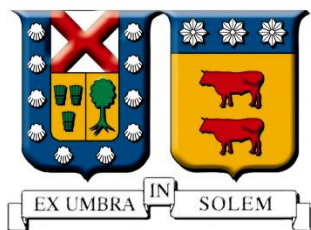


UNIVERSIDAD TECNICA FEDERICO SANTA MARIA

DEPARTAMENTO DE INGENIERIA QUIMICA Y AMBIENTAL

VALPARAISO – CHILE



ANÁLISIS CRÍTICO Y PROPUESTA TECNOLÓGICA
DE ACTUALIZACIÓN DEL SISTEMA DE
ENFRIAMIENTO DE TOPE TORRES E-955 Y E-1301
ENAP REFINERÍA ACONCAGUA

Tesis presentada por

DIEGO ALEJANDRO TORO BRITO

Como requisito para optar al título de:

INGENIERO CIVIL QUIMICO

Y al grado académico de

MAGISTER EN CIENCIAS DE LA INGENIERIA QUIMICA

Profesores Guía

Dra. ANDREA LAZO ACUÑA

M. Sc. DANIEL RAMIREZ

Valparaíso 2017

Título de la Tesis:

ANÁLISIS CRÍTICO Y PROPUESTA TECNOLÓGICA DE ACTUALIZACIÓN DEL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO DE TOPE TORRES E-955 Y E-1301 ENAP REFINERÍA ACONCAGUA

Autor:

DIEGO ALEJANDRO TORO BRITO

Trabajo de Tesis, presentado en cumplimiento parcial de los requisitos para el título de Ingeniero Civil Químico y el Grado de Magíster en Ciencias de la Ingeniería Química de la Universidad Técnica Federico Santa María.

Dra. Andrea Lazo

M. Sc. Daniel Ramírez

Ing. Kiron Unda

Valparaíso, Octubre de 2017

AGRADECIMIENTOS

A mi madre

Resumen

En este trabajo de tesis se analizó y simuló la capacidad de enfriamiento del tope de la separadora C3/C4 E-955 de la unidad de LPG3 y la separadora propano/propileno E-1301 de la unidad DIPE de ENAP Refinerías Aconcagua, con el objetivo de identificar posibles problemas operacionales y sus alternativas de mitigación.

Considerando las condiciones actuales de operación, se determinó que los requerimientos energéticos de tope de las unidades E-955 y E-1301 son 2848 [kW] y 7615 [kW] respectivamente. El desempeño actual de los aeroenfriadores obtenidos mediante la simulación de los procesos, indica que la capacidad real de enfriamiento de la bahía de aeroenfriadores de la unidad E-955 es de 3032 [kW], menor a la que se tiene por diseño de 3954 [kW], lo que explica los problemas observados cuando la temperatura ambiente bordea los 27°C ambientales. Si bien en un principio esta disminución se atribuía a ensuciamiento y desgastes propios del equipo, mediante la revisión de condiciones en terreno y la simulación del proceso, fue posible determinar que el problema principal se debe a una mala distribución de carga. El desempeño actual de la bahía de aeroenfriadores de la separadora E-1301 obtenidos mediante simulación es de 7788[kW] condición menor a la de diseño de 9000 [kW], lo que también explicaría su baja en rendimiento a temperaturas ambientales cercana a los 27°C. Si bien, ambas unidades son capaces de satisfacer los requerimientos energéticos propios de cada unidad, a temperaturas superiores a 27°C, no logran condensar todo el producto de tope, siendo 29°C ambientales limite energético de la separadora E-955 y 32°C para la separadora E-1301. Un análisis histórico a las temperaturas ambientales de la zona de Concon, muestra que se opera por sobre la temperatura de diseño aproximadamente 100 horas anuales, destacando que, según mediciones realizadas en terreno las temperaturas de entrada del aire al aeroenfriador son aproximadamente 3 grados superiores a la temperatura de Concón por el efecto de calentamiento de la Refinería.

Debido a que se propone realizar un aumento de carga a la separadora E-955 y por consiguiente a la separadora E-1301, se evaluaron distintas alternativas para el aumento de capacidad de enfriamiento de tope, ya que con el número de aeroenfriadores actuales de ambas unidades, estos no serían capaces de cumplir con los requerimientos energéticos para un aumento de carga.

La primera alternativa evaluada fue el aumento de presión en el tope de ambas unidades, este aumento de presión debería cumplir con la norma ASME VIII ug 27. Como resultado a esta alternativa se obtuvo que solo era posible subir la presión en el tope de la separadora C3/C4 hasta una presión 21 [kg/cm²]. Con este aumento de presión, la bahía de aeroenfriadores de la E-955 sería capaz de condensar todo el

producto de tope a un aumento de carga, siendo 29°C ambientales la temperatura límite de la bahía actual instalada. Por otro lado, para la separadora E-1301 se hace necesario invertir en un nuevo equipo para poder condensar todo el producto de tope. El CAPEX y OPEX de esta alternativa es de 666.667 [USD] y 163.753 [USD] respectivamente y el proceso tendrá como temperatura límite de esta unidad 32°C ambientales.

La segunda alternativa era la incorporación de aeroenfriadores en ambas separadoras. El CAPEX y OPEX de esta alternativa es de 1.000.000 [USD] y 48.789 [USD] respectivamente y el proceso tendría una temperatura límite a 32°C ambientales, para ambas unidades.

La tercera alternativa, es una combinación de las dos alternativas anteriores. Por ende, esta opción tiene considerado una inversión de aeroenfriadores en ambas separadoras, más el aumento de presión en la separadora C3/C4. Esta alternativa tiene un CAPEX y OPEX de 1.000.000 [USD] y 187.968 [USD] respectivamente y el proceso tendría una temperatura límite a 38°C para la separadora E-955 y 32°C para la E-1301.

Además de alternativas de mejoras en la capacidad de enfriamiento, se proponen, mejoras al proceso actual de la separadora E-955. Una de estas mejoras, es el control de temperatura a la salida de los aeroenfriadores. Esta medida, tiene como beneficio la recuperación de butenos por el tope que son arrastrados durante el invierno por una baja en el reflujo de tope. Los indicadores económicos para esta opción, muestra valores positivos con un VAN de 449.036[USD] y un TIR del 76% con un Payback de 3 años.

Otras de las mejoras al proceso actual, es el cambio en las bandejas del 1-25 de la separadora C3/C4, ya que se evidencian problemas en la hidráulica de la torre, lo que trae consigo, una baja eficiencia de separación en esta zona de la torre. Esta alternativa trae como beneficio recuperación de butenos por el tope, los indicadores económicos para esta alternativa muestran valores positivos con un VAN 500.297[USD] de y un TIR del 77% con un Payback de 2 años.

Abstract

In this Thesis Work overhead cooling capacity of the fractioning column C3/C4 E-955 in LPG3 Unit was analyzed and simulated as well as the cooling capacity of the fractioning column of propane propylene E-1301 in the DIPE Unit at ENAP Refinerias Aconcagua, with the objective of identifying possible operational problems and its mitigation alternatives.

Considering the actual operation conditions, it was determined that the overhead energetic requirements of devices E-955 and E-1301 were 2848[kW] and 7615[kW] respectively. The actual performance of the air coolers obtained from the process simulation, indicates that the real cooling capacity of the air coolers bay of unit E-955 is 3032[kW], less than the design value of 3954[kW], this explains the problems observed when room temperature is near 27°C. Even though in the beginning this decrease in cooling capacity was attributed to fouling and deterioration on the devices, on site revisions and simulation of the process were helpful in assessing and recognizing that the problem was due to an uneven feed distribution. The actual performance of the bay of air coolers of the splitter E-1301 obtained through simulation is of 7788[kW] less than the design value of 9000[kW], this also explains the reduced efficiency (output) at room temperatures near 27 Celsius degrees. Even though both units are capable of satisfying the energy requirements of their respective units, temperatures that exceed 27°C aren't capable of condensing all of the overhead products, an energetic limit of temperature was established for both columns, 29°C in the Column E-955 and 32°C in the fractioning column E-1301. An historical analysis of ambient temperatures in the city of Concon, shows that the operation temperature is well above the design temperature during 100 hours annually, this highlights that, according to the data taken on site the inlet temperatures of the Air Cooler are approximately 3 °C higher than the ambient temperature of the City of Concon because of the heating effect of the Refinery

An increase in capacity for both fractioning columns was proposed, due to this solution, different alternatives were evaluated to increase the overhead cooling capacity as the actual number of air coolers in both units wouldn't suffice, and the energetic requirements for an increased capacity wouldn't be met.

The first evaluated alternative was the increase in the overhead pressure of both fractioning columns, this pressure increase should be in norm with ASME VIII ug.27. As a result of this alternative it was obtained that the overhead pressure of the fractioning column C3/C4 could increase only to 21[kg/cm²]. With this increase in pressure, the bay of air coolers of the unit E-955 would be capable of condensing all the overhead product at an increased feed capacity. Being 29°C the temperature limit of the actual installed bay. On the other hand, for the fractioning column E-1301 it is necessary to invest in a new device to be

able to condensate all the overhead products. The CAPEX and OPEX of this alternative is 666.667 [USD] and 163.573 [USD] respectively, and the process would have a temperature limit for this unit of 32°C .

The second alternative was the incorporation of air coolers in both fractioning columns. The CAPEX and the OPEX of this alternative is 1.000.000 [USD] and 48.789 [USD] respectively and the process would have a limit temperature of 32°C for both units.

The third alternative is a mix of the first two alternatives. As a result, this option has considered an investment in air coolers for both fractioning columns, as well as the increase in pressure of the C3/C4 column. This alternative has a CAPEX and OPEX of 1.000.000 [USD] and 187.967 [USD] respectively and the process would have a temperature limit of 38°C for the Column E-955 and 32°C for Unit E-1301.

Besides the alternatives of increased cooling capacities, improvements in the separation process of the column E-955 were suggested. One of these improvements is the temperature control at the output stream of the air coolers. This solution, has the benefit in the recovery of butene in the overhead line that are dragged during winter caused by a decrease in the overhead reflux. The Economic indicators for this option are net positive with a NPV of 449.036 [USD], an IRR of 76% and a 3 year Payback.

Other improvements in the process were also suggested, these consist in the replacement of the trays 1 to 25 of the fractioning column C3/C4 due to evident problems in column hydraulics, this causes efficiency problems in terms of separation in this specific part of the column. This alternative also has the benefit of the overhead butene recovery. The economic indicators of this alternatives are net positive and as follows, a VPN of 500.297 [USD], an IRR of 77% and a 2 year payback.

Índice General

RESUMEN	3
ABSTRACT	5
ÍNDICE GENERAL	7
ÍNDICE DE FIGURAS	10
ÍNDICE DE TABLAS	14
INTRODUCCIÓN	19
1.1 Planteamiento del problema.....	21
1.1.1 Objetivo General.....	21
1.1.2 Objetivos específicos.....	21
1.2 Alcances	22
ANTECEDENTES	23
1.3 proceso refinación del crudo ENAP (ERA).....	23
1.4 Caracterización de la planta de tratamiento de liviano 3.....	28
1.4.1 Descripción del proceso	28
1.4.2 Diagrama del Proceso	32
1.5 Caracterización de la planta DIPE	34
1.5.1 Descripción del proceso	34
1.5.2 Diagrama del Proceso	38
1.6 Equipo de transferencia de calor: Aeroenfriadores	40
1.6.1 Introducción	40

1.6.2	Descripción Aeroenfriadores	40
1.6.3	Componentes.....	41
1.6.4	Disposición Haz de Tubos	42
1.6.5	Tubería.....	42
1.6.6	Construcción de tubos con aletas.....	43
1.6.7	Ventiladores	44
1.6.8	Impulsores de Ventiladores.....	45
1.6.9	Cámaras impelentes y anillo de ventilador.....	45
1.6.10	Ventilador Tiro inducido	46
1.7	Fuentes de información.....	47
1.7.1	Informaciones Ambientales	47
1.7.2	Temperatura Histórica	48
1.7.3	Condición de Temperatura de Diseño	50
1.7.4	Información Técnica	51
SIMULACIÓN		52
1.8	Herramienta de simulación: Aspen Hysys.....	52
1.9	Listado de componente y paquete termodinámico.....	53
1.9.1	Validación de la simulación	54

1.10 Simulación proceso actual.....	62
1.11 Simulación a un aumento de flujo de carga máxima de FCC	73
1.12 Simulación carga máxima LPG de Coker caso Revamp.....	77
1.13 Simulación carga máxima de FCC y Coker (Revamp)	81
1.14 Aumento de temperatura ambiental en diseño de equipos	85
1.15 Propuestas de mejora en circuito de tope	87
1.15.1 Control de Temperatura a la salida de la bahía de aerofriadores separadora C3/C4	
87	
1.15.2 Aumento en la presión de tope en la separadora C3/C4 y propano propileno..	92
1.15.3 Inversión en nuevos equipos de tope	99
1.15.4 Mejora en la hidráulica de las separadoras C3/C4 y propano/propileno.....	104
ANÁLISIS DE RESULTADO	124
1.16 Evaluación Económica alternativas propuestas	124
1.16.1 Control de Temperatura a la salida de la bahía de aerofriadores separadora C3/C4	
124	
1.16.2 Aumento en la presión de tope en la separadora C3/C4 y nuevos aerofriadores en	
separadora E-1301	126
1.16.3 Inversión de equipos para ambas unidades	129
1.16.4 Inversión de equipos para ambas unidades con aumento de presión separadora E-955	
130	
1.16.5 Mejora en la hidráulica de las separadoras C3/C4.....	131

CONCLUSIONES	133
1.17 capacidad de enfriamiento actual.....	133
1.18 Recomendaciones.....	135
REFERENCIAS	136
ANEXOS	138

Índice de Figuras

Figura 1: Esquemático proceso refinación del petróleo.....	27
Figura 2: Diagrama de proceso unidad tratamiento livianos 3.....	33
Figura 3: Diagrama del proceso unidad DIPE.....	39
Figura 4: Componentes de un ACHES.....	41
Figura 5: Detalles del haz de tubos.....	42
Figura 6: Distintos tipos de Aletas.....	43
Figura 7: Sistema de monitoreo ambiental de ERA (UMA).....	47
Figura 8: Registro histórico ambiental Concón último 12 años.....	48
Figura 9: Comparación temperatura ambiental (UMA) con temperatura interior planta.....	49
Figura 10: Simulación separadora E-955 en HYSYS.....	55
Figura 11: Simulación bahía de aerofriadores separadora E-955.....	57
Figura 12: Simulación separadora E-1301 unidad DIPE.....	58
Figura 13: Simulación bahía de aerofriadores separadora E-1301.....	60
Figura 14: Simulación proceso actual separadora E-955.....	62

Figura 15: Esquemático alimentación separadora E-955.....	63
Figura 16: Esquemático simplificado tope separadora E-955.....	65
Figura 17: Isométricos distribución aerofriadores C-958 separadora E-955.....	68
Figura 18: Isométricos distribución aerofriadores C-958 separadora E-955.....	68
Figura 19: Simulación proceso actual separadora E-1301	70
Figura 20: Alimentación separadora E-955.....	73
Figura 21: Simulación separadora E-955 Carga máxima FCC	74
Figura 22: Simulación separadora E-1301 a carga máxima de FCC.....	76
Figura 23: Esquemático Alimentación separadora E-955 caso carga máxima LPG Coker caso revamp.	77
Figura 24: Resultado simulación separadora E-955 carga máxima LPG de Coker	78
Figura 25: Simulación separadora E-1301 carga máxima de Coker	80
Figura 26: Alimentación separadora E-955 caso carga máxima FCC y Coker de revamp	81
Figura 27: Simulación carga máxima FCC y Revamp de Coker	82
Figura 28 : Simulación carga máxima FCC y Coker de Revamp a separadora E-1301:.....	83
Figura 29: Temperatura histórica de salida condensado separadora c3/c4 en un año.....	87
Figura 30: Reflujo de tope separadora C3/C4 en un año	88
Figura 31 : Análisis de laboratorio ENAP ERA para los n-C4.....	89
Figura 32 : Modificación de la línea de salida en la bahía de los aerofriador.....	90
Figura 33: Simulación proceso actual con aumento de presión de tope.....	94
Figura 34 : Simulación aumento de carga máxima FCC con aumento de presión de tope	95

Figura 35: Simulación aumento de carga máxima Coker caso Revamp con aumento de presión de tope	96
Figura 36: Simulación Carga máxima FCC y Coker con aumento de presión de tope	97
Figura 37: Simulación carga máxima de FCC y Coker caso Revamp con incorporación 2 bahías de aeroenfriadores en splitter E-955	100
Figura 38: Simulación carga máxima de FCC y Coker caso Revamp con incorporación 2 bahías de aeroenfriadores más aumento de presión de tope en splitter E-955	101
Figura 39: Simulación carga máxima de FCC y Coker caso Revamp con incorporación de 1 bahía de aeroenfriadores en splitter E-1301	103
Figura 40: simulación Hidráulica E-955	105
Figura 41 : Análisis hidráulica E-955	106
Figura 42 : Simulación Hidráulica proceso actual E-955 plato 26 al 50	107
Figura 43: Análisis Gamma Scanning parte superior E-955	108
Figura 44: Análisis gamma Scanning parte inferior E-955	109
Figura 45 : Simulación hidráulica E-955 proceso actual con cambios de plato desde bandeja 1 al 25 de 1 a 2 pasos	111
Figura 46: Simulación hidráulica parte superior E-955 con cambios de plato desde bandeja 1 a 25 de 1 a 2 pasos	112
Figura 47: Simulación hidráulica parte superior E-955 con cambios de plato desde bandeja 1 al 25 de 1 a 2 pasos	112
Figura 48: Simulación hidráulica E-955 carga máxima FCC y Coker de Revamp con cambios de plato desde bandeja 1 al 25 de 1 a 2 pasos	113
Figura 49: Simulación hidráulica parte superior E-955 con cambios de plato desde bandeja 1 al 25 de 1 a 2 pasos	114

Figura 50: : Simulación hidráulica parte inferior E-955 con cambios de plato desde bandeja 1 al 25 de 1 a 2 pasos.....	114
Figura 51: Simulación Hidráulica carga máxima FCC y Coker de Revamp.....	116
Figura 52: Simulación Hidráulica carga máxima FCC y Coker Revamp plato 1 al 41	117
Figura 53: Simulación hidráulica proceso actual plato 42 al 100	118
Figura 54: Análisis Gamma Scanning parte superior E-1301.....	119
Figura 55: Análisis Gamma Scanning parte inferior E-1301	120
Figura 56 : Simulación hidráulica E-955 carga máxima de FCC y Coker de Revamp.....	121
Figura 57: Simulación hidráulica carga máxima FCC y Coker de Revamp plato 1 al 41	122
Figura 58: Simulación hidráulica carga máxima FCC y Coker de Revamp plato 42 al 100.....	123
Figura 59: Detalle mecánico separadora E-955	138
Figura 60: Detalle mecánico separadora E-1301	139
Figura 61: Datasheet aerofriador C-967	140
Figura 62: Datasheet aerofriador C-1315.....	141
Figura 63: Ingeniería de detalle bandeja 1 al 25 separadora E-955.....	142
Figura 64: Ingeniería de detalle bandeja 26 al 50 separadora E-955.....	143
Figura 65: Ingeniería de detalle bandeja 1 al 41 separadora E-1301	144
Figura 66: Ingeniería de detalle bandeja 42 al 100 separadora E-1301	145

