26$$

De este modo, se calcula una razón de proporción para la carga de gasoil comparada con la promedio, por la cual se multiplican las corrientes para obtener los flujos másicos por el lado de los tubos y por las corazas para cada tren de C-1201.

La siguiente tabla muestra los resultados obtenidos:

Tabla IV.29: Transformación de flujos másicos a carga máxima.

Transformación: Carga Máxima C-1201			
Flujos Coraza [kg/h]		**Flujos Tubos [kg/h]**	
GO	62.166	Light Naphtha	3.007
Hidrógeno Carga	12.513	Heavy Naphtha	1.307
		Kerosene	7.498
		Diesel	13.141
		Gasoil No Convertido	36.474
		Hidrógeno Reciclo	15.515
		Gases F-1204	354
		Gases F-1206	332
		Sour Gas	518
Total	74.679	Total	78.147

Fuente: Elaboración propia

ESCENARIO N°1: Intercambiadores C-1201 sucios & C-1215 actuales

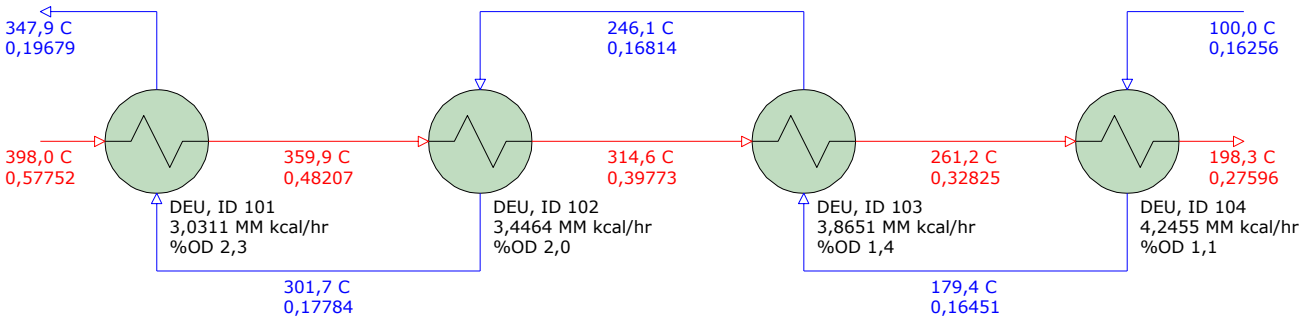


Figura IV.42: Simulación C-1201 sucios en HTRI para carga de 3200 m^3/d de gasoil..

Fuente: Elaboración propia en base a simulación en HTRI.

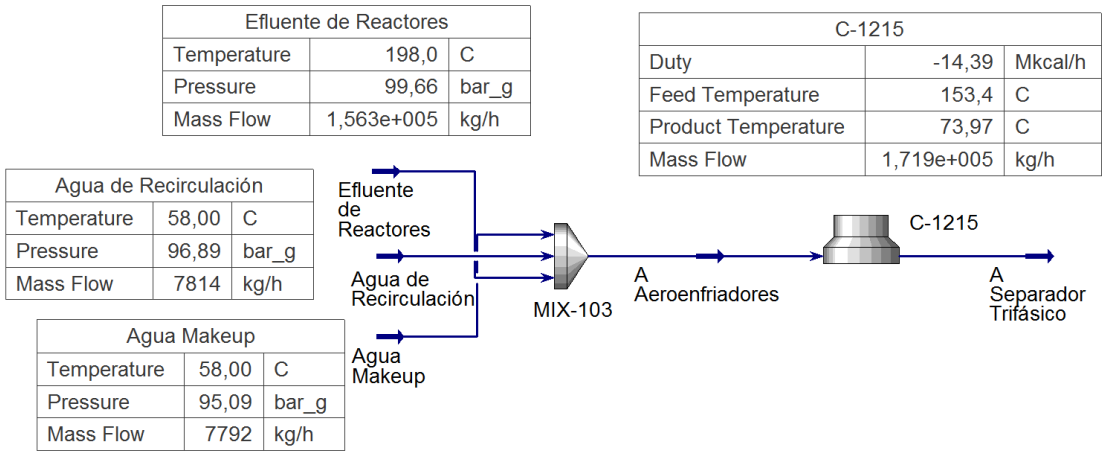


Figura IV.43: Simulación de intercambiadores C-1215 actuales para carga de 3200 m^3/d de gasoil..

Fuente: Elaboración propia en base a simulación en Hysys.

ESCENARIO N°2: Intercambiadores C-1201 limpios & C-1215 actuales

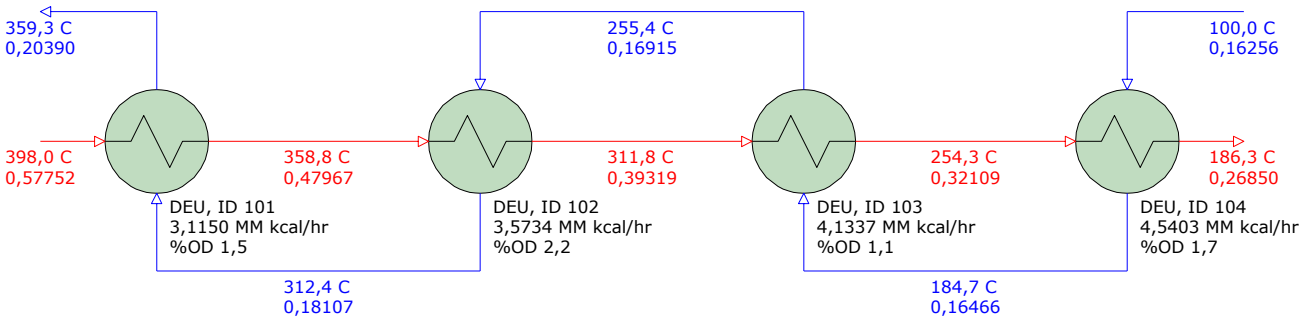


Figura IV.44: Simulación C-1201 limpios en HTRI para carga de 3200 m^3/d de gasoil.

Fuente: Elaboración propia en base a simulación en HTRI.

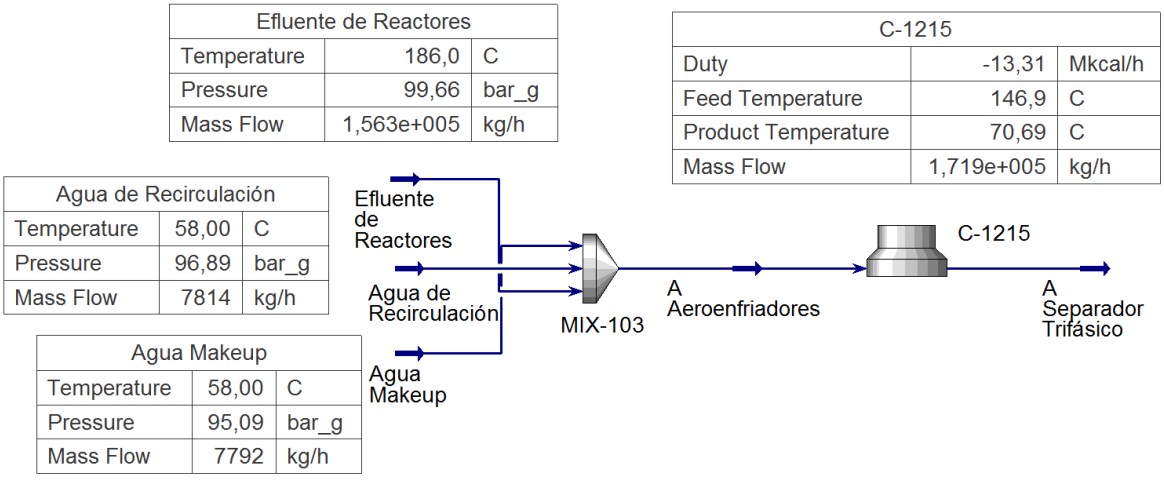


Figura IV.45: Simulación de intercambiadores C-1215 actuales para carga de 3200 m^3/d de gasoil..

Fuente: Elaboración propia en base a simulación en Hysys.

ESCENARIO N°3: Intercambiadores C-1201 sucios & C-1215 nuevos

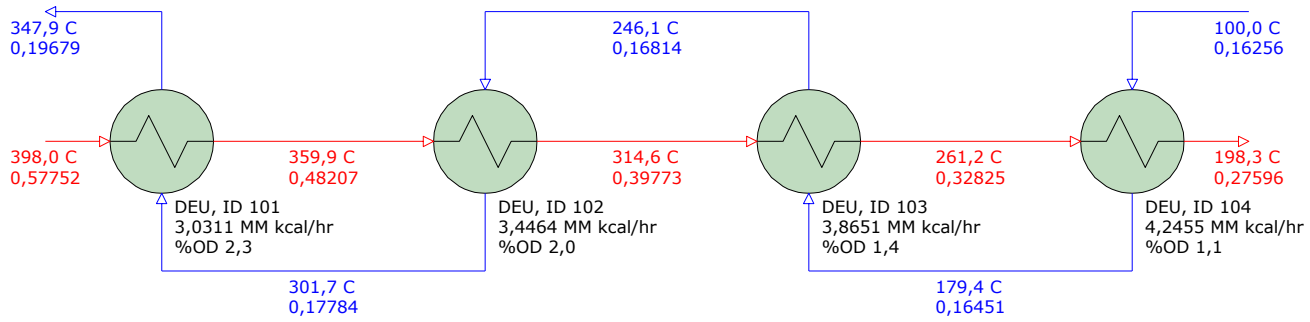


Figura IV.46: Simulación C-1201 sucios en HTRI para carga de 3200 m^3/d de gasoil.

Fuente: Elaboración propia en base a simulación en HTRI.

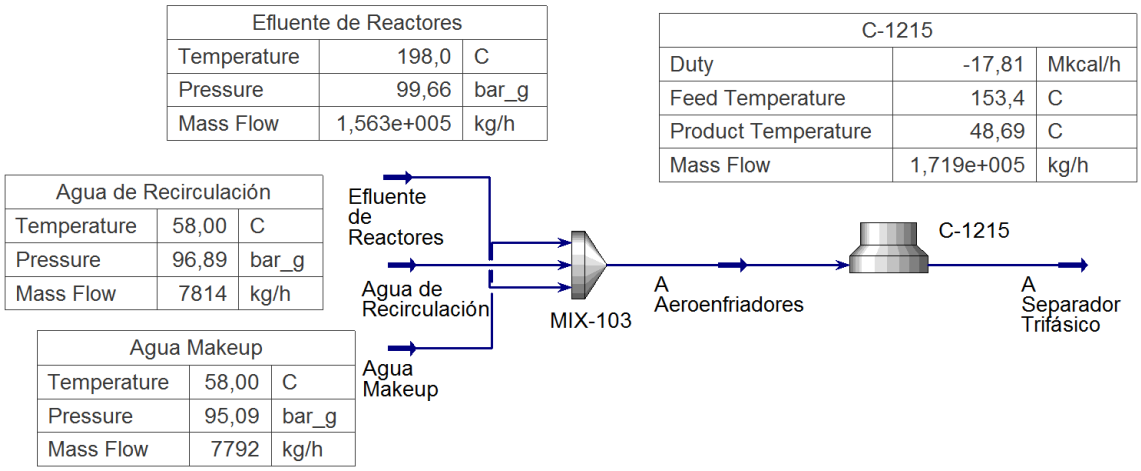


Figura IV.47: Simulación de intercambiadores C-1215 nuevos para carga de 3200 m^3/d de gasoil..

Fuente: Elaboración propia en base a simulación en Hysys.

ESCENARIO N°4: Intercambiadores C-1201 limpios & C-1215 nuevos

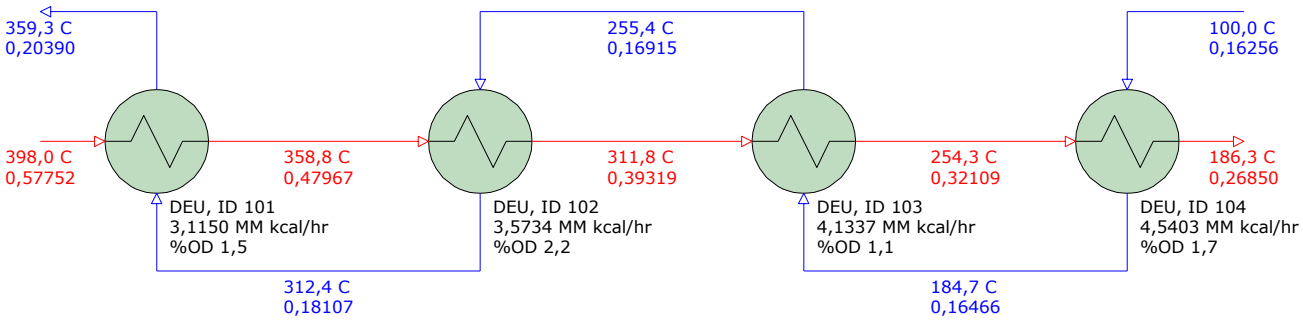


Figura IV.48: Simulación C-1201 limpios en HTRI para carga de 3200 m^3/d de gasoil.

Fuente: Elaboración propia en base a simulación en HTRI.

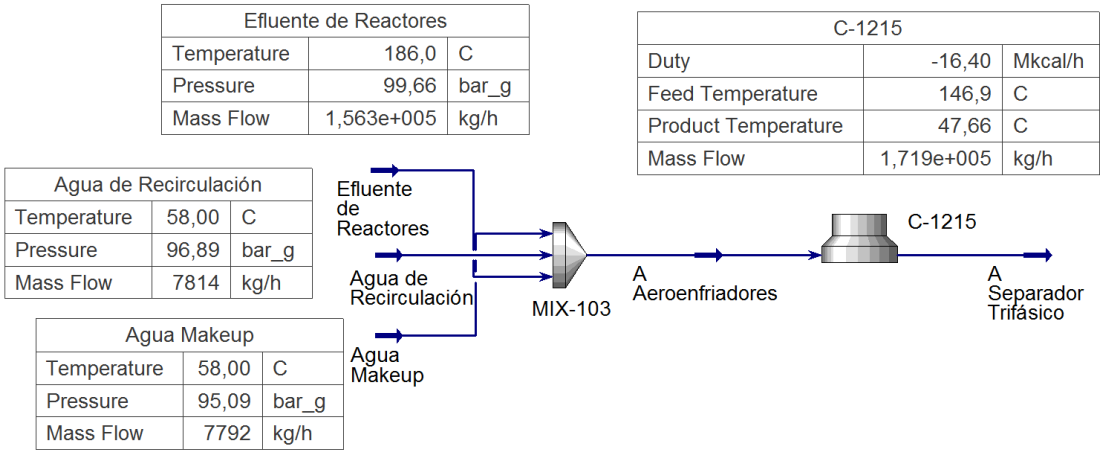


Figura IV.49: Simulación de intercambiadores C-1215 nuevos para carga de 3200 m^3/d de gasoil.

Fuente: Elaboración propia en base a simulación en Hysys.

IV.4.2.1 Diagnóstico de los equipos actuales operando con carga de diseño:

De los escenarios analizados se puede concluir que solamente los escenarios con los C-1215 nuevos (escenarios 3 & 4) cumplen con las condiciones requeridas, obteniéndose una temperatura de 48°C y 49°C respectivamente. Cabe señalar también, que el escenario actual (escenario 1) no sería capaz de tolerar un aumento de carga de gasoil a 3.200 m^3/d.

IV.4.3 Diagnóstico general

Del análisis operacional realizado, se puede condensar lo dicho hasta este punto afirmando que existe un problema de ensuciamiento en los intercambiadores C-1201. Tal ensuciamiento está evidentemente concentrado en los intercambiadores que trabajan a temperaturas más frias, es decir, los intercambiadores A1 y B1, dado que a menores temperaturas es sabido que existe problema de inscrustación de sales por el lado de los tubos (Ver Figura IV.27 en la página 62). Por esa razón es que estos dos intercambiadores son los que presentan considerablemente el peor desempeño de todo el conjunto, teniendo una pérdida de capacidad de transferencia de calor de 59% y 62% para A1 y B1 respectivamente, y una pérdida de calor intercambiado de 39% y 41% en el mismo orden.

En relación a los escenarios analizados se concluye que el problema operacional recae sobre los intercambiadores C-1215, ya que si estos operaran como el aeroenfriador ya mejorado C-1215D (operación de diseño), se podría llegar a la separación a la temperatura requerida para la carga actual y para la carga de diseño.

Se debe agregar de este análisis que los intercambiadores C-1201 se encuentran subdimensionados de acuerdo a las temperaturas obtenidas en comparación a las de diseño.

Adicionalmente de las simulaciones desarrolladas, se puede mencionar que si se quisiese aumentar la carga de gasoil a 3.200 m^3/d bajo las condiciones que actualmente se manejan, la temperatura de llegada al separador trifásico aumentaría aproximadamente en 11°C de la temperatura promedio actual.

Por todo lo anterior es que se diagnostica un problema grave de transferencia de calor en la unidad al existir un calor transferido disponible menor al requerido para operar bajo las condiciones recomendadas por diseño.

IV.5 Formulación de alternativas de mejoras

IV.5.1 Bases de diseño

IV.5.1.1 Definición de condiciones de diseño

Unas de las variables más importantes a considerar en el diseño son las temperaturas que se considerarán en las entradas para la carga combinada y para el efluente. En este caso, que se quiere asegurar una temperatura aceptable a la llegada de los separadores trifásicos, se sitúa este análisis en la situación más desfavorable. Es por ello que se considera lo siguiente:

Tabla IV.30: Condiciones de entrada para el diseño a C-1201.

Condiciones de entrada para el Diseño			
Variable	Unidad	Entrada Carga Combinada	Entrada Efluente
Flujo	kg/h	149.357	156.293
Temperatura	°C	100	432
Presión	kgf/cm^2	120	105

Fuente: Elaboración propia

Como se puede observar de la Tabla IV.30 la temperatura de entrada del efluente es igual a la temperatura considerada en la ingeniería básica de estos equipos. Sin embargo, para el caso de la carga combinada los 100°C corresponden a la temperatura promedio estimada en el período considerado. La razón de por qué se considera esta temperatura y no la de diseño (74°C), es porque esta última favorece a la transferencia de calor y por tanto al enfriamiento del efluente, además de ser irrealista de acuerdo a la temperatura habitual con la cual ha funcionado la planta de HCK.

Por otro lado se estima que una temperatura adecuada de salida del efluente en los intercambiadores C-1201 es de 180°C, la cual fue obtenida mediante iteraciones en la simulación de los aeroenfriadores para obtener una temperatura de separación de 47°C.

La simulación realizada puede ser vista a continuación:

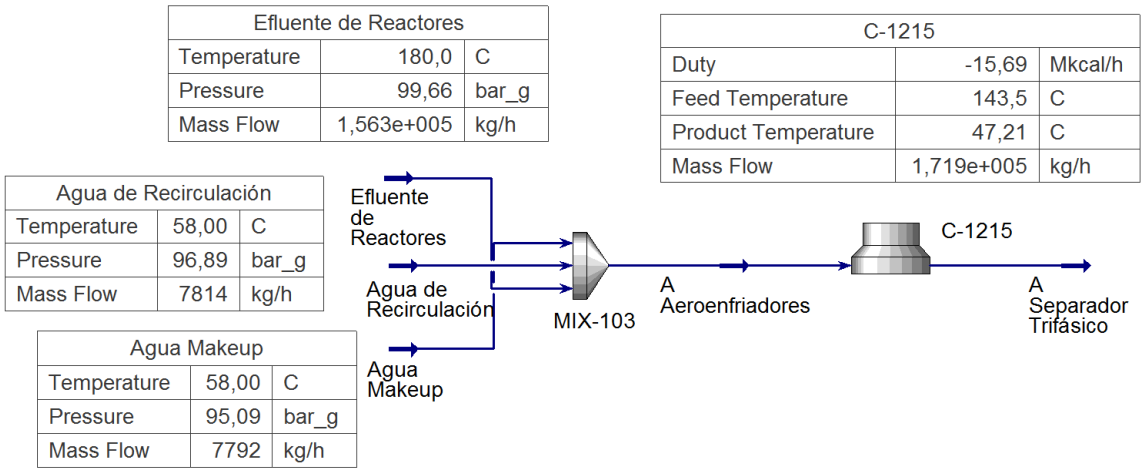


Figura IV.50: Simulación para la obtención de la temperatura de diseño de salida del efluente de reactores de los intercambiadores C-1201.

Fuente: Elaboración propia en base a simulación en Hysys.

Esto considera que se aumente proporcionalmente a la carga la cantidad de agua de lavado previa a los intercambiadores C-1215, lo que significaría aumentar el total de 303 m^3/día a 380 m^3/día aproximadamente, asumiendo una temperatura de 58°C (temperatura de diseño).

También una limitación a considerar es la temperatura a la que sale la carga combinada de los intercambiadores, esta debiera ser alta pero no tanto como para que sea necesario apagar el horno B-1201, ya que se prefiere mantener este último encendido, para que en caso de emergencia se tenga algún control sobre la temperatura.

Esto encuentra razón dado que si la temperatura del efluente se elevara mucho, aumentaría en consecuencia la temperatura de salida de la carga combinada, quizás más allá de la temperatura recomendada por el catalizador, por lo que la temperatura de salida de la carga combinada debe ser menor a la temperatura de diseño que debiera calentar el horno B-1201 a dicha corriente, es decir menor a 417°C.

Con las temperaturas antes definidas se puede calcular el calor transferido o *Duty* requerido por el equipo considerando las temperaturas de entrada y salida del efluente:

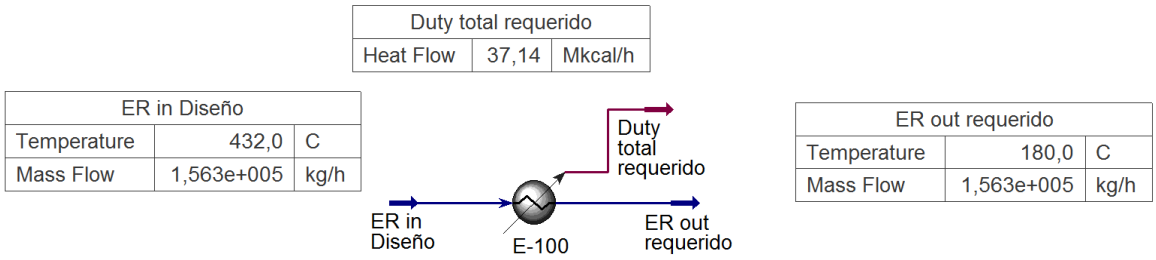


Figura IV.51: Obtención de duty requerido por diseño.

Fuente: Elaboración propia en base a simulación en Hysys.

Por lo tanto se estima el calor transferido requerido como:

$$Q_{req} = \dot{m}_{efluente} \cdot \left(H_{efluente}(432°C) - H_{efluente}(180°C)\right) = 37{,}14 \left[\frac{Mkcal}{h}\right]$$

Lo que equivale a un calor transferido requerido de 18,57 Mkcal/h por cada tren. Con todo lo anterior se establecen las condiciones de diseño:

Tabla IV.31: Condiciones de diseño.

Condiciones de Diseño			
Variable	Unidad	Entrada Carga Combinada	Entrada Efluente
Flujo	kg/h	149.357	156.293
Temperatura entrada	°C	100	432
Temperatura salida	°C	405	180
Presión entrada	kgf/cm^2	120	105
Duty requerido total	Mkcal/h	38,4	
Duty requerido por tren	Mkcal/h	18,56	

Fuente: Elaboración propia

IV.5.1.2 Línea base

Como línea base se quiere estimar la cantidad de intercambiadores extra que suplirían las demandas de las condiciones de diseño planteadas en el inciso anterior.

En base a las condiciones de diseño se simulan los intercambiadores C-1201 con el ensuciamiento de diseño:

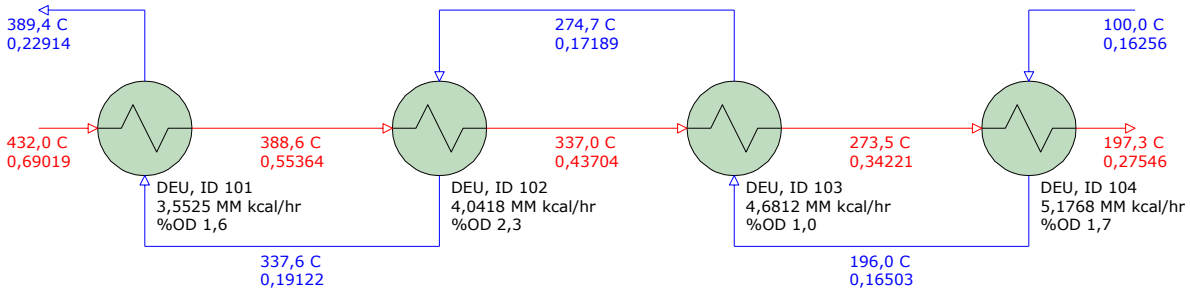


Figura IV.52: Simulación de los intercambiadores C-1201 limpios.

Fuente: Elaboración propia en base a simulación en HTRI.

Como se observa, la temperatura de salida del efluente no alcanza la temperatura requerida por diseño. Es por ello que se evalúa a través de iteraciones la cantidad de intercambiadores extra idénticos que se necesitarían para lograr dichos requerimientos:

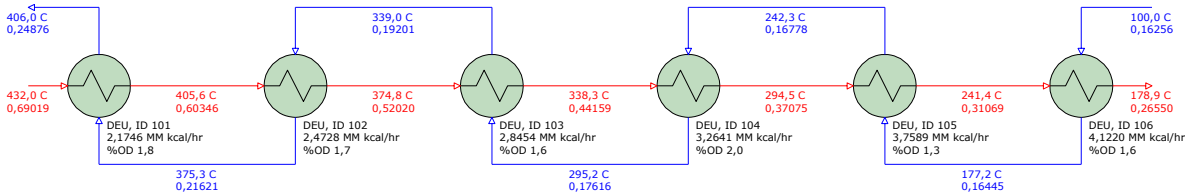


Figura IV.53: Determinación de la línea base.

Fuente: Elaboración propia en base a simulación en HTRI.

Del análisis se establece que, a modo de referencia, se requerirían más de 2 pares de intercambiadores adicionales para cada tren, lo que significa un 50% más en área de transferencia de calor. Es por ello que se determina que los intercambiadores actuales están subdimensionados para cumplir con los requerimientos operacionales.

Puesto que no es factible incorporar más intercambiadores, por espacio físico en terreno, es que se hace necesario suplir dicha área con otras opciones.

IV.5.2 Descripción de las alternativas sugeridas

IV.5.2.1 Mejoras de proceso

- **Inyección de agua a intercambiador con mayor ensuciamiento**

Se solicitó desde ingeniería de plantas que se estudiase la viabilidad de esta alternativa la cual contempla una mejora de proceso que consiste en intervenir el proceso para mejorar la transferencia de calor, no así el diseño de los intercambiadores.

En este caso se plantea realizar una inyección de agua a alta presión al intercambiador con mayor ensuciamiento, de modo que esta remueva las incrustaciones de sales que pudiesen estar por el lado de los tubos. A continuación se muestra el esquema propuesto para el caso del banco A:

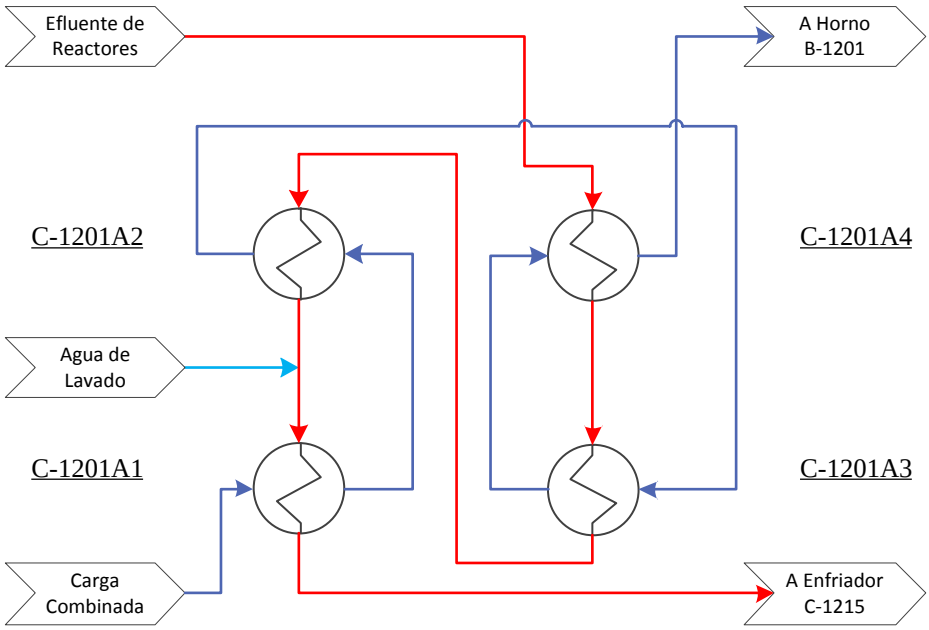


Figura IV.54: Esquema de inyección de agua como mejora del proceso en Banco A.

Fuente: Elaboración propia

Es necesario aclarar que este sistema de limpieza es solamente posible para el intercambiador más frio A1 y B1, puesto que se ha visto en la operación que al inyectar agua a los intercambiadores más calientes esta se expande considerablemente o produce "*flash*" causando problemas operacionales graves, particularmente en las uniones entre los flanges.

IV.5.2.2 Mejoras de diseño

- **Recambio de haces tubulares por tubos trenzados o *"twisted tubes"***

Entiéndase como mejoras de diseño a todas aquellas modificaciones a los intercambiadores de calor que impliquen un mejor desempeño en la transferencia de calor de los equipos ya existentes, en este caso se plantea utilizar tubos trenzados en el haz tubular en reemplazo de los haces de tubos ya existentes.

Los intercambiadores de calor que utilizan tubos trenzados trabajan con los mismos principios básicos que los intercambiadores de tubo y carcasa. No obstante, el diseño del haz de tubos es completamente distinto, dado que cada tubo tiene forma helicoidal.

Desde el punto de vista operacional, este tipo de haz de tubos no requiere bafles, puesto que a lo largo del haz, cada tubo se sostiene por medio de los tubos adyacentes los cuales proveen múltiples puntos de contacto definidos por un arreglo especial. Este arreglo tiene la ventaja de que la vibración se reduzca en gran medida, por lo que los problemas asociados a esta quedan totalmente eliminados. Por otro lado, al tener esta configuración se reduce la caída de presión, por lo que la velocidad de flujo de operación puede ser mayor, aumentando por consecuencia la transferencia de calor.

Otra ventaja de operar a mayor velocidad de flujo, es la disminución en el ensuciamiento, ya que las sales y partículas que puedan depositarse, serán arrastradas por el flujo turbulento que por ahí transita. No así los intercambiadores de tubo y coraza convencionales, dado que los bafles obligan al fluido por el lado de la carcasa a ser dirigido perpendicularmente hacia los tubos, produciéndose volúmenes muertos donde la velocidad de flujo es muy baja y produce ensuciamiento y mala transferencia de calor.

En los haz de tubos trenzados se tiene una mejor distribución del flujo por el lado de la carcasa, dado que los huecos que existen entre los tubos sirven para entregarle turbulencia al fluido que transita por la carcasa, por lo que no es necesario el uso de bafles para dicho fin tampoco. Lo anterior puede ser visto en las imágenes a continuación:

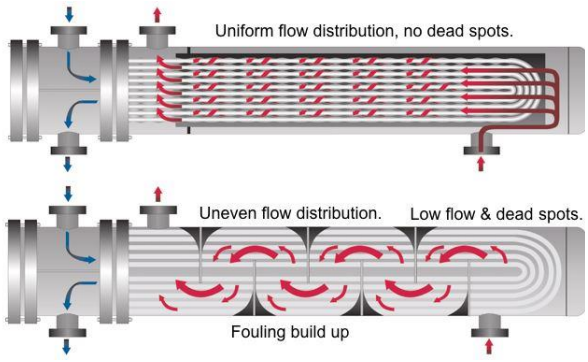


Figura IV.55: Distribución del fluido de la carcasa para un intercambiador de calor con haz de tubos trenzados.
Fuente: Olaf Danielsen, 2009.

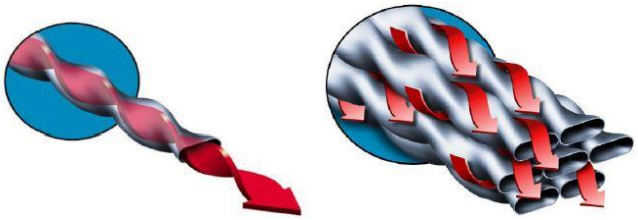


Figura IV.56: Patrón de flujos por dentro de los tubos y por la carcasa.
Fuente: Olaf Danielsen, 2009.

Dada la gran turbulencia y la buena relación área/largo, es que la transferencia de calor al utilizar este tipo de tubos aumenta en un 40% en comparación a los tubos convencionales (Olaf Danielsen, 2009).

Otro factor importante es que los cinturones de metal que amarran a los tubos permiten que estos queden muy apretados, lo que evita que se produzca by-pass entre la carcasa y el haz de tubos. A continuación se muestra un haz de tubos trenzados:

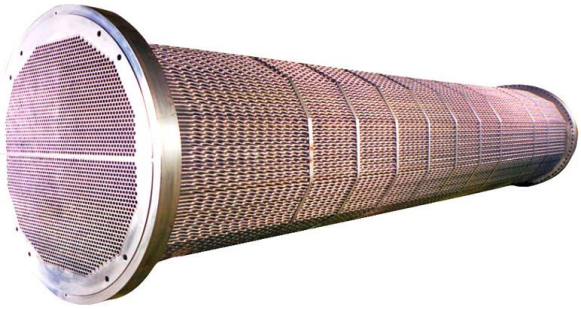


Figura IV.57: Haz de tubos trenzados de intercambiador de calor de tubo y coraza.
Fuente: Olaf Danielsen, 2009.

IV.5.2.3 Reemplazo de equipo:

- **Intercambiador de tubo y coraza**

Otra alternativa a plantear es sacar de servicio el conjunto de intercambiadores de tubo y carcasa actuales C-1201 por otros del mismo tipo pero rediseñados para las condiciones a las que se pretende trabajar la planta de HCK.

Estos son los intercambiadores preferidos en la industria, dada su sencillez y gran versatilidad. Su diseño y manufactura se rige bajo la norma TEMA, la cual regula e indica los estándares que deben cumplirse en la construcción, operación y mantención de estos equipos.

Este intercambiador consiste en un haz de tubos pequeños contenidos al interior de una coraza de gran tamaño con forma cilíndrica , la cual en sus dos extremos tiene insertos dos cabezales. Los haces tubulares pueden tener forma de U o pueden ser rectos, esta decisión definirá que el cabezal posterior es fijo o flotante respectivamente. Con el propósito de brindar mayor turbulencia por el fluido que transita por la carcasa es que se agregan bafles segmentados al interior de esta, los que a su vez sostienen al haz tubular a través de pequeños agujeros en su superficie. Al mismo tiempo existen carcasas que presentan un bafle longitudinal (tipo F) lo que permite que en la carcasa hayan dos pasos. Más detalles acerca de los tipo de intercambiador de tubo y carcasa pueden ser vistos en la Figura XI.6.

A continuación se muestra el esquema de un intercambiador de tubo y carcasa convencional :

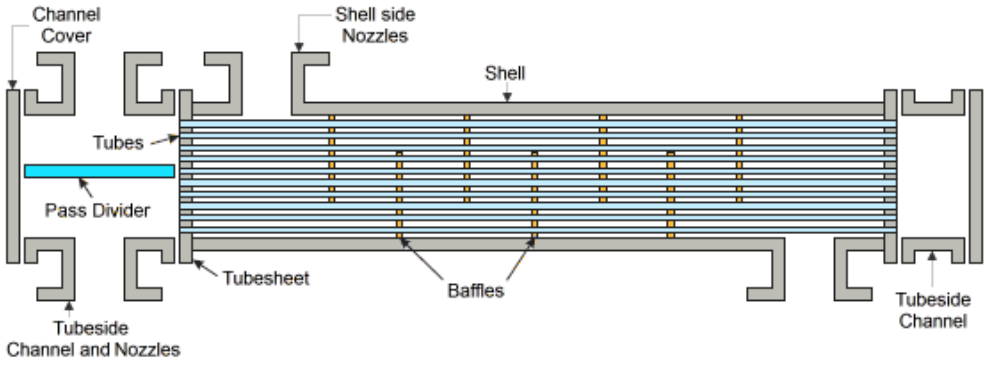


Figura IV.58: Esquema de intercambiador de tubo y carcasa convencional.
Fuente: Kakaç & Hongtan, 2002

❖ **Intercambiador de placas**

Los intercambiadores de placas son extensamente utilizados en la industria, para nombrar algunas se tieenen las industrias químicas, alimenticias, farmacéuticas, bioquímicas y productos de higiene. Esto se debe a su fácil limpieza y desensamblaje.

Por otro lado, este tipo de intercambiadores están compuestos de múltiples placas corrugadas que están unidas a presión a través de empaquetaduras o soldaduras. Al estar estas placas apretadas, se forma un paquete compacto dentro del bastidor en donde están dispuestas, a través de ellas transitan ambos flujos alternamente. A continuación se ilustra el funcionamiento de este tipo de intercambiador:

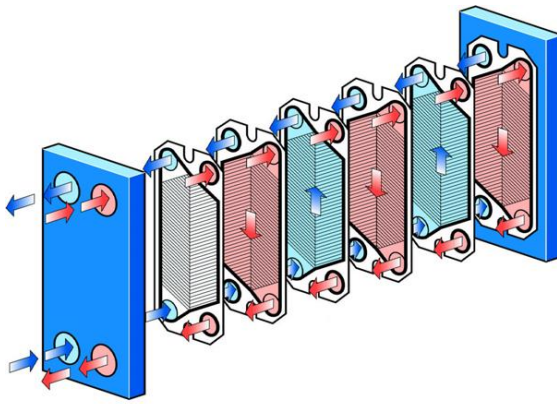


Figura IV.59: Funcionamiento de un intercambiador de placas.
Fuente: http://t-soluciona.com/

Figura IV.60: Intercambiador de placas
Fuente: http://img.directindustry.es/

Algunas de las ventajas que ofrecen estos intercambiadores en comparación al de tubo y carcasa convencional son:

- ✓ Flexibilidad de diseño (dada a la variedad de tamaños de placas) & área de transferencia compacta y modificable (al aumentar o disminuir el número de placas quienes presentan una gran área para el pequeño volumen del equipo).
- ✓ Alta eficiencia en la transferencia de calor; se aprovecha la turbulencia para generar un aumento del coeficiente de transferencia de los dos fluidos, lo que a su vez genera menor ensuciamiento.
- ✓ Pocas pérdidas de calor, por lo que no requiere aislantes; la única superficie expuesta a la atmósfera son los bordes de las placas.

A pesar de lo anterior, este tipo de intercambiadores tienen límites operacionales cuando se utilizan empaquetaduras, en el caso de las temperaturas se tiene que operar en rangos de 160°C-250°C y presiones mínimas de 25-30 bar. Hay que mencionar también, que el fluido con el que se trabaja debe estar libre de sedimentos, puesto que el flujo transita a través de las pequeñas canalizaciones que existen entre las placas corrugadas. Sin embargo, para operaciones en condiciones severas, como en *Hydrocracking*, se tiene la opción de utilizar intercambiadores de calor de placas unidos por soldadura.

Por otro lado, los intercambiadores de placas soldados convencionales no son capaces de operar a las condiciones de severidad con las que trabaja HCK, por lo cual al contactar a los proveedores de estos equipos se plantea estudiar la factibilidad de una variante de estos intercambiadores que es capaz de tolerar altas presiones y temperaturas, estos son los *Spiral Heat Exchanger*s.

A continuación se ilustra este tipo de intercambiador y su funcionamiento:

Figura IV.61: Imagen de Spiral Heat Exchanger (DuroShell).
Fuente: http://www.alfalaval.com/

Figura IV.62: Dibujo esquemático de un Spiral Heat Exchanger.
Fuente: http://www.alfalaval.com/

Estos intercambiadores siguen la misma idea de un intercambiador de placas convencional, que es maximizar el área de transferencia de calor mediante múltiples placas, solo que la diferencia radica en que los intercambiadores de calor de placas espiral utilizan un solo par de placas que son enrolladas de forna helicoidal los cuales conforman los canales de disposición en contracorriente de los flujos, quienes a través de ellos siguen una larga trayectoria de forma curva. Cabe señalar que al igual que los intercambiadores de placas, estos intercambiadores son muy compactos, tienen una gran capacidad de transferencia de calor, baja caída de presión y un bajo nivel de ensuciamiento.

V. ANÁLISIS DE ALTERNATIVAS

Se determinan las dimensiones y valores técnicos necesarios para contactar proveedores. Dado que gran parte del valor de la cotización depende de la cantidad de material a utilizar, el grosor de los cuerpos del equipo diseñado es fundamental para determinar una buena estimación de los costos.

Para estos efectos se utiliza la norma ASME 8 parte 3 para determinar el grosor de los cuerpos del equipo, según la siguiente fórmula para recipientes cilíndricos (tubos y carcasa) se estima el grosor:

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0{,}6 \cdot P} \quad (16)$$

Donde t es el espesor mínimo requerido del cuerpo, P es la presión de diseño interna, R es el radio interno, S el valor de esfuerzo máximo permitido y E es la eficiencia de la junta soldada. Como criterio, el grosor utilizado será el mayor encontrado para todos los casos y este aplicará para todos los cuerpos.

El material a utilizar para los equipos será acero 41xx o *Chromoly Steel* (1 Cr, ½ Mo), el cual se caracteriza por una alta resistencia y fuerza. Este es el material que constituye los equipos actuales y será muy relevante al momento de estimar los costos de los equipos.

Para estos efectos, se utiliza como presión de diseño para las corazas 129 kg/cm2, la cual es un poco más alta que la presión de shut off de las bombas de carga J-1204A y J-1204B. Por el lado de los tubos la presión de diseño es de 100 kg/cm2. Ambos valores fueron los utilizados para el diseño de los equipos actuales.

Análogamente, se utiliza la misma temperatura de diseño de la ingeniería básica de los equipos ya existentes. Esto es una temperatura de diseño por la carcasa más caliente de 426°C y por los tubos 460°C.

Con el material definido y con las presiones y temperaturas de diseño se puede buscar los esfuerzos de fluencia (Constante S) en la norma ASME 2, sección 2, parte A.

V.1 Inyección de agua a intercambiador con mayor ensuciamiento

Para evaluar esta alternativa se toma el supuesto que al instalar la línea de agua de lavado en el par más frío de los intercambiadores, estos quedarán completamente limpios.

Por lo tanto, considerando la distribución del ensuciamiento vista en el inciso "Análisis banco de intercambiadores C-1201A y C-1201B":

$$\mathrm{Rd}_{\mathrm{Promedio}} = \sum \mathrm{Rd}_{\mathrm{i}} \qquad (17) \qquad \forall \text{ intercambiador "i" del conjunto C-1201}$$

En la tabla siguiente se resumen los resultados obtenidos:

Tabla V.1: Distribución del ensuciamiento de C-1201.

Situación Actual						
Intercambiador	1	2	3	4	Σ	$\bar{x}$
C-1201A	0,0039	0,0015	0,00184	0,00144	0,00868	0,00217
C-1201B	0,00434	0,00082	0,0023	0,0016	0,00906	0,00227
Total						0,00222

Fuente: Elaboración propia

La distribución del ensuciamiento de los intercambiadores de cada tren puede ser vista a continuación:

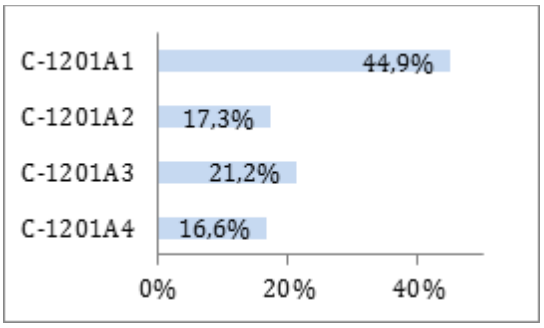


Figura V.1: Distribución del ensuciamiento tren C-1201A
Fuente: Elaboración propia

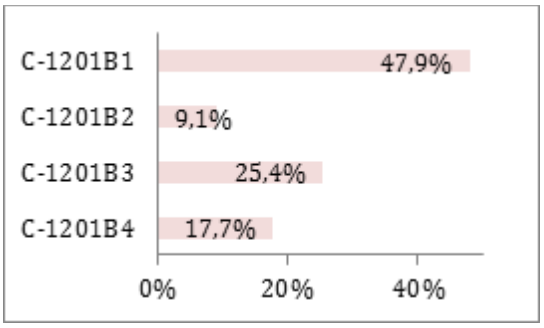


Figura V.2 Distribución del ensuciamiento tren C-1201B
Fuente: Elaboración propia

Ahora se recalcula el ensuciamiento promedio de los 8 intercambiadores considerando el supuesto planteado. Entonces el nuevo ensuciamiento promedio para el nuevo caso, vendría siendo:

$$\mathrm{Rd}_{\mathrm{Nuevo}} = \sum \mathrm{Rd}_{\mathrm{i}} \qquad (18)\ ; \text{con } \mathrm{Rd}_{\mathrm{c1201A1}} = 0, \mathrm{Rd}_{\mathrm{c1201B1}} = 0$$

Tabla V.2: Recalculación del ensuciamiento al incluir línea de agua de lavado.

Escenario con Línea de Agua de Lavado						
Intercambiador	1	2	3	4	Σ	$\bar{x}$
C-1201A	0	0,0015	0,00184	0,00144	0,00478	0,00120
C-1201B	0	0,00082	0,0023	0,0016	0,00472	0,00118
Total						0,00119

Fuente: Elaboración propia

Se realiza la simulación de los intercambiadores actuales con el ensuciamiento promedio total recalculado (0,00119 kcal/h-°C-m2):

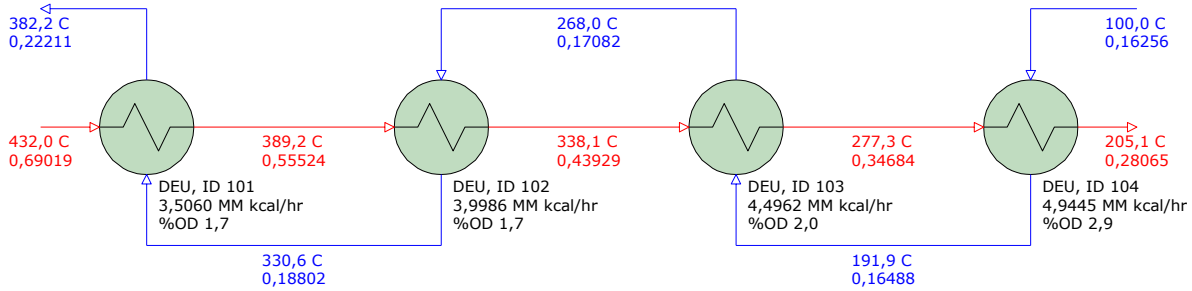


Figura V.3: Simulación de intercambiadores con inyección de agua de lavado en intercambiadores C-1201A1 y C-1201B1.
Fuente: Elaboración propia en base a simulación en HTRI.

De la simulación se obtiene que la temperatura de salida es de 205°C, la cual es demasiado alta en comparación a la temperatura de salida requerida. El calor transferido por tren disponible es de 16,95 Mkcal/h, siendo el total del conjunto de 33,89 Mkcal/h aproximadamente, muy por debajo de los 37,14 Mkcal/h requeridos.

- Por lo anterior, se concluye que esta alternativa no satisface los requerimientos de diseño, por lo cual **queda descartada**.

V.2 Reemplazo de haces tubulares por tubos trenzados o "*twisted tubes*"

Utilizando la librería entregada por Koch se realiza el diseño de los haces tubulares trenzados que encajen en las carcasas existentes de los intercambiadores C-1201 con tal de satisfacer los requerimientos de diseño:

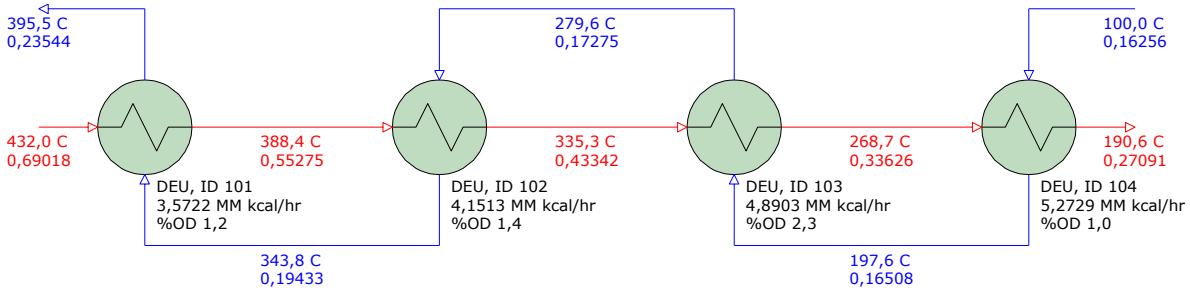


Figura V.4: Diseño de haces tubulares trenzados Koch en HTRI.

Fuente: Elaboración propia en base a simulación en HTRI.

Del diseño se obtiene un haz tubular OD ¾ pulgada y con cabezal tipo U. El esquema obtenido del software es el siguiente:

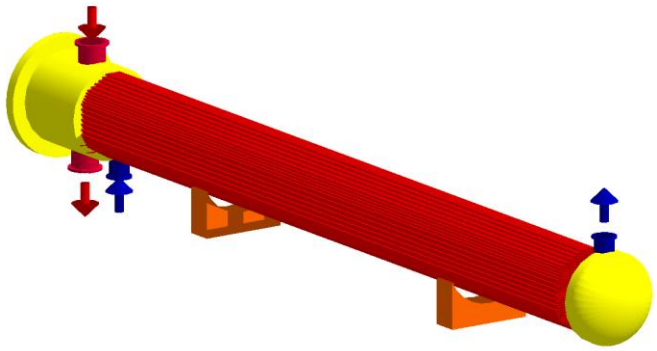


Figura V.5: Esquema del diseño obtenido para recambio de haces tubulares por tubos twisted .

Fuente: Elaboración propia en base a simulación en HTRI.

- Sin embargo, de la Figura V.5 se observa que el reemplazo de los 8 haces tubulares no es suficiente para lograr la temperatura de salida del efluente requerida y la única forma es disminuyendo el diámetro a ½ pulgada con un aumento considerable de la caída de presión y posibles obstrucciones. Por lo tanto esta alternativa **queda descartada**.