Índice de Tablas

Tabla 1: Horas de operación sobre temperatura de diseño	50
Tabla 2: Lista de componentes LPG 3.....	53
Tabla 3: Listado de componentes unidad DIPE	53
Tabla 4: Valores de diseño Ingeniería básica separadora E-955	55
Tabla 5: Valores simulados en HYSYS separadora E-955.....	56
Tabla 6: Comparación temperaturas de salida caso diseño con simulación.....	56
Tabla 7: Resultado Simulación aerofriadores en HYSYS	58
Tabla 8: Ingeniería Básica separadora E-1301 unidad DIPE	59
Tabla 9: Valores obtenidos en simulación de separadora E-1301 en HYSYS.....	59
Tabla 10: Comparación de temperatura de caso diseño y simulación	60
Tabla 11: Resultado simulación aerofriadores de la unidad DIPE.....	61
Tabla 12: Datos reales de planta separadora E-955	63
Tabla 13: Composiciones Promedios análisis de laboratorio de ERA a alimentación separadora E-955	63
Tabla 14: Promedio datos reales proceso actual.....	64
Tabla 15: Comparación resultado de simulación para el proceso actual	64
Tabla 16: Datos reales de planta del día 10/07/2017 16-17 hr.....	65
Tabla 17: Mediciones obtenidas en planta mediante pirómetro óptico separadora E-955	66
Tabla 18: Resultado simulación proceso del día 10/07/2017 16-17 hr.....	66
Tabla 19: Datos simulados corregidos separadora E-955.....	67

Tabla 20: Diferencia entre simulación y datos medidos en planta a una temperatura ambiental de 27°C	69
Tabla 21 : Datos reales de planta separadora E-1301	70
Tabla 22: Mediciones obtenidas en planta con pirómetro óptico en separadora E-1301	71
Tabla 23: Datos simulados separadora E-1301 con HYSYS.....	71
Tabla 24: Datos simulados corregidos Splitter E-1301	72
Tabla 25: Comparación temperatura salida proceso a temperatura ambiental 27°C.....	72
Tabla 26: Carga de alimentación separadora E-955.....	73
Tabla 27: Condiciones de Diseño separadora E-955.....	74
Tabla 28: Resultados obtenidos simulación separadora E-955.....	75
Tabla 29: Carga y composición de entrada separadora E-1301	75
Tabla 30: Condiciones de diseño separadora E-1301	75
Tabla 31: Resultado simulación carga máxima de Coker en separadora E-1301	76
Tabla 32: Carga de alimentación separadora E-955.....	77
Tabla 33: Resultado simulación separadora E-955	78
Tabla 34: Carga y composición separadora E-1301.....	79
Tabla 35: Condición de diseño separadora E-1301	79
Tabla 36: Resultado simulación carga máxima de Coker.....	80
Tabla 37: Carga de alimentación separadora E-955.....	81
Tabla 38: Resultado simulación carga máxima de FCC y Revamp de Coker	82
Tabla 39: Carga y composición de alimentación separadora E-1301.....	83
Tabla 40: Resultado simulación carga máxima FCC y Coker de Revamp	84

Tabla 41: Requerimientos energéticos distintos escenarios para separadora E-955.....	85
Tabla 42: Requerimientos energéticos distintos escenarios distribución de flujos homogénea separadora E-955	86
Tabla 43: Requerimientos energéticos distintos escenarios separadora E-1301	86
Tabla 44: Análisis estadístico reflujo de torre	89
Tabla 45: Comparación composición corriente de tope separadora E-955.....	89
Tabla 46: Análisis temperatura durante el invierno.....	91
Tabla 47: Sensibilidad del controlador en función de la temperatura en la salida del condensado.....	91
Tabla 48: Resultado de obtención presión máxima de operación separadora E-955.....	93
Tabla 49: Composición de salida producto de tope proceso actual a nueva condición de presión	94
Tabla 50: Composición de salida producto de tope carga máxima FCC a nueva condición de presión..	95
Tabla 51: Composición de salida producto de tope carga máxima Coker a nueva condición de presión	96
Tabla 52: Composición de salida producto de carga máxima FCC y Coker a nueva condición de presión	97
Tabla 53: Resultado obtención presión máxima de operación splitter E-1301	98
Tabla 54: Posibles resultados simulación hidráulica de la torre por sección mecánica	104
Tabla 55: Promedio composiciones Fondo y Tope Separadora E-955.....	110
Tabla 56: Simulación caso base número de etapas de equilibrio v/s reflujo	115
Tabla 57: Variación de etapas de equilibrio v/s reflujo.....	115
Tabla 58: Inversión alternativa control de temperatura	124
Tabla 59: Estimación inversión total alternativa control de temperatura	125

Tabla 60: Ingresos alternativa control de temperatura	125
Tabla 61: Indicadores económicos alternativa control de temperatura	126
Tabla 62: Detalle de inversión aerofriador C-1315 de la separadora E-1301	127
Tabla 63: Detalle del consumo de vapor para la alternativa de aumento de presión	127
Tabla 64: Proyección precio vapor anual.....	127
Tabla 65: Indicadores económicos alternativa aumento de presión	128
Tabla 66: Detalle de inversión de equipo, separadora E-955	129
Tabla 67: Indicadores económica alternativa inversión de equipos	130
Tabla 68: Indicadores económicos alternativa	130
Tabla 69: Detalle de inversión alternativa cambio de bandeja	131
Tabla 70: Ingresos alternativa cambio de bandeja.....	131
Tabla 71: Indicadores económico alternativa cambio de bandeja	132
Tabla 72: Flujo de caja alternativa control de temperatura a la salida de	146
Tabla 73: Flujo de caja, alternativa cambio bandeja 1 al 25 separadora E-955.....	147

Organización del Trabajo de Tesis

En este trabajo de tesis se analiza y simula de la capacidad de enfriamiento del tope de la separadora C3/C4 E-955 de la unidad de LPG3, y la separadora propano propileno, E-1301 de la unidad DIPE, en ENAP Refinerías Aconcagua.

Esta investigación tiene como hipótesis: “el aumento de temperatura ambiental a través de los años ha afectado la capacidad de enfriamiento de tope de las torres E-955 y E-1301”. Para comprobar esta hipótesis, se plantea como objetivo principal, determinar el límite existente de la capacidad de enfriamiento en las torres E-955 y E-1301 y cómo se ve afectado su funcionamiento frente ante cambios de temperaturas ambientales. Por otro lado, se proponen mejoras al sistema de enfriamiento de tope, que permitan asegurar un mayor beneficio económico para los productos en separación. Junto con lo anterior, se caracterizan nuevas unidades de enfriamiento que le permitan a ENAP Refinerías Aconcagua, aumentar la capacidad de enfriamiento actual instalada y evaluar mediante un análisis económico la importancia de las propuestas de mejora entregadas. Con el propósito de facilitar la lectura y comprensión, este trabajo de tesis se dividió en las siguientes secciones:

- Capítulo 1: Introducción: Se presenta una breve introducción a los conceptos más relevantes utilizados a lo largo del trabajo de tesis. Objetivos generales, específicos y alcances de la investigación.
- Capítulo 2: Antecedentes: Se detallan aspectos generales de ENAP Refinerías Aconcagua y se presenta descripción de los procesos tanto para la unidad de LPG 3 como para la unidad DIPE. Además, se detallan los equipos de transferencia de calor a analizar, funcionamiento y condiciones ambientales a las cuales se encuentran.
- Capítulo 3: Simulación: Se analiza el comportamiento de la capacidad de enfriamiento de ambas torres frente a desviaciones de temperatura ambiente, para distintas situaciones presentadas por ENAP Refinería Aconcagua y se propone en función a los resultados, la inversión en nuevos equipos que permitan mejoras en el circuito de tope con el fin de ampliar de la capacidad de enfriamiento.
- Capítulo 4: Análisis de Resultados: Se realiza una evaluación económica mostrando el aumento de la capacidad de enfriamiento y mejoras para cada una de las torres, CAPEX asociado, OPEX, consumo adicional de energía eléctrica y estimación de payback. Junto con lo anterior, se aplica un análisis de sensibilidad a inversiones y payback, mostrando brechas capturadas versus inversión asociada.

CAPÍTULO I

Introducción

ENAP Refinería Aconcagua (ERA) consta de una torre separadora C3/C4 (E-955) de la unidad LPG 3 y una torre separadora propano/propileno (E-1301) de la unidad DIPE. La primera de ellas consta de equipos de reciente data en el enfriamiento de tope, mientras que la segunda cuenta con equipos antiguos y de mal funcionamiento en este mismo circuito, los cuales se consideran cambiar a partir del 2018. Ambas torres actualmente se encuentran limitadas en su capacidad de enfriamiento.

El LPG que se alimenta a la separadora C3/C4 de la unidad LPG3, proviene de las unidades de Coker y Cracking catalítico que tratan el Pitch de la torre de vacío, con el fin generar productos de mayor valor agregado. En la actualidad todo el producto de tope obtenido en la separadora C3/C4 es alimentado a la separadora propano/propileno.

El enfriamiento de tope de estas unidades se realiza mediante Intercambiadores de calor enfriados por aire. Estos equipos utilizan aire atmosférico para enfriar y condensar fluidos de proceso en regiones donde escasea el agua.

Durante la década de 1960, la utilización de estos equipos aumentó con rapidez, tanto en Estados Unidos como en otros lugares. En Europa algunas plantas nuevas, realizan todo el enfriamiento del proceso utilizando aire (Perry, 2010).

Durante los meses más calurosos del año, ENAP ha detectado que uno de los cuellos de botella que tiene es la capacidad de enfriamiento de tope de las unidades que trabajan con intercambiadores de calor de aire. Es por ello, que se necesita de alguna manera cuantificar la capacidad de enfriamiento y proponer alternativas de solución al problema actual presentado.

En este contexto, alternativas como la simulación de procesos cobran enorme relevancia, dada su aplicación en los sistemas de gestión, donde aumenta de manera significativa la capacidad de resolución de problemas.

Los programas de simulación son una herramienta muy poderosa dentro de la industria química, pues su capacidad de modelar con rapidez procesos de alta complejidad permite predecir el comportamiento de estos frente a distintas modificaciones en su operación. Actualmente, ENAP Refinerías Aconcagua (ERA) cuenta con softwares de simulación destinados a representar los equipos y unidades que constituyen el proceso de refinación del petróleo. En este trabajo de investigación se hace uso del software aspen HYSYS versión 9.0 como herramienta de simulación.

1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

Los equipos de enfriamiento de tope permiten el normal funcionamiento de las unidades de tratamiento de LPG 3 y alimentación a la unidad DIPE, sin embargo, el mal funcionamiento de ellos o una eventual limitación en su capacidad de enfriamiento, podrían poner en riesgo el alcanzar los volúmenes de producción y metas propuestas en la planificación de la producción actual y futuras de ENAP.

Aunque no se ha cuantificado, se sabe que entre las variables que afectan la capacidad de enfriamiento de tope de las separadoras C3/C4 y propano/propileno están las altas temperaturas ambientales que se han registrado los últimos años. Por lo anterior, en este estudio se determinará la relación existente entre carga de alimentación a la separadora y la capacidad de enfriamiento de tope de la unidad, y su respuesta ante cambios en las condiciones ambientales del aire atmosférico, esto mediante el análisis y simulación de la separadora usando como software de simulación Aspen HYSYS. De acuerdo a lo anteriormente señalado, se definen los siguientes objetivos:

1.1.1 Objetivo General

Determinar el límite de la capacidad de enfriamiento actual de las torres E-955 y E-1301 y estimar los requerimientos energéticos necesarios para un aumento de la capacidad de enfriamiento en ambas torres, asociando lo anterior a un análisis económico para determinar la importancia de esta mejora.

1.1.2 Objetivos específicos

- Determinación de los requerimientos energéticos necesarios para permitir el buen funcionamiento de los topes de las torres E-955 y E-1301 frente a modificaciones en el proceso.
- En base a la simulación obtenida a las condiciones reales de funcionamiento, identificar posibles problemas operacionales para proponer mejoras que intenten solucionar el déficit energético
- Entrega de propuesta tecnológica de actualización al sistema de enfriamiento de tope, evaluando económicamente si las demandas energéticas pueden ser cubiertas de mejor manera que utilizando un equipo tradicional.

1.2 ALCANCES

Dentro de los alcances de la investigación se consideran los siguientes aspectos:

- i. Levantamiento de Información de las Ingenierías Básicas de las Unidades respectivas.
- ii. Levantamiento de Información de operación actual y terreno. Uso de programa PI system.
- iii. Revisión de los planos mecánicos de los equipos de transferencia de calor y materia.
- iv. Simulación de ambas columnas y su sistema de enfriamiento de tope para condiciones de diseño. Validación de la simulación utilizando Hysys.
- v. Simulación de ambas columnas y su sistema de enfriamiento de tope en los siguientes escenarios:
 - i. Condiciones operativas actuales
 - ii. Aumento de flujo a una carga máxima de FCC
 - iii. Aumento de LPG a una carga máxima de Coker
 - iv. Ambos casos anteriores juntos
 - v. Aumento de temperatura ambiental en diseño de equipos
- vi. Propuesta de mejoras en circuito de tope, incluyendo data sheet.
- vii. Evaluación económica de las propuestas presentadas, mostrando el aumento de la capacidad de enfriamiento requerido por cada una de las torres, CAPEX asociado, OPEX, consumo de energía eléctrica y estimación de payback.
- viii. Análisis de sensibilidad asociado a inversiones y payback, mostrando las brechas capturadas versus la inversión asociada.

CAPÍTULO II

Antecedentes

1.3 PROCESO REFINACIÓN DEL CRUDO ENAP (ERA)

ENAP Refinerías Aconcagua se ubica en la comuna de Concón a 135 km de la Región Metropolitana.

En ENAP Refinerías Aconcagua (ERA) se lleva a cabo el proceso de refinación de petróleo, donde la materia prima (crudo) es transformada en productos con mayor valor agregado como LPG, gasolina, diésel, kerosene, entre otros.

El crudo es decepcionado en el terminal portuario de Quintero, desde el cual es transportado mediante oleoductos hasta las instalaciones de la refinería. Una vez recibido el crudo se almacena en 5 estanques, 4 con una capacidad de 20.000 [m³] y 1 con capacidad de 40.000 [m³].

El crudo libre de agua y otras impurezas entra a la refinería para comenzar el proceso de fraccionamiento, el cual está formado por las unidades de Topping 1 y Topping 2. Estas unidades se encuentran compuesta por torres de destilación que operan a presión atmosférica y vacío. En estas unidades se aprovechan las propiedades físico-químicas del crudo para separar la mezcla en diferentes subproductos. Las unidades de Topping poseen una capacidad conjunta de refinación de 104.000 barriles/día de crudo, obteniendo como productos de la destilación atmosférica LPG, gasolina, nafta, kerosene, diésel, Gas Oil atmosférico y Crudo Reducido. Este último hidrocarburo se alimenta a la torre de vacío para continuar con el fraccionamiento. (ENAP Refinería Aconcagua, 2014)

La torre de vacío en cuanto a fraccionamiento debe cumplir con producir un Gas Oil de buena calidad para alimentar las unidades de Cracking Catalítico, Hidrocracking y MHC. El Gas Oil

procesado en la Unidad de Cracking Catalítico Fluidizado (FCCU) proviene de las unidades Topping 1 y 2, Coker, Hidrocracking y MHC. FCCU posee una capacidad máxima de 5000 m³St/d. (ENAP Refinería Aconcagua, 2014)

El gas oil de Topping I y II se envía a las unidades de Hidrocracking Suave (MHC), Hidrocracking (HCK) y Cracking Catalítico (FCC), donde se transforma, mediante craqueo, en productos valiosos como LPG, nafta, kerosene, gasolina y diésel.

En las Unidades Hidrocracking (HCK) y Hidrocracking Suave (MHC), se aumenta la calidad del gas oil mediante hidrogenación selectiva, la cual elimina contaminantes (azufre, nitrógeno, oxígeno, halógenos y metales) y convierte el gas oil en destilados intermedios más valiosos (craqueo). La principal diferencia entre estas unidades recae en la presión de operación, pues en el caso de la Unidad MHC esta se encuentra a 70 [kg/cm²] (ENAP Refinería Aconcagua, 2014) mientras que en HCK alcanza los 105 [kg/cm²] (ENAP Refinería Aconcagua, 2014).

Los productos de estas unidades son nafta, kerosene y diésel. La nafta se envía a la Unidad Reductora de Bencenos para su separación (nafta liviana y nafta pesada), el kerosene se envía a estanque (kerosene de aviación en caso de HCK) y el diésel se envía a la Unidad HDT para un tratamiento de limpieza final.

En la Unidad de Cracking Catalítico (FCC), el gas oil se convierte en gasolina de mayor octanaje mediante reacciones químicas complejas. Los productos conseguidos aquí son LPG, nafta, gasolina, COL y COP.

El LPG obtenido con alto contenido de olefinas (propilenos y butilenos) se envía a las unidades de Tratamiento de Livianos 2 y 3, que tienen como objetivo purificar (eliminar el ácido sulfhídrico y mercaptanos) y fraccionar el producto en el Splitter C3/C4 E-955 para separar el propano de los butanos (ENAP Refinería Aconcagua, 2014). Así, el propano rico en propileno es enviado al Splitter Propano/Propileno E-1301, mientras que el butano, rico en butileno, se envía al Complejo de Alquilación.

El normal propano se envía a estanque, luego de ser separado del propileno en el Splitter Propano/Propileno E-1301, mientras que el propileno se envía a la Unidad DIPE. En esta unidad,

el propileno se transforma en di-isopropileter (DIPE) que es utilizado como oxigenante y es enviado al Blending de Gasolinas (ENAP Refinería Aconcagua, 2014).

El Complejo de Alquilación, donde es enviado el butano, se compone de cuatro unidades: las unidades SHP, Butamer, Alquilación y SAR (ENAP Refinería Aconcagua, 2014).