V.3 Rediseño de intercambiadores de tubo y carcasa convencional

Se rediseñan los intercambiadores de tubo y coraza en software HTRI de acuerdo a los requerimientos de diseño especificado en la Tabla IV.31 y con un sobredimensionamiento del 10%. Se presenta a continuación el *rating* del equipo diseñado en HTRI:

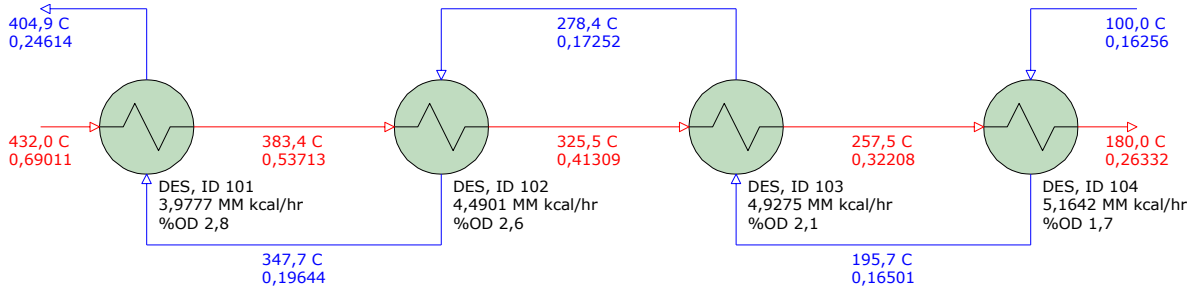


Figura V.6: Rediseño de intercambiador convencional de tubo y carcasa.
Fuente: Elaboración propia en base a simulación en HTRI.

Se proponen 4 intercambiadores en serie TEMA DES, con 1 paso por la carcasa y 1 paso por los tubos (OD ¾), con cabezal flotante y arreglo cuadrado rotado en 90° de los tubos para facilitar la mantención de estos. El esquema obtenido es el siguiente:

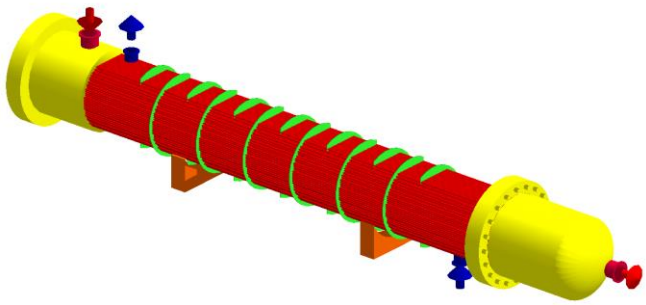


Figura V.7: Esquema del rediseño obtenido para intercambiadores de tubo y carcasa convencional.
Fuente: Elaboración propia en base a simulación en HTRI.

- ✓ En vista que el diseño satisface los requerimientos, se estima que **esta alternativa es viable**.

HEAT EXCHANGER SPECIFICATION SHEET Page 1

MKH Units

		Job No.	
Customer		Reference No.	
Address		Proposal No.	
Plant Location		Date 25-08-2016	Rev
Service of Unit		Item No.	
Size 1000 x 6096 mm	Type DES Horizontal	Connected In 1 Parallel 4 Series	
Surf/Unit (Gross/Eff) 1567,3 / 1457,9 m2	Shell/Unit 4	Surf/Shell (Gross/Eff) 391,83 / 364,48 m2	

PERFORMANCE OF ONE UNIT

Fluid Allocation		Shell Side		Tube Side	
Fluid Name		Carga Combinada		Efluente de Reactores	
Fluid Quantity, Total	kg/hr	74679		78147	
Vapor (In/Out)		12140	18382	53930	20577
Liquid		62539	56297	24217	57570
Steam					
Water					
Noncondensables					
Temperature (In/Out)	C	100,00	404,87	432,00	180,00
Specific Gravity		0,8707	0,6423	0,5397	0,7358
Viscosity	cP	0,0111 V/L 9,3356	0,0202 V/L 0,1004	0,0274 V/L 0,0622	0,0137 V/L 0,5751
Molecular Weight, Vapor					
Molecular Weight, Noncondensables					
Specific Heat	kcal/kg-C	1,5644 V/L 0,5085	1,3655 V/L 0,7619	1,0077 V/L 0,8056	1,2974 V/L 0,5965
Thermal Conductivity	kcal/hr-m-C	0,1450 V/L 0,0984	0,2161 V/L 0,0708	0,1885 V/L 0,0661	0,1555 V/L 0,0845
Latent Heat	kcal/kg	70,67	43,67	34,07	57,25
Inlet Pressure	kgf/cm2G	120		105	
Velocity	m/s	2,24		2,18	
Pressure Drop, Allow /Calc	kgf/cm2	3,220	1,557	4,250	1,063
Fouling Resistance (min)	m2-hr-C/kcal	0,000400		0,000400	

Heat Exchanged	18,56 Mkcal/hr		MTD (Corrected)	45,5 C
Transfer Rate, Service	279,79 kcal/m2-hr-C	Clean 391,39 kcal/m2-hr-C	Actual	286,45 kcal/m2-hr-C

CONSTRUCTION OF ONE SHELL — Sketch (Bundle/Nozzle Orientation)

			Shell Side	Tube Side
Design/Test Pressure		kgf/cm2G	129,00 /	110,00 /
Design Temperature		C	426,00	460,00
No Passes per Shell			1	1
Corrosion Allow ance		mm	0,000	0,000
Connections	In	mm	1 @ 128,19	1 @ 154,05
Size &	Out	mm	1 @ 128,19	1 @ 154,05
Rating	Intermediate		@	@

Tube No.	OD 19,050 mm	Thk(Avg) 1,651 mm	Length 6096, mm	Pitch 23,813 mm		
Tube Type Plain		Material Chrome-moly steel (1 Cr, 0.5 Mo)		Tube pattern 90		
Shell Chrome-moly steel (1 Cr, 0.5 Mo)	ID 1000,0	OD 1156,0 mm		Shell Cover		(Remove.)
Channel or Bonnet	Chrome-moly steel (1 Cr, 0.5 Mo)			Channel Cover		
Tubesheet-Stationary	Chrome-moly steel (1 Cr, 0.5 Mo)			Tubesheet-Floating	Chrome-moly steel (1 Cr, 0.5 Mo)	
Floating Head Cover	Chrome-moly steel (1 Cr, 0.5 Mo)			Impingement Plate	Rods	
Baffles-Cross	Type Single-Seg.	%Cut (Diam) 26,19	Spacing(c/c) 350,00	Inlet	mm	
Baffles-Long		Seal Type				
Supports-Tube		U-Bend		Type None		
Bypass Seal Arrangement	0 pairs seal strips	Tube-Tubesheet Joint				
Expansion Joint		Type				
Rho-V2-Inlet Nozzle	kg/m-s2	Bundle Entrance	Bundle Exit	kg/m-s2		
Gaskets-Shell Side		Tube Side				
-Floating Head						
Code Requirements ASME			TEMA Class			
Weight/Shell	kg	Filled w ith Water kg	Bundle	kg		

Remarks:

Provide tw o identical units in parallel operation, flow s and duty are show n for each unit.

Reprinted w ith Permission (v7,00 SP1)

V.4 Rediseño de intercambiadores de carcasas con tubos trenzados

Se plantea la última alternativa, que es combinar las dos antes planteadas. Por lo tanto se rediseñan por completo ambos trenes de intercambiadores utilizando tubos *twisted*. Los resultados obtenidos del *rating* en HTRI son los siguientes:

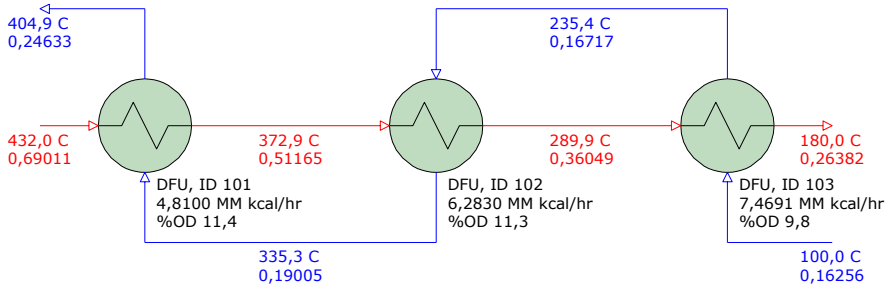


Figura V.8: Rediseño de intercambiador de tubo y carcasa con tubos twisted.
Fuente: Elaboración propia en base a simulación en HTRI.

Del diseño se obtienen 4 intercambiadores con TEMA DFU, 2 pasos por la coraza y dos pasos por los tubos. El haz tubular tiene orientación triangular en 60° y OD ¾ pulgada. El esquema se presenta a continuación:

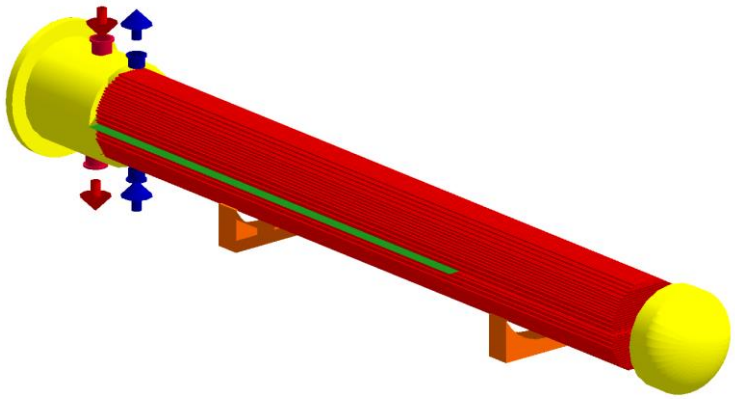


Figura V.9: Esquema del rediseño para intercambiadores de tubo y carcasa con tubos twisted.
Fuente: Elaboración propia en base a simulación en HTRI.

- ✓ El diseño del intercambiador cumple los requerimientos por lo **que se considera factible esta alternativa**.

KOCH HEAT TRANSFER COMPANY

HEAT EXCHANGER SPECIFICATION SHEET

MKH Units

					Job No.		
Customer					Reference No.		
Address					Proposal No.		
Plant Location					Date	29-08-2016	Rev
Service of Unit					Item No.		
Size	832 x 6096 mm	Type	DFU	Horizontal	Connected In	1 Parallel 3 Series	
Surf/Unit (Gross/Eff)	961,81 / 938,95 m2	Shell/Unit	3		Surf/Shell (Gross/Eff)	320,6 / 312,99 m2	

PERFORMANCE OF ONE UNIT

Fluid Allocation		Shell Side		Tube Side	
Fluid Name		Carga Combinada		Efluente de Reactores	
Fluid Quantity, Total	kg/hr	74679		78147	
Vapor (In/Out)		12140	18395	53930	20616
Liquid		62539	56284	24217	57531
Steam					
Water					
Noncondensables					
Temperature (In/Out)	C	100,00	404,93	432,00	180,00
Specific Gravity		0,8707	0,6423	0,5397	0,7360
Viscosity	cP	0,0111 V/L 9,3356	0,0202 V/L 0,1004	0,0274 V/L 0,0622	0,0137 V/L 0,5769
Molecular Weight, Vapor					
Molecular Weight, Noncondensables					
Specific Heat	kcal/kg-C	1,5644 V/L 0,5085	1,3650 V/L 0,7620	1,0077 V/L 0,8056	1,2957 V/L 0,5964
Thermal Conductivity	kcal/hr-m-C	0,1450 V/L 0,0984	0,2161 V/L 0,0708	0,1885 V/L 0,0661	0,1554 V/L 0,0845
Latent Heat	kcal/kg	70,67	43,67	34,05	57,45
Inlet Pressure	kgf/cm2G	120		105	
Velocity	m/s	3,19		6,34	
Pressure Drop, Allow/Calc	kgf/cm2	3,220	1,826	4,250	3,292
Fouling Resistance (min)	m2-hr-C/kcal	0,000400		0,000400	

Heat Exchanged	18,56 Mkcal/hr			MTD (Corrected)	44,8 C
Transfer Rate, Service	441,62 kcal/m2-hr-C	Clean	882,15 kcal/m2-hr-C	Actual	489,74 kcal/m2-hr-C

CONSTRUCTION OF ONE SHELL — Sketch (Bundle/Nozzle Orientation)

			Shell Side	Tube Side
Design/Test Pressure		kgf/cm2G	129,00 /	110,00 /
Design Temperature		C	426,00	460,00
No Passes per Shell			2	2
Corrosion Allowance		mm	0,000	0,000
Connections	In	mm	1 @ 128,19	1 @ 154,05
Size &	Out	mm	1 @ 128,19	1 @ 154,05
Rating	Intermediate		@	@

Tube No.	422U	OD	19,050 mm	Thk(Avg)	1,651 mm	Length	6096, mm	Pitch	22,504 mm
Tube Type	Twisted			Material	Chrome-moly steel (1 Cr, 0.5 Mo)			Tube pattern	60
Shell	Chrome-moly steel (1 Cr, 0.5 Mo)	ID	832,00	OD	927,25 mm	Shell Cover			(Integ.)
Channel or Bonnet	Chrome-moly steel (1 Cr, 0.5 Mo)					Channel Cover			
Tubesheet-Stationary	Chrome-moly steel (1 Cr, 0.5 Mo)					Tubesheet-Floating	Chrome-moly steel (1 Cr, 0.5 Mo)		
Floating Head Cover	Chrome-moly steel (1 Cr, 0.5 Mo)					Impingement Plate	Rods		
Baffles-Cross		Type	None	%Cut (Diam)		Spacing(c/c)	6196,4	Inlet	mm
Baffles-Long				Seal Type					
Supports-Tube				U-Bend				Type	None
Bypass Seal Arrangement	0 pairs seal strips			Tube-Tubesheet Joint					
Expansion Joint				Type					
Rho-V2-Inlet Nozzle	kg/m-s2			Bundle Entrance		Bundle Exit		kg/m-s2	
Gaskets-Shell Side				Tube Side					
-Floating Head									
Code Requirements	ASME					TEMA Class			
Weight/Shell	kg	Filled with Water		kg		Bundle	kg		

Remarks:

Provide two identical units in parallel operation, flows and duty are shown for each unit.

Tube count and perfomance may be adjusted during detail design.

Maximum differential pressure shellside over tubeside shall be 550 PSI for tube design.

Reprinted with Permission (v7,00 SP1)

V.5 Reemplazo por intercambiadores de placas

Al enviar las condiciones de diseño al proveedor de intercambiadores de calor Alfalaval para realizar el diseño de intercambiadores de placas que satisficieran los requerimientos planteados, se informa que lamentablemente los intercambiadores del tipo placas industrial que se diseñan en el mercado no es capaz de tolerar las condiciones operacionales de la planta HCK, dada la alta presión y temperatura con la que se trabaja en dicha unidad.

Se presenta la gama de intercambiadores de calor del tipo placas junto a sus rangos operacionales en la siguiente figura de selección:

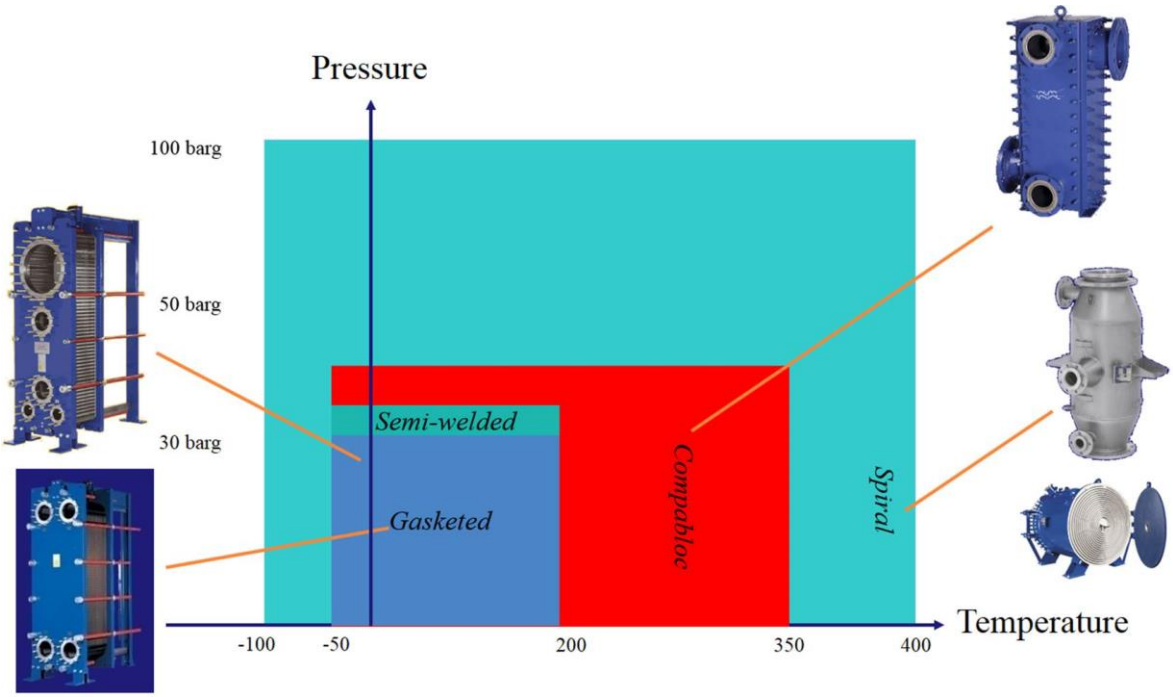


Figura V.10: Rangos de operación para la selección de intercambiadores de placas disponibles en Alfalaval.

Fuente: Contacto con Alfalaval

- A pesar que los intercambiadores espirales toleran condiciones severas de operación, estas no son suficientes para trabajar en la planta HCK, por consiguiente **es descartada esta alternativa.**

VI. ESTIMACIÓN DE INVERSIONES

De las alternativas vistas en el inciso anterior, se puede afirmar hasta este punto que solo dos de ellas son viables como lo muestra la siguiente tabla:

Tabla VI.1: Síntesis de la factibilidad técnica de las mejoras sugeridas

Resumen de factibilidad técnica de las alternativas sugeridas

Tipo de mejora	Proceso	Diseño	Cambio equipo	Cambio equipo	Cambio equipo
Propuesta	Inyección de agua de lavado	Diseño haz tubular twisted	Rediseño tubos y carcasa	Rediseño tubos twisted y carcasa	Intercambiador de placas espiral
Factibilidad	No	No	Si	Si	No

Fuente: Elaboración propia.

Por tanto, se estiman para la alternativa N°1 y alternativa N°2 las inversiones requeridas para su posterior estudio económico.

VI.1 Alternativa N°1: rediseño tubo y carcasa convencional

VI.1.1 Cotización de equipos

Al contactar con los provedores Dueik, empresa especializada en repuestos y construcción de intercambiadores de calor, se envían los planos mecánicos y *datasheet* de diseño para su cotización. El resultado de esta se presenta a continuación:

Tabla VI.2: Cotización de equipos de alternativa N°1.

ítem	Cantidad	Descripción	Valor Unitario U.F.	Valor Total U.F.
1	2	Intercambiadores de calor tipo 1 marca Dueik Equipos Térmicos, para carga combinada / Efluente de reactores	5.742	11.484
2	2	Intercambiadores de calor tipo 2 marca Dueik Equipos Térmicos, para carga combinada / Efluente de reactores	5.831	11.662
3	2	Intercambiadores de calor tipo 3 marca Dueik Equipos Térmicos, para carga combinada / Efluente de reactores	5.843	11.686
4	2	Intercambiadores de calor tipo 4 marca Dueik Equipos Térmicos, para carga combinada / Efluente de reactores	5.831	11.662
Valor Total				46.494

Fuente: Elaboración propia

Por lo tanto, considerando el valor promedio de la UF durante agosto del presente año ($ 26.182 CLP) el precio total corregido del conjunto es de **$ 1.785.126 USD**.

VI.1.2 Estimación de la inversión total

Se estima el total de la inversión, considerando los costos asociados a la implementación de la alternativa. Para dichos costos se solicita un presupuesto al área de construcción de ERA, en donde se considera el lugar, el tipo de disposición e intervención requerida por el proyecto. Sobre el total de costos en materiales, trabajos y equipos se aplica un 25% extra, para las contingencias. El resumen se detalla a continuación:

Tabla VI.3: Estimación de la inversión total de alternativa 1.

ESTIMACION DE INVERSIÓN			
Costo de equipos	$	1.785.126	USD
Desmantelamiento de cañerías y spooles aereo (con aislación)	$	19.768	USD
Desmantelamiento de estructuras de plataformas existentes	$	7.332	USD
Desmontaje de intercambiadores existentes	$	46.927	USD
Uniones soldadas acero alloy	$	47	USD
Montaje de intercambiadores	$	70.390	USD
Montaje de cañerias y spool acero alloy	$	36.882	USD
Montaje de válvulas enflanchadas	$	6.804	USD
Aislación de cañerías	$	54.186	USD
Fabricación y montaje de soportes	$	8.799	USD
Fabricación y montaje de estructuras de plataformas	$	21.997	USD
Aislación de intercambiadores	$	46.927	USD
Tie in (unión soldada nueva)	$	8.579	USD
HH apoyo puesta en marcha/bloqueo de lineas para tie in	$	40.328	USD
Trabajos complementarios	$	93.263	USD
Piping alloy	$	134.768	USD
Válvulas	$	393.013	USD
Flanges	$	318.223	USD
Codos	$	129.049	USD
Empaquetaduras y prisioneros	$	14.665	USD
Total materiales, trabajos y equipos	$	3.237.074	USD
Contingencias	$	809.268	USD
Total inversión	$	4.046.342	USD

Fuente: Presupuesto área de construcción ERA.

Por lo tanto se estima que la inversión total de la alternativa N°1 asciende a **$ 4.046.342 USD.**

VI.2 Alternativa N°2: rediseño de carcasa con tubos *twisted*

VI.2.1 Cotización de equipos

Al enviar el equipo diseñado a *Koch HT* estos sugieren un diseño de tres equipos para cada tren, siendo por consiguiente el conjunto total 6 intercambiadores. La cotización de estos equipos corresponde a $ 4.450.000 dólares canadienses, lo que equivale aproximadamente a **$ 3.470.484 USD**.

VI.2.2 Estimación de la inversión total

Se realiza el procedimiento análogo a lo realizado con la alternativa 1, el resumen se muestra a continuación:

Tabla VI.4: Estimación de la inversión total de alternativa 2.

ESTIMACION DE INVERSIÓN			
Costo de equipos	$	3.470.484	USD
Desmantelamiento de cañerías y spooles aereo (con aislación)	$	19.768	USD
Desmantelamiento de estructuras de plataformas existentes	$	7.332	USD
Desmontaje de intercambiadores existentes	$	46.927	USD
Uniones soldadas acero alloy	$	47	USD
Montaje de intercambiadores	$	52.793	USD
Montaje de cañerias y spool acero alloy	$	36.882	USD
Montaje de válvulas enflanchadas	$	6.804	USD
Aislación de cañerías	$	54.186	USD
Fabricación y montaje de soportes	$	8.799	USD
Fabricación y montaje de estructuras de plataformas	$	21.997	USD
Aislación de intercambiadores	$	35.195	USD
Tie in (unión soldada nueva)	$	8.579	USD
HH apoyo puesta en marcha/bloqueo de lineas para tie in	$	40.328	USD
Trabajos complementarios	$	93.263	USD
Piping alloy	$	134.768	USD
Válvulas	$	393.013	USD
Flanges	$	318.223	USD
Codos	$	129.049	USD
Empaquetaduras y prisioneros	$	14.665	USD
Total materiales, trabajos y equipos	$	4.893.102	USD
Contingencias	$	1.223.276	USD
Total inversión	$	6.116.378	USD

Fuente: Presupuesto área de construcción ERA.

Por lo tanto se estima que la inversión total de la alternativa N°2 asciende a **$ 6.116.378 USD.**

VII. EVALUACIÓN ECONÓMICA DE ALTERNATIVAS

Evaluar ahorro térmico en gasto de combustible en horno y eléctrico en aeroenfriadores.

VII.1 Criterios para la evaluación económica

A continuación se detallan los criterios, supuestos y datos necesarios para realizar el flujo de caja para cada alternativa:

- Valor del dólar: Se utiliza el valor promedio del dólar entre enero y agosto según el Servicios de Impuestos Internos $ 682 CLP/US.
- Tasa de descuento: Se utiliza una tasa de 8.5% para proyectos de inversión.
- Horizonte de la evaluación: Se utiliza un horizonte de 10 años.
- Mantención: Se contacta a mantención y se obtiene el valor unitario de los servicios requeridos. El valor de la limpieza manual mecánica es de $ 2.654 CLP/tubo, la intervención de intercambiadores por mantención $ 4.470 CLP/tubo y el retiro y montaje de haces y carcasas es de $ 581 CLP/kg de haz tubular.
- Vida útil de los equipos y depreciación: Se considera una vida útil de 10 años con una depreciación lineal que supone un valor residual del 10% del costo del equipo.
- Ingresos: Los ingresos serán valorizados de las siguientes maneras:
  - La primera es el aumento de producción asociado al proyecto. Actualmente la planta de HCK opera con una carga promedio de 2.548 m^3/día pero con la implementación del proyecto, HCK podrá captar el exceso de gasoil proveniente de MHC durante los meses de invierno (abril-septiembre), puesto que esta última planta pretende operar con carga de kerosene desde el próximo año. Esto permite que el exceso gasoil aumente la carga de HCK a 3.200 durante dichos meses, incrementando el promedio de carga anual a 2.874 m^3/día, lo que significa 326 m^3/día extra de carga a la unidad. Dado que se trata de varios productos no terminados, es que se utiliza para valorizar este ítem el valor promedio del margen bruto de la planta de HCK, el cual es 86,6 USD/m^3 de gasoil de carga[1].
  - El segundo ingreso es el ahorro operacional en el fuelgas ahorrado en el horno B-1201, para estos efectos el precio del fuelgas está valorizado por $ 10 US/Mbtu.
  - Por otro lado Enap al tener un contrato *take or pay* con AGA hace que no sea relevante el análisis del ahorro de hidrógeno de *make-up* con proyecto.

[1] Valores promedio desde abril/2015 hasta junio/2016 utilizados en programación de la producción.

VII.2 Alternativa N°1: rediseño tubo y carcasa convencional

VII.2.1 Flujo de caja

A continuación se presentan los flujos de caja para la primera alternativa:

INGRESO	AÑO	0	1	2	3	4	5
AUMENTO DE CARGA GO	M3	0	118.990	118.990	118.990	118.990	118.990
MARGEN BRUTO CARGA HCK	USD/M3	87	87	87	87	87	87
INGRESOS OPERACIONALES		0	10.301.210	10.301.210	10.301.210	10.301.210	10.301.210
FUELGAS AHORRADO	MBTU/AÑO	0	60011	60011	60011	60011	60011
PRECIO FUELGAS	US$/MBTU	10	$ 10	$ 10	$ 10	$ 10	$ 10
AHORRO FUELGAS		0	600.112	600.112	600.112	600.112	600.112
INGRESO TOTAL	US$/AÑO	$ -	$ 10.901.322	$ 10.901.322	$ 10.901.322	$ 10.901.322	$ 10.901.322
COSTOS	US$/AÑO						
COSTOS FIJOS							
MANTENCION	US$/AÑO		$ -	$ -	$ -		$ 169.516
DEPRECIACION	US$/AÑO	$ -	$ 386.783	$ 386.783	$ 386.783	$ 386.783	$ 386.783
COSTOS FIJOS TOTAL	US$/AÑO	$ -	$ 386.783	$ 386.783	$ 386.783	$ 386.783	$ 556.299
COSTOS TOTAL	US$/AÑO	$ -	$ 386.783	$ 386.783	$ 386.783	$ 386.783	$ 556.299
MARGEN OPERACIONAL	US$/AÑO	$ -	$ 10.901.322	$ 10.901.322	$ 10.901.322	$ 10.901.322	$ 10.901.322
UTILIDADES	US$/AÑO	$ -4.046.342	$ 10.514.539	$ 10.514.539	$ 10.514.539	$ 10.514.539	$ 10.345.023
INVERSIONES	US$/AÑO	$ 4.046.342	$ -	$ -	$ -	$ -	$ -
VALOR RESIDUAL	US$/AÑO	$ -	$ -	$ -	$ -	$ -	$ -
DEPRECIACION	US$/AÑO	$ -	$ 386.783	$ 386.783	$ 386.783	$ 386.783	$ 386.783
FLUJO NETO	US$/AÑO	$ -4.046.342	$ 10.901.322	$ 10.901.322	$ 10.901.322	$ 10.901.322	$ 10.731.806
FLUJO ACUMULADO	US$/AÑO	$ -4.046.342	$ 6.854.980	$ 17.756.301	$ 28.657.623	$ 39.558.945	$ 50.290.751
ANALISIS ECONÓMICO							
VNA	US$		$ 6.000.959	$ 15.261.144	$ 23.795.877	$ 31.661.991	$ 38.799.129
TIR			169,4%	247,0%	263,8%	267,9%	269,0%

Figura VII.1: Flujo de caja alternativa N°1,para años 0 a 5
Fuente: Elaboración propia.

INGRESO	AÑO	6	7	8	9	10
AUMENTO DE CARGA GO	M3	118.990	118.990	118.990	118.990	118.990
MARGEN BRUTO CARGA HCK	USD/M3	87	87	87	87	87
INGRESOS OPERACIONALES		10.301.210	10.301.210	10.301.210	10.301.210	10.301.210
FUELGAS AHORRADO	MBTU/AÑO	60011	60011	60011	60011	60011
PRECIO FUELGAS	US$/MBTU	$ 10	$ 10	$ 10	$ 10	$ 10
AHORRO FUELGAS		600.112	600.112	600.112	600.112	600.112
INGRESO TOTAL	US$/AÑO	$ 10.901.322	$ 10.901.322	$ 10.901.322	$ 10.901.322	$ 10.901.322
COSTOS	US$/AÑO					
COSTOS FIJOS						
MANTENCION	US$/AÑO			$ -		$ 169.516
DEPRECIACION	US$/AÑO	$ 386.783	$ 386.783	$ 386.783	$ 386.783	$ 386.783
COSTOS FIJOS TOTAL	US$/AÑO	$ 386.783	$ 386.783	$ 386.783	$ 386.783	$ 556.299
COSTOS TOTAL	US$/AÑO	$ 386.783	$ 386.783	$ 386.783	$ 386.783	$ 556.299
MARGEN OPERACIONAL	US$/AÑO	$ 10.901.322	$ 10.901.322	$ 10.901.322	$ 10.901.322	$ 10.901.322
UTILIDADES	US$/AÑO	$ 10.514.539	$ 10.514.539	$ 10.514.539	$ 10.514.539	$ 10.345.023
INVERSIONES	US$/AÑO	$ -	$ -	$ -	$ -	$ -
VALOR RESIDUAL	US$/AÑO	$ -	$ -	$ -	$ -	$ 178.513
DEPRECIACION	US$/AÑO	$ 386.783	$ 386.783	$ 386.783	$ 386.783	$ 386.783
FLUJO NETO	US$/AÑO	$ 10.901.322	$ 10.901.322	$ 10.901.322	$ 10.901.322	$ 10.910.319
FLUJO ACUMULADO	US$/AÑO	$ 61.192.073	$ 72.093.394	$ 82.994.716	$ 93.896.038	$ 104.806.356
ANALISIS ECONÓMICO						
VNA	US$	$ 45.481.041	$ 51.639.485	$ 57.315.470	$ 62.546.793	$ 67.372.268
TIR		269,3%	269,4%	269,4%	269,4%	269,4%

Figura VII.2: Flujo de caja alternativa N°1, para años 6 a 10
Fuente: Elaboración propia.

De las figuras mostradas se puede observar que al año 1 (*payback*) se obtiene VAN positivo de $ 6.000.959 USD con una tasa interna de retorno de 169,4%. Se observa que al final del horizonte de evaluación se alcanza un VAN de $ 67.372.268 USD, para lo cual se estima un índice del valor actual neto (IVAN) de 16,7.

VII.3 Alternativa N°2: rediseño de carcasa con tubos *twisted*

VII.3.1 Flujo de caja

A continuación se presentan los flujos de caja para esta alternativa:

INGRESO	AÑO	0	1	2	3	4	5
AUMENTO DE CARGA GO	M3	0	118.990	118.990	118.990	118.990	118.990
MARGEN BRUTO CARGA HCK	USD/M3	87	87	87	87	87	87
INGRESOS OPERACIONALES		0	10.301.210	10.301.210	10.301.210	10.301.210	10.301.210
FUELGAS AHORRADO	MBTU/AÑO	0	60011	60011	60011	60011	60011
PRECIO FUELGAS	US$/MBTU	10	$ 10	$ 10	$ 10	$ 10	$ 10
AHORRO FUELGAS		0	600.112	600.112	600.112	600.112	600.112
INGRESO TOTAL	US$/AÑO	$ -	$ 10.901.322	$ 10.901.322	$ 10.901.322	$ 10.901.322	$ 10.901.322
COSTOS	US$/AÑO						
COSTOS FIJOS							
MANTENCION	US$/AÑO		$ -	$ -	$ -		$ 102.704
DEPRECIACION	US$/AÑO	$ -	$ 576.933	$ 576.933	$ 576.933	$ 576.933	$ 576.933
COSTOS FIJOS TOTAL	US$/AÑO	$ -	$ 576.933	$ 576.933	$ 576.933	$ 576.933	$ 679.637
COSTOS TOTAL	US$/AÑO	$ -	$ 576.933	$ 576.933	$ 576.933	$ 576.933	$ 679.637
MARGEN OPERACIONAL	US$/AÑO	$ -	$ 10.901.322	$ 10.901.322	$ 10.901.322	$ 10.901.322	$ 10.901.322
UTILIDADES	US$/AÑO	$ -6.116.378	$ 10.324.389	$ 10.324.389	$ 10.324.389	$ 10.324.389	$ 10.221.685
INVERSIONES	US$/AÑO	$ 6.116.378	$ -	$ -	$ -	$ -	$ -
VALOR RESIDUAL	US$/AÑO	$ -	$ -	$ -	$ -	$ -	$ -
DEPRECIACION	US$/AÑO	$ -	$ 576.933	$ 576.933	$ 576.933	$ 576.933	$ 576.933
FLUJO NETO	US$/AÑO	$ -6.116.378	$ 10.901.322	$ 10.901.322	$ 10.901.322	$ 10.901.322	$ 10.798.618
FLUJO ACUMULADO	US$/AÑO	$ -6.116.378	$ 4.784.944	$ 15.686.266	$ 26.587.587	$ 37.488.909	$ 48.287.527
ANALISIS ECONÓMICO							
VNA	US$		$ 3.930.923	$ 13.191.109	$ 21.725.842	$ 29.591.955	$ 36.773.526
TIR			78,2%	149,6%	169,1%	175,1%	177,1%

Figura VII.3: Flujo de caja alternativa N°2, para años 0 a 5
Fuente: Elaboración propia.

INGRESO	AÑO	6	7	8	9	10
AUMENTO DE CARGA GO	M3	118.990	118.990	118.990	118.990	118.990
MARGEN BRUTO CARGA HCK	USD/M3	87	87	87	87	87
INGRESOS OPERACIONALES		10.301.210	10.301.210	10.301.210	10.301.210	10.301.210
FUELGAS AHORRADO	MBTU/AÑO	60011	60011	60011	60011	60011
PRECIO FUELGAS	US$/MBTU	$ 10	$ 10	$ 10	$ 10	$ 10
AHORRO FUELGAS		600.112	600.112	600.112	600.112	600.112
INGRESO TOTAL	US$/AÑO	$ 10.901.322	$ 10.901.322	$ 10.901.322	$ 10.901.322	$ 10.901.322
COSTOS	US$/AÑO					
COSTOS FIJOS						
MANTENCION	US$/AÑO			$ -		$ 102.704
DEPRECIACION	US$/AÑO	$ 576.933	$ 576.933	$ 576.933	$ 576.933	$ 576.933
COSTOS FIJOS TOTAL	US$/AÑO	$ 576.933	$ 576.933	$ 576.933	$ 576.933	$ 679.637
COSTOS TOTAL	US$/AÑO	$ 576.933	$ 576.933	$ 576.933	$ 576.933	$ 679.637
MARGEN OPERACIONAL	US$/AÑO	$ 10.901.322	$ 10.901.322	$ 10.901.322	$ 10.901.322	$ 10.901.322
UTILIDADES	US$/AÑO	$ 10.324.389	$ 10.324.389	$ 10.324.389	$ 10.324.389	$ 10.221.685
INVERSIONES	US$/AÑO	$ -	$ -	$ -	$ -	$ -
VALOR RESIDUAL	US$/AÑO	$ -	$ -	$ -	$ -	$ 347.048
DEPRECIACION	US$/AÑO	$ 576.933	$ 576.933	$ 576.933	$ 576.933	$ 576.933
FLUJO NETO	US$/AÑO	$ 10.901.322	$ 10.901.322	$ 10.901.322	$ 10.901.322	$ 11.145.666
FLUJO ACUMULADO	US$/AÑO	$ 59.188.849	$ 70.090.170	$ 80.991.492	$ 91.892.814	$ 103.038.480
ANALISIS ECONÓMICO						
VNA	US$	$ 43.455.438	$ 49.613.882	$ 55.289.867	$ 60.521.190	$ 65.450.755
TIR		177,8%	178,1%	178,2%	178,2%	178,2%

Figura VII.4: Flujo de caja alternativa N°2, para años 6 a 10
Fuente: Elaboración propia.

De estos flujos de caja se obtiene un VAN positivo al año 1 (*payback*) siendo su valor de $ 3.930.923 USD, al mismo tiempo se obtiene una tasa interna de retorno para el mismo año de 78,2%. Asimismo, para el final de dicho horizonte se obtiene un VAN de $ 65.450.755 USD, con el cual se obtiene un IVAN de 10,7.

VII.4 Sensibilización con respecto a la carga de HCK

A continuación se muestra la sensibilidad de cada alternativa con respecto al margen bruto de la planta, el cual tiene un promedio actualmente de 87 USD/m^3 de carga. Los resultados son los siguientes:

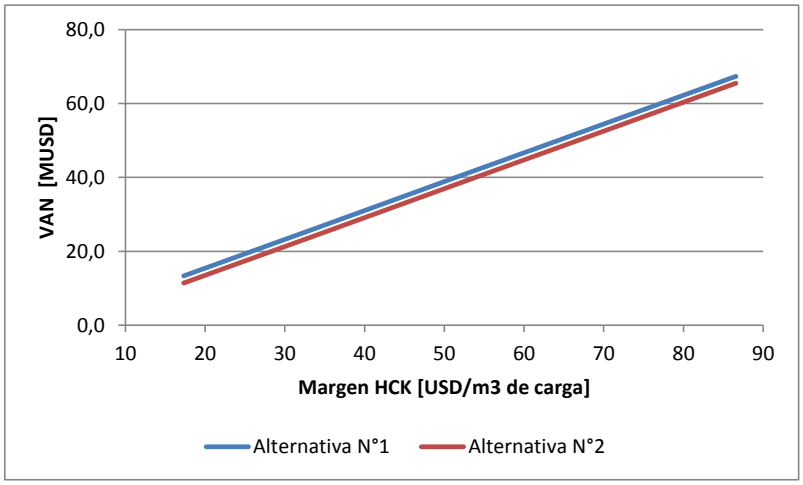


Figura VII.5: Sensibilización de las alternativas en función de la carga promedio de HCK.
Fuente: Elaboración propia.

Se observa que ambos proyectos presentan un valor actual neto positivo para el horizonte de evaluación dado, incluso si el margen operacional de HCK disminuyera un 80% del valor promedio estimado. Por otro lado se analiza el índice del valor actual neto o IVAN para comparar ambas alternativas:

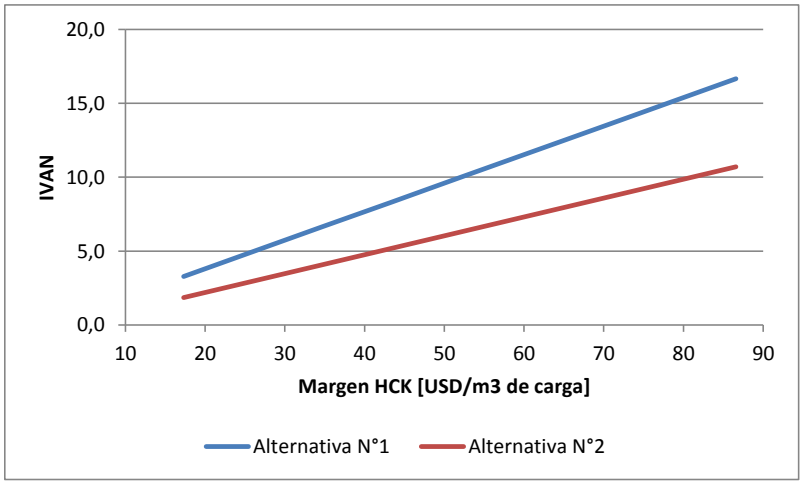


Figura VII.6: Índice del valor actual neto para distintos márgenes brutos de HCK.
Fuente: Elaboración propia.

De la Figura VII.6 se puede observar que el IVAN indica preferencia para la alternativa n°1 para los diferentes valores de margen bruto de la planta.

VIII. SELECCIÓN DE ALTERNATIVAS

VIII.1 Definición y ponderación de criterios de evaluación

Para la selección se considerarán dos perspectivas, la económica y la técnica de cada proyecto. Posterior a esto se analizarán ambos criterios con una mirada mixta que considerará ambas perspectivas y será la decisiva para definir el proyecto a sugerir.

Como criterios económicos para la selección se ha considerado relevante el valor de la inversión, el valor actual neto (VAN) y el índice del valor actual neto (IVAN).

Por otro lado, para el caso de los criterios técnicos se han tomado en cuenta el diseño del equipo y el espacio requerido. Pero también se consideran las facilidades que presenta cada uno para mantención, reparación y limpieza. Este ítem se desglosa en la facilidad de las limpiezas y la disponibilidad en el mercado de los respuestos.

VIII.1.1 Perspectiva económica

A continuación se comparan económicamente en la siguiente matriz los aspectos relevantes para la selección de la propuesta final:

Tabla VIII.1: Tabla comparativa desde el punto de vista económico para selección de las alternativas propuestas.

	Alternativas	
Criterios	Alternativa N°1: Rediseño de tubos y carcasa	Alternativa N°2: Rediseño de tubos twisted y carcasa
Inversión	$ 4.046.342 USD	$ 6.116.378 USD
VAN	$ 67.372.268 USD	$ 65.450.755 USD
IVAN	16,7	10,7

Fuente: Elaboración propia.

De los resultados obtenidos se observa un valor actual neto alto para ambas alternativas al final del horizonte, por lo que ambas resultan ser viables económicamente.

Sin embargo, la inversión de la primera alternativa es considerablemente más económica que la segunda, lo que se ve reflejado en el índice del valor actual neto, que indica que es más conveniente realizar la alternativa nº1 desde la perspectiva económica.

VIII.1.2 Perspectiva técnica

En la siguiente tabla comparativa se contrastan las dos alternativas técnicamente:

Tabla VIII.2 Tabla comparativa desde el punto de vista técnica para selección de las alternativas propuestas.

	Alternativas	
Criterios	Alternativa N°1: Rediseño de tubos y carcasa	Alternativa N°2: Rediseño de tubos twisted y carcasa
Diseño de los equipos	Alta seguridad y robustez. Los tubos y carcasas son diseñados pensando en la presión que deben soportar cada cuerpo individualmente (según TEMA).	Los tubos están diseñados para soportar la presión diferencial entre la carcasa y estos solamente (No se rige por TEMA). Koch justifica esta consideración ya que de caso contrario los tubos tendrían un espesor tal que dificultaría la limpieza.
Espacio requerido	Son 4 intercambiadores por cada tren y su diámetro interno de coraza es de 1.000 mm. En comparación a los equipos existentes requieren un 40% más de espacio. Sin embargo, en terreno se observa que no habría problemas de espacio para esta alternativa.	Son 3 intercambiadores para cada tren, cada uno con diámetro de coraza externo de 838 mm. Por lo tanto individualmente el espacio requerido aumenta en 18%, mientras que si se ve como conjunto, el espacio reduce en 12%.
Disponibilidad de repuestos	Repuestos fáciles de conseguir y/o fabricar nacionalmente.	Único proveedor de tubos twisted es *Koch HT*.
Facilidad de limpieza	Fácil limpieza dado que cuenta un paso por la carcasa y tubos, además de presentar cabezal flotante y arreglo cuadrado (90°) en los tubos.	Difícil limpieza, se requiere una sonda que permita limpiar con agua a presión de forma radial. Presenta dos pasos por los tubos y por la carcasa.

Fuente: Elaboración propia.

Desde la perspectiva técnica se considera más conveniente la alternativa n°1, dado a la ventajas que ofrecen su diseño robusto, disponibilidad de repuestos y facilidad de limpieza.

VIII.1.3 Perspectiva mixta

Finalmente, desde el punto de vista mixto, se selecciona la alternativa n°1, es decir, el rediseño de los intercambiadores de tubo y carcasa. De esto se desecha finalmente la alternativa n°2 dado que es menos práctica bajo los criterios de selección técnico-económicos especificados.

VIII.2 Beneficios de la implementación del proyecto

A continuación se presentan los beneficios de realizar el proyecto frente a no realizarlo. Para este análisis se considera que para el escenario "sin proyecto" se trabaja con los equipos actuales limpios, trabajando con la carga promedio de la planta de 2.548 m^3/d. Mientras que para el escenario "con proyecto" se considera la operación de los equipos sugeridos operando con la carga de diseño de la planta de 3.200 m^3/d de gasoil durante los meses de invierno. Adicionalmente, se asumen para ambos escenarios una temperatura de entrada a los intercambiadores de 100°C para la carga combinada y de 432°C para el efluente de los reactores.

- ✓ Aumento de la producción:

La mayor ganancia de implementar este proyecto se podrá ver en el aumento de la producción que permitirá aumentar la carga actual de 2.548 m^3/d a 3.200 m^3/d, lo que se traduce en una capacidad de carga adicional de 652 m^3/d. Por otro lado, considerando el margen operacional que presenta cada m^3 de carga que ingresa a HCK, el cual es de 86,6 USD/m^3, es posible obtener las ganancias de implementar el proyecto considerando que operará la mitad del año a máxima capacidad (meses en que MHC procesará kerosene):

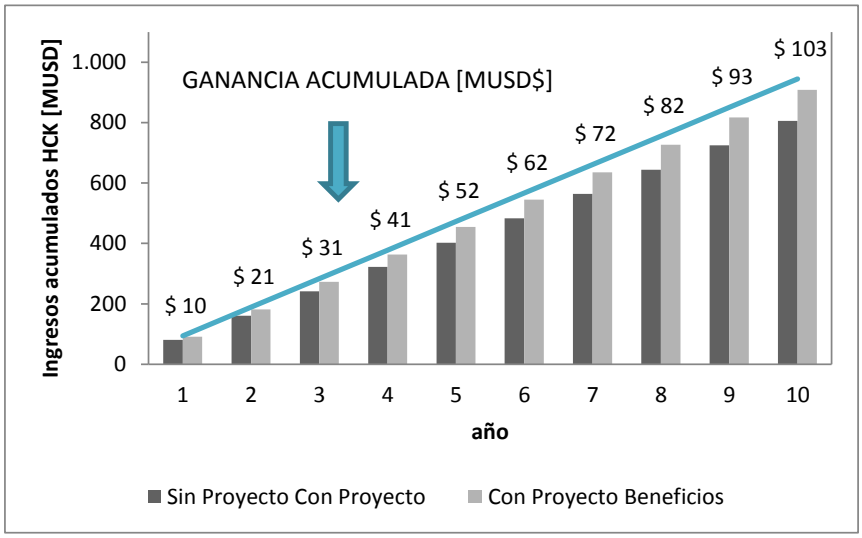


Figura VIII.1: Ganancia operacional obtenida al aumentar la carga de HCK con el proyecto.

Fuente: Elaboración propia.

Como se puede observar en la Figura VIII.1, cada año se obtendría aproximadamente una ganancia operacional de $ 10 MUSD, lo cual demuestra el gran impacto que generaría el realizar este proyecto al beneficiar a la refinería desde el primer año de implementación.

Como referencia se muestran a continuación los ingresos anuales asociados al aumento de carga para diferentes valores de margen en HCK considerando una nueva carga promedio anual de 2.874 m^3/día:

Tabla VIII.3: Ingresos anuales por aumento de carga en HCK para diferentes valores márgenes operacionales.

Margen HCK [USD/m^3 carga]	Ingreso anual [USD]
86,6	$ 10.301.210
69,3 (80%)	$ 8.240.968
51,9 (60%)	$ 6.180.726
43,3 (50%)	$ 5.150.605
34,6 (40%)	$ 4.120.484
17,3 (20%)	$ 2.060.242

Fuente: Elaboración propia.

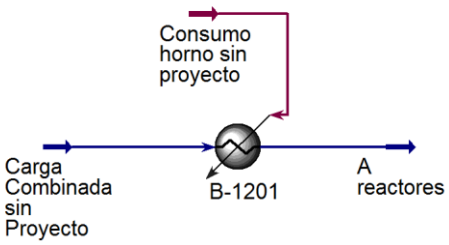
- ✓ Mejora en la recuperación de hidrógeno:

La temperatura media de separación son 63 °C, con la mejora se garantiza que dicha temperatura decrezca por lo bajo en 13°C, es decir, que se desarrolle a menos de 50°C. Previamente se estudio con la simulación de la separación en Hysys (ver Figura VII.17) con la cual se pudo obtener un gráfico de la pureza del hidrógeno en la separación vérsus la temperatura de separación (Figura IV.32).

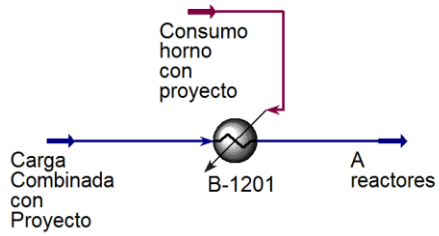
Al interpolar dicha curva se obtiene que al disminuir la temperatura de separación se podría aumentar en 2% más de pureza en contenido de hidrógeno hidrógeno en el reciclo aproximadamente. Esto implicaría un flujo menor de hidrógeno de makeup a la unidad de HCK.

- ✓ Ahorro en fuelgas y reducción de emisiones:

Este trabajo se realiza con la intención de mejorar la temperatura para la recuperación de hidrógeno de reciclo en la separación trifásica, sin embargo, al mejorar la transferencia de calor en los intercambiadores C-1201 se generea un ahorro en fuelgas en el horno B-1201 que implica el tener un mejor precalentamiento de la carga combinada a la unidad de *Hydrocracking*. Si se compara entonces la temperatura de entrada para los escenarios “sin mejora” y “con mejora:



B-1201		
DUTY	3,177	Mkcal/h
Feed Temperature	391,0	C
Product Temperature	417,0	C
Mass Flow	1,189e+005	kg/h



B-1201		
DUTY	1,856	Mkcal/h
Feed Temperature	405,0	C
Product Temperature	417,0	C
Mass Flow	1,494e+005	kg/h

Figura VIII.2: Comparación del consumo energético del horno B-1201 sin proyecto y con proyecto
Fuente: Elaboración propia.