En primer lugar, en la Unidad SHP (Hidrogenación Selectiva Huel), se satura el butadieno (di-olefina) contenido en la corriente de butano, a butileno (mono-olefina) (ENAP Refinería Aconcagua, 2014), mientras que en la Unidad Butamer, se produce la isomerización catalítica continua de butano a iso-butano (Enap Refinería Aconcagua, 2014). Ambos productos son alimentados a la Unidad de Alquilación.

Luego, en la Unidad Alquilación, el butileno y el iso-butano reaccionan en presencia de un catalizador de ácido sulfúrico, para formar alquilato que es una mezcla de hidrocarburos ramificados, con alto nivel de octanaje (NOR 93-98). Este se envía al Blending de Gasolinas con el objetivo de aumentar el octanaje y reducir la presión de vapor de las gasolinas.

Cabe destacar, que el catalizador de ácido sulfúrico gastado durante este proceso, se regenera en la Unidad SAR (Unidad de Regeneración de Ácido Gastado).

Por otro lado, la gasolina y nafta generadas en la Unidad FCC, se envían a la Unidad HDG (compuesta por dos secciones: SHU y Prime G+) donde se realiza una desulfurización profunda de los hidrocarburos, con la mínima pérdida de octanaje (minimizando la saturación de olefinas a parafinas) (ENAP Refinería Aconcagua, 2014). En la sección de Hidrogenación Selectiva (SHU) resultan dos productos: Nafta catalítica liviana (LCN) y Nafta catalítica pesada (HCN).

El LCN, con bajo contenido de azufre, se envía al Blending de Gasolinas. El HCN con un contenido de azufre mayor, es enviado a la sección Prime G+ donde se producen reacciones de desulfurización para luego ser enviadas igualmente al Blending de Gasolinas.

El COL (*Cycle Oil Liviano*) se envía a la Unidad HDT para su tratamiento, mientras que el COP (*Cycle Oil Pesado*) se envía al reactor de la misma unidad.

Finalmente, el Pitch o residuo de fondo se envía a la Unidad de Coker Retardado, en la cual, mediante una serie de reacciones de craqueo y polimerización, es transformado en productos con

mayor valor agregado, como LPG, nafta, diésel y coke (ENAP Refinería Aconcagua, 2014). El proceso es de tipo *batch* o discontinuo, por lo cual existen dos cámaras que funcionan de manera intermitente permitiendo una operación estacionaria de la unidad.

El LPG se trata en la misma unidad y es enviado a tratamiento 3 para luego irse como carga de alimentación a la torre E-955. La nafta y el diésel se envían a la unidad HDT para su tratamiento. El coke representa un producto final, por lo cual es enviado a estanque para su venta.

En las distintas unidades de proceso, se producen residuos que deben ser tratados antes de poder ser dispuestos o reutilizados.

Las aguas ácidas generadas en el proceso de refinación se tratan en las Unidades SWS 1, SWS 2 (Sour Water Stripper) (Enap Refinería Aconcagua, 2014) y Desodorización.

En la Unidad de Desodorización se eliminan compuestos sulfurados y sodas agotadas del agua de proceso, mediante una oxidación con aire, generando como producto una corriente de constituida por agua, exceso de aire y gases (Enap Refinería Aconcagua, 2014). Estos gases son separados y quemados en los hornos de proceso mientras que el agua se envía a la Planta de Tratamiento de Fenoles para su purificación, donde mediante procesos biológicos, se reduce el contenido de fenoles presentes en el agua, previa descarga de ésta al emisario de ERA mar adentro (ENAP Refinería Aconcagua, 2014).

Las aguas aceitosas son tratadas en la Unidad de Efluentes, en la cual se decantan en separadores gravitacionales API (tratamiento primario) y se flotan mediante aire disuelto por medio de elementos de aireación dispuestos en lagunas existentes (tratamiento secundario) (ENAP Refinería Aconcagua, 2014).

Finalmente, la di-etanoamina (DEA) y la metil-dietanoamina (MDEA), compuestos que permiten la remoción de ácido sulfhídrico, son regeneradas en las Plantas MDEA y ARU (Unidad Regeneradora de Aminas), mediante procesos de absorción y desorción, en los cuales se generan gases ácidos y amina libre de compuestos azufrados (ENAP Refinería Aconcagua, 2014). Cabe destacar, que las Unidades LPG 3 y HDG tienen integrada la etapa de regeneración de amina en sus procesos. La DEA o MDEA regenerada se recircula a los procesos y los gases ácidos se envían a las Unidades de Recuperación de Azufre (ENAP Refinería Aconcagua, 2014).

La **Figura 1** presenta el esquema del proceso que se lleva a cabo en ENAP Refinerías Aconcagua.

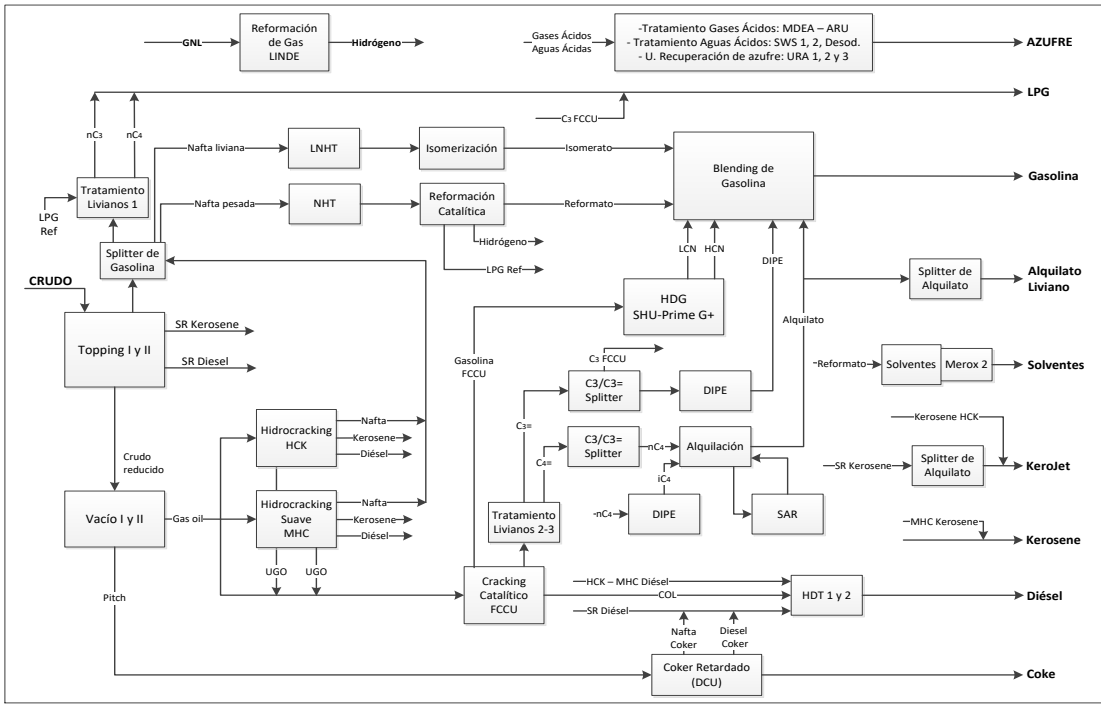


Figura 1: Esquemático proceso refinación del petróleo

Fuente: ENAP Refinería Aconcagua

1.4 CARACTERIZACIÓN DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE LIVIANO 3

1.4.1 Descripción del proceso

Esta unidad tiene como objeto remover el ácido sulfhídrico del gas combustible proveniente de la Unidad de Tratamiento de Livianos y de las Unidades de Proceso de la Refinería, las cuales se pueden dividir en las siguientes etapas (ENAP Refinería Aconcagua, 2014):

a) Sección de Extracción

El LPG no tratado de la Unidad de Concentración de Gas entra al absorbedor de amina E-950 cerca del fondo de la torre y fluye hacia arriba a través del absorbedor, en donde es contactado con un flujo en contracorriente de solución de DEA. El ácido sulfhídrico es extraído desde la materia prima dentro de la solución de DEA. La DEA rica sale del absorbedor de amina E-950 y es encaminada hacia la Unidad de Tratamiento de Amina.

El LPG sale del tope del absorbedor de amina E-950 es encaminado hacia el tope del Estanque separador de amina (DEA) F-951. El propósito de este estanque es recolectar cualquier arrastre de DEA que pudiera adherirse al estanque. El LPG sale del Estanque Separador de Amina F-951 y se dirige hacia el Prelavador de Soda F-953. Los hidrocarburos fluyen a través de un distribuidor que promueve el contacto con una solución de soda de 10° Be.

El LPG sale del tope del Prelavador de Soda y entra al Extractor E-951, cerca del fondo del contactor. Los hidrocarburos fluyen hacia arriba a través del estanque, donde se pone en contacto con un flujo en contracorriente de solución de soda. Los mercaptanos son extraídos desde la materia prima del hidrocarburo dentro de la solución de soda. Los hidrocarburos salen por el tope del Extractor y se dirigen hacia el Estanque Separador de COS F-954.

b) Sección Remoción COS

Para remover cualquier rastro de cantidades de COS que puedan quedar en la corriente de Hidrocarburo este se pone en contacto con una solución acuosa de MEA/NaOH antes de entrar al Estanque Separador de solución de COS E-954. La solución contiene aproximadamente 20% en peso de NaOH, 8% en peso de MEA y 72% en peso de H₂O. La solución es preparada en el estanque de almacenamiento de solvente COS F-963. La mezcla de solvente - hidrocarburo es pasado a través de una válvula de mezcla ajustable para permitir el contacto apropiado necesario de la reacción química.

La solución de MEA/NaOH sale del fondo del Estanque Separador de solución de COS y es recirculada de vuelta hacia la alimentación a través de las bombas de circulación de tratamiento de COS J-953 A/B.

Los hidrocarburos tratados salen del Estanque Separador de COS y entran al tope del Filtro de Arena F-956, cuyo fin es separar la soda arrastrada desde los hidrocarburos. La soda que es retenida en el filtro de arena debe ser periódicamente drenada. El LPG tratado es enviado a la Unidad Splitter C3/C4 E-955.

c) Sección de Regeneración Soda

La solución de soda rica en mercaptanos deja el Extractor E-951 desde el fondo de éste, y fluye a través de una válvula de control de nivel y atraviesa el Intercambiador Cáustico Tubo-Carcasa C-950. Este intercambiador de calor es utilizado intermitentemente para incrementar la temperatura como sea necesario, de la soda rica que va al Oxidizador E-952. La corriente de soda rica es combinada con una corriente de aire, la cual suple el oxígeno necesario para la oxidación de los mercaptanos. El aire es suplido desde el Sistema Compresor de Aire J-966 A/B.

La corriente de soda/aire entra el fondo del Oxidizador E-952. En el Oxidizador, los mercaptanos son convertidos en disulfuros con la ayuda del catalizador WS Merox. El catalizador es periódicamente inyectado dentro de la corriente de soda rica a través de un pote de Adición de catalizador F-957 para mantener la suficiente concentración de catalizador. El material trifásico (soda, aire, disulfuros) deja el tope del Oxidizador E-952 y se dirige hacia la torreta del Separador de Disulfuros F-960. La torreta separa la fase gaseosa (aire gastado) a partir de dos fases líquidas (soda y disulfuros). Las dos fases líquidas entran a una porción horizontal del Separador de Disulfuros.

El aire gastado deja el tope de la torreta del Separador de Disulfuros. El aire gastado fluye a través de una válvula de control de presión y, bajo condiciones normales de operación, se une con una corriente diluida

de gas combustible. El gas combustible entra a la unidad en el límite de batería y se mezcla con una corriente de aire gastado. La mezcla de aire gastado/gas combustible se dirigirá a través del Caza Llama L-951 A al Horno B-751 o a través del otro Caza Llama L-951 B al Incinerador de la planta de Azufre. Durante la puesta en marcha o en una emergencia, un sistema de detención activa la parada del flujo de gas combustible bloquea en la línea hacia el Horno FCC o hacia el Incinerador de la Planta de Azufre. Una línea alternativa es abierta la cual envía el aire gastado al Estanque de ventilación F-961.

Los disulfuros son periódicamente retirados desde el tope de la sección horizontal del Separador de Disulfuros F-960 hacia el tope del Filtro de Arena de disulfuros F-959. Los disulfuros fluyen hacia las bombas J-957 /B y es enviado hacia la Planta MHC.

La fase de soda sale del fondo de la sección horizontal del Separador de Disulfuros. La soda es contactada con nafta fresca desde la Unidad de NHT de la Planta de Reformación Catalítica. El propósito del sistema de lavado de Nafta es reducir el contenido de disulfuro del producto extraído de LPG. La inyección de nafta lavada extrae o disuelve cualquier disulfuro insoluble arrastrado en la soda. Las bombas de circulación de soda J-954 A/B envían la mezcla de soda/nafta hacia el

Estanque Lavador de Nafta F-958 para separar la nafta y la soda. La nafta sale del tope del Estanque de Lavado de Nafta y este se divide en dos corrientes. La primera corriente, la nafta fluye y se combina con la corriente de soda rica que entra hacia el Oxidizador. Este flujo debe ser esencialmente igual a la nafta fresca que entra al sistema. La segunda corriente, el resto de la nafta es recirculada de vuelta dentro de la corriente de soda desde el Estanque separador de disulfuros. La corriente de recirculación interna es monitoreada por un indicador de flujo y ajustado por una válvula de globo local.

La soda sale del fondo del Lavador de Nafta y fluye a través de una válvula de control hacia el tope del Extractor, donde esta es contactada en contracorriente con la alimentación de LPG, de esta manera se completa el circuito de regeneración de soda.

d) Unidad splitter C3/C4

El LPG tratado proveniente de la Sección de Extracción entra al splitter C3/C4 E-955, pasando antes por un intercambiador de carga/fondo C-960, que intercambia calor con una corriente de C4 proveniente del fondo del splitter, y que antes de ir a almacenamiento vuelve a ser enfriada en el intercambiador C-956. La corriente de C3 que sale por el tope del splitter es enfriada en las bahías de aeroenfriadores C-958 y C-967 para luego llegar al receptor del splitter F-968, donde se le separa el agua que haya condensado antes de ser bombeada a almacenamiento o a la Planta de DIPE. Una parte de este propano es recirculado al tope del splitter.

e) Corrientes Misceláneas

La soda gastada es encaminada hacia el Estanque de Desgasificación de Soda gastada F-950 donde la soda es traída hacia abajo cerca de la presión atmosférica, permitiendo que cualquier gas liviano disuelto se libere. La soda gastada fluye desde el fondo del Estanque de Desgasificación de Soda gastada hacia las bombas de soda gastada J-950, donde es bombeada hacia la Torre de Oxidación de Aire. La bomba de soda gastada empieza a funcionar automáticamente cuando un alto nivel es indicado en el Estanque Separador de Soda gastada. La bomba también se detiene automáticamente cuando es indicado un nivel bajo en el Estanque.

La soda fresca de reposición desde la refinería debe ser agregada hacia la unidad en reemplazo de la soda gastada que será removida, proveniente del Estanque de Almacenamiento de Soda, y a la vez esta soda fresca es combinada con una corriente de agua que viene desde el Estanque de Agua F-952. La bomba de Agua/Soda J-952, bombeará agua o soda fresca hacia el Extractor o el Prelavador de soda.

En la sección de remoción de COS, la concentración de la solución circulante de MEA/NaOH es gradualmente agotada desde la reacción química con COS. En algún punto, la solución perderá su efectividad y necesitará ser reemplazada. La solución gastada de MEA/NaOH es drenada desde el Estanque Separador de solución de COS F-954 y encaminado hacia el fondo del Estanque

Desgasificador de solución de MEA/Soda gastado F-955. La solución gastada de MEA/NaOH fluye desde el fondo del Estanque Desgasificador de solución MEA/Soda hacia las bombas de MEA/Soda gastado J-951, donde se bombea hacia disposición fuera de la planta. La bomba de MEA/Soda gastada empieza a operar automáticamente cuando es indicado alto nivel en el Estanque Degasificador de MEA/Soda gastada. La bomba también se detiene automáticamente cuando es indica un bajo nivel en el Estanque.

f) Tratamiento de Gas/ Regeneración de Amina

La solución de DEA regenerada o descargada es bombeada por las bombas de circulación de amina J-961 A/B/C a través del enfriador de amina descargada C-951 y luego por un sistema de filtración L-955 y L-956 A/B para así llegar al tope del Absorbedor de Gas Amina E-953. En el absorbedor, la DEA desciende hacia debajo de la columna, es contactada con un flujo en contracorriente de hidrocarburo gas o líquido que entra cerca del fondo del absorbedor. El hidrocarburo tratado sale desde el tope del absorbedor y la DEA rica en H_2S sale desde el fondo del absorbedor.

La DEA rica luego se dirige hacia un estanque para la regeneración, llamados flush drum de amina F-964. Del flush drum, la DEA rica es bombeada a través de las bombas J-960 A/B y luego pasa por el intercambiador de amina rica/pobre C-952 del stripper de amina E-954, para aumentar su temperatura. La solución de DEA rica desciende a través de la columna del stripper E-954, es calentado hasta su punto de ebullición, en el reboiler del stripper de amina C-953. La DEA descargada, substancialmente libre de H_2S , es recolectada en el fondo de la columna del stripper, enfriándose primero en el intercambiador de amina rica/pobre C-952 y luego en los enfriadores C-951 y C-954, entonces la DEA descargada vuelve de nuevo hacia el absorbedor E-953, entrando por el tope de éste.

El gas ácido y el vapor de stripping salen por el tope del stripper hacia el condensador de tope C-955 y luego al recipiente F-965, en donde el agua es recolectada. El agua condensada es bombeada a través de las bombas J-962 A/B de vuelta al stripper como reflujo. Desde que el H_2S es menos soluble en el agua que en la solución de amina, una buena separación de H_2S es conseguida en el receptor de tope de amina rica F-965. El gas ácido rico H_2S es enviado hacia la unidad de recuperación de azufre o hacia el incinerador.

1.4.2 Diagrama del Proceso

El diagrama del proceso se presenta con los equipos y líneas de mayor relevancia dentro de la planta en la **Figura 2**:

1.5 CARACTERIZACIÓN DE LA PLANTA DIPE

1.5.1 Descripción del proceso

En esta Planta se produce una reacción simple que convierte el propileno y el agua en una mezcla en equilibrio de iso-propil alcohol (IPA) y di-isopropil eter (DIPE). El proceso DIPE puede ser subdividido en seis pasos (ENAP Refinería Aconcagua, 2014):

a) Unidad Recuperadora de Livianos (URL)

El proceso es alimentado con una mezcla fresca de C3 (propano, propileno), provenientes de almacenamiento o del splitter C3 / C4, entrando en el acumulador de extracción lateral F-1303 de la torre recuperadora de livianos E-1302.