Se puede estimar el consumo del horno por metro cúbico de carga de gasoil para cada caso. Sin proyecto, dicho ratio es de 0,12 Mbtu/m^3, mientras que con el proyecto el ratio desciende a 0,063 Mbtu/m^3. Al considerar el poder calorífico del fuelgas, este margen significaría ahorrar 2 m^3 de fuelgas por cada m^3 de gasoil de carga.

Tomando en cuenta que el fuel gas está valorizado en la planta por 10 US/Mbtu, se estima el ahorro monetario con esta ganancia es de 0,63 USD/m^3 de carga de gasoil a la planta.

Por otro lado, el ahorro de fuelgas se puede ver traducido en las emisiones que se evitarían al no quemarlo (ver Anexo H: Análisis de las emisiones del fuelgas ahorrado en la página 141). Para el caso del dióxido de carbono se tendría un ahorro de 0,0058 Ton de CO_2/m^3 de carga.

Realizando el mismo ejercicio, esta mejora disminuiría las emisiones de dióxido de azufre en 0,001 toneladas de SO_2 por cada mil m^3 de carga de gasoil. Cabe señalar que la refinería está limitada a emitir 6 toneladas por día de SO_2 lo que a su misma vez limita la producción con la que puede operar, es por ello que al implementar mejoras de procesos que permitan disminuir las emisiones de dióxido de azufre traerá como consecuencia una mejora para toda la refinería.

IX. CONCLUSIONES

IX.1 Sobre el análisis operacional

Del análisis operacional se concluye que los equipos actuales C-1201 presentan ensuciamiento, lo cual se demostró a través del programa EDR (herramienta *find fouling*) que está mayormente concentrado en los intercambiadores con los perfiles de temperatura más baja, es decir los intercambiadores C-1201A1 & C-1201B1.

Dicho ensuciamiento se debe a incrustaciones de sales en el interior de los tubos y según el análisis se observa una pérdida global de aproximadamente un 30% de la capacidad de transferencia o coeficiente U*A, lo que obliga a los demás intercambiadores a aumentar su *duty* producto del aumento del potencial de temperatura.

Se analiza la composición del hidrógeno de reciclo en función de diferentes temperaturas de separación. Se define como temperatura límite de separación los 70°C, dado que a esta temperatura el hidrógeno de reciclo presenta una composición de 80% molar y es la mínima composición que exije el catalizador de HCK. Como criterio se define una temperatura de operación el rango de 40-50°C ya que así existe holgura suficiente para operar bajo una zona segura en caso de ensuciamiento de los equipos.

En relación a los escenarios analizados, se diagnostica que el problema operacional en la separación lo genera principalmente el mal funcionamiento de los intercambiadores C-1215, ya que si estos operaran como por diseño, se podría llegar a la separación a la temperatura requerida para la carga actual y para la carga de diseño, independiente de los ensuciamientos estudiados para los intercambiadores C-1201.

IX.2 Sobre la formulación de alternativas y evaluación técnica

Se establece a través de la simulación del proceso (con una carga de 3.200 m^3/d) que para lograr una temperaturas de 47°C en la separación, es necesario que se cambien los equipos C-1215 actuales y que el conjunto C-1201 enfríe el efluente de los reactores a 180°C. Del análisis se determina la temperatura de salida de los reactores de 432°C y la de la carga combinada 100°C, lo cual sería el peor caso (al final de la corrida del catalizador). Bajo este escenario se requerirían un par más de los mismos intercambiadores por cada tren, es decir 12 equipos en total como línea base, lo que concluye que los intercambiadores C-1201 actuales están subdimensionados para los requerimientos operacionales.

Para solucionar este problema, se plantean varias alternativas, de las cuales dos fueron técnicamente viables, estas son: rediseñar los intercambiadores de tubo y carcasa ó rediseñar las carcasas utilizando tubos twisted. De esta manera se realiza el diseño de los equipos con el *software* HTRI para obtener *datasheet* y planos para su cotización.

IX.3 Sobre la evaluación económica y selección de las alternativas

Se realiza el análisis económico para cada alternativa obteniendo una inversión de $ 4.046.342 USD para un IVAN de 16,7 la primera alternativa, y la segunda una inversión de $ 6.116.378 USD con un IVAN de 10,7. Técnicamente se determina que la alternativa más conveniente es el rediseño de la carcasa y tubos convencionales (alternativa 1), lo que se justifica dado a su simpleza, disponibilidad de respuestos, buen diseño y bajo costo. En consecuencia se selecciona la primera opción por sus ventajas técnico-económicas.

Se estima que con la implementación del proyecto se podrá aumentar la carga de HCK a 3.200 m^3/día durante los meses de invierno, cuando MHC está pronosticado que se destine a hidrotratar kerosene, escenario que permitirá generar ganancias operacionales de 10 MUSD anuales al valorizarlo con el margen bruto promedio de *Hydrocracking*.

Del análisis de sensibilidad se concluye que la propuesta planteada es conveniente, aun cuando el margen de operación de HCK sea menor al utilizado para el análisis económico.

Por otro lado, se prevee que el contenido de H_2 aumente un 2% en el reciclo al mejorar la temperatura de separación con el proyecto, disminuyendo así el *makeup* de H_2 requerido.

Finalmente al mejorar el problema de transferencia de calor existente se reducirá el consumo de fuelgas, así como la huella de carbón y azufre.

IX.4 Recomendaciones

Es importante recalcar que la solución sugerida se desarrolla en el escenario donde los aeroenfriadores C-1215 han sido reemplazados, por lo cual es necesario que se dé esta condición de modo que sea efectiva la propuesta planteada.

Se recomienda la incorporación línea de agua de lavado en intercambiadores con perfil de temperatura más baja (C-1201A1 & C-1201B1) para evitar *fouling*, siempre y cuando la temperatura por los tubos en la entrada del equipo sea menor a 308°C (temperatura "*flash"* del agua a presión de 98 kg/cm^2g).

Por último, se aconseja instrumentar todos los intercambiadores C-1201 para monitorear el ensuciamiento y desempeño a lo largo de la operación.

X. BIBLIOGRAFÍA

Aconcagua, E. R. (2008). *Manual de Operaciones Unidad de Hidrocracking.* División Hidrógeno, Valparaíso.

American Petroleum Institute. (2003). *Damage Mechanisms Affecting Fixed Equipment in the Refining Industry.* Washington.

Aspentech. (s.f.). HYSYS 3.2. *Bases de la simulación*.

Company, K. H. (s.f.). *Installation and Use Instructions for Kock Heat Transfer Company's TWISTED TUBE® Heat Exchanger DLL*. Houston, Texas.

Empresas, E. G. (2015). *Memoria Anual 2014-2015.*

Green, D., & Perry, R. (2014). *Perry's Chemical Engineers Handbook* (8th Edition ed.). McGraw Hill.

INITEC. (s.f.). *Técnicas Reunidas de Intercambiadores de Calor.* Técnicas Reunidas .

Kakaç, S., & Hongtan, L. (2002). *Heat Exchangers Selection, Rating and Thermal Design.* CRC Press.

Kern, D. (1999). *Procesos de Transferencia de Calor.* CECSA.

Olaf Danielsen, S. (2009). *Investigation of a twisted-tube type shell-and-tube heat exchanger*. Norwegian University of Science and Technology, Department of Energy and Process Engineering.

Operacionales, D. (2014). PI Process Book. Valparaíso.

Sinnott, R. K. (1999). *Coulson & Richardson's Chemical Engineering.* Butterworth-Heinemann.

The American Society of Mechanical Engineers. (2010). Rules for Construction of Pressure Vessels. New York, USA.

The American Society of Mechanical Engineers. (2015). ASME Boiler and Pressure Vessel Code. New York, USA.

Thulukkanam, K. (2000). *Heat Exchanger Design Handbook.* New York, USA: Marcel Dekker.

Tubular Exchanger Manufacturer Association. (2007). *Standards of The Tubular Exchanger Manufacturer Association* (9th Edition ed.). Tarrytown, New York.

UOP. (2005). *Stream Data.* Engineering Design Information, Enap Refinery, Concón, Chile, Unicracking, Illinois.

XI. ANEXOS

XI.1 Anexo A: Cálculo de propiedades de gases en HCK

Dado que los flujos volumétricos se encuentran en condiciones estándar, para el cálculo de la densidad se utiliza la siguiente fórmula:

$$\rho_i = \frac{P_{std} \cdot PM_i}{R \cdot T_{std}} \quad (18)$$

Las variables son la presión standard y temperatura standard, el peso molecular del compuesto "i" (PM) y la constante de los gases ideales.

Por otro lado, las propiedades mix son calculado como una ponderación de las fracciones molares por la propiedad respectiva, como la Ley de Gibbs lo indica:

$$PM_{mix} = \sum PM_i \cdot x_i \quad (19)$$

$$\rho_{mix} = \sum \rho_i \cdot x_i \quad (20)$$

A continuación se muestra un resumen de los cálculos realizados para cada compuesto:

Tabla XI.1: Propiedades de las corrientes de hidrógeno.

Propiedades Corrientes de Hidrógeno										
Corrientes	**H_2 % mol**	**N_2 % mol**	**C1's % mol**	**C2's % mol**	**C3's % mol**	**C4's % mol**	**+ C5's % mol**	**H_2S % mol**	**ρ mix [kg/m^3]**	**PM mix [kg/kmol]**
H_2 Reformación	87,2%	1,8%	3,7%	2,8%	2,0%	0,7%	0,00%	0,0%	0,21	4,94
H_2 AGA	99,9%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,00%	0,0%	0,08	2,00
H_2 Reciclo	83,7%	1,5%	9,9%	2,1%	1,0%	0,0%	0,00%	1,0%	0,22	5,10
H_2 de Proceso	84,9%	1,4%	9,0%	2,0%	1,0%	0,0%	0,00%	0,9%	0,21	4,91
Sour Gas	10,2%	0,8%	22,2%	26,2%	20,6%	10,4%	3,5%	6,2%	1,33	31,55
Gas F-1204	78,85%	4,65%	11,09%	2,20%	1,17%	0,67%	0,27%	1,09%	0,29	6,79
Gas F-1206	53,31%	1,49%	25,57%	9,60%	4,99%	2,24%	1,02%	1,78%	0,56	13,29

Fuente: Elaboración propia.

XI.2.1 Simulación de componentes

Light Nafta		Heavy Nafta		Kerosene		Diesel		GONC		Gasoil	
Componentes	% mol	Componentes	% mol	Componentes	% mol	Componentes	% mol	Componentes	% mol	Componentes	% mol
n-Butane	0,02	NBP 84	0,05	NBP 125	0,02	NBP 220	0,02	NBP 250	0,01	NBP 250	0,01
i-Pentane	0,31	NBP 99	0,15	NBP 140	0,04	NBP 235	0,03	NBP 265	0,01	NBP 265	0,01
NBP 41	0,06	NBP 112	0,31	NBP 155	0,06	NBP 250	0,05	NBP 281	0,01	NBP 278	0,01
NBP 48	0,26	NBP 125	0,22	NBP 167	0,1	NBP 266	0,09	NBP 297	0,02	NBP 292	0,01
NBP 63	0,17	NBP 141	0,12	NBP 184	0,17	NBP 278	0,12	NBP 312	0,02	NBP 307	0,01
NBP 77	0,15	NBP 156	0,09	NBP 198	0,15	NBP 293	0,12	NBP 330	0,03	NBP 321	0,01
NBP 90	0,04	NBP 169	0,05	NBP 213	0,16	NBP 307	0,12	NBP 344	0,04	NBP 334	0,01
		NBP 187	0,02	NBP 227	0,12	NBP 322	0,13	NBP 358	0,05	NBP 349	0,03
				NBP 241	0,11	NBP 336	0,11	NBP 374	0,05	NBP 365	0,03
				NBP 256	0,05	NBP 351	0,1	NBP 389	0,06	NBP 377	0,04
				NBP 271	0,02	NBP 364	0,07	NBP 404	0,07	NBP 392	0,04
						NBP 379	0,03	NBP 419	0,07	NBP 406	0,05
						NBP 395	0,02	NBP 442	0,15	NBP 420	0,05
								NBP 468	0,15	NBP 441	0,11
								NBP 496	0,12	NBP 470	0,13
								NBP 524	0,08	NBP 496	0,13
								NBP 550	0,04	NBP 524	0,11
								NBP 577	0,02	NBP 552	0,1
								NBP 606	0,01	NBP 577	0,05
								NBP 636	0,01	NBP 605	0,03
								NBP 656	0	NBP 632	0,01
										NBP 678	0,01

Tabla XI.2: Composición de las corrientes simuladas en base a fluidos hipotéticos generados por Hysys.

Fuente: Elaboración propia

XI.3 Anexo C: Ingeniería basica de equipos simulados

XI.3.1 C-1201

UOP
25 East Algonquin Road • PO Box 5017 • Des Plaines, Illinois 60017-5017 • USA

PROJECT SPECIFICATION

560946 — 401 — 0 SHEET 5

REV	DATE	BY	APVD	REV	DATE	BY	APVD
0	3-13-96						

TUBULAR EXCHANGERS

REV

SERVICE COMBINED FEED-EFFLUENT EXCHANGERS **ITEM NO.** C-1201A/B

HEAT EXCHANGED 17.69 MM kcal/hr

HOT Fluid Through TUBES HCBN, H2, H2S	° API kg/m3* @15.6°	Char. Factor K	MW	Flowing Sp. Gr. kg/m3*	Viscosity cP		Flow kg/hr	MM kcal/hr above 15.6°C
IN AT 432°C TOTAL			26.0				79190	27.64
TOTAL VAPOR			16.0	27.190*	0.024		47029	19.30
VAPOR KG/HR: HC 42540, H2 4358, H2O 56,								
LIQUID HCBN	858*	12.47	304.0	0.471	0.169		32161	8.34
OUT AT 180°C TOTAL			26.0				79190	9.96
TOTAL VAPOR			7.8	19.730*	0.016		21879	5.28
VAPOR KG/HR: HC 17401, H2 4354, H2O 54,								
LIQUID HCBN	853*	12.20	249.5	0.704	0.710		57311	4.68
MOL PCT HYDROGEN 71.62, MOL PCT H2S 2.94 (TOTAL)								

COLD Fluid Through SHELL COMBINED FEED	° API kg/m3* @15.6°	Char. Factor K	MW	Flowing Sp. Gr. kg/m3*	Viscosity cP		Flow kg/hr	MM kcal/hr above 15.6°C
IN AT 74°C TOTAL			28.0				75958	3.41
TOTAL VAPOR			5.8	21.950*	0.013		14426	1.88
VAPOR KG/HR: HC 10294, H2 4091, H2O 42,								
LIQUID HCBN	891*	11.92	292.5	0.830	6.576		61530	1.53
OUT AT 379°C TOTAL			28.0				75958	21.10
TOTAL VAPOR			7.6	15.100*	0.021		19002	9.27
VAPOR KG/HR: HC 14918, H2 4037, H2O 45,								
LIQUID HCBN	893*	11.89	276.2	0.589	0.221		56956	11.83
MOL PCT HYDROGEN 75.35, MOL PCT H2S 2.16 (TOTAL)								

MATERIALS - CONSTRUCTION

		HOT - SIDE		COLD - SIDE	
Design Pressure and Temperature		110 kg/cm²(g)	460 °C	129 kg/cm²(g)	426 °C
Design for Full Vacuum @ Temp		● Yes ○ No	177 °C	● Yes ○ No	177 °C
Line Size, inches		In 10	Out 8	In 8	Out 8
ASME Flange Class and Facing		Class 1500 RF		Class 1500 RF	
Oper. Press. at Inlet	Allow. Press. Drop	104 kg/cm²(g)	ΔP 4.25 kg/cm²	120 kg/cm²(g)	ΔP 3.22 kg/cm²
Min. (Net) Fouling		0.0004	m²-hr-°C/kcal	0.0004	m²-hr-°C/kcal
Shell & Tube	TEMA Type Designation	Sta. Head D-Modified	Shell E	Rear Head U	
	Max Bundle O.D. 1250 mm	Nominal Tube Length 6.1 meters		Max Bundle Weight 10000 kg	
	Tube O.D. 19.05 mm x 1.65 mm wall	25.4 mm sq. Pitch - or			
	Tube Material Sheet 8		Shell and Cover Sheet 8		
	Tube Sheet(s) Sheet 8		Floating Head Cover Sheet 8		
	Channel and Cover Sheet 8		Baffles, Tube Supports, Tie Rods, Spacers Sheet 8		
Hair Pin	Double Pipe Type? NO		Multitube Type? NO		
	Shell Pipe	Internal Elements		Fins	
	Multitube Tube Sheets		Tube Connectors		

NOTES: 1. See Heat Release Curve and Additional Properties on sheets 7 to 13.
2. Provide two identical units in parallel operation, flows and duty shown are for each unit.

Figura XI.1: Ingeniería básica de intercambiadores de calor de carga combinada C-1201.

Fuente: Archivo de planos de Enap ERA.

XI.3.2 C-1215

GEA Thermal and Energy Technology Division

GEA Rainey Corporation

	Date	2/28/97	Rev.		By	lb	
	Proposal	15958LB		Item No.	A		
	Job No.	R-2365		Item No.	1		
1	Customer	FOSTER WHEELER IBERIA, S.A.					
2	Address	MADRID, SPAIN		Plant Location	CONCON, CHILE		
3	Service	PRODUCT CONDENSER				Wt/Bay	
4	1 Model	4-1030T108	Forced Draft	No. of Bays	4	No. of Fan Cells / Bay	2
5	Dimensions	L 31' 0" W 40' 0" H 13' 7"		Piperack Mounted c/c 28'		Shop Assembled Unit(s)	
6	PERFORMANCE						
7	Customer Item		C-1215				
8	Fluid Circulated		REACTOR EFFLUENT				
9	Heat Exchanged	Kcal/Hr	19740000.0				
10	U External - Bare	Kcal/Sq M Hr C	17.84 - 371.0				
11	CLMTD	°C	56.65				
12	External Surface	Sq M	19525.0				
13	Bare Tube Surface	Sq M	939.0				
14	TUBE SIDE						
15	Total Flow	Kg/Hr	170557.0				
16			IN		OUT		
17	Vapor	"	43030.0		34938.0		
18	Liquid	"	118236.0		135501.0		
19	Steam	"	9291.0		118.0		
20	Non-Condensable	"	0.0		0.0		
21	Temperature	°C	172.0		49.0		
22	Pressure	Kg/Sq cmG	98.9008		98.6688		
23	Pressure Drop	Kg/Sq cm	Allowed: 0.3515		Calculated: 0.2320		
24	Density	Kg/Cu M	760.0 (Avg) / 22.51		/		
25	Viscosity	cP	0.760 / 0.016		3.400 / 0.012		
26	Vapor Molecular Weight		/ 8.5		/ 6.4		
27	Specific Heat	Kcal/Kg C	.540 (Avg) / 1.139 (Avg)				
28	Thermal Conductivity	Kcal/MHrC	.1250 (Avg) / .1200 (Avg)				
29	Fouling Resistance IS	SqMHrC/Kcal	0.00032				
30	AIR SIDE						
31	Temperature In - Out	°C	27.0 - 71.6		(Min. Amb. = 1)		
32	Elev 4 M	Air Quantity Kg/Hr	1841000.0				
33	CONSTRUCTION						
34	Des. Press. Kg/Sq cmG - Temp. °C		105 - 263 / FV @ 172		(MDMT = 9)		
35	Codes		ASME VIII/1,API 3rd Ed.				
36	No. Bundles - Tubes / Bundle		4 - 329				
37	No. Rows - Passes / Bundle		7 - 3 (1 PASS IN TOP 3 ROWS)				
38	Header Type - Corrosion Allowance		PLUG BOX **- 0				
39	Header Material		SB-425 Alloy 825				
40	Shoulder Plug /Gasket Material		Alloy 825 / Alloy 825				
41	Nozzles In - Out - Series / Bundle		6"(2) - 6"(2) - 1500# WN RF				
42	Tube Material		SB-704 Alloy 825, welded				
43	Tube O.D. - BWG - Length		1" - .065" MIN - 30'				
44	Fin Material - Bond Type		ALUMINUM - EXTRUDED				
45	Fin Height - No. Fins / Inch Tri Pitch		5/8" - 10.0 - 2-1/2"				
46	**SPLIT INLET HEADER						
47	FAN		MECHANICAL EQUIPMENT			MISCELLANEOUS	
48	Mfr. CHECO		SPEED REDUCER		DRIVER	1) Guards: Fan, Belt	
49	Model 12F24 50.% AV		Type Cog Belt		Type Electric Motor	2) Vibration Switch/Fan	
50	KW/Fan 22.6 No. of Fans 8		Mfr.		Mfr.	3) Struc Prep: Galvanize	
51	Dia. 9.0 No. of Blades 8		Model No.		KW/Driver 29.8	All Cold Metal	
	RPM 363 Pitch 28.3 °		Ratio 4.00::1		Enclosure TEFC	4) Hydrogen Service	
53	Tip Speed 10264.0 Ft/Min		Service Factor 2.00		Service Factor	5) Chimney, 10' High	
54	Cu M/s/Fan 54.4		No. of Belts 1		RPM 1450		
55	Blade Material ALUMINUM		Support: Suspended		V 380 P 3 C 50		
56	Static Pressure 27.450 mmH2O						
57	SPL/Fan @ 1 M = 85.0 dBA						

Figura XI.2: Ingeniería básica de aeroenfriadores C-1215.

Fuente: Archivo de planos de Enap ERA.

XI.3.3 Datos termodinámicos y fluidodinámicos

Tabla XI.3: Datos de ingeniería básica para corriente caliente de C-1201.

Corriente Caliente (Tubos)											
Temperatura	**°C**	**432**	**407**	**382**	**355**	**328**	**301**	**272**	**242,3**	**211,7**	**179,9**
Presión	kg/cm2	103,5	103,1	102,6	102,1	101,6	101,1	100,6	100,2	99,68	99,2
Flujo	kg/h	79190	79190	79190	79190	79190	79190	79190	79190	79190	79190
Heat cont	kcal/kg	349,1	324,3	299,4	274,6	249,8	225	200,2	175,4	150,5	125,7
Entalpía	Mmcal/h	27,64	25,68	23,71	21,75	19,78	17,82	15,85	13,89	11,92	9,955
Fase Vapor											
Flujo	kg/h	47030	42376	38178	34503	31375	28774	26623	24828	23260	21879
Fracción	p/p	0,5939	0,5351	0,4821	0,4357	0,3962	0,3634	0,3362	0,3134	0,2937	0,2763
Heat cont	kcal/kg	410,4	398,5	386,5	373,5	358,7	341,3	321	297,5	271	241,2
Entalpía	Mmcal/h	19,3	16.89	14,75	12,89	11,25	9,822	8,55	7,384	6,303	5,277
Densidad	kg/m3	27,2	25,45	23,86	22,48	21,37	20,54	19,99	19,69	19,61	19,73
Cp	kcal/kg-°C	0,9664	0,9798	0,9966	1,016	1,037	1,059	1,08	1,1	1,119	1,139
Viscosidad	centipoise	0,02415	0,02311	0,02207	0,02106	0,02007	0,01912	0,01821	0,01732	0,01644	0,01557
Conductividad	kcal/h-°C	0,1744	0,1719	0,1693	0,1664	0,163	0,1591	0,1546	0,1496	0,1441	0,1382
Fase Líquida											
Flujo	kg/h	32160	36814	41012	44696	47815	50416	51567	54372	55930	57311
Fracción	p/p	0,4016	0,4649	0,5179	0,5643	0,6038	0,6366	0,6638	0,6866	0,7063	0,7237
Heat cont	kcal/kg	259,5	238,8	218,5	198,3	178,4	158,6	139	119,6	100,5	81,63
Entalpía	Mmcal/h	8,344	8,791	8,959	8,862	8,529	7,995	7,305	6,502	5,618	4,678
Densidad	kg/m3	470,8	503,1	534,6	565,5	591,9	616,6	639,8	662	683,4	704,1
Cp	kcal/kg-°C	0,8189	0,8052	0,7688	0,7457	0,7202	0,6943	0,6676	0,6387	0,6095	0,5789
Viscosidad	centipoise	0,1686	0,189	0,2127	0,2412	0,2746	0,3166	0,3716	0,4465	0,5523	0,7098
Conductividad	kcal/h-°C	0,0601	0,06318	0,06631	0,06951	0,0728	0,0762	0,0797	0,08332	0,08707	0,09095

Fuente: Elaboración propia en base a datasheet UOP de intercambiadores C-1201.

Tabla XI.4: Datos de ingeniería básica para corriente fría de C-1201.

Corriente Fría (Coraza)											
Temperatura	**°C**	**74,2**	**113,8**	**151,9**	**188,2**	**223,2**	**256,7**	**289,1**	**320,2**	**350**	**378,6**
Presión	kg/cm2	115,2	114,9	114,6	114,2	113,9	113,6	113,3	113	112,6	112,3
Flujo	kg/h	75958	75958	75958	75958	75958	75958	75958	75958	75958	75958
Heat cont	kcal/kg	44,89	70,76	96,64	122,5	148,4	174,3	200,1	226	251,9	277,8
Entalpía	Mmcal/h	3,41	5,375	7,34	9,306	11,27	13,24	15,2	17,17	19,13	21,1
Fase Vapor											
Flujo	kg/h	14428	14733	14905	15015	15109	15246	15523	16094	17170	19003
Fracción	p/p	0,1899	0,194	0,1962	0,2977	0,2989	0,2007	0,2044	0,2119	0,226	0,2502
Heat cont	kcal/kg	130,1	183	233,6	282,4	329,3	374	414,9	449,4	474,4	487,7
Entalpía	Mmcal/h	1,877	2,696	3,482	4,24	4,976	5,702	6,44	7,233	8,145	9,269
Densidad	kg/m3	21,95	20,03	18,4	17,04	15,92	15,04	14,41	14,14	14,33	15,11
Cp	kcal/kg-°C	1,357	1,354	1,36	1,37	1,381	1,389	1,39	1,377	1,345	1,293
Viscosidad	centipoise	0,0126	0,01352	0,01438	0,01518	0,01596	0,01671	0,01749	0,01836	0,01937	0,02061
Conductividad	kcal/h-°C	0,125	0,135	0,1448	0,1543	0,1635	0,1723	0,1805	0,188	0,1945	0,1997
Fase Líquida											
Flujo	kg/h	61530	61225	61053	60943	60849	60712	60435	59863	58788	56955
Fracción	p/p	0,8101	0,806	0,8038	0,8023	0,8011	0,7993	0,7956	0,7881	0,774	0,7498
Heat cont	kcal/kg	24,91	43,76	63,2	83,13	103,5	124,1	145	166	186,9	207,7
Entalpía	Mmcal/h	1,533	2,679	3,858	5,066	6,295	7,535	8,762	9.935	10,99	11,83
Densidad	kg/m3	830,1	808	784,4	759,9	734,6	708,5	681,2	652	622,3	589
Cp	kcal/kg-°C	0,4558	0,493	0,5315	0,5648	0,5978	0,6288	0,6585	0,6865	0,7131	0,7385
Viscosidad	centipoise	6,575	2,708	1,45	0,09109	0,6355	0,476	0,3751	0,3069	0,2581	0,2207
Conductividad	kcal/h-°C	0,1039	0,09903	0,09438	0,8993	0,08566	0,08156	0,07761	0,07381	0,07016	0,0666

Fuente: Elaboración propia en base a datasheet UOP de intercambiadores C-1201.

Tabla XI.5: Datos de ingeniería básica para corriente caliente de C-1215.

Corriente Caliente (Tubos)			
Temperatura	°C	172	49
Densidad Líquido	kg/m3	720	775,5
Calor Específico Líquido	kcal/kg-°C	0,574	0,45
Viscosidad Líquido	cp	0,761	3,599
Conductividad Térmica Líquido	kcal/h-m-°C	0,092	0,107
Tensión Superficial Liquido	dynes/cm	12,6	21,3
Peso Molecular Líquido	gr/mol	221,2171	221,2171
Entalpía	kcal/kg-°C	148,28	32,54
Fracción Vapor		0,01096374	0,00421784
Densidad Vapor	kg/m3	22,51	22,68
Calor Específico Vapor	kcal/kg-°C	1,041	1,237
Viscosidad Vapor	cp	0,016	0,012
Conductividad Térmica Vapor	kcal/h-m-°C	0,128	0,112
Peso Molecular Vapor	dynes/cm	8,769585	3,69635
Fracción Líquido 2		0,02	0,09
Densidad Líquido 2	kg/m3	894,2	987
Calor Específico Líquido 2	kcal/kg-°C	1,049	0,999
Viscosidad Líquido 2	cp	0,0899	0,5436
Conductividad Térmica Líquido 2	kcal/h-m-°C	0,58	0,548
Tensión Superficial Liquido 2	dynes/cm	46,8	67,4
Peso Molecular Líquido 2	gr/mol	18	18

Fuente: Elaboración propia en base a datasheet UOP de intercambiadores C-1215.

XI.3.4 Cálculo sobredimensionamiento C-1201 y otros antecedentes obtenidos de la simulación realizada

A través de los coeficientes global de transferencia de calor disponible y requerido es posible estimar el sobredimensionamiento del equipo, de hecho, es así como lo calcula el programa EDR. El coeficiente global de transferencia requerido, es aquel que se necesita para cumplir con las condiciones de diseño, sin embargo, el coeficiente disponible es el que realmente tiene el equipo. A continuación se evalúa el sobredimiensionamiento:

$$\%\,\text{Sobredimensionamiento} = \frac{U_{\text{disponible}}}{U_{\text{requerido}}} - 1 = \frac{490{,}9}{456{,}8} - 1 = 7{,}47\%$$

Se evalúa el intercambiador en modo *simulation* para verificar su capacidad total:

Tabla XI.6: Resultados de simulación en Hysys de C-1201.

Variable	**Unidades**	**Carcasa**	**Tubos**
Fluido		Carga Combinada	Efluente Reactor
Flujo	kg/h	75.958	79.190
T° in	°C	74	432
T° out	°C	381	177
P operación	kg/cm^2	120	104
Delta P	kg/cm^2	3,536	2,859
Ensuciamiento	m^2-h-°C/kcal	0,0004	0,0004
Area Transferencia	m^2	638,3	
LMTD	°C	57,1	
U	Kcal/h-m^2-°C	490,9	
Calor Transferido	Mmkcal/h	17,89	

Fuente: Elaboración propia

Por otro lado, de la simulación se obtiene también el perfil de temperatura del banco de los intercambiadores y el calor transferido respectivamente:

Tabla XI.7: Perfil de temperatura simulado en C-1201.

Propiedades	**Unidades**	**Shell 1**	**Shell 2**	**Shell 3**	**Shell 4**
Temperatura Tubos In	°C	177	263	331	386
Temperatura Tubos Out	°C	263	331	386	432
Temperatura Coraza In	°C	74	181	263	327
Temperatura Coraza Out	°C	181	263	327	381
Calor Transferido	Mkcal/h	5,5	4,7	4,0	3,7

Fuente: Elaboración propia

XI.4 Anexo D: Análisis operacional

XI.4.1 Simulación de diseño de C-1201

Heat Exchanger Specification Sheet

6	Size	711,2--6100	mm	Type DEU Hor		Connected in	1 parallel	4 series	
7	Surf/unit(eff.)	638,3	m²	Shells/unit 4		Surf/shell (eff.)	159,6	m²	
8	**PERFORMANCE OF ONE UNIT**								
9	Fluid allocation			Shell Side		Tube Side			
10	Fluid name			Carga Combinada		Efluente Reactor			
11	Fluid quantity, Total		kg/h	75958		79190			
12	Vapor (In/Out)		kg/h	14420	19026	47031	21887		
13	Liquid		kg/h	61538	56932	32159	57303		
14	Noncondensable		kg/h	0	0	0	0		
15									
16	Temperature (In/Out)		°C	74	379	432	180		
17	Dew / Bubble point		°C	1685,1	-195,22	624	-77,54		
18	Density	Vapor/Liquid	kg/m³	22,92 / 830,21	15,32 / 588,53	27,73 / 470,8	19,56 / 704,03		
19	Viscosity		cp	0,0126 / 6,6045	0,0206 / 0,2202	0,0242 / 0,1686	0,0156 / 0,7092		
20	Molecular wt, Vap			5,62	7,26	15,94	7,43		
21	Molecular wt, NC								
22	Specific heat		kJ/(kg K)	5,682 / 1,908	5,41 / 3,093	4,046 / 3,429	4,769 / 2,424		
23	Thermal conductivity		W/(m K)	0,2163 / 0,1207	0,3458 / 0,0773	0,2026 / 0,0698	0,1606 / 0,1056		
24	Latent heat		kJ/kg	396,2	193,1	159,2	256,2		
25	Pressure (abs)		kgf/cm²	120	116,474	104	101,134		
26	Velocity		m/s	6,03		12,45			
27	Pressure drop, allow./calc.		kgf/cm²	3,22	3,526	4,25	2,866		
28	Fouling resistance (min)		m² h C/kcal	0,0004		0,0004	0,00048 Ao based		
29	Heat exchanged	17,707	Mkcal/h			MTD corrected	60,73	°C	
30	Transfer rate, Service	456,8	Dirty	490,9	Clean	866,5		kcal/(h m² C)	
31	**CONSTRUCTION OF ONE SHELL**					**Sketch**			
32				Shell Side		Tube Side			
33	Design/vac/test pressure:g		kgf/cm²	132,177 /	/	114,6 /	/		
34	Design temperature		°C	415,56		471,11			
35	Number passes per shell			1		2			
36	Corrosion allowance		mm	3,18		3,18			
37	Connections	In	mm	1 182,55 / -		1 236,52 / -			
38	Size/rating	Out		1 131,75 / -		1 236,52 / -			
39	ID	Intermediate		1 131,75 / -		1 236,52 / -			
40	Tube No. 216 Us	OD 19,05	Tks-Avg 1,65	mm	Length 6100	mm	Pitch 25,4	mm	
41	Tube type Plain		#/m	Material Cr1/2Mo			Tube pattern 90		
42	Shell Cr1/2Mo	ID 711	OD 815	mm	Shell cover	Cr1/2Mo			
43	Channel or bonnet Cr1/2Mo				Channel cover	Cr1/2Mo			
44	Tubesheet-stationary Cr1/2Mo	-			Tubesheet-floating	-			
45	Floating head cover -				Impingement prctection	None			
46	Baffle-cross Cr1/2Mo	Type Single segmental		Cut(%d) 24,99	V	Spacing: c/c 275	mm		
47	Baffle-long -	Seal type				Inlet 458,71	mm		
48	Supports-tube	U-bend 0	Type						
49	Bypass seal	Tube-tubesheet joint	Exp. 2 grv						
50	Expansion joint	-	Type None						
51	RhoV2-Inlet nozzle	6018	Bundle entrance 888		Bundle exit 1690	kg/(m s²)			
52	Gaskets - Shell side	Flat Metal Jacket Fibe	Tube Side	Flat Metal Jacket Fibe					
53	Floating head	-							
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1		TEMA class	R - refinery service				
55	Weight/Shell	13635,4	Filled with water 16005,8		Bundle	2605,2	kg		
56	Remarks								

Figura XI.3: Validación en EDR intercambiadores C-1201.

Fuente: Elaboración propia

XI.4.2 Simulación de diseño de C-1215

Air-Cooled Heat Exchanger Specification Sheet

1									
2									
3									
4									
5									
6	Size & Type	9,984 / 47,5199	m	Type	Forced		Number of Bays	4	
7	Surf/Unit-Finned Tube	81091,3	m²	Bare area/bundle	236,3	m²	Area ratio	21,45	
8	Heat exchanged	19,771	Mkcal/h		MTD, Eff	49,58	°C		
9	Transfer Rate-Finned	3,4	Bare, Service	105,5	Clean	76,6	kcal/(h m² C)		
10	**PERFORMANCE DATA - TUBE SIDE**								
11	Fluid Circulated						In/Out		
12	Total Fluid Entering	kg/h	170557		Density, Liq	kg/m³	720 / 790,93		
13			In/Out		Density, Vap	kg/m³	22,97 / 23,13		
14	Temperature	°C	172 / 48,81		Specific Heat, Liq	kJ/(kg K)	2,403 / 2,091		
15	Liquid	kg/h	168687 / 169840		Specific Heat, Vap	kJ/(kg K)	4,358 / 5,18		
16	Vapor	kg/h	1870 / 717		Therm. Cond, Liq	W/(m K)	0,1069 / 0,1614		
17	Noncondensable	kg/h	0 / 0		Therm. Cond, Vap	W/(m K)	0,1487 / 0,1301		
18	Steam	kg/h	/		Freeze Point	°C			
19	Water		/		Bubble / Dew point	°C	-13,08 / 1613,83		
20	Molecular wt, Vap		8,77 / 3,7		Latent heat	kJ/kg	3000 / 3000		
21	Molecular wt, NC				Inlet pressure (abs)	kPa	9610,519		
22	Viscosity, Liq	cp	0,761 / 3,9479		Pres Drop, Allow/Calc	kgf/cm²	0,352 / 0,052		
23	Viscosity, Vap	cp	0,016 / 0,012		Fouling resistance	m² h C/kcal	0,00035		
24	**PERFORMANCE DATA - AIR SIDE**								
25	Air Quantity, Total	1841000	kg/h		Altitude		m		
26	Air Quantity/Fan	197952,8	m³/h		Temperature In	27,22	°C		
27	Static Pressure	0,002	kgf/cm²		Temperature Out	71,17	°C		
28	Face Velocity	1,08 m/s	Mass velocity	1,26 kg/s/m²	Design Ambient	0	°C		
29	**DESIGN-MATERIALS-CONSTRUCTION**								
30	Design pressure	12100 kPa	Test Pressure	Code	Design temperature	200	°C		
31	**TUBE BUNDLE**		**Header**		**Tube**				
32	Size m	9,984	Type Box		Material	Carbon Steel			
33	Number/bay	4	Material	Carbon Steel	Specifications				
34	Tube Rows	7	Passes	3	OD	25,4	Min Thk.	1,65 mm	
35	Arrangement		Plug Mat.		No./Bun	329	Lng	9,144 m	
36	Bundles	4 par	Gasket Mat.		Pitch	60 / 60	90	Degrees	
37	Bays	4 par	Corr. Allow.	mm	**FIN**				
38	Bundle frame		Inlet nozzle (1)	53,98 mm	Type	Bi-mtl/extrud.			
39	**MISCELLANEOUS**		Outlet nozzle (1)	42,85 mm	Material	Aluminum 1060			
40	Struct. Mount.		Special Nozzles		OD	57,15	Tks	0,28 mm	
41	Surf.Prep		Rating		No.	394 #/m	Design Temp	°C	
42	Louvers		TI	PI	Code				
43	Vibration Switches		Chem Cleaning		Stamp	Specs			
44	**MECHANICAL EQUIPMENT**								
45	Fan,Mfr., Model		Driver, Type		Speed Reducer, Type				
46	No./Bay	2 RPM	Mfr.		Mfr.&Model				
47	Dia.	9 ft Blade(s)	No./Bay		No./Bay				
48	Pitch	Angle	RPM		Rating			hp	
49	Blade(s)	Hub	Enclosure		Ratio				
50	hp/Fan	20,468 kW Min. Amb	V/Phase/Hz	/ /	Support				
51	Control Action on Air Failure-				Louvers				
52	Degree Control of Outlet Process Temperature								
53	Recirculation				Steam Coil		No		
54	Plot Area	m²	Drawing No.	Wt.Burdle	13694,2	Wt. Unit	219107,6 kg		
55	Notes:								
56									
57									
58									

Figura XI.4: Validación en EDR intercambiadores C-1215.
Fuente: Elaboración propia.

XI.4.3 Cálculo de ensuciamiento trenes C-1201A y C-1201B

XI.4.3.1 Carga de gasoil

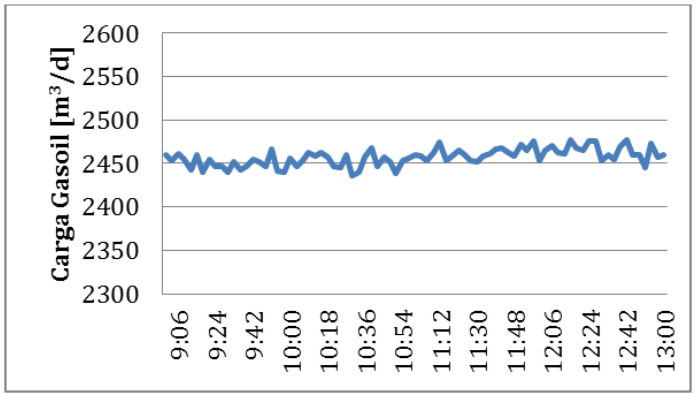


Figura XI.5: Oscilación de carga de Gasoil durante el caso operacional analizado 25/5/16. Fuente: Elaboración propia en base a PI.

XI.4.3.2 Resultados del análisis realizado

Tabla XI.8: Análisis operacional 1 de intercambiadores C-1201.

Análisis Operacional 1: Ensuciamiento									
Banco de Intercambiadores		Intercambiadores Banco A				Intercambiadores Banco B			
Intercambiador		A1	A2	A3	A4	B1	B2	B3	B4
Temperatura									
Tubos In	°C	243	313	364	410	249	324	368	414
Tubos Out	°C	202	243	314	364	210	249	327	368
Coraza In	°C	88	150	223	295	94	153	245	303
Coraza Out	°C	150	228	295	355	153	251	303	355
Transferencia de Calor									
LMTD	°C	99	78	71	53	102	67	67	55
U	kcal/h-m2-°C	158	316	300	369	146	433	260	335
Area	m2	158,8	158,8	158,8	158,8	158,8	158,8	158,8	158,8
Q_T	kcal/h	2,475	3,885	3,386	3,138	2,369	4,576	2,784	2,931
Ensuciamiento									
Rd Coraza	m2-h/kcal	0,00195	0,00075	0,00092	0,00072	0,00217	0,00041	0,00115	0,0008
Rd Tubos	m2-h/kcal	0,00195	0,00075	0,00092	0,00072	0,00217	0,00041	0,00115	0,0008
Rd Total	m2-h/kcal	0,0039	0,0015	0,00184	0,00144	0,00434	0,00082	0,0023	0,0016
Capacidad de Transferencia									
UA	kcal/h-°C	25.043	50.149	47.592	58.629	23.248	68.729	41.336	53.214

Fuente: Elaboración propia

Tabla XI.9: Análisis operacional 2 de intercambiadores C-1201.

Análisis Operacional 2: Capacidades de transferencia de Calor								
	Intercambiadores Banco A				Intercambiadores Banco B			
Intercambiador	A1	A2	A3	A4	B1	B2	B3	B4
Capacidad de transferencia								
UA diseño	61.471	69.316	76.383	81.782	61.471	69.316	76.383	81.782
UA real	2.5043	50.149	47.592	58.629	23.248	68.729	41.336	53.214
% UA de diseño	40,7%	72,3%	62,3%	71,7%	37,8%	99,2%	54,1%	65,1%
Intercambio de energía								
Q diseño	4,058	3,673	3,217	2,826	4,03	3,635	3,17	2,832
Q real	2,475	3,885	3,386	3,138	2,369	4,576	2,784	2,931
% Q de diseño	61,0%	105,8%	105,3%	111,0%	58,8%	125,9%	87,8%	103,5%

Fuente: Elaboración propia

XI.5 Anexo E: Tipos de intercambiadores de calor según TEMA

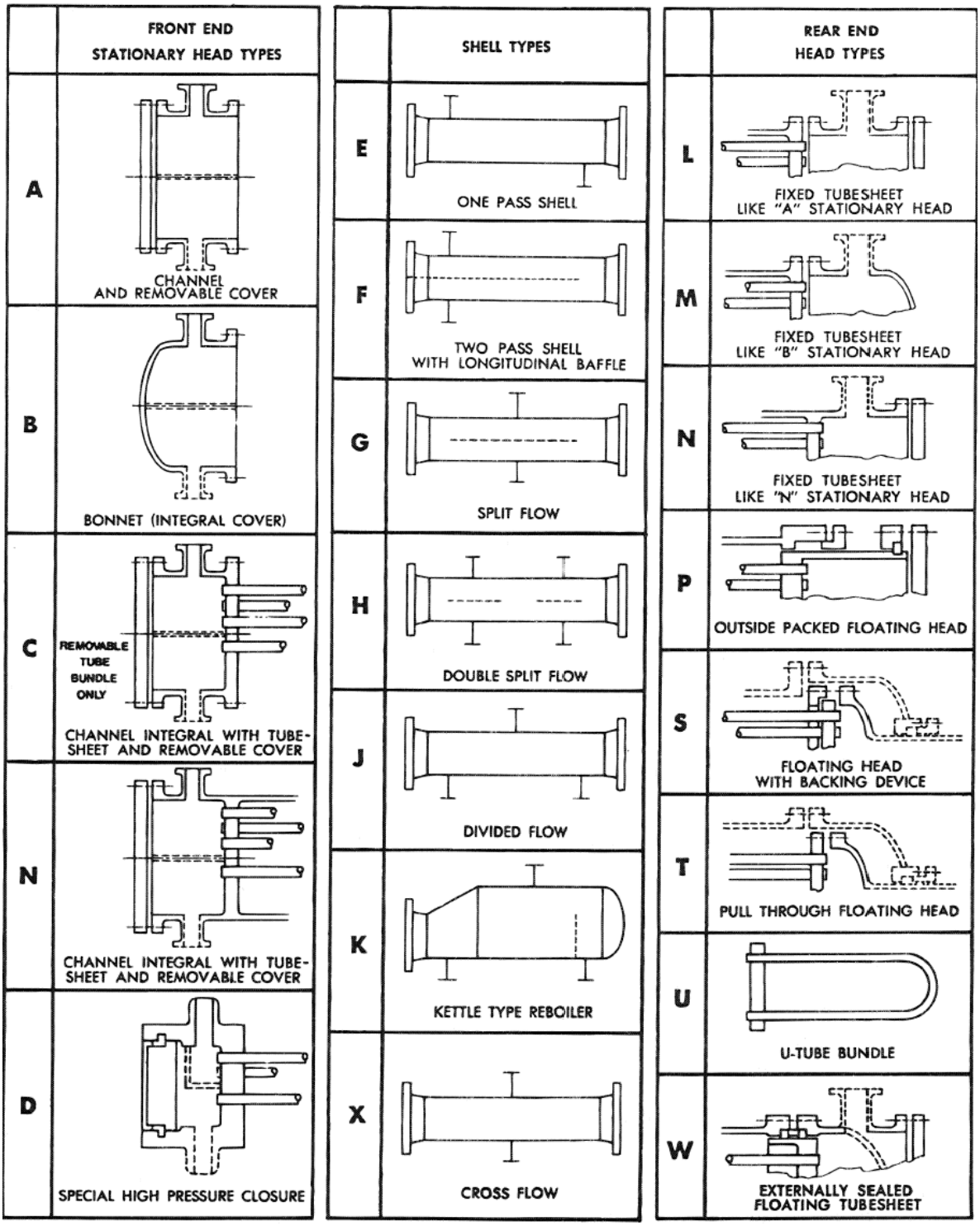
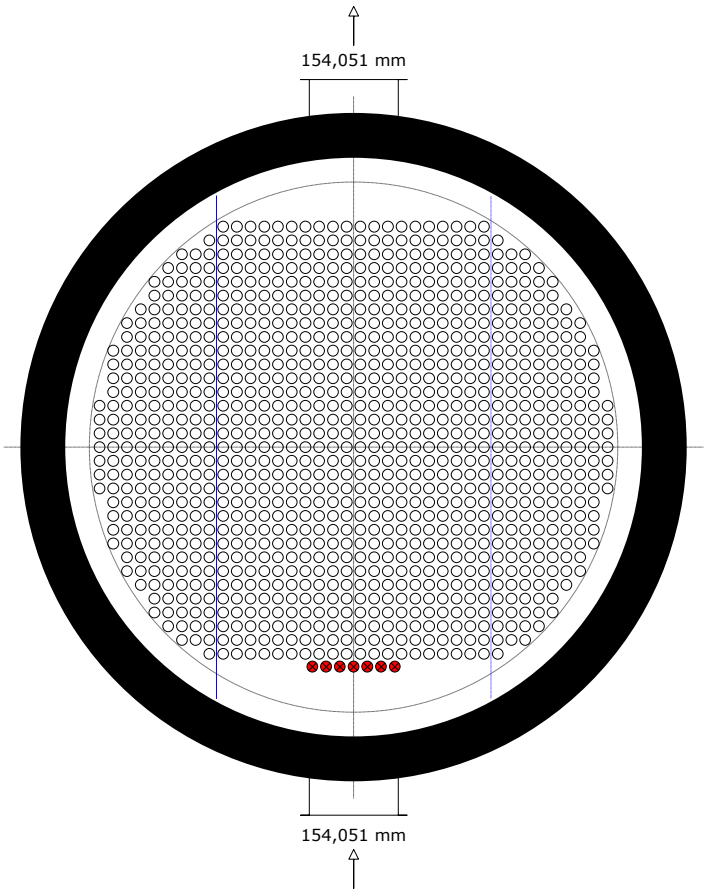


Figura XI.6: Tipos de intercambiadores de calor TEMA.
Fuente: Tubular Exchanger Manufacturer Association, 2007.