El efluente del reactor D-1301 desde el filtro efluente del reactor F-1309 A/B y el reciclo proveniente del acumulador de tope F-1307 del secador de DIPE E-1305, es usado para alimentar la torre E-1302. La temperatura de fondo de la columna E-1302 es de 185 °C.

El producto de fondo consiste en DIPE, IPA (Isopropyl alcohol) y agua. Estos productos de fondo son enviados hacia el splitter DIPE/IPA E-1303. Los livianos (etano, propano, propileno) que salen por el tope de la E-1302, son condensados en el Condensador de Livianos C-1304 y recolectados en el acumulador de tope F-1302. La presión de tope de la torre E-1302 es de 25 kg/cm².

El nivel acumulado controlado de propanos, del acumulador de extracción lateral F-1303 y del acumulador de tope F-1302 son combinados y alimentados al Splitter Propano/Propileno E-1301.

Los hidrocarburos líquidos acumulados en el acumulador de tope F-1302, son bombeados de vuelta por las bombas de reflujo J-1308 A/B y enviados como reflujo hacia la columna E-1302.

El agua decantada de los acumuladores F-1302 y F-1303 es recirculada, alimentando la extracción lateral F-1306 del Splitter DIPE/IPA E-1303.

Los gases livianos separados del acumulador de tope F-1302 van hacia la Unidad de Concentración de Gas FCC.

b) Sección del Reactor

La sección del Reactor consiste principalmente en el Reactor D-1301, el Precalentador de Carga C-1310 y el Filtro efluente del reactor F-1309 A/B.

La alimentación total al Precalentador de Carga C-1310 se compone de la recirculación de propano/propileno proveniente del acumulador de tope F-1301, del Splitter propano/propileno E-1301, por medio de las bombas J-1303 A/B, y también por la alimentación de IPA/Agua del F-1306 por medio de las bombas J-1304 A/B y la recirculación del efluente del reactor.

c) Splitter Propano/Propileno

El Splitter Propano/Propileno E-1301 separa el propano del propileno. El propano (producto de fondo) es enviado a través de un enfriador de propano C-1311 a almacenamiento y el propileno (producto de tope) es bombeado vía bombas de reciclo de propileno J-1303 A/B hacia el circuito de la alimentación del reactor para la conversión adicional a DIPE.

Después que el efluente del reactor es procesado y separado en la torre E-1302, la mezcla de las corrientes de propano y propileno provenientes del acumulador de extracción lateral F-1303 de URL y del acumulador de tope F-1302 de URL, fluye por diferencia de presión hacia el Splitter de propano/propileno y es alimentado en la bandeja n° 47. El propileno (uno de los materiales más pesados del proceso DIPE) sube hacia el tope de la columna E-1301 y va hacia el acumulador de tope F-1301, a través del enfriador de aire C-1315. La presión de tope de la columna Splitter DIPE/IPA E-1303 durante la operación normal es de aproximadamente 19 kg/cm².

El líquido (propileno) es acumulado en el acumulador de tope F-1301. Algo de este líquido es bombeado de vuelta a la bandeja n° 1 como reflujo de la columna E-1301.

El propileno neto es bombeado a través de las bombas de carga J-1303 A/B hacia el circuito del reactor D-1301. En el caso que la Planta DIPE no esté en servicio, pero el Splitter Propano/Propileno E-1301 aún esté en operación, el propileno neto es extraído y enviado hacia el almacenamiento de propileno, fuera del límite de batería. El propano es sacado o extraído también de la columna splitter propano/propileno E-1301 y enviado a almacenamiento, también fuera del límite de batería.

El fondo de la columna es recalentado usando dos sistemas de intercambiadores de calor. El primero es el Reboiler de tope C-1301. El calor a este reboiler es suplido por el vapor de tope desde el splitter DIPE/IPA E-1303. El resto del calor es suplido en el hervidor con vapor C-1302. Durante la operación normal, la temperatura del fondo de la columna es aproximadamente de 57 °C.

d) Splitter DIPE/IPA

Los gases de tope del Splitter DIPE/IPA E-1303, es una mezcla ternaria de DIPE, IPA y agua. La fase acuosa se acumulará en el recipiente F-1304. Este líquido es bombeado por las bombas de agua J-1306 A/B hacia la extracción lateral F-1306 y desde su recirculación vuelve hacia el circuito de alimentación al reactor D-1301 por las bombas de recirculación IPA/Agua J-1304 A/B. Las impurezas del DIPE (principalmente impurezas por el IPA y agua) son bombeadas por las bombas J-1309 A/B como alimentación hacia el fondo de la columna Lavadora DIPE/IPA E-1304. Agua pura de producto es tomada desde el fondo del Splitter DIPE/IPA E-1303 y es usado para lavar el IPA desde el producto DIPE de arriba en la Columna Lavadora E-1304. Además, la corriente se enfría en el enfriador de agua de lavado C-1306 y luego es alimentado al tope de la columna Lavadora E-1304.

La alimentación principal hacia el Splitter DIPE/IPA E-1303 es una mezcla neta de producto del reactor D-1301, proveniente del fondo de la torre E-1302. Una segunda alimentación es una mezcla de IPA y agua desde el fondo de la columna Lavadora E-1304.

Una fracción del vapor de tope de la columna es usada para re-calentar una porción de los líquidos de fondo del Splitter propano/propileno E-1301. La corriente de condensado es transferida hacia un acumulador de tope F-1304. La presión del tope de la columna es aproximadamente 1,8 kg/cm². La mezcla neta de DIPE/Agua es bombeada por las bombas J-

1309 A/B hacia la columna Lavadora E-1304. La fase restante de agua es recolectada en una bota y bombeada por las bombas J-1306 A/B hacia la extracción lateral F-1306.

Reacciones intermedias de IPA y agua son removidas desde el splitter DIPE/IPA E-1303 por un drenaje lateral debajo del plato 21 de la extracción lateral F-1306. La mezcla de IPA y agua acumulado en la extracción lateral F-1306 es bombeada por las bombas de reflujo J-1304 A/B hacia el circuito de alimentación del reactor.

El fondo del splitter propano/propileno E-1301 es rehervido con una corriente de vapor de media presión en un intercambiador C-1305. La temperatura de fondo es de 134 °C.

e) Estanque de almacenamiento de agua de lavado y Columna Lavadora

El agua requerida total es provista desde esta sección de la planta. El agua fresca (agua desmineralizada) es llevada hacia la alimentación del estanque de almacenamiento F-1305.

El estanque de almacenamiento de agua de lavado F-1305 es esencialmente un estanque abierto para el ingreso del agua desmineralizada. El agua es continuamente bombeada por las bombas J-1305 A/B desde el fondo del recipiente hacia la corriente de fondo de la E-1303.

El fondo de la columna Lavadora E-1304 es alimentado desde el acumulador de tope F-1304 por una corriente rica en DIPE, pero conteniendo baja concentración en IPA y agua. El IPA es lavado desde el DIPE por contacto en contracorriente con agua. La alimentación que ingresa (DIPE/IPA/Agua) entra al fondo de la columna Lavadora E-1304. El agua en circulación entra en el tope, la cual fue previamente enfriada en el intercambiador C-1306. El agua fluye hacia abajo de la columna y el DIPE fluye hacia arriba y afuera de la columna. El DIPE neto es bombeado por las bombas J-1311 A/B hacia la columna Secadora E-1305. El agua y el IPA fluyen desde el fondo de la columna Lavadora E-1304 de vuelta hacia el splitter DIPE/IPA E-1303 en la bandeja 33 a través del intercambiador C-1307.

f) Columna Secadora

La Columna Secadora E-1305 remueve el agua que queda en el DIPE después de la operación en la Columna Lavadora E-1304. El DIPE seco, es extraído desde el fondo de la columna, luego es enviado para su mezcla o su almacenamiento. El agua remanente es recirculada de vuelta hacia el splitter DIPE/IPA E-1303. Como una pequeña cantidad de IPA y otros hidrocarburos livianos pueden acumularse en el acumulador de tope F-1307 de la Columna Secadora E-1305 y por ende una pequeña corriente es tomada de vuelta hacia URL E-1302.

El DIPE lavado es alimentado a la bandeja n° 7 de la columna Secadora E-1305. Antes de entrar a la columna, un inhibidor es inyectado para controlar la formación de peróxidos los cuales son potencialmente formados cuando el DIPE está seco.

El producto DIPE se acumula en el fondo de la columna. La columna es recalentada en el reboiler de la Columna Secadora C-1313 usando presión media de vapor. En el fondo la temperatura es de aproximadamente 153°C. La presión de la columna Secadora E-1305 es de aproximadamente 7,5 kg/cm².

El producto final DIPE desde el fondo de la Columna Secadora es enfriado abajo adentro del enfriador DIPE C-1314 y es enviado por presión para el posterior procesamiento fuera del límite de batería.

El inhibidor, provisto en tambores, será alimentado a la unidad. El inhibidor fluye por gravedad dentro del Acumulador de Inhibidor F-1308, antes de inyectarlo por medio de las bombas de Inyección J-1313 A/B dentro de la corriente de alimentación hacia E-1305.

1.5.2 Diagrama del Proceso

El diagrama del proceso se presenta con los equipos y líneas de mayor relevancia dentro de la planta en la **Figura 3**:

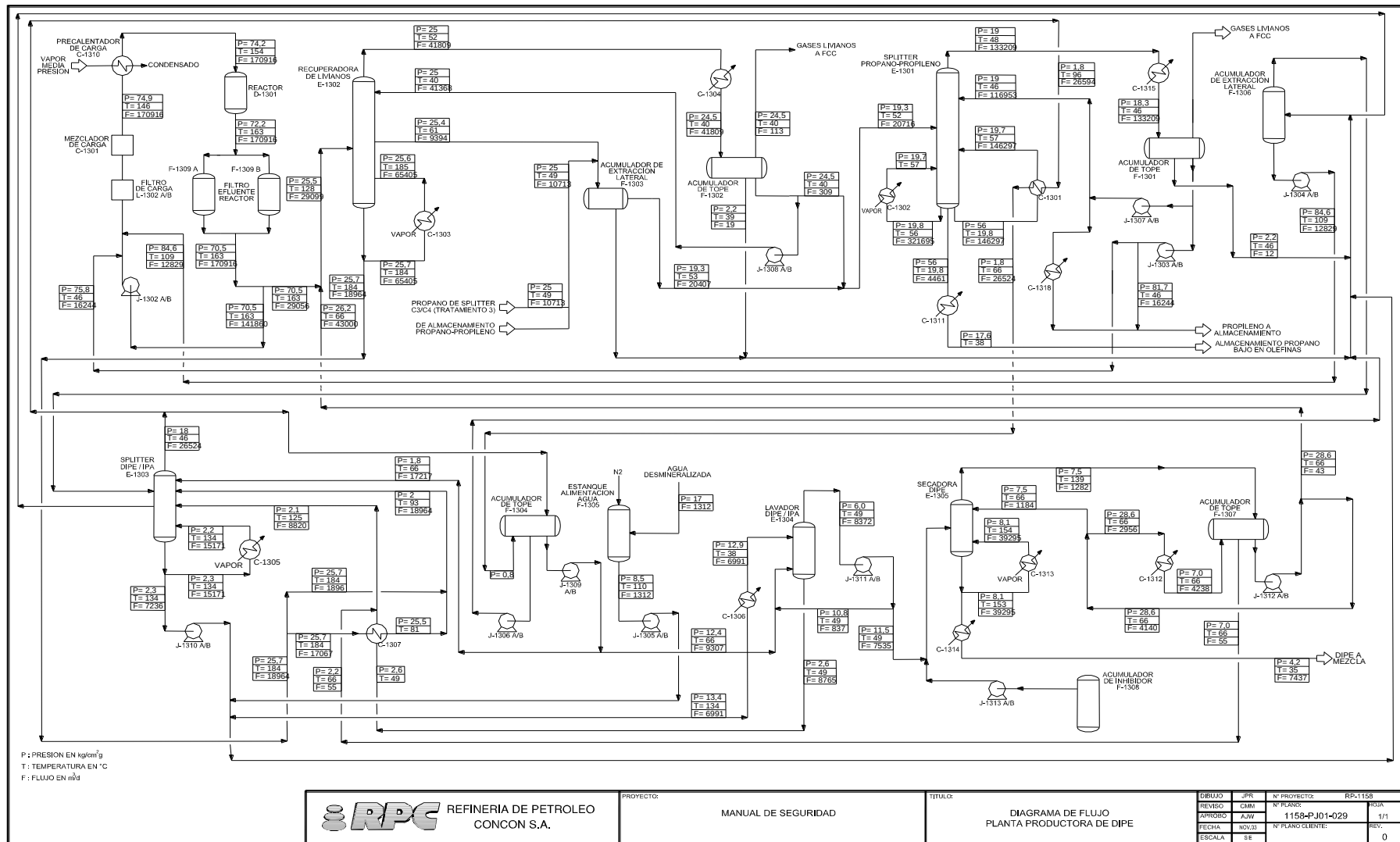


Figura 3: Diagrama del proceso unidad DIPE

Fuente: Manual de operaciones planta DIPE, ENAP Refinería Aconcagua

1.6 EQUIPO DE TRANSFERENCIA DE CALOR:

AEROENFRIADORES

1.6.1 Introducción

El aire atmosférico se ha utilizado durante muchos años para enfriar y condensar fluidos de procesos en las regiones en que escasea el agua. Durante la década de 1960, la utilización de intercambiadores de calor enfriados por aire aumentó con rapidez, tanto en Estados Unidos como en otros lugares. El uso de estos intercambiadores, provocan una disminución en costos de usar agua como líquido refrigerante y contaminación de ella. Se espera que aumente el empleo de los enfriadores por aire, convirtiéndose en equipos ideales a la hora de diseñar un sistema de intercambio de calor (Perry, 1997)

1.6.2 Descripción Aeroenfriadores

Los aeroenfriadores son equipos en los cuales se retira calor de una corriente de proceso (en una operación de enfriamiento y/o condensación) usando aire como medio refrigerante. La mayor ventaja de estos equipos frente a los refrigerados por agua es que hacen innecesario todo el equipamiento que implica un circuito de agua de enfriamiento (torre, bombas, cañerías, sistemas de tratamiento, etc), lo que permite que aquellas unidades que demandan gran capacidad de enfriamiento no sean ubicadas cerca de grandes volúmenes de agua para su refrigeración. Otros usos típicos son como condensador de tope de las columnas de destilación, para enfriar productos de salida de planta hacia tanques de almacenaje.

1.6.3 Componentes

Los ACHES (Air Cooler Heat Exchangers) o Aeroenfriadores poseen los siguientes componentes:

- Uno o más haz de tubos los que conforman la superficie de transferencia de calor.
- Un ventilador o soplador.
- Un sistema que entregue la potencia de transmisión mecánica para la rotación del ventilador o soplador.
- Una cámara por donde circula el aire entre el haz de tubos y el ventilador
- Una estructura capaz de soportar el gran peso y permita la buena distribución del aire a través de los tubos.
- Persianas (opcionales) habilitadas para el control de la temperatura de salida del aire.
- Circuitos (opcionales) para la recirculación evitando un congelamiento del fluido.

Existen dos tipos de ACHES: de “tiro forzado” y “tiro inducido”. La diferencia entre ambos se explicará más adelante, sin embargo, de manera independiente podemos decir que ambos tipos de equipos poseen las mismas características recién presentadas como se puede ver en la **Figura 4**:

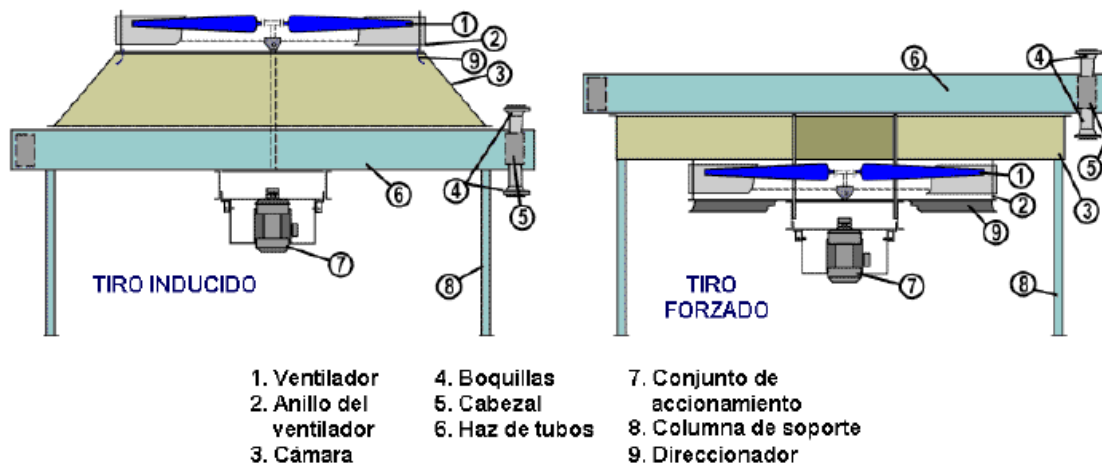


Figura 4:Componentes de un ACHES

1.6.4 Disposición Haz de Tubos

El haz de tubos corresponde a un arreglo ensamblado de ellos a un cabezal, a un marco lateral y a un soporte como se muestra en la **Figura 5**. La superficie expuesta al paso del aire está completamente cubierta por aletas para ayudar a la transferencia de calor desde los tubos que albergan el producto hacia el aire ambiente.

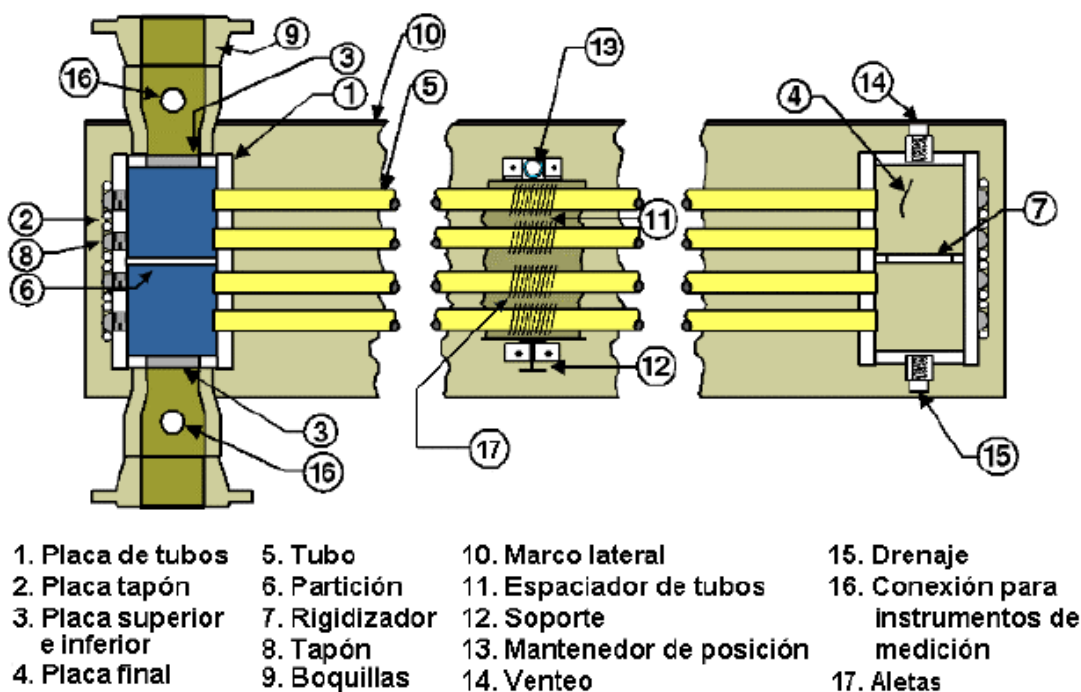


Figura 5: Detalles del haz de tubos

1.6.5 Tubería

Los tubos que se utilizan con mayor frecuencia son los de 25,4 [mm] (1 in) de diámetro externo. La altura de las aletas varía entre 12,7 [mm] y 15,9 [mm] (0,5 y 0,625 in); el espaciamiento entre aletas varía entre 3,6 y 2,3 [mm] (7 y 11 por in lineal) y el espaciamiento triangular de tubos entre 50,8 mm y 63,5 mm (2 y 2,5 in).