XI.6 Anexo F: Planos dimensionales de los diseños propuestos

XI.6.1 Rediseño de intercambiador de tubo y carcasa convencional

Intercambiador N° 1(C-1201A1 & C-1201B1):



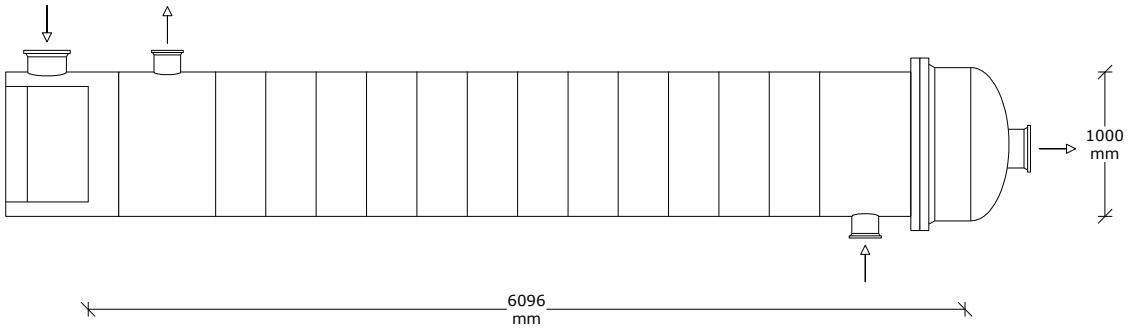
TEMA type	DES
Shell ID	1000,00 mm
Actual OTL	916,690 mm
Height under inlet nozzle	111,066 mm
Rows of impingement rods	1
Impingement rod OD	19,050 mm
Height under outlet nozzle	109,475 mm
Tube type	Plain
Tube OD	19,050 mm
Tube pitch	23,813 mm
Tube layout angle	90 deg
Tubes	1046
Tube positions available	1046
Tubes removed for tie rods	0
Tie rods	8
Seal strip pairs	0
Tube Passes	1
Baffle cut % diameter	26,1875

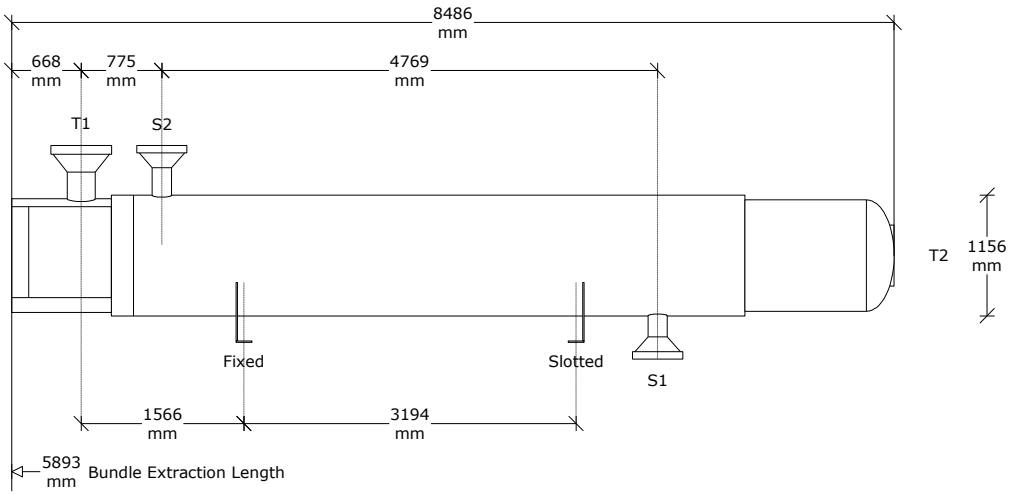
TUBEPASS DETAILS

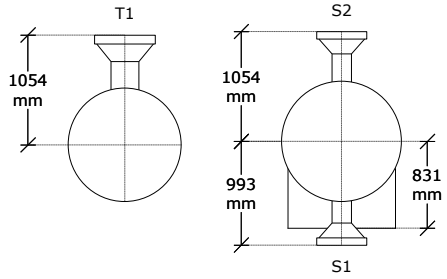
Pass	Rows	Tubes
1	32	1046

SYMBOL LEGEND
- Tube
- Dummy Short Tube
- Dummy Long Tube
- Plugged Tube
- Tie Rod
- Seal Rod
- Impingement Rod

TEMA type	DES	Total Tube Inlet Nozzles	1
Shell diameter	1000 mm	Total Tube Outlet Nozzles	1
Tube length	6096 mm	Total Shell Inlet Nozzles	1
Dry weight	28545 kg/shell	Total Shell Outlet Nozzles	1
Wet weight	33458 kg/shell		
Bundle weight	11245 kg/shell		

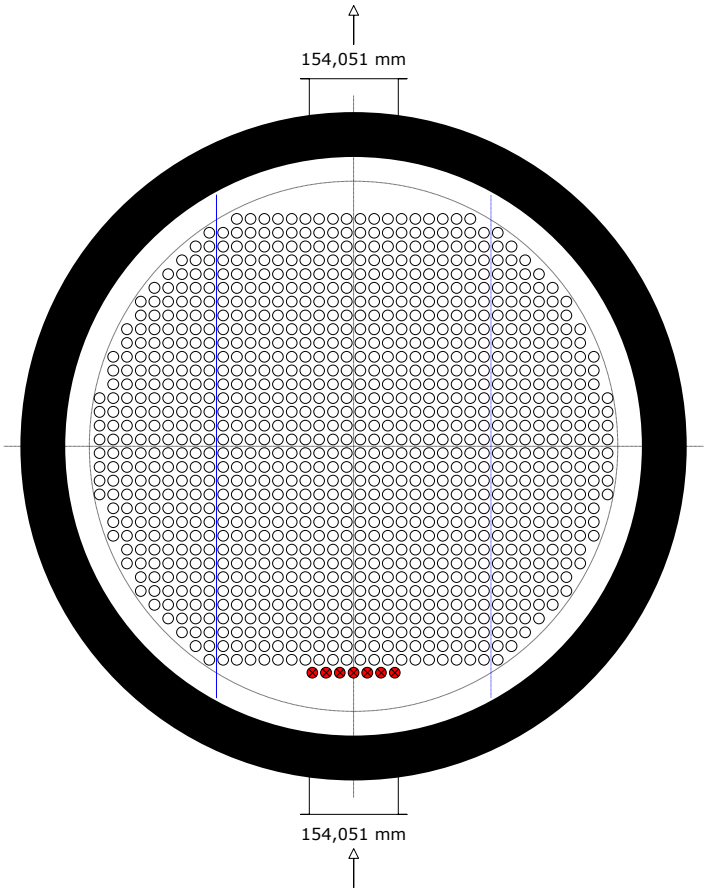






	Nozzles	OD, mm	Rating	Design	Shell	Tube	Weight	kg	Company	ENAP		
S1	Inlet	185,801		Pres (kgf/cm2G)	129	110	Bundle	11245	Customer		Ref	
S2	Outlet	185,801		Temp (C)	426	460	Dry	28545	Item			
T1	Inlet	268,503		Passes	1	1	Wet	33458	Service			
T2	Outlet	268,503		Thick (mm)	78	1,651			TEMA	DES		Setting Plan
									Date	02-08-2016	By	
									Diagram		Rev	

Intercambiador N° 2(C-1201A2 & C-1201B2):



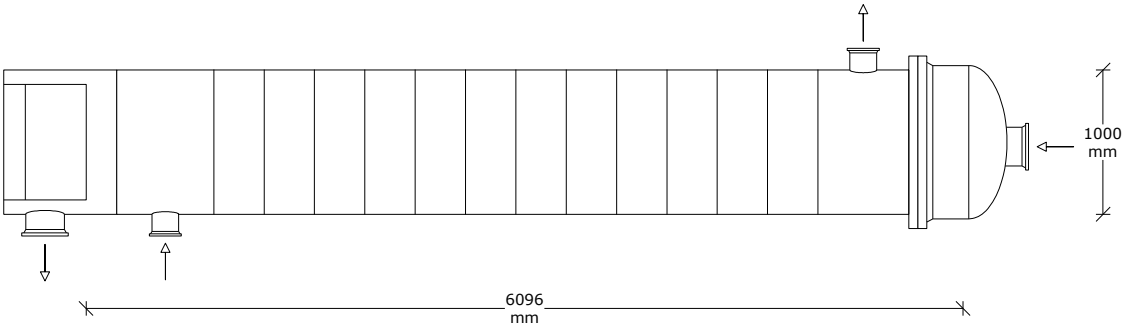
TEMA type	DES
Shell ID	1000,00 mm
Actual OTL	916,690 mm
Height under inlet nozzle	99,159 mm
Rows of impingement rods	1
Impingement rod OD	19,050 mm
Height under outlet nozzle	97,569 mm
Tube type	Plain
Tube OD	19,050 mm
Tube pitch	23,813 mm
Tube layout angle	90 deg
Tubes	1062
Tube positions available	1062
Tubes removed for tie rods	0
Tie rods	8
Seal strip pairs	0
Tube Passes	1
Baffle cut % diameter	26,1875

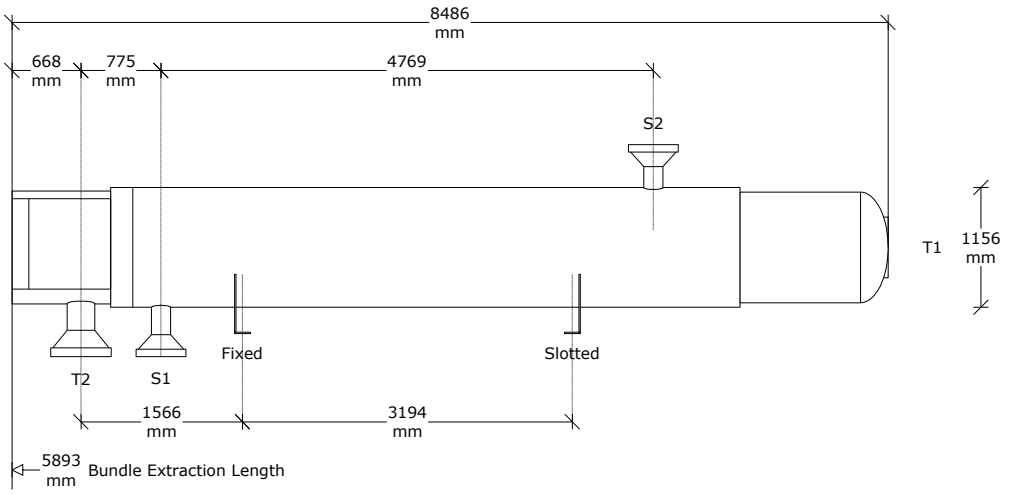
TUBEPASS DETAILS

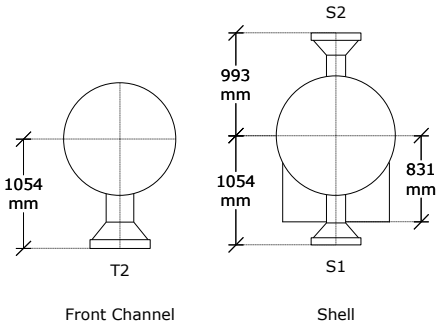
Pass	Rows	Tubes
1	33	1062

SYMBOL LEGEND
- Tube
- Dummy Short Tube
- Dummy Long Tube
- Plugged Tube
- Tie Rod
- Seal Rod
- Impingement Rod

TEMA type	DES	Total Tube Inlet Nozzles	1
Shell diameter	1000 mm	Total Tube Outlet Nozzles	1
Tube length	6096 mm	Total Shell Inlet Nozzles	1
Dry weight	28594 kg/shell	Total Shell Outlet Nozzles	1
Wet weight	33501 kg/shell		
Bundle weight	11294 kg/shell		

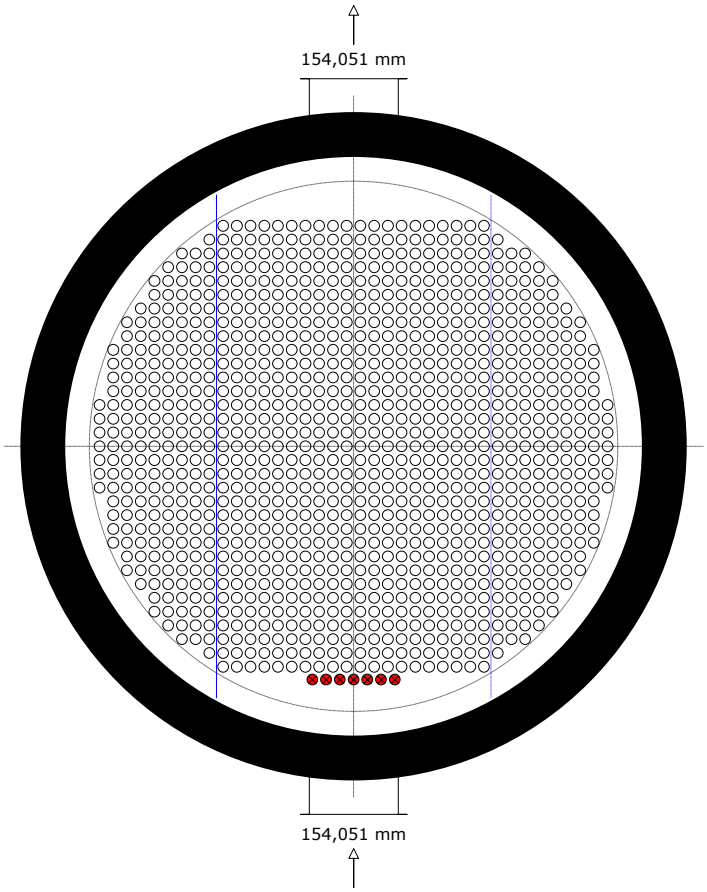






	Nozzles	OD, mm	Rating	Design	Shell	Tube	Weight	kg	Company	ENAP		
S1	Inlet	185,801		Pres (kgf/cm2G)	129	110	Bundle	11294	Customer		Ref	
S2	Outlet	185,801		Temp (C)	426	460	Dry	28594	Item			
T1	Inlet	268,503		Passes	1	1	Wet	33501	Service			
T2	Outlet	268,503		Thick (mm)	78	1,651			TEMA	DES		Setting Plan
									Date	02-08-2016	By	
									Diagram		Rev	

Intercambiador N° 3 (C-1201A3 & C-1201B3)::



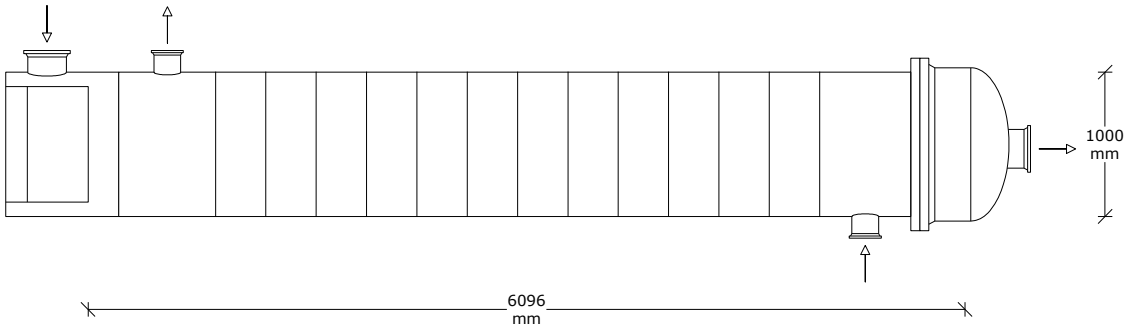
TEMA type	DES
Shell ID	1000,00 mm
Actual OTL	916,690 mm
Height under inlet nozzle	87,253 mm
Rows of impingement rods	1
Impingement rod OD	19,050 mm
Height under outlet nozzle	109,475 mm
Tube type	Plain
Tube OD	19,050 mm
Tube pitch	23,813 mm
Tube layout angle	90 deg
Tubes	1066
Tube positions available	1066
Tubes removed for tie rods	0
Tie rods	8
Seal strip pairs	0
Tube Passes	1
Baffle cut % diameter	26,1875

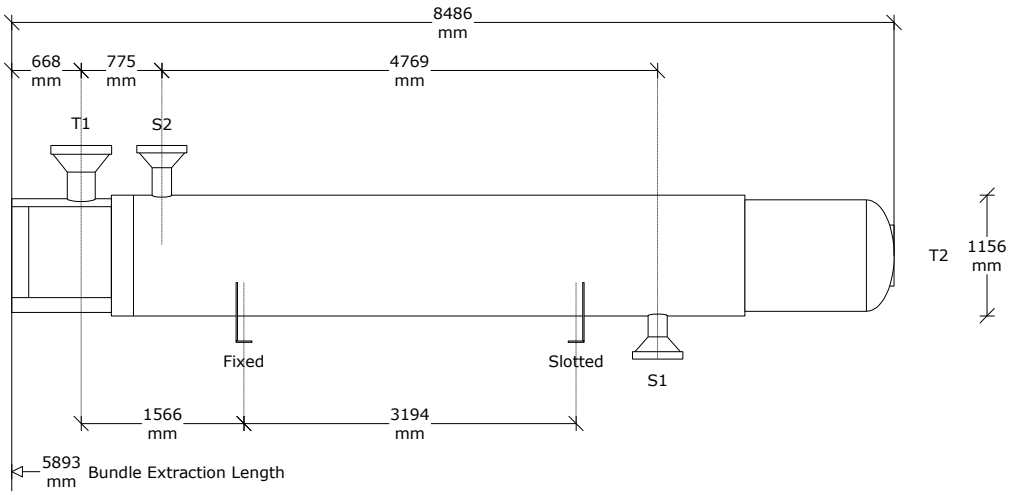
TUBEPASS DETAILS

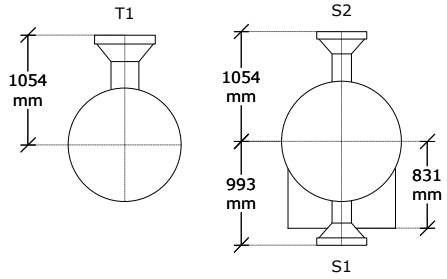
Pass	Rows	Tubes
1	33	1066

SYMBOL LEGEND
- Tube
- Dummy Short Tube
- Dummy Long Tube
- Plugged Tube
- Tie Rod
- Seal Rod
- Impingement Rod

TEMA type	DES	Total Tube Inlet Nozzles	1
Shell diameter	1000 mm	Total Tube Outlet Nozzles	1
Tube length	6096 mm	Total Shell Inlet Nozzles	1
Dry weight	28606 kg/shell	Total Shell Outlet Nozzles	1
Wet weight	33511 kg/shell		
Bundle weight	11306 kg/shell		

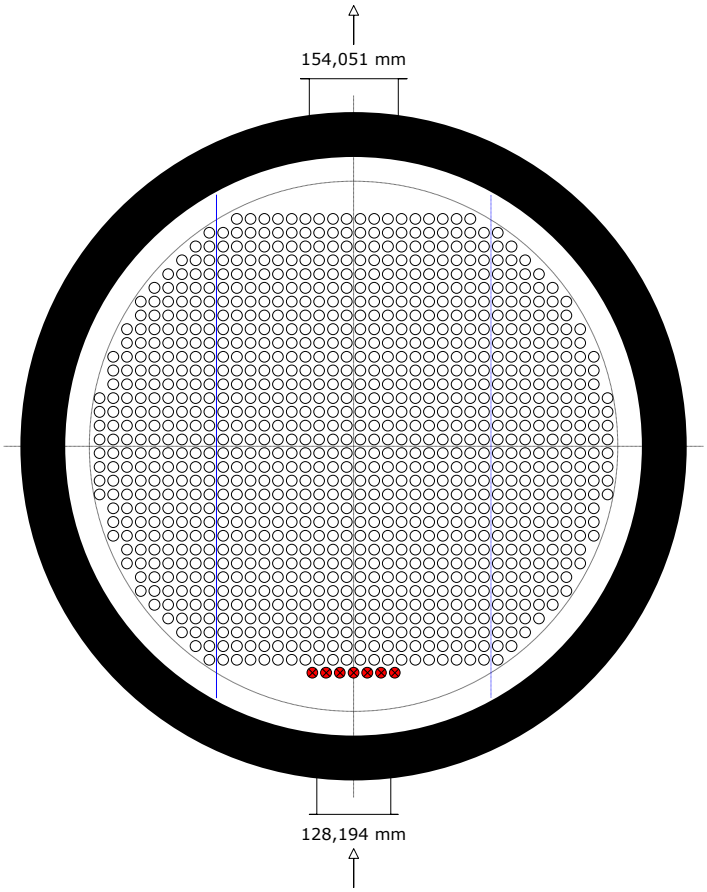






	Nozzles	OD, mm	Rating	Design	Shell	Tube	Weight	kg	Company	ENAP		
S1	Inlet	185,801		Pres (kgf/cm2G)	129	110	Bundle	11306	Customer		Ref	
S2	Outlet	185,801		Temp (C)	426	460	Dry	28606	Item			
T1	Inlet	268,503		Passes	1	1	Wet	33511	Service			
T2	Outlet	268,503		Thick (mm)	78	1,651			TEMA	DES		Setting Plan
									Date	02-08-2016	By	
									Diagram		Rev	

Intercambiador N° 4 (C-1201A4 & C-1201B4):



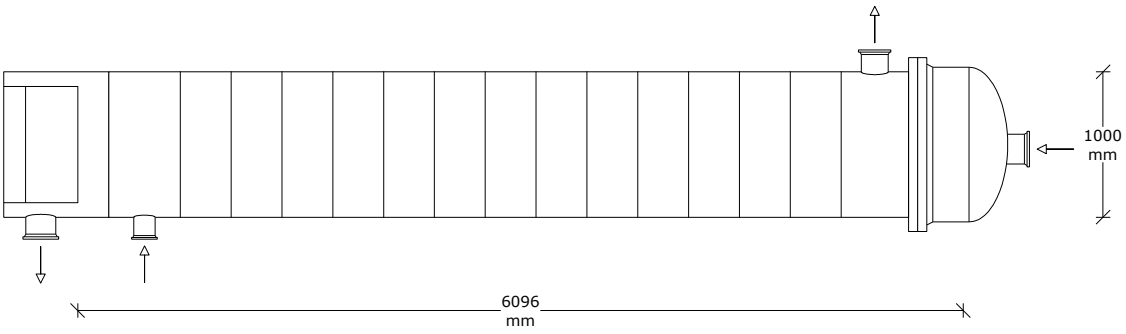
TEMA type	DES
Shell ID	1000,00 mm
Actual OTL	916,690 mm
Height under inlet nozzle	99,159 mm
Rows of impingement rods	1
Impingement rod OD	19,050 mm
Height under outlet nozzle	97,569 mm
Tube type	Plain
Tube OD	19,050 mm
Tube pitch	23,813 mm
Tube layout angle	90 deg
Tubes	1062
Tube positions available	1062
Tubes removed for tie rods	0
Tie rods	8
Seal strip pairs	0
Tube Passes	1
Baffle cut % diameter	26,1875

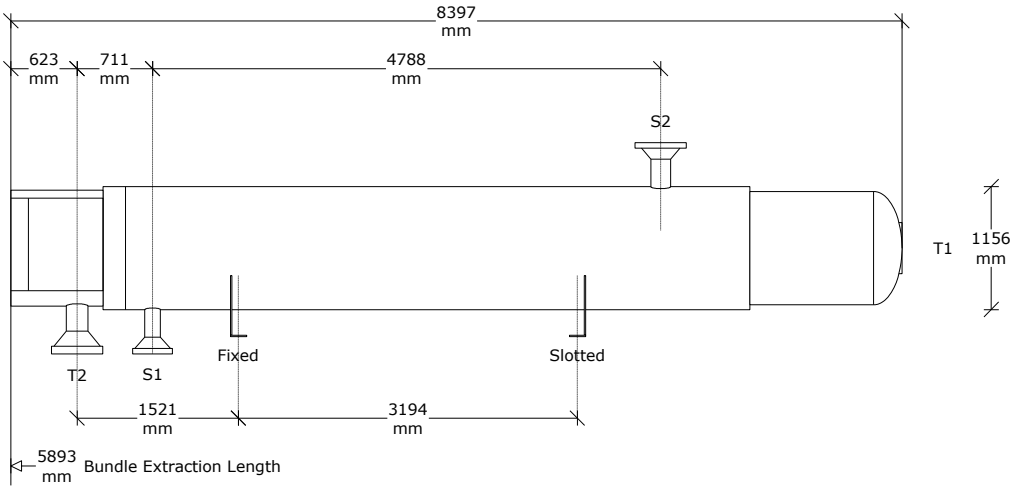
TUBEPASS DETAILS

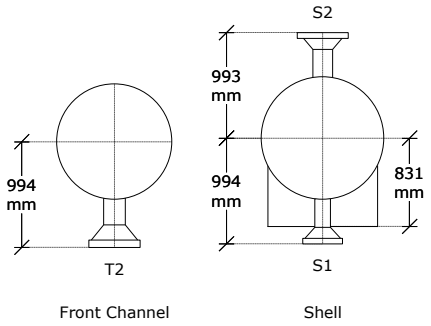
Pass	Rows	Tubes
1	33	1062

SYMBOL LEGEND
- Tube
- Dummy Short Tube
- Dummy Long Tube
- Plugged Tube
- Tie Rod
- Seal Rod
- Impingement Rod

TEMA type	DES	Total Tube Inlet Nozzles	1
Shell diameter	1000 mm	Total Tube Outlet Nozzles	1
Tube length	6096 mm	Total Shell Inlet Nozzles	1
Dry weight	28298 kg/shell	Total Shell Outlet Nozzles	1
Wet weight	33115 kg/shell		
Bundle weight	11330 kg/shell		



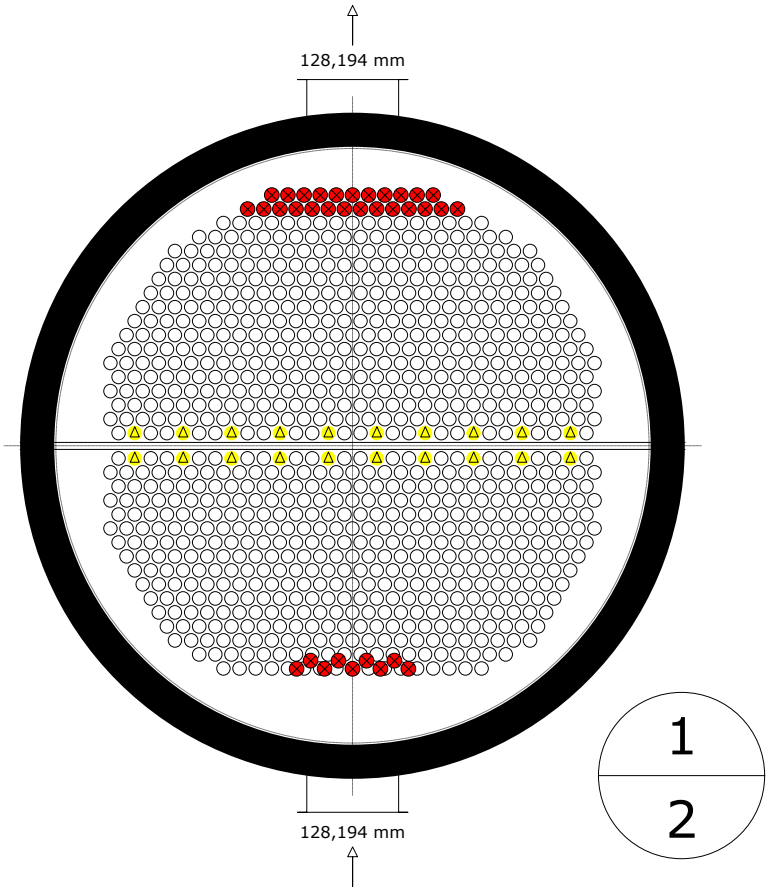




	Nozzles	OD, mm	Rating	Design	Shell	Tube	Weight	kg	Company	ENAP		
S1	Inlet	147,244		Pres (kgf/cm2G)	129	110	Bundle	11330	Customer		Ref	
S2	Outlet	185,801		Temp (C)	426	460	Dry	28298	Item			
T1	Inlet	204,851		Passes	1	1	Wet	33115	Service			
T2	Outlet	204,851		Thick (mm)	78	1,651			TEMA	DES		Setting Plan
									Date	02-08-2016	By	
									Diagram		Rev	

XI.6.2 **Rediseño de carcasa y con tubos twisted**

Intercambiador N° 1 (C-1201A1 & C-1201B1)::



TEMA type	DFU
Shell ID	832,000 mm
Actual OTL	827,645 mm
Height under inlet nozzle	95,290 mm
Rows of impingement rods	2
Impingement rod OD	20,637 mm
Height under outlet nozzle	130,352 mm
Tube type	Twisted
Tube OD	19,050 mm
Tube pitch	22,504 mm
Tube layout angle	60 deg
Tubes	844
Tube positions available	844
Tubes removed for tie rods	0
Tie rods	6
Seal strip pairs	0
Tube Passes	2
Perpendicular passlane width	38,100 mm

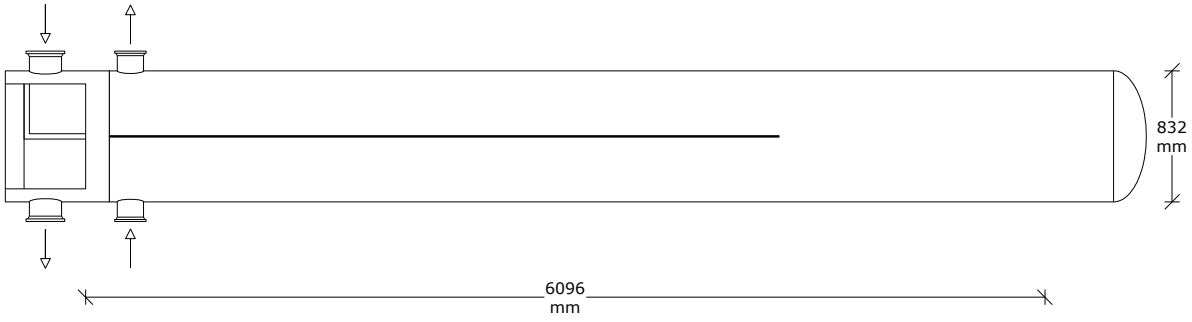
TUBEPASS DETAILS

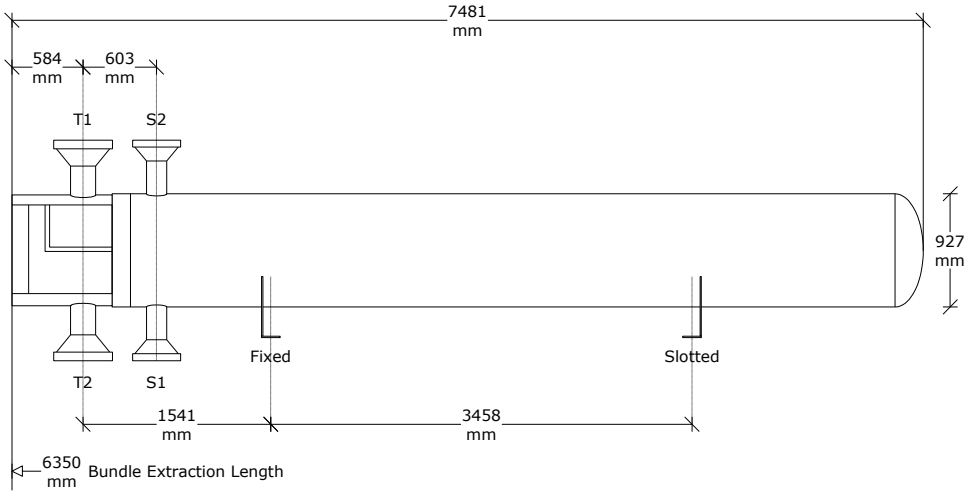
Pass	Rows	Tubes
1	16	422
2	16	422

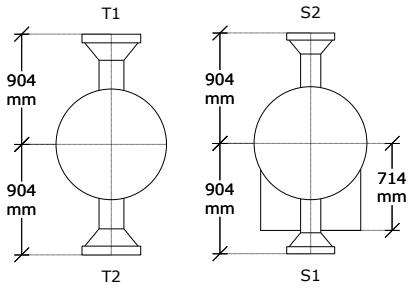
SYMBOL LEGEND

- Tube
- Dummy Short Tube
- Dummy Long Tube
- Plugged Tube
- Tie Rod
- Seal Rod
- Impingement Rod

TEMA type	DFU	Total Tube Inlet Nozzles	1
Shell diameter	832 mm	Total Tube Outlet Nozzles	1
Tube length	6096 mm	Total Shell Inlet Nozzles	1
Dry weight	13758 kg/shell	Total Shell Outlet Nozzles	1
Wet weight	16956 kg/shell		
Bundle weight	5134 kg/shell		

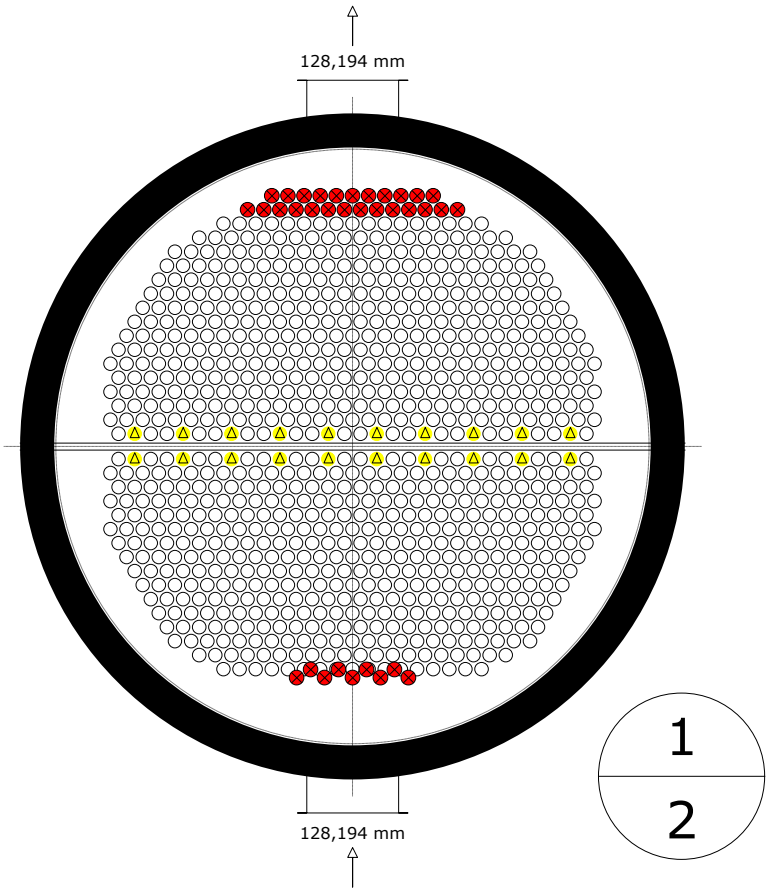






	Nozzles	OD, mm	Rating	Design	Shell	Tube	Weight	kg	Company	ENAP		
S1	Inlet	166,294		Pres (kgf/cm2G)	129	110	Bundle	5134	Customer		Ref	
S2	Outlet	166,294		Temp (C)	426	460	Dry	13758	Item			
T1	Inlet	204,851		Passes	2	2	Wet	16956	Service			
T2	Outlet	204,851		Thick (mm)	47,625	1,651			TEMA	DFU		Setting Plan
									Date	29-08-2016	By	
									Diagram		Rev	

Intercambiador N° 2 (C-1201A2 & C-1201B2)::



TEMA type	DFU
Shell ID	832,000 mm
Actual OTL	827,645 mm
Height under inlet nozzle	84,037 mm
Rows of impingement rods	2
Impingement rod OD	20,637 mm
Height under outlet nozzle	119,099 mm
Tube type	Twisted
Tube OD	19,050 mm
Tube pitch	22,504 mm
Tube layout angle	60 deg
Tubes	844
Tube positions available	844
Tubes removed for tie rods	0
Tie rods	6
Seal strip pairs	0
Tube Passes	2
Perpendicular passlane width	38,100 mm

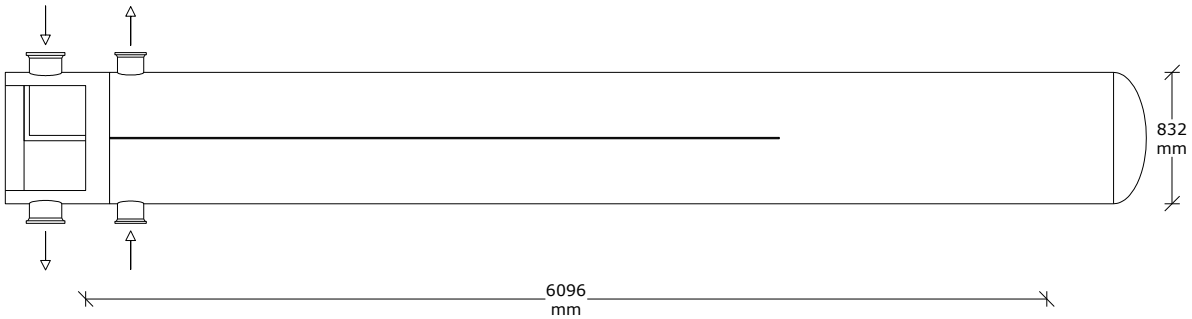
TUBEPASS DETAILS

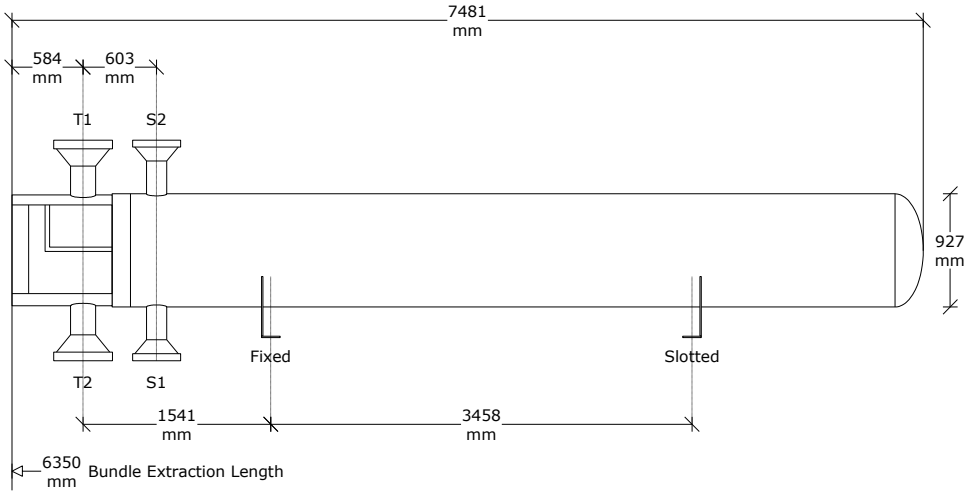
Pass	Rows	Tubes
1	16	422
2	16	422

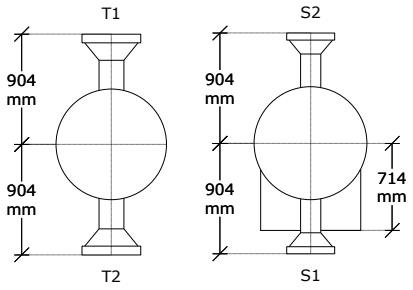
SYMBOL LEGEND

- Tube
- Dummy Short Tube
- Dummy Long Tube
- Plugged Tube
- Tie Rod
- Seal Rod
- Impingement Rod

TEMA type	DFU	Total Tube Inlet Nozzles	1
Shell diameter	832 mm	Total Tube Outlet Nozzles	1
Tube length	6096 mm	Total Shell Inlet Nozzles	1
Dry weight	13887 kg/shell	Total Shell Outlet Nozzles	1
Wet weight	17068 kg/shell		
Bundle weight	5263 kg/shell		

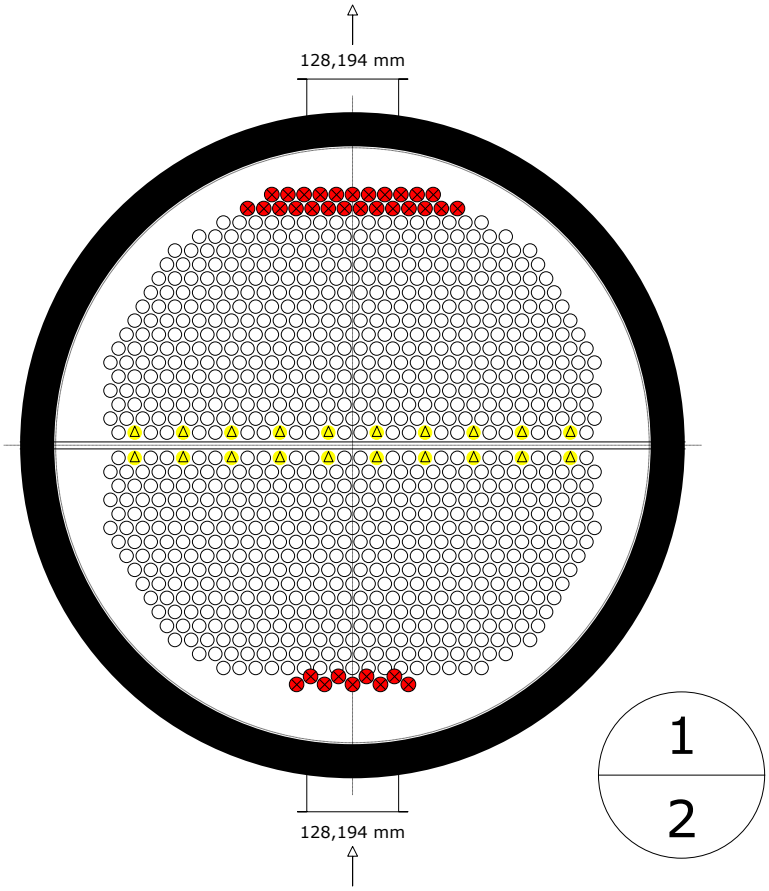






	Nozzles	OD, mm	Rating	Design	Shell	Tube	Weight	kg	Company	ENAP		
S1	Inlet	166,294		Pres (kgf/cm2G)	129	110	Bundle	5263	Customer		Ref	
S2	Outlet	166,294		Temp (C)	426	460	Dry	13887	Item			
T1	Inlet	204,851		Passes	2	2	Wet	17068	Service			
T2	Outlet	204,851		Thick (mm)	47,625	1,651			TEMA	DFU		Setting Plan
									Date	29-08-2016	By	
									Diagram		Rev	

Intercambiador N° 3(C-1201A3 & C-1201B3):



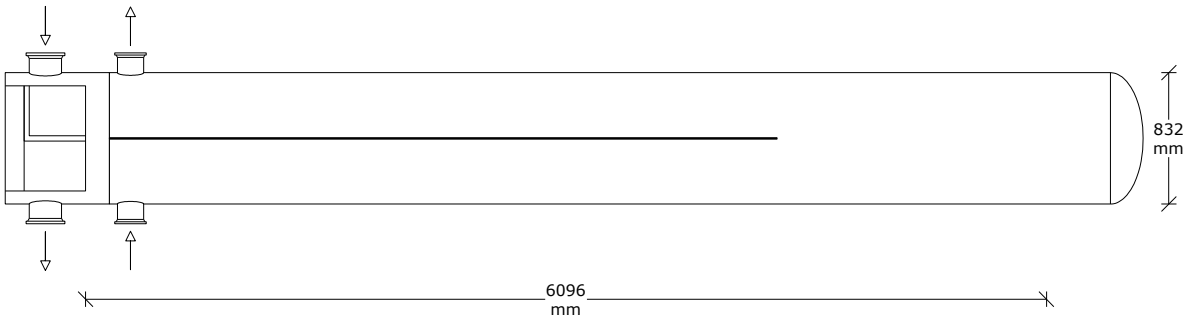
TEMA type	DFU
Shell ID	832,000 mm
Actual OTL	828,065 mm
Height under inlet nozzle	72,785 mm
Rows of impingement rods	2
Impingement rod OD	20,637 mm
Height under outlet nozzle	107,847 mm
Tube type	Twisted
Tube OD	19,050 mm
Tube pitch	22,504 mm
Tube layout angle	60 deg
Tubes	844
Tube positions available	844
Tubes removed for tie rods	0
Tie rods	6
Seal strip pairs	0
Tube Passes	2
Perpendicular passlane width	38,100 mm

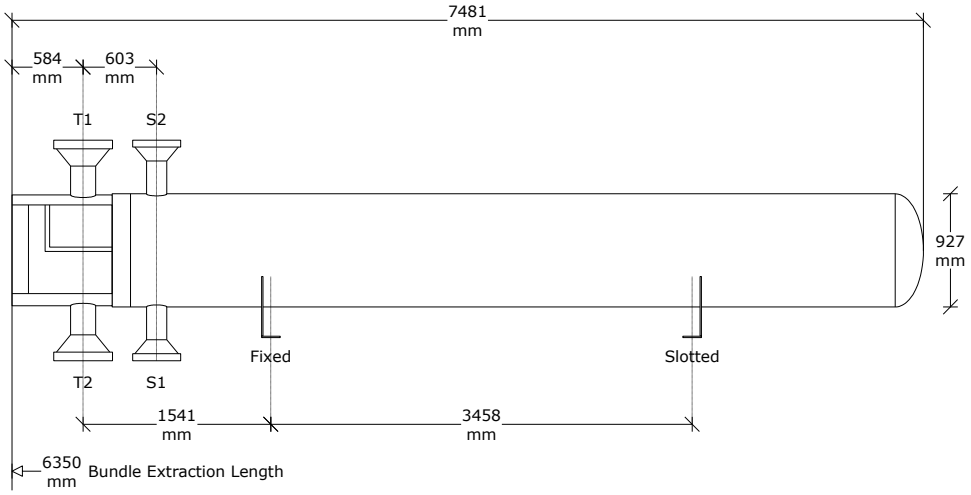
TUBEPASS DETAILS

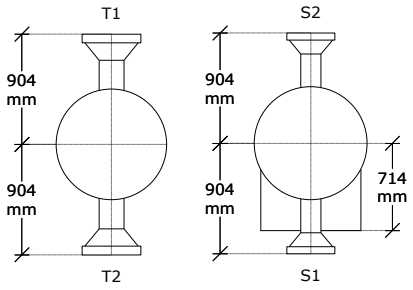
Pass	Rows	Tubes
1	16	422
2	16	422

SYMBOL LEGEND
- Tube
- Dummy Short Tube
- Dummy Long Tube
- Plugged Tube
- Tie Rod
- Seal Rod
- Impingement Rod

TEMA type	DFU	Total Tube Inlet Nozzles	1
Shell diameter	832 mm	Total Tube Outlet Nozzles	1
Tube length	6096 mm	Total Shell Inlet Nozzles	1
Dry weight	14008 kg/shell	Total Shell Outlet Nozzles	1
Wet weight	17174 kg/shell		
Bundle weight	5383 kg/shell		







	Nozzles	OD, mm	Rating	Design	Shell	Tube	Weight	kg	Company	ENAP		
S1	Inlet	166,294		Pres (kgf/cm2G)	129	110	Bundle	5383	Customer		Ref	
S2	Outlet	166,294		Temp (C)	426	460	Dry	14008	Item			
T1	Inlet	204,851		Passes	2	2	Wet	17174	Service			
T2	Outlet	204,851		Thick (mm)	47,625	1,651			TEMA	DFU		Setting Plan
									Date	29-08-2016	By	
									Diagram		Rev	

XI.7 Anexo G: Justificación del diseño de las alternativas

XI.7.1 Alternativa N°1

Inicialmente se había planteado la posibilidad de implementar intercambiadores de dos pasos por la coraza o carcasa TEMA tipo F, dado que teóricamente se obtienen altos rendimientos de este diseño con un menor tamaño de equipo ya que se maximiza el delta T

Sin embargo, al contactar al personal de mantención en Bío-Bío (donde si existen estos equipos) se da a conocer los graves problemas operacionales de este tipo de diseño en su planta de isomerización (intercambiador C-302). El más importante de ellos es el *by-pass* que existen entre los pasos de la coraza, en el informe de inspección de estos equipos, realizado el 16 de junio del presente año, se llego a la siguiente conclusión:

«Se puede observar en el perfil térmico de la carcasa que muestra un flujo importante que pasa casi directo entre la entrada y la salida de gases del equipo, sin realizar el recorrido óptimo y acabado de enfriamiento esperado. »

Esto es debido a que las lainas de sello longitudinal es la encargada de separar los flujos por fuera de los tubos y por tanto el rendimiento del equipo pasa a depender de la condición mecánica de estas lainas. Estas son 8 elementos metálicos de 0,1 mm de espesor, por lo que quedan sujetas a sufrir daño con el tiempo, con la operación, y con el montaje/desmontaje de componentes. A continuación se muestran algunas imágenes de dicho equipo:

Figura XI.7: Vista superior de laina de sello longitudinal para intercambiador tipo F.
Fuente: Departamento de mantención, Enap Bío-Bío

Figura XI.8: Maniobra típica de montaje para intercambiador tipo F.
Fuente: Departamento de mantención, Enap Bío-Bío

Es por esta razón que se opta por un diseño simple, seguro y robusto para este equipo, esto es un intercambiador 1-1 (1 paso por los tubos y 1 paso por la coraza), que a su misma vez es el diseño con carcasa tipo E con mejores resultados en las simulaciones realizadas en HTRI.

Se descarta el uso de dos pasos por los tubos ya que la simulación demuestra que hay aumento considerable de la caída de presión y se requeriría una coraza de mayor díametro producto de un menor calor transferido por una dismución del delta T.

XI.7.2 Alternativa N°2

Según la empresa Koch se plantea que el diseño con mayor rendimiento es el tipo falso F, el cual recomiendan por sus buenos resultados. Dado que en Bío-Bío se ha implementado esta tecnología se contacto con mantención para conocer su experiencia:

«Hace unos meses reemplazamos dos haces tubulares (C-306 y C-307) por equipos con tecnología Twisted Tube, de la empresa Koch HT. Estos equipos tienen tubos torcidos y que nos permitieron aumentar la eficiencia de ambos equipos y aumentar su confiabilidad operacional, ya que aunque también trabajan con lainas de sello, estas son más cortas y robustas».

Figura XI.9: Lainas de haz tubular trenzado tipo F.
Fuente: Departamento de mantención, Enap Bío-Bío

Por esta razón se considera viable el diseño de carcasa con falso F para esta alternativa. A diferencia de los intercambiadores de tubo y carcasa convencionales, este tipo de haz tubular utiliza una camisa que lo envuelve y permite realizar dos pasos por la coraza con una configuración “falso F”, como le llaman, la cual es robusta y segura operacionalmente.

XI.8 Anexo H: Análisis de las emisiones del fuelgas ahorrado

La combustión completa tiene la siguiente estequiometría:

$$C_nH_{2n+2} + \frac{3n+1}{2}\ O_2 \rightarrow n\ CO_2 + (n+1)\ H_2O$$

A continuación se realiza el análisis de composición del fuelgas y estequiométrico asumiendo combustión completa, para determinar cuantos kg de CO_2 y SO_2 se emite por kg de fuelgas quemado. Adicionalmente las densidades y peso molecular mix son calculados con las fórmulas (19) y (20):

Tabla XI.10: Composición y propiedades del fuelgas

Composición y propiedades de fuelgas								
	H_2	**N_2**	**Metano**	**Etano**	**C_3 Total**	**C_4 Total**	**H_2S**	Total/mix
% mol	37,5%	3,5%	38,2%	14,3%	4,1%	1,7%	0,0%	99,2%
PM	2,0	34,0	14,0	30,0	44,0	58,0	34,0	14,3
% p/p	5%	8%	37%	30%	12%	7%	0%	100%
mol CO_2/mol i	0	0	1	2	3	4	0	10
kg CO_2/kg i	0,00	0,00	0,37	0,60	0,37	0,27	0,00	1,62
ρ *[*kg/m3]	0,08	1,39	0,57	1,23	1,80	2,37	1,39	0,59

Fuente: Elaboración propia.

En base a estos valores se calculan las razones técnicas para estimar las emisiones del fuelgas:

Tabla XI.11: Razones técnicas de las emisiones del fuelgas.

Razones Técnicas Fuelgas		
Fuel Gas		
PC vol	btu/m^3	31.862
densidad	kg/m^3	0,59
PC masa	btu/kg	54.328
Dióxido de Carbono		
PM CO_2	kg/kmol	44
Emision	kg CO_2/kg fuelgas	4,96
Huella Carbono	kg CO_2/btu	9,14E-05
	ton CO_2/Mbtu	0,091
Dióxido de Azufre		
PM SO2	kg/kmol	64
Emision	kg SO_2/kg fuelgas	0,00085
Huella Azufre	kg SO_2/btu	1,56E-08
	ton SO_2/Mbtu	0,000016

Fuente: Elaboración propia.