La longitud de los tubos puede variar y su dimensión llegar hasta 18,3 [m] (60 [ft]). Cuando la longitud de los tubos excede 12,2 [m] (40 ft) se suelen instalar tres ventiladores en cada sección. Es muy frecuente que las variaciones de longitudes sean de 6,1 a 12,2 [m] (20 a 40 [ft]).

1.6.6 Construcción de tubos con aletas

Las aletas pueden estar unidas al tubo de diversas maneras ver **Figura 6**:

- L: simplemente enrollado, es instalada en espiral por tensión sobre el tubo.
- Overlap L: es instalada en espiral por tensión sobre el tubo solapándose.
- Extruded: fundamentalmente usada en ambientes corrosivos, es instalada colocando una camisa de aluminio sobre el tubo base y comprimiendo (extrusión) para generar las aletas.
- Embedded (incrustado): la espiral se instala en una ranura, se tensiona y finalmente se calafatea. Utilizado en altas temperaturas y servicios cíclicos.

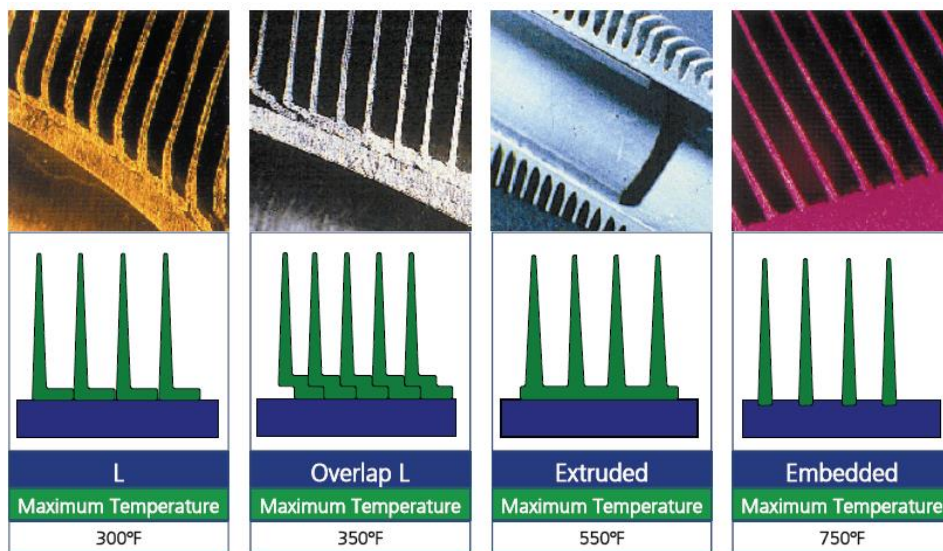


Figura 6: Distintos tipos de Aletas

1.6.7 Ventiladores

Los ventiladores de flujo axial son dispositivos de volumen elevado y baja presión. Los diámetros de los ventiladores se escogen para obtener velocidades de aproximadamente 2,5 [mmH₂O] (0,1[inH₂O]). La eficiencia total del ventilador (el ventilador, el impulsor y el dispositivo de transmisión) es de cerca de 75%, y los impulsores de ventilador tienen generalmente un mínimo de 95% de eficiencia mecánica.

En general, los ventiladores tienen de 4 a 6 aspas, aunque los más grandes pueden tener un número mayor. El diámetro del ventilador suele ser ligeramente menor que la anchura de la sección.

La norma API 661 (American Institute Petroleum, Air Cooled Heat Exchanger for general Refinery Services, 2a ed., enero 1978) contiene las especificaciones sobre los valores de nivel de presión acústica (SPL) por ventilador en el lugar designado por el comprador del equipo, además de especificar el nivel de potencia acústica por ventilador, debido a que a las velocidades periféricas que se requieren del ventilador para obtener un desempeño económico rentable se produce una gran cantidad de ruido.

El ventilador de flujo axial es inherentemente un dispositivo para desplazar un volumen constante de aire, cuando el ajuste de las aspas y la velocidad de rotación son constantes. La variación en la cantidad de flujo de aire se puede obtener al ajustar el ángulo de las aspas del ventilador y la velocidad de rotación. El ángulo de las aspas puede ser 1) ser Fijo, 2) ser ajustable manual o 3) ajustarse de manera automática. La potencia y el caudal de aire son una función directa del ángulo de inclinación de las aspas.

Las aspas del ventilador se pueden hacer de aluminio, plástico moldeado, plástico laminado, acero al carbono, acero inoxidable y monel.

1.6.8 Impulsores de Ventiladores

Se utilizan casi siempre motores eléctricos, que se conectan a engranajes o bandas en V. Se emplean también motores de gas conectados mediante engranes y motores hidráulicos conectados en directo o través de engranes. Los ventiladores se pueden propulsar mediante un motor primario que puede ser el de un compresor, con una banda en V que se conecta del volante un vástago y de allí mediante un engranaje o una banda en V al ventilador. La propulsión directa del motor se limita en general a los ventiladores de diámetros pequeños. Los montajes propulsores de banda en V se emplean casi siempre con ventiladores de 3 [m] de diámetro o menos y motores de 22,4 [KW] (39 [hp]) o menos. Se prefieren las transmisiones de engranes en ángulo recto para ventiladores de más de 3m de diámetro, para motores eléctricos de más de 22,4 kW (30 [hp]) y con impulsores de turbinas a vapor.

1.6.9 Cámaras impelentes y anillo de ventilador

El aire se debe distribuir desde el ventilador circular al frente rectangular del haz de tubos. La velocidad del aire en el ventilador es de entre 3,8 a 10,2 [m/S]. La profundidad de la cámara impelente (del ventilador al haz de tubos) está supeditada al ángulo de dispersión del ventilador, que debería tener un valor máximo de 45°.

Al anillo del ventilador se debe hacer según las tolerancias comerciales para los ventiladores del diámetro relativamente grandes. La norma API 661, requiere que el claro en el extremo del ventilador sea como máximo el 0,5% del diámetro del mismo, para diámetros comprendidos entre 1,9 a 3,8 [m]. El claro máximo es de 9,5 [mm] para ventiladores pequeños y de 19 [mm] para los ventiladores más grandes.

1.6.10 Ventilador Tiro inducido

Para el caso de los aerofriadores en ERA, se suele utilizar de tiro inducido, ya que su ventaja principal es la distribución uniforme de aire sobre el haz de tubos y la deficiencia del equipo se aprecian a rangos de temperaturas por sobre los 212[°F]. Además, como se observa más adelante en la investigación, las temperaturas ambientales y a las que se encuentra sometidas el equipo no superan los 120[°F].

Algunas ventajas y desventajas de utilizar estos tipos de ventiladores son:

Ventajas

- Mejor distribución del aire a través del haz de tubos
- Menor posibilidad de recirculación del aire caliente circulante en su interior
- El aire caliente es descargado en forma ascendente aproximadamente 2.5 veces la velocidad de entrada a una velocidad cercana a los 1,500 pies por minuto.
- Mejor control de procesos y estabilidad, ya que la cámara cubre un 60% del área proyectada del haz de tubos hacia el ventilador.
- Mayor capacidad cuando se tiene ventiladores fuera de servicio o con algún tipo de fallas, debido al efecto natural del tiro

Desventajas

- Mayor requerimiento de potencia si el aire efluente es muy caliente
- La temperatura del aire efluente debe tener un límite de 220°F para evitar daño a las aspas del ventilador, a los cojinetes u otros equipos mecánicos que están en contacto directo con el flujo del aire caliente. Cuando la temperatura de entrada del proceso excede los 350 °F, se debe considerar el diseño de tiro forzado ya que pueden ocurrir altas temperaturas de aire efluente si algunos ventiladores se encuentran fuera de servicio u operando con un bajo flujo de aire.
- Los ventiladores son menos accesibles para mantención, la que debe ser hecha en el lado que está en contacto con el aire caliente.
- La cámara debe ser retirada para reemplazar el haz de tubos.

1.7 FUENTES DE INFORMACIÓN

1.7.1 Informaciones Ambientales

Las condiciones climáticas a las que está sometido el equipo, son medidas y entregadas por la Unidad de Monitoreo Ambiental (UMA), entidad creada en 1993 a partir del Decreto Supremo N° 185 de 1991, el que reglamenta el funcionamiento de establecimientos emisores de anhídrido sulfuroso, material particulado y arsénico en todo el territorio nacional. Este decreto supremo en su artículo 24 señala que: “se debe tener un control de los datos de monitoreo del aire en la zona donde se desea instalar la fuente y en los probables puntos de máximo impacto, en lo que respecta al anhídrido sulfuroso y material particulado, realizados en forma periódica, de acuerdo a la mejor información disponible”.

Producto de esta normativa, se crearon dos unidades de monitoreo ambiental, las cuales registran temperatura ambiental, velocidad y dirección del viento, humedad relativa y radiación solar. Los datos son registrados y almacenados en forma continua por el software Airviro, el que permite entregar los resultados cada 5 minutos, una hora o por día.

Estos instrumentos se encuentran ubicados en el extremo superior de una torreta de aproximadamente 10 [m] de altura, siendo capaz de registrar las condiciones ambientales de manera periférica. Específicamente para el caso de la temperatura, ésta es medida por una termocupla tipo standard PT-100 marca Met One modelo 066, teniendo un rango de operación de -50 [°C] a 50 [°C] y que es sometida a un riguroso programa de mantenimiento el que se realiza cada 3 meses.



Figura 7: Sistema de monitoreo ambiental de ERA (UMA)

1.7.2 Temperatura Histórica

Según los registros entregados por la Unidad de Monitoreo de Medio Ambiente, la que opera dentro de las dependencias de ERA, durante el periodo comprendido entre el año 2005 a mediados del 2017, la temperatura exhibe un comportamiento cíclico con pequeñas variaciones, tal como puede apreciarse en la **Figura 8**:

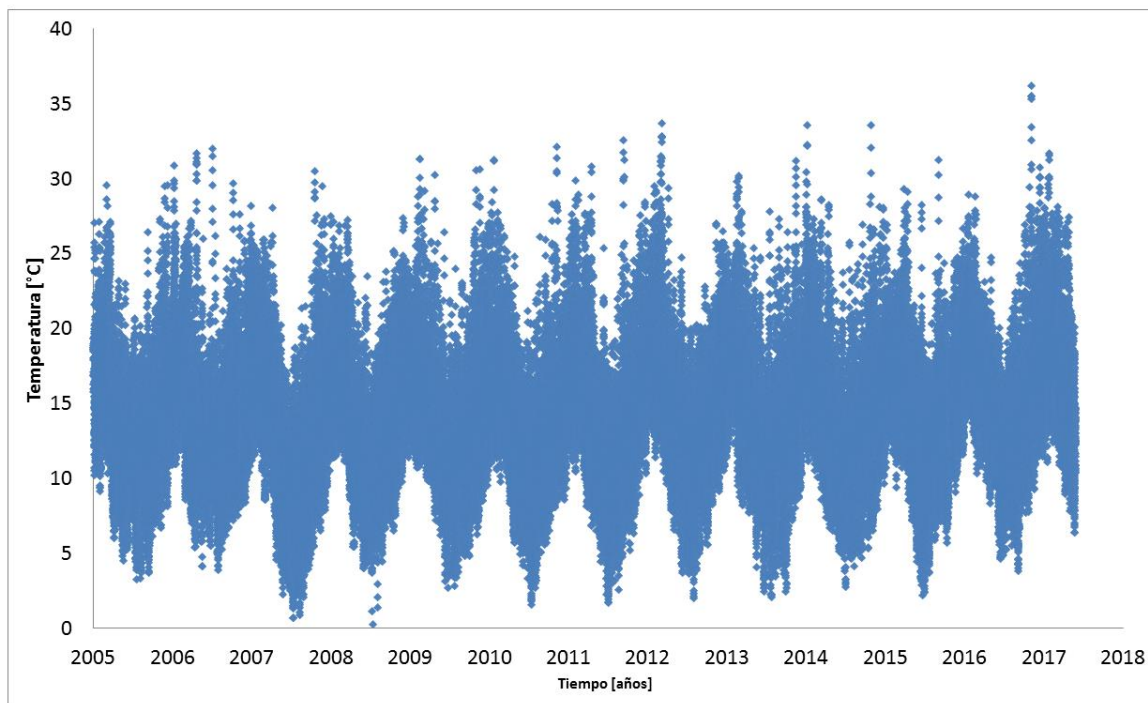


Figura 8: Registro histórico ambiental Concón último 12 años

Desde la gráfica anterior se observa que existen registros de temperaturas que superan los 35 °C, con un máximo alcanzado en el verano del 2017.

El registro de temperatura mostrado en la **Figura 8** no es del todo representativo de la zona de procesos donde se encuentran instalados los aerofriadores, debido a que al interior de la planta existen equipos que trabajan a altas temperaturas, por lo tanto, una mejor aproximación se logra al considerar la temperatura en la succión de uno de los compresores cercanos al área de los aerofriadores, cuyo comportamiento y diferencia de temperatura con respecto a la medida por la UMA durante los últimos 7 años se puede observar en la **Figura 9**:

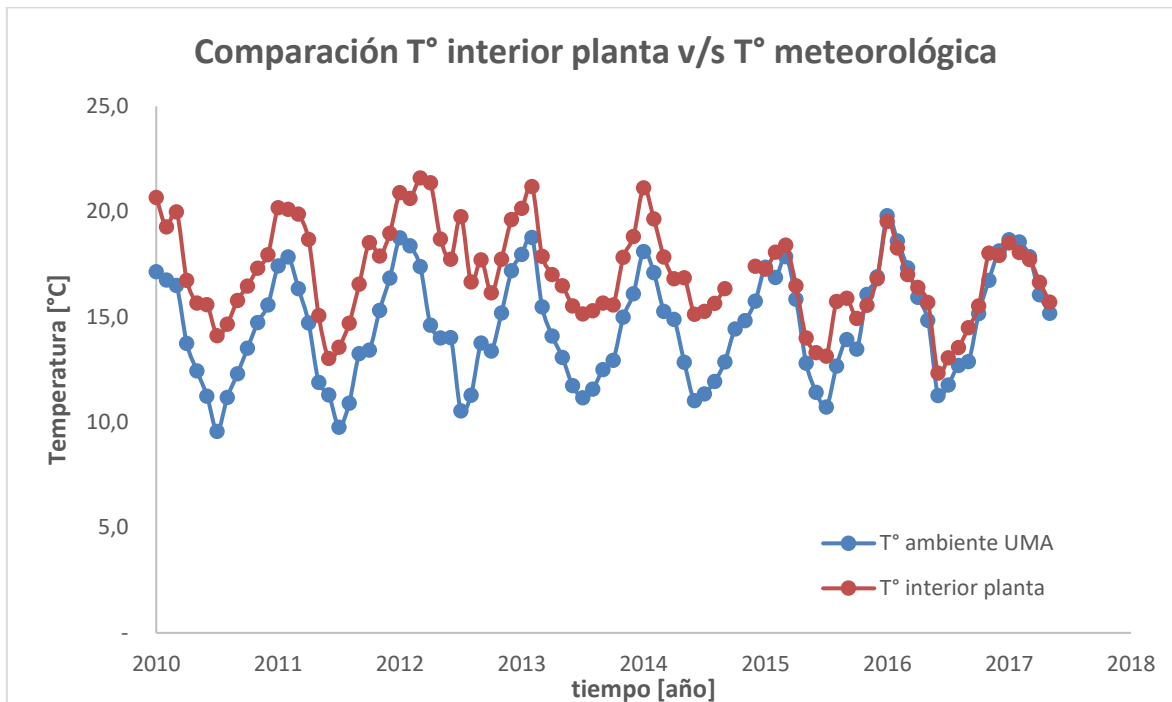


Figura 9: Comparación temperatura ambiental (UMA) con temperatura interior planta

Desde la gráfica anterior se puede observar que efectivamente la temperatura al interior de la planta es relativamente mayor que la medida por la UMA y su diferencia media al 95 % de confianza es de $2,94 \pm 0,03 \text{ }^{\circ}\text{C}$.

1.7.3 Condición de Temperatura de Diseño

En la ingeniería básica de los Aeroenfriadores, la temperatura de diseño atmosférica de entrada que presentan los equipos es de 27 °C, temperatura inferior a la que se puede registrar durante los meses de verano en la zona de proceso, ya que, como se mencionó anteriormente, ésta ha alcanzado incluso temperaturas superiores a 35°C. Este efecto minimiza considerablemente el rendimiento del equipo sobre todo durante los meses más calurosos, convirtiéndolos en verdaderos “cuellos de botella” en el proceso de refinación, limitando con ello la cota de producción. Durante los meses más fríos, comienzos de abril hasta finales de septiembre, las condiciones de operación satisfacen sin mayores inconvenientes los requerimientos de producción.

Para un mayor análisis y posterior decisión en inversión de nuevos equipos, se tendrán en consideración la cantidad de horas de operación que la planta se encuentra operando sobre la temperatura de Diseño, de tal manera de satisfacer las condiciones de operación de las unidades de Tratamiento de LPG 3 y DIPE durante su funcionamiento normal y posterior aumento de producción.

La **Tabla 1** muestra la cantidad de horas de operación que la planta se encuentra operando sobre la temperatura de diseño:

Tabla 1: Horas de operación sobre temperatura de diseño		
Año	T° ambiente> 27°C [h]	T° ambiente> 24°C [h]
2010	8	53
2011	19	69
2012	34	161
2013	24	80
2014	15	81
2015	9	38
2016	22	117
2017	24	110

Cabe destacar que las horas correspondientes al año 2017 solo considera hasta el mes de mayo.

Por otro lado, en la actualidad, la operación a temperaturas cercanas a la de diseño 27°C, ya se hace crítica, como podremos apreciar más adelante en esta investigación, debido al desgaste de los equipos con el transcurso de los años.

1.7.4 Información Técnica

Se habla de “Ingeniería conceptual”, cada vez que se diseña una planta, o se recalculan sus condiciones de operación. Es esta ingeniería conceptual la que entrega todas las condiciones de procesos, como temperaturas, presiones, caudales, composición química del producto, etc. Adicionalmente se entregan también las condiciones que debe cumplir el equipo que será utilizado en cada fase del proceso. Una vez finalizada esta etapa, será el fabricante quien entregue el equipo con su respectiva ficha técnica o ingeniería básica, previa certificación.

Con el transcurso de los años, se han realizado modificaciones (nuevos estudios de ingeniería conceptual) a gran parte de las plantas existentes en la refinería, lo que trae como consecuencia nueva ingeniería básica para los equipos, involucrando en muchas oportunidades a algunos aerofriadores.

Como se mencionó anteriormente, cada equipo cuenta con una ingeniería básica o “data sheet”, el que entrega sus principales características de operación, construcción y diseño, pudiendo asumir estos parámetros como punto de partida confiable para un análisis. Los valores entregados por ingeniería básica se presentan, generalmente, con una variación en cuanto a su capacidad cercana al 10%, lo que asegura que los valores que allí se presentan son efectivamente los que el equipo está en condiciones de entregar. Estas dos fuentes de información son las que se usarán para el análisis de los aerofriadores, es decir, la ingeniería conceptual de cada planta conjuntamente con la ingeniería básica de cada equipo.

CAPÍTULO III

SIMULACIÓN

1.8 HERRAMIENTA DE SIMULACIÓN: ASPEN HYSYS

Aspen HYSYS es una herramienta de modelado de procesos utilizados por productores mundiales de petróleo y gas, refinerías y empresas de ingeniería para la simulación de procesos y la optimización de procesos en el diseño y las operaciones (Aspentech, 2017).

El conocimiento de software de simulación en la actualidad se hace muy importante, ya que permite diseñar o si bien predecir el comportamiento de una planta o instalación, como por ejemplo:

- Resolver el balance de masa y energía en el uso de modelos matemáticos-construidos.
- Obtención de caudales, composiciones y propiedades termo físicas de las corrientes de proceso en sus diferentes condiciones de operación.
- Para predecir el comportamiento de fase de Fluidos.
- Diseño del equipo de proceso (con el tamaño del equipo requerido para producir el producto deseado)
- Optimización del diseño de proceso (para determinar la configuración óptima de los equipos y maximizar la recuperación de energía)
- Optimización de procesos (Determinación de los cambios en las condiciones actuales de funcionamiento que pueden o bien reducir los costos de operación o aumentar la producción).

En el marco de análisis de los requerimientos energéticos de tope de las separadoras C3/C4 y propano/propileno, en esta investigación se utilizará el simulador con el fin de cuantificar el comportamiento de la capacidad de enfriamiento de tope de las unidades de Tratamiento de LPG3 y DIPE bajo una serie de casos y condiciones, con el fin de diseñar y aumentar la capacidad de enfriamiento actual de las respectivas unidades en ERA.

1.9 LISTADO DE COMPONENTE Y PAQUETE

TERMODINÁMICO

El listado de componentes iniciales que trae las corrientes del proceso, son tomados a partir del estudio de Ingeniería básica de cada unidad. El listado los componentes presentes por unidad se muestran en las Tablas 2 y 3 :

Tabla 2: Lista de componentes LPG 3

Unidad Tratamiento LPG 3 (E-955)	
Componente	Fórmula
etileno	C ₂ H ₄
etano	C ₂ H ₆
propileno	C ₃ H ₆
propano	C ₃ H ₈
i-Buteno	C ₄ H ₈
Ciclobuteno	C ₄ H ₆
tr2-Buteno	C ₄ H ₈
cis2-Buteno	C ₄ H ₈
i-Butano	C ₄ H ₁₀
n-Butano	C ₄ H ₁₀
cis2-Penteno	C ₅ H ₁₀
i-Pentano	C ₅ H ₁₂
n-Pentano	C ₅ H ₁₂
n-Hexano	C ₆ H ₁₄

Tabla 3: Listado de componentes unidad DIPE

Unidad DIPE (E-1301)	
Componente	Fórmula
etileno	C ₂ H ₄
etano	C ₂ H ₆
propileno	C ₃ H ₆
propano	C ₃ H ₈
i-Buteno	C ₄ H ₈
i-Butano	C ₄ H ₁₀
tr2-Buteno	C ₄ H ₈

El cálculo de las propiedades se realiza mediante ecuaciones de estado, siendo Peng-Robinson el paquete termodinámico seleccionado, ya que es el método ideal para cálculos de Equilibrio Líquido Vapor, como también para cálculos de densidad de líquido de sistemas de hidrocarburos (Sunny, Salomon, & Aparna, 2016)

1.9.1 Validación de la simulación

Para la validación del modelo se hace necesario optar como punto de partida los datos y estudios realizados por la Ingeniería Básica de cada unidad. En esta etapa se compara el comportamiento del sistema modelado mediante HYSYS con información conocida de los flujos y composiciones de entrada y salida de las torres E-955 y E-1301 (Gutierrez, Ale Ruiz, & Erdmann, 2017)

En particular, los modelos utilizados en esta investigación fueron validados mediante un porcentaje de error entre el valor simulado y el valor de referencia (diseño) bajo un criterio de aceptación para valores menores o iguales a un 5%.

$$Error\ Relativo\ \% = \frac{|Valor\ Referencial - Valor\ simulado|}{Valor\ Referencial} \cdot 100\%$$

Separadora E-955

Para la separadora E-955 se presenta el esquema de simulación en la **Figura 10**:

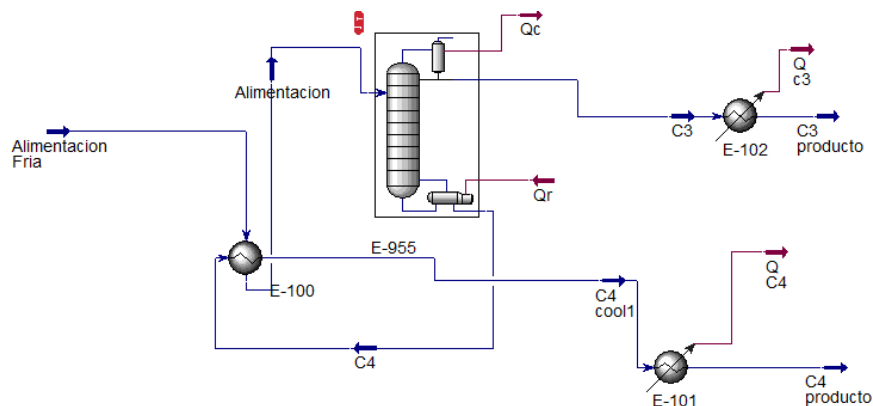


Figura 10: Simulación separadora E-955 en HYSYS

Los datos entregados por Ingeniería Básica y los valores obtenidos una vez simulado este proceso para las composiciones de salida del balance de materia, dejando fijo el reflujo de tope y flujo de la corriente de tope, se muestra en la **Tabla 4 y 5**:

Tabla 4: Valores de diseño Ingeniería básica separadora E-955

Ingeniería Básica							
Corriente	Alimentación [kg mol/ h]	% mol	C3 producto [kg mol/ h]	% mol	C4 producto [kg mol/ h]	% mol	
C2-	0,01	0%	0,01	0%	0	0%	
C2	0,67	0%	0,67	0%	0	0%	
C3-	232,44	32%	227,67	71%	4,77	1%	
C3	98,93	14%	89,31	28%	9,62	2%	
IC4-	59,21	8%	0,35	0%	58,86	14%	
N1C4-	50,33	7%	0,24	0%	50,08	12%	
T2C4-	62,14	8%	0,02	0%	62,12	15%	
C2C4-	43,16	6%	0,01	0%	43,15	11%	
IC4	124,01	17%	2,56	1%	121,45	30%	
NC4	53,53	7%	0,04	0%	53,5	13%	
IC5-	3,00	0%	0,00	0%	3	1%	
IC5	4,23	1%	0,00	0%	4,23	1%	
NC5	0,10	0%	0,00	0%	0,10	0%	
c6+	0,00	0%	0	0%	0	0%	
Total flujo molar [kg mol /h]	731,76	1	320,88	1	410,88	1	

Tabla 5: Valores simulados en HYSYS separadora E-955

Simulación						
Corriente	Alimentación [kg mol/ h]	% mol	C3 producto [kg mol/ h]	% mol	C4 producto [kg mol/ h]	% mol
C2-	0,01	0%	0,01	0,0%	0	0%
C2	0,67	0%	0,67	0,2%	0	0%
C3-	232,44	32%	228,94	71,3%	3,50	1%
C3	98,93	14%	91,25	28,4%	7,68	2%
IC4-	59,21	8%	0	0,0%	59,21	14%
N1C4-	50,33	7%	0	0,0%	50,33	12%
T2C4-	62,14	8%	0	0,0%	62,13	15%
C2C4-	43,16	6%	0	0,0%	43,16	11%
IC4	124,01	17%	0	0,0%	124	30%
NC4	53,53	7%	0	0,0%	53,52	13%
IC5-	3	0%	0	0,0%	3,00	1%
IC5	4,23	1%	0	0,0%	4,23	1%
NC5	0,1	0%	0	0,0%	0,10	0%
c6+	0	0%	0	0,0%	0	0%
Total flujo molar [kg mol /h]	731,76	1	320,88	1	410,88	1

Como se puede observar a partir de ambas tablas, la diferencia entre los valores del balance de materia de ingeniería básica y simulados mediante HYSYS son menores al 5%, por lo tanto, queda obtener los valores de las temperaturas de tope y fondo para corroborar y validar la simulación. Los valores simulados de las temperaturas de salidas se muestran en la **Tabla 6**:

Tabla 6: Comparación temperaturas de salida caso diseño con simulación

Temperatura °C			
Corriente	Ingeniería Básica	Simulación	Error Relativo
C3 (tope)	51	50,84	0,3%
C4 (fondo)	106	106,10	0

Debido a que el error relativo entre los valores respecto al balance de materia y energía se encuentra dentro del criterio de simulación, se valida la simulación para la separadora E-955

Si bien, de los datos presentados anteriormente, se puede decir que la validación de la simulación de la torre es correcta, el objetivo de esta investigación es determinar la capacidad de enfriamiento de tope de esta torre **Qc** (ver **Figura 10**). Para ello se debe caracterizar y validar de igual manera los aerofriadores de tope de esta torre, el esquema de simulación que representa lo anterior mencionado se puede ver en la **Figura 11**:

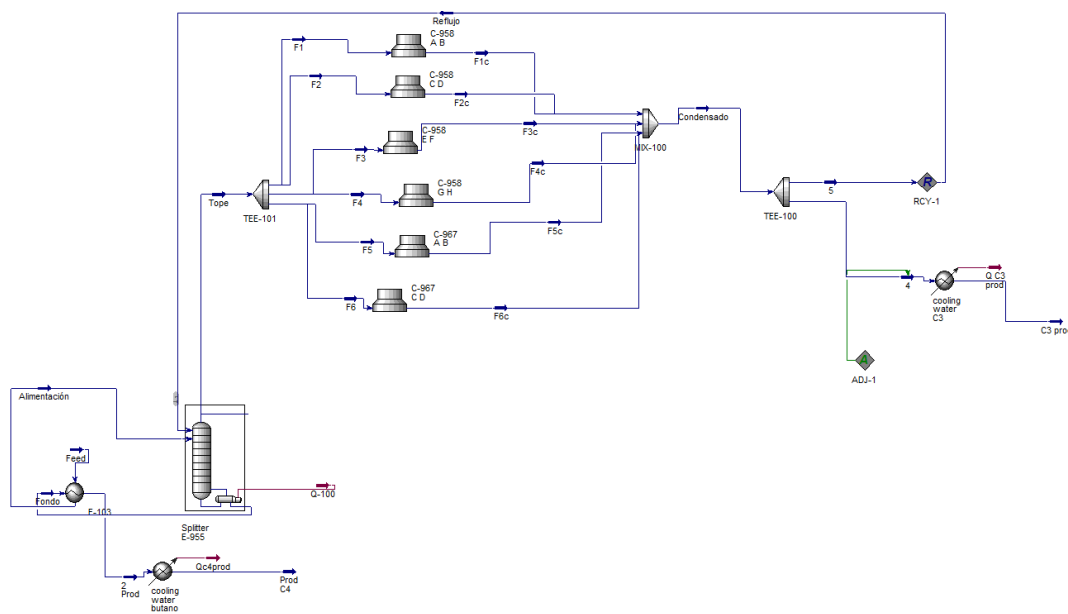


Figura 11: Simulación bahía de aerofriadores separadora E-955

De la figura anterior, cabe destacar que por cada línea de proceso se tienen 2 aerofriadores, lo que da un total de 12 aerofriadores para la bahía actual instalada. Por otro lado, 8 de los 12 Aerofriadores son iguales C-958 (A, B, C, D, E, F, G y H) y los 4 últimos fueron comprados el 11 de diciembre del año 2013 y fueron agregados a la bahía debido a que la capacidad de enfriamiento que tenían hasta ese momento, no estaba cumpliendo con los requerimientos energéticos necesarios para condensar todo el producto de tope.

La validación de los aerofriadores C-958 y C-967, se realizará en función al Área de Tubos y superficie por Aleta pertenecientes de cada bahía. Se utiliza la variable Área, puesto que la cantidad de calor que puede transferir un aerofriador depende de esta variable, por lo tanto, la importancia de que el área quede bien representada, es permitir que el sistema no se encuentre sobredimensionado o subdimensionado en ninguna bahía de Aerofriadores.

Los resultados obtenidos a partir de la simulación, se muestran en la **Tabla 7**:

Tabla 7: Resultado Simulación aerofriadores en HYSYS

Bahía Aerofriadores		Ingeniería Básica	Simulación	Error Relativo
C-958 (A,B,C,D,E,F,G,H)	Área Tubos [ft ²]	4905	4900	0%
	Área superficie con Aletas [ft ²]	103800	105181	1%
C-967 (A,B,C,D)	Área Tubos [ft ²]	2452	2450	0%
	Área superficie con Aletas [ft ²]	51920	52595	1%

En función a los resultados obtenidos, se valida la simulación del sistema presentado para la separadora E-955 de la unidad de tratamiento de LPG 3.

Separadora E-1301

Para la separadora E-1301 de la unidad DIPE, se tiene el esquema de simulación representado en la **Figura 12**:

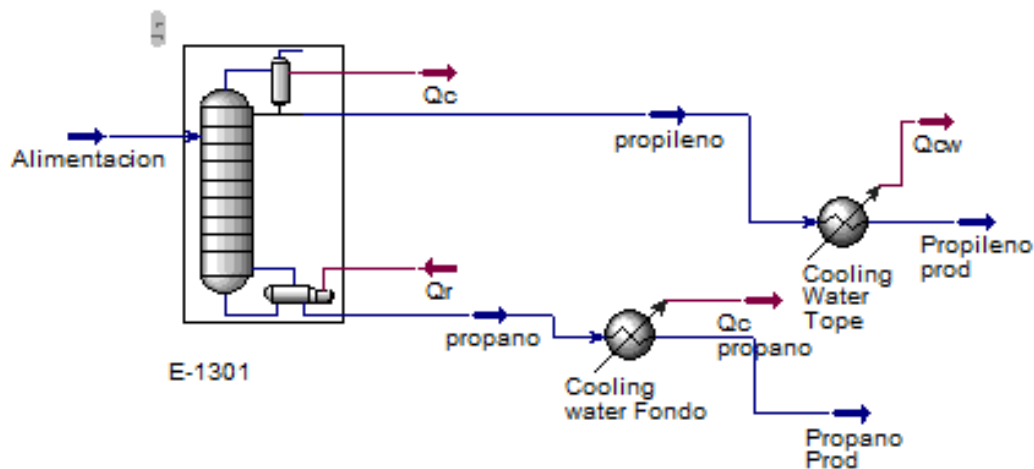


Figura 12: Simulación separadora E-1301 unidad DIPE

Análogo al caso anterior, se puede observar los valores del balance de materia de la ingeniería básica en la **Tabla 8** y en la **Tabla 9**, los datos obtenidos de la simulación para el proceso de separación propano/propileno de la separadora E-1301:

Tabla 8: Ingeniería Básica separadora E-1301 unidad DIPE

Ingeniería Básica						
Corriente	Alimentación [kg mol/h]	% mol	propano producto [kg mol/h]	% mol	propileno producto [kg mol/h]	% mol
C2	1,67	0,67%	0	0	1,67	0,95%
C3-	152,53	61,10%	3,9	5,28%	148,63	84,54%
C3	92,94	37,23%	67,42	91,36%	25,52	14,51%
IC4-	0,3	0,12%	0,30	0,41%	0	0%
N1C4-	0,38	0,15%	0,38	0,51%	0	0%
IC4	1,8	0,72%	1,80	2,44%	0	0%
NC4	0	0,00%	0	0,00%	0	0%
Total Flujo molar [kg mol/h]	249,62	100%	73,8	100%	175,82	100%

Tabla 9: Valores obtenidos en simulación de separadora E-1301 en HYSYS

Simulación						
Corriente	Alimentación [kg mol/h]	% mol	propano producto [kg mol/h]	% mol	propileno producto [kg mol/h]	% mol
C2	1,67	0,67%	0,00	0%	1,67	0,95%
C3-	152,53	61,10%	0,40	0,54%	152,13	86,53%
C3	92,94	37,23%	70,84	96,09%	22,10	12,57%
IC4-	0,30	0,12%	0,30	0,41%	0,00	0%
N1C4-	0,38	0,15%	0,38	0,52%	0,00	0%
IC4	1,80	0,72%	1,80	2,44%	0,00	0%
NC4	0,00	0,00%	0,00	0%	0,00	0%
Total flujo molar [kg mol/h]	249,62	1	73,72	1,00	175,90	1

Como se puede observar a partir de ambas tablas el error relativo entre los valores del balance de materia entregados por la ingeniería básica de la unidad y los valores obtenidos de la simulación se encuentran dentro del criterio de validación, por lo tanto, queda obtener los valores para las temperaturas de tope y fondo para corroborar y validar la simulación. Cabe destacar que la simulación mediante HYSYS, entrega como resultado un producto con un mayor grado de separación que los valores entregados por ingeniería básica de la unidad, los cuales se recomiendan discutir en trabajos futuros.

Los valores obtenidos para las temperaturas de salidas del proceso se muestran en la **Tabla 10**:

Tabla 10: Comparación de temperatura de caso diseño y simulación

	Temperatura [°C]		
	Ingeniería Básica	Simulación	Error Relativo
Propileno (Tope)	47	48,28	2,7%
Propano (fondo)	57	57,70	1,2%

Con los resultados obtenidos tanto para el balance de materia y energía, se puede decir que la simulación del proceso para splitter E-1301 es válida, ya que el error relativo entre la ingeniería básica de la unidad y los valores de la simulación se encuentra dentro del criterio de validación. Sin embargo, al igual que en el caso anterior, el objetivo de esta investigación es analizar la capacidad de enfriamiento de tope **Q_c** (ver **Figura 12**) de la separadora propano/propileno, por lo tanto, se deben caracterizar las bahías de aerofriadores de esta unidad, utilizando la variable área de tubos y superficie con aletas, al igual como se hizo con la separadora C3/C4.

En función a lo anterior el esquema de la unidad separadora propano/propileno se muestra en la **Figura 13**:

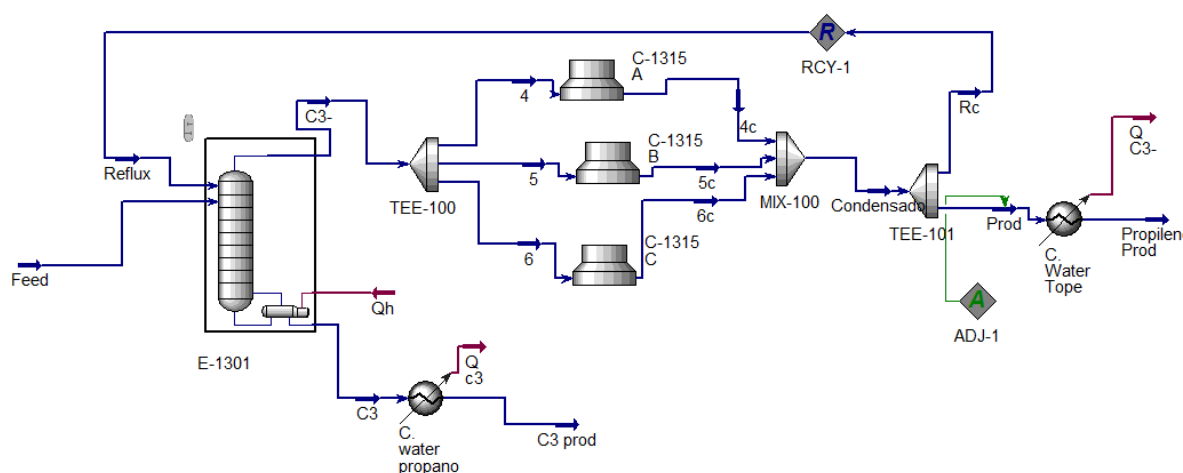


Figura 13: Simulación bahía de aerofriadores separadora E-1301

Los resultados obtenidos se muestran en la siguiente **Tabla 11**:

Tabla 11: Resultado simulación aerofriadores de la unidad DIPE

Bahía aerofriadores		Ingeniería Básica	Simulación	Error Relativo
C-1315 (A,B,C)	Área Tubos [m ²]	1412	1373	3%
	Área superficie con Aletas [m ²]	27282	26744	2%

En función a los resultados obtenidos, se valida la simulación del sistema presentado para la separadora de la unidad DIPE, dado a que el error relativo se encuentra dentro de los criterios de validación de la simulación.

1.10 SIMULACIÓN PROCESO ACTUAL

Separadora E-955

Para la separadora C3/C4 de la unidad LPG 3 se tiene el esquema de simulación presentado en la **Figura 14**.

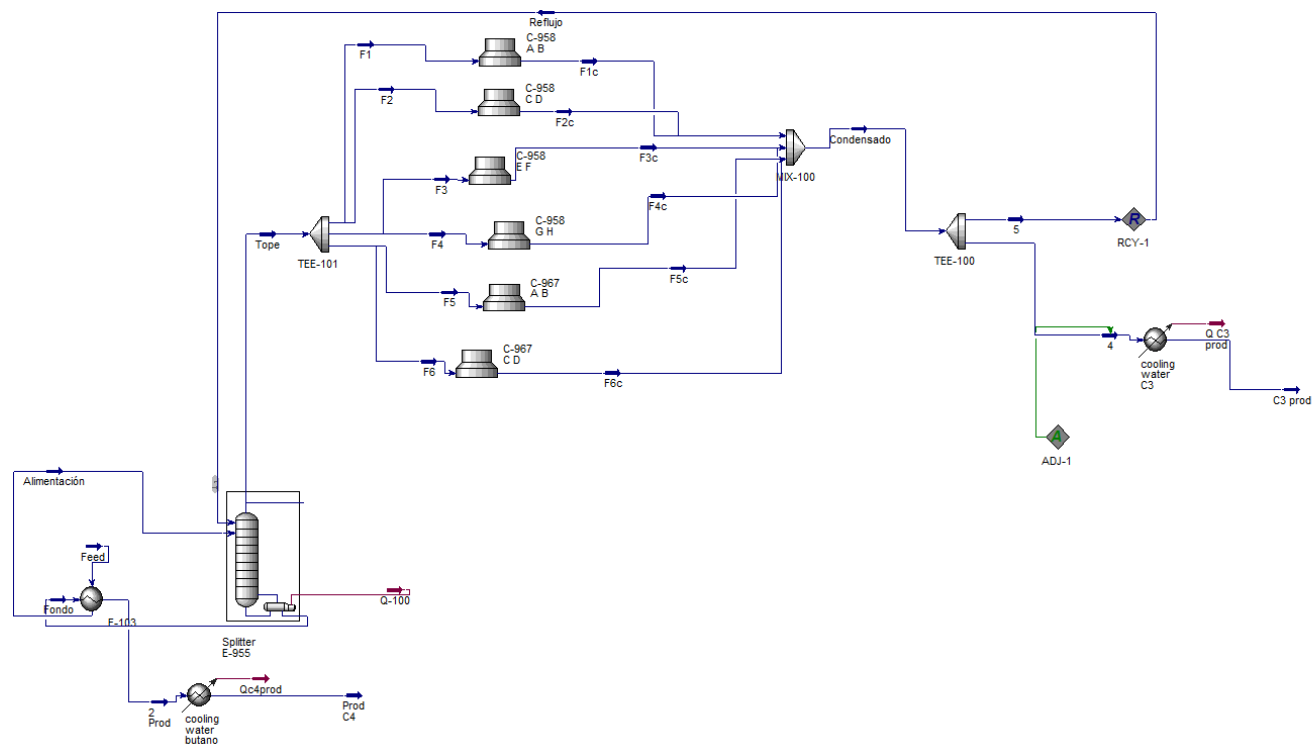


Figura 14: Simulación proceso actual separadora E-955

La alimentación a esta unidad está compuesta por 2 corrientes principales de LPG tratados, una que proviene de la unidad cracking que se trata en un principio en absorbedor de amina E-950 y se une con LPG tratado de Coker en el F-973.

Para saber la carga y la cantidad de livianos que trae cada corriente se utiliza la información otorgada por la unidad Laboratorio de ERA y se hace un barrido estadístico de las cantidades y composiciones provenientes de cada unidad de los últimos 2 años de operación a un 95% de confianza.

Estas composiciones y carga a la unidad se presentan en la **Tabla 12 y 13**:

Tabla 12: Datos reales de planta separadora E-955

Flujo	media	desviación
LPG FCC [stm ³ /d]	1068	±85,59
LPG Coker [stm ³ /d]	198	±3,46
Total Alimentación [stm ³ /d]	1266	
Total Alimentación [stm ³ /h]	52,75	
Total Alimentación Diseño [stm ³ /h]	66,24	

Tabla 13: Composiciones Promedios análisis de laboratorio de ERA a alimentación separadora E-955

		LPG Coker		LPG FCC	
		Media	desviación	Media	desviación
Etanos	% v/v	0,075	±0,029	0,01	±0,004
Propano	% v/v	40,96	±0,7	15,03	±0,4
Propileno	% v/v	15,85	±0,74	32,4	±0,66
i-Butano	% v/v	6,23	±0,31	17,1	±0,24
n-Butano	% v/v	18,25	±0,59	7,32	±0,27
Butenos	% v/v	18,6	±0,47	27,61	±0,66
i-Pentano	% v/v	0,015	±0,01	0,5	±0,01
n-Pentano	% v/v	0,02	±0,01	0,031	±0,01
Total		100,00 %		100,00 %	

En la **Figura15** se presenta a modo esquemático la alimentación a la separadora E-955

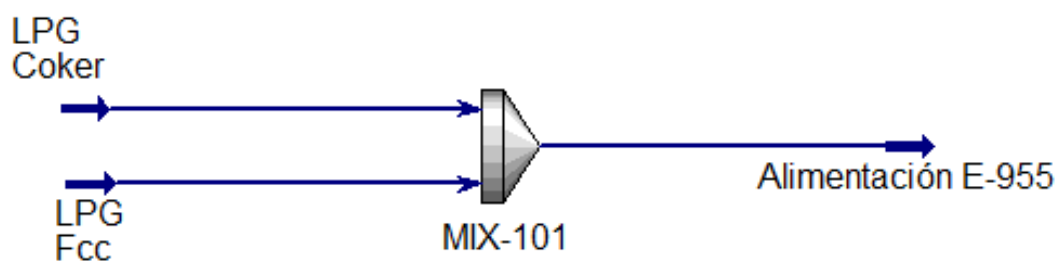


Figura 15: Esquemático alimentación separadora E-955

Para las condiciones de entrada y salida del proceso actual en la planta, se realizó el mismo análisis estadístico anterior. Los resultados se muestran en la **Tabla 14** a un 95 % de confianza:

Tabla 14: Promedio datos reales proceso actual

Corriente	Flujo [m ³ /h]	Desviación [m ³ /h]	Temperatura [°C]	Desviación [°C]	Presión [kg/cm ²]	Desviación [kg/cm ²]
Alimentación	52,5		77	±0,8	24	±0,3
Fondo	31,6	±1,52	103	±1,32		
Tope	70,48	±5,46	50,1	±1,08	19	±0,02
condensado	70,48	±5,46	44,9	±1,93		
Reciclo	50,61	±3,84	44,9	±1,96		
C3 condensado	19,87	±1,67	44,9	±1,96		

Los datos simulados mediante HYSYS y su desviación respectiva del proceso se muestran en la **Tabla 15**:

Tabla 15: Comparación resultado de simulación para el proceso actual

	Proceso	Simulado	Error Relativo	Proceso	Simulado	Error relativo
Corriente	Flujo [m ³ /h]	Flujo [m ³ /h]	%	T [°C]	T [°C]	
Alimentación	52,5	52,5	0%	77	77	0%
Fondo	32,64	32,65	0,03%	103	104,48	1%
Tope	70,48	70,45	0,04%	50,10	49,46	1%
condensado	70,48	70,45	0,04%	44,90	28,92	36%
Reciclo	50,61	50,6	0,02%	44,90	28,92	36%
C3 condensado	19,86	19,85	0,05%	44,90	28,92	36%

Como se puede apreciar a partir de la **tabla 15**, la principal diferencia del proceso simulado se debe a la temperatura de salida una vez que el fluido pasa a través de los aerofriadores. Esta diferencia se explica debido a que el simulador considera a los aerofriadores como equipos nuevos, por lo tanto, para simular de manera más riguroso el proceso se debe tener en consideración la mantención y las condiciones actuales de los equipos, ya que, con el transcurso de los años, estos van perdiendo parte de las aletas, por ende, su área efectiva de transferencia de calor disminuye y su coeficiente de ensuciamiento aumenta. Por consiguiente, para simular el proceso actual se irá quitando aletas a los aerofriadores y se aumentará el factor de ensuciamiento con el fin de alcanzar las condiciones operativas actuales.

Para descartar posibles problemas operacionales, se realiza un barrido de las temperaturas de entrada y salida de los aerofriadores en planta usando un pirómetro óptico marca Fluke 568 Ex, ya que ERA no cuenta con medidores de temperatura a la salida de cada bahía, sino que sólo a la salida del circuito. Por ello, el objetivo es verificar que la temperatura a la salida de la corriente "condensada" sea similar a la temperatura de salida de cada aerofriador.

Un esquema simplificado de las mediciones que se están evaluando se presenta en la **Figura 16**:

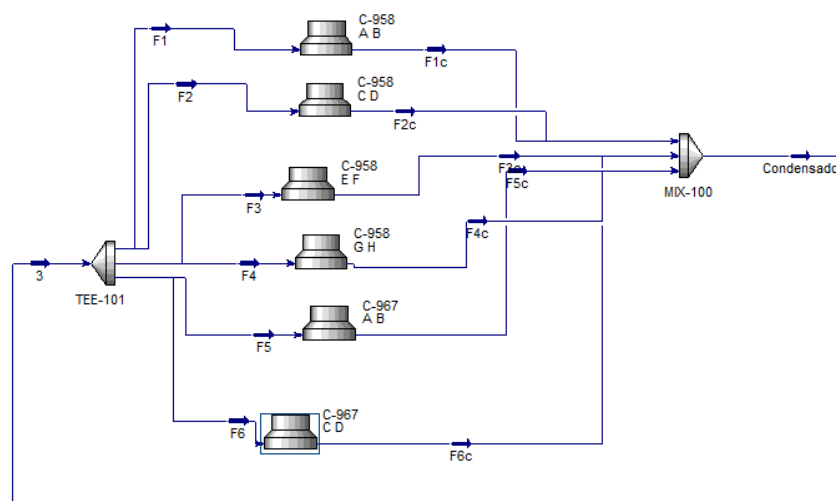


Figura 16: Esquemático simplificado tope separadora E-955

La **Tabla 16** muestra las condiciones operacionales para el día 10 de julio de 2017, día que se realizó el barrido de temperatura en planta a una condición ambiental de 19°C:

Tabla 16: Datos reales de planta del día 10/07/2017 16-17 hr

Corriente	Flujo [m³/h]	Temperatura [°C]	Presión [kg/cm² (g)]
Alimentación	52,5	77,0	
Tope	60,4	50,6	19,01
Condensado	60,4	35,0	

Los resultados obtenidos en planta para cada bahía se muestran en la **Tabla 17**:

Tabla 17: Mediciones obtenidas en planta mediante pirómetro óptico separadora E-955

Aeroenfriador	Temperatura [°C]	
Tipo	Entrada	Salida
C-958 A	50,8	42,2
C-958 B	48,9	42,2
C-958 C	50,7	24,3
C-958 D	51,5	23,5
C-958 E	51,8	24,2
C-958 F	52,2	24,1
C-958 G	50,3	43,6
C-958 H	52,2	44,5
C-967 A	52,3	23,4
C-967 B	51,5	23,1
C-967 C	51,6	22,6
C-967 D	51,8	22,8
T° Salida Proceso	35°C	

De los resultados obtenidos en planta se puede apreciar que la bahía C-958 A, B y C-958 G, H presentan una diferencia notable en su temperatura de salida. La simulación que muestra HYSYS para las condiciones operacionales del día 10 de agosto se presenta en la **Tabla 18**:

Tabla 18: Resultado simulación proceso del día 10/07/2017 16-17 hr

Aeroenfriador	Planta	Simulado	Error Relativo	Planta	Simulación	Error Relativo
Tipo	Entrada [°C]	Entrada [°C]	%	Salida [°C]	Salida [°C]	%
C-958 A	50,8	49,5	3%	42,2	20,5	51%
C-958 B	48,9	49,5	1%	42,2	20,5	51%
C-958 C	50,7	49,5	2%	23,8	20,5	14%
C-958 D	51,5	49,5	4%	23,5	20,5	13%
C-958 E	51,8	49,5	4%	24,2	20,5	15%
C-958 F	52,2	49,5	5%	24,1	20,5	15%
C-958 G	50,3	49,5	2%	43,6	20,5	53%
C-958 H	52,2	49,5	5%	44,5	20,5	54%
C-967 A	52,3	49,5	5%	23,4	20,5	12%
C-967 B	51,5	49,5	4%	23,1	20,5	11%
C-967 C	51,6	49,5	4%	22,6	20,5	9%
C-967 D	51,8	49,5	4%	22,8	20,5	10%

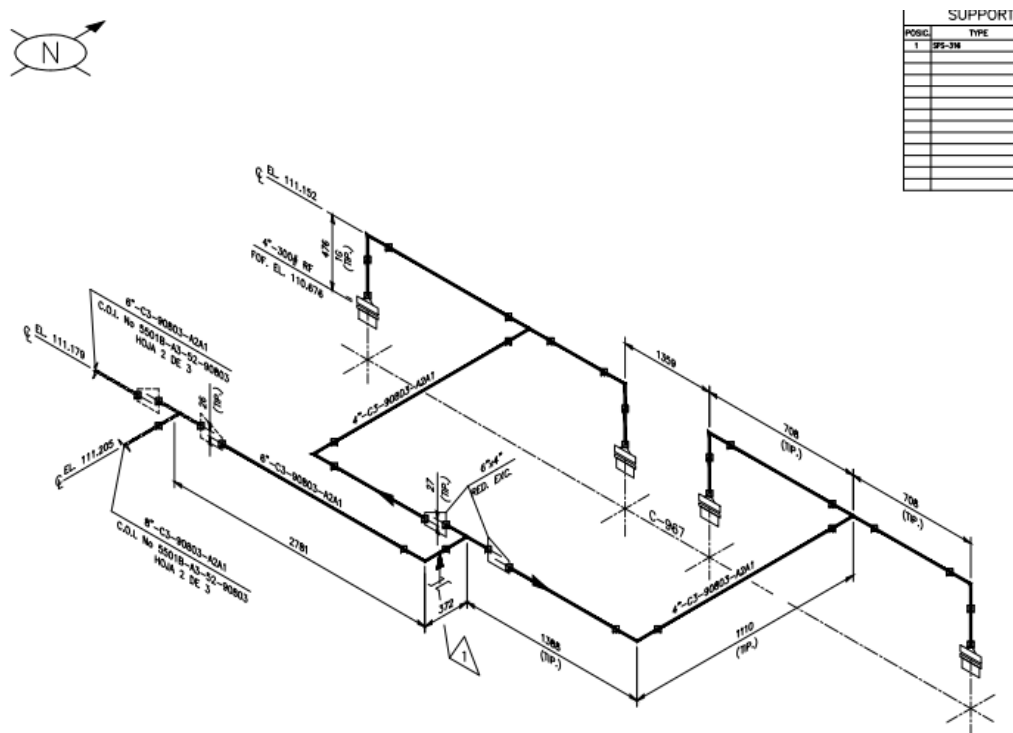
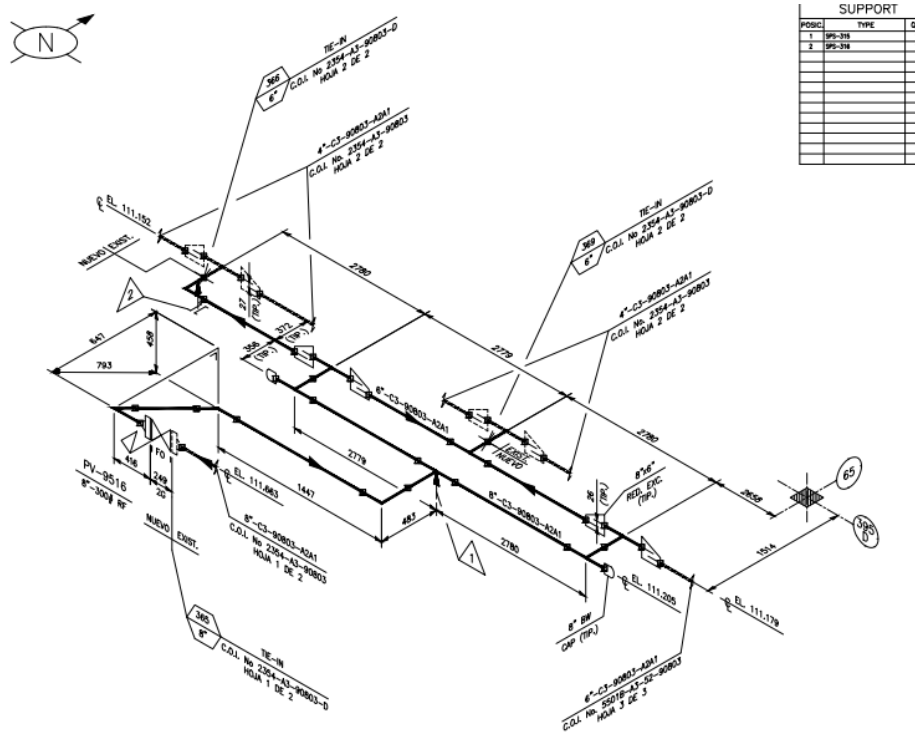
Como se puede observar a partir de la **Tabla 18**, el proceso posee algunas desviaciones considerables dentro de las bahías de aerofriadores, esto se debe a que el simulador considera como nuevos los equipos instalados, por lo tanto, se irá variando, el factor de ensuciamiento junto con el área efectiva de transferencia, castigando de mayor manera a las zonas de mayor diferencia entre el valor simulado por HYSYS y el dato real medido en planta, hasta alcanzar un error relativo cercano al 5%.

La **Tabla 19** muestra los valores obtenidos en la simulación para la bahía de los aerofriadores:

Tabla 19: Datos simulados corregidos separadora E-955

Aerofriador	Planta	Simulado	Error relativo	Planta	Simulación	Error Relativo
Tipo	Entrada [°C]	Entrada [°C]	%	Salida [°C]	Salida [°C]	%
C-958 A	50,8	49,5	3%	42,2	42,49	1%
C-958 B	50,1	49,5	1%	42,2	42,49	1%
C-958 C	50,7	49,5	2%	23,8	23,29	2%
C-958 D	51,5	49,5	4%	23,5	24,26	3%
C-958 E	51,8	49,5	4%	24,2	24,26	0%
C-958 F	52,2	49,5	5%	24,1	23,29	3%
C-958 G	50,3	49,5	2%	43,6	44,5	2%
C-958 H	52,2	49,5	5%	44,5	44,5	0%
C-967 A	52,3	49,5	5%	23,4	23,29	0%
C-967 B	51,5	49,5	4%	23,1	23,29	1%
C-967 C	51,6	49,5	4%	22,6	22,79	1%
C-967 D	51,8	49,5	4%	22,8	22,79	0%

A partir de la **Tabla 17** se puede observar que 4 de los 12 equipos tienen una temperatura de salida muy superior al resto, pero similar entre ellos, lo que descarta que el problema en esas líneas se deba solo a un desgaste y ensuciamiento mayor. El resultado de la simulación del proceso con las temperaturas simuladas de la **Tabla 19**, proyectan un valor para la corriente de salida de 30°C, menor a los 35°C medidos en planta. La condición anterior (30°C) se daría solo si el flujo que entra a la zona de enfriamiento se dividiese en partes iguales en cada línea, la que es la condición base de la simulación hasta ahora, no obstante, la temperatura de salida actual es de 35°C, lo que indica que las líneas que están con mayor temperatura tienen una mayor carga relativa. El diseño mecánico de distribución de carga del tope de la separadora hacia los aerofriadores se presenta en la **Figura 17** y **Figura 18**



Si bien, el diseño mecánico de distribución de carga no es del todo simétrico y los tramos en los cambios direccionales de cada codo son muy pequeños, esto no explicaría por si solo el problema actual en la bahía de aeroenfriadores, debido a que el problema de distribución no se da en los extremos.

Realizando un balance energético y mediante la simulación, fue posible estimar la distribución de carga por cada línea de proceso. Como resultado se obtuvo que las líneas con mayor temperatura poseen cada una un 20% de la carga total, dejando a los 4 restantes con un 15% cada una aproximadamente, obteniendo como resultado un % de error en la temperatura de salida menor al 5% cuando la temperatura ambiental es de 27°C (condición de diseño). La **Tabla 20** muestra el error relativo al considerar el problema de distribución de carga en la simulación de la unidad.

Tabla 20: Diferencia entre simulación y datos medidos en planta a una temperatura ambiental de 27°C

Temperatura salida Proceso Planta[°C]	Simulación Temperatura de Salida Proceso [°C]	Error Relativo
44,9±1,3	42,4	5%

Como solución al problema actual se recomienda instalar válvulas de restricción de flujo en cada línea de proceso, con el fin de balancear los caudales, restringiendo el paso de flujo en las líneas con mayor temperatura, hasta alcanzar un perfil de temperatura similar a la salida de cada aeroenfriador. Otra alternativa al problema presentado, sería la instalación de placas orificios en las líneas con mayor carga relativa, esto hace necesario cuantificar con equipos alta capacidad de resolución, la distribución de carga actual en cada línea del proceso.

Separadora E-1301

En la **Figura 19** se muestra el esquemático para la simulación del proceso actual de la separadora E-1301:

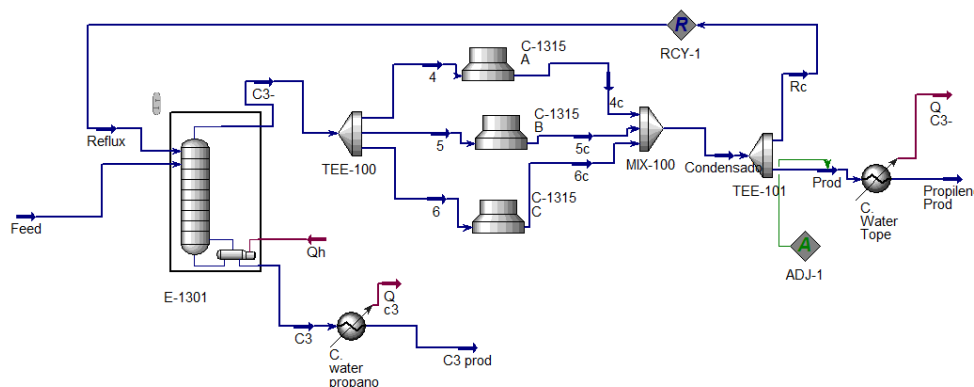


Figura 19: Simulación proceso actual separadora E-1301

En la actualidad la alimentación a esta unidad se trata de la salida del producto de tope de la torre E-955, las condiciones del proceso se detallan en la **Tabla 21**:

tabla 21 : Datos reales de planta separadora E-1301

Corriente	Flujo [m3/h]	Desviación [m3/h]	Temperatura °C	Desviación °C	Presión kg/cm ²	desviación kg/cm ²
Alimentación	19,87	±1,67	44,9	1,96	19	0,02
Fondo	3,14	±0,18	58,1	1,12		
Tope	173,48	±1,66	44,5	0,28	17,33	0,10
condensado	173,48	±1,66	43,6	0,34		
Reciclo	156,78	±0,95	43,6	0,34		
Propileno Producto	16,72	±0,22	43,6	0,34		

Análogo al caso anterior se realizaron mediciones en planta en la unidad de tope de la separadora para descartar una posible mala distribución de cargas. La **Tabla 22**, muestra los resultados obtenidos en planta a una temperatura ambiental de 27°C y a una presión de tope de 18 [kg/cm²] :

Tabla 22: Mediciones obtenidas en planta con pirómetro óptico en separadora E-1301

Aeroenfriador	Temperatura °C	
Tipo	Entrada	Salida
C-1315 A-1	46,0	42,1
C-1315 A-2	45,7	42,7
C-1315 B-1	46,0	44,2
C-1315 B-2	45,6	44,1
C-1315 C-1	46,1	43,1
C-1315 C-2	46,2	42,2
C-1315 D-1	46,5	43,2
C-1315 D-2	46,3	43,6
C-1315 E-1	45,6	44,1
C-1315 E-2	45,5	44,5
C-1315 F-1	45,8	43,8
C-1315 F-3	46,1	43,8
T° Salida	43,7°C	
Proceso		

En función a los resultados obtenidos en planta se puede determinar que los aeroenfriadores C-1315 no poseen problemas aparentes de distribución de carga. La **tabla 23**, muestra los resultado de la simulación de HYSYS para la separadora E-1301:

Tabla 23: Datos simulados separadora E-1301 con HYSYS

Aeroenfriador		Temperatura °C				
Tipo	Entrada	Simulado	Error %	Salida	Simulado	Error %
C-1315 A-1	46,0	46	0%	42,1	32,45	23%
C-1315 A-2	45,7	46	1%	42,7	32,45	24%
C-1315 B-1	46,0	46	0%	44,2	32,45	27%
C-1315 B-2	45,6	46	1%	44,1	32,45	27%
C-1315 C-1	46,1	46	0%	43,1	32,45	25%
C-1315 C-2	46,2	46	0%	42,2	32,45	23%
C-1315 D-1	46,5	46	1%	43,2	32,45	25%
C-1315 D-2	46,3	46	1%	43,6	32,45	26%
C-1315 E-1	45,6	46	1%	44,1	32,45	26%
C-1315 E-2	45,5	46	1%	44,5	32,45	27%
C-1315 F-1	45,8	46	0%	43,8	32,45	26%
C-1315 F-2	46,1	46	0%	43,8	32,45	26%

Análogo al caso anterior se irá ensuciando y quitando área efectiva en la bahía de aerofriadores hasta lograr un error relativo que se encuentre dentro de los criterios de validación de la simulación entre la temperatura de salida del proceso en planta y el valor de temperatura obtenido desde la simulación.

Los resultados se muestran en la **Tabla 24**, cuando se quitó un 11% del área efectiva actual y se usa un factor de ensuciamiento de $R_d=0,00095 \text{ [m}^2 \text{ K/W]}$:

Tabla 24: Datos simulados corregidos Splitter E-1301

Aerofriador		Temperatura °C				
Tipo	Entrada	Simulado	Desviación	Salida	Simulado	Desviación
C-1315 A-1	46	46	0%	42,1	43,3	3%
C-1315 A-2	45,7	46	1%	42,7	43,3	1%
C-1315 B-1	46	46	0%	44,2	43,3	2%
C-1315 B-2	45,6	46	1%	44,1	43,3	1%
C-1315 C-1	46,1	46	0%	43,1	43,5	1%
C-1315 C-2	46,2	46	0%	42,2	43,5	3%
C-1315 D-1	46,5	46	1%	43,2	43,5	1%
C-1315 D-2	46,3	46	1%	43,6	43,5	0%
C-1315 E-1	45,6	46	1%	44,1	43,5	1%
C-1315 E-2	45,5	46	1%	44,5	43,5	2%
C-1315 F-1	45,8	46	0%	43,8	43,5	1%
C-1315 F-2	46,1	46	0%	43,8	43,5	1%

Para la condición del proceso actual descrita en la **Tabla 24** se tiene una temperatura de salida del condensado simulado de 43,44 [°C] , la comparación con respecto a la temperatura de salida del proceso real de la planta se presenta en la **Tabla 25**:

Tabla 25: Comparación temperatura salida proceso a temperatura ambiental 27°C

Temperatura salida Proceso real Planta [°C]	Simulación Temperatura salida Proceso [°C]	Error Relativo %
43,8±0,3	43,44	0,9%

1.11 SIMULACIÓN A UN AUMENTO DE FLUJO DE CARGA MÁXIMA DE FCC

Separadora E-955

La carga máxima de la unidad de cracking está estimada en 5000 [m³/d] , esto implica que a la unidad de tratamiento de LPG 3 ,como alimentación a la torre E-955 llega una carga estimada de 1750 [m³/d] según estudios propios de la unidad.

Por lo tanto, la carga de alimentación total a la unidad se muestra en la **Tabla 26** un esquemático de la alimentación se muestra en la **Figura 20**:

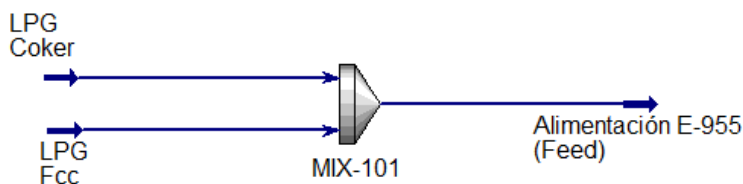


Figura 20: Alimentación separadora E-955

Tabla 26: Carga de alimentación separadora E-955

Flujo	media	Desviación
LPG FCC [sm ³ /d]	1750	
LPG Coker [sm ³ /d]	198	±3,46
Total Alimentación [sm ³ /d]	1948	
Total Alimentación [m ³ /h]	81,16	
Total Alimentación Diseño [m ³ /h]	66,24	

Para la simulación del proceso se utilizarán las composiciones promedios de entrada obtenidas a partir de los análisis de laboratorio de ERA y las condiciones de diseño del proceso descrito en la **Tabla 27**, además se considerará el problema de distribución de carga actual del proceso.

Tabla 27: Condiciones de Diseño separadora E-955	
Condiciones de diseño	
Presión tope	19,2 [kg/cm ²]
Razón de reflujo	2,55 [-]

En función a lo anterior la simulación de la temperatura a la salida de los aerofriadores para la situación presentada se muestra en la **Figura 21**:

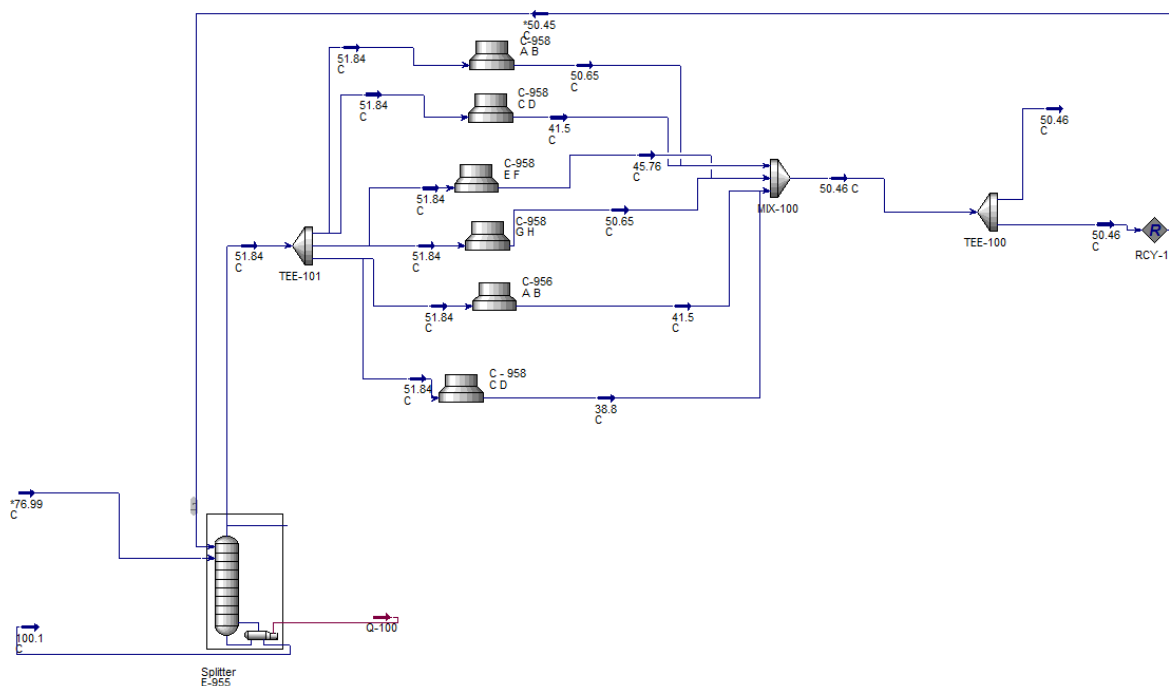


Figura 21: Simulación separadora E-955 Carga máxima FCC

Las condiciones de tope del proceso se muestran en la **Tabla 28**:

Tabla 28: Resultados obtenidos simulación separadora E-955

Corriente	Flujo [m ³ /h]	Temperatura °C	Temperatura °C Diseño
Alimentación	81,16	76,99	75
Fondo	53,61	100,7	106
Tope	97,8	51,84	51
condensado	97,8	50,46	47
Reciclo	70,26	50,46	47
C3 condensado	27,54	50,46	47

Para las condiciones obtenidas del proceso anterior se obtiene que el condensado posee una fracción de vapor >0, cercana a un 6,8% por lo que el número de aerofriadores actuales no son capaces de satisfacer los requerimientos energéticos que necesita la corriente para que condense todo el producto para una condición de diseño de 27°C como temperatura ambiental.

Separadora E-1301

Del caso anterior evaluado se puede obtener la alimentación correspondiente a la separadora E-1301 que equivale a la salida del producto condensado de la torre E-955. La alimentación del proceso se describe en la **Tabla 29**:

Tabla 29: Carga y composición de entrada separadora E-1301

Alimentación	[m ³ /h]
Flujo	27,54
Composición	
Etano	0,04%
Propileno	63,2%
Propano	33,1%
i-Buteno	1,6%
i-Butano	2,0%
n-Butano	0,03%

Análogo al caso anteriormente presentado, se tomarán las condiciones de tope del proceso por diseño para la realización de la simulación, por lo tanto, se considera lo descrito en la **Tabla 30**:

Tabla 30: Condiciones de diseño separadora E-1301

Condiciones de diseño	
Presión tope	19 [kg/cm ²]
Razón de reflujo	11,17 [-]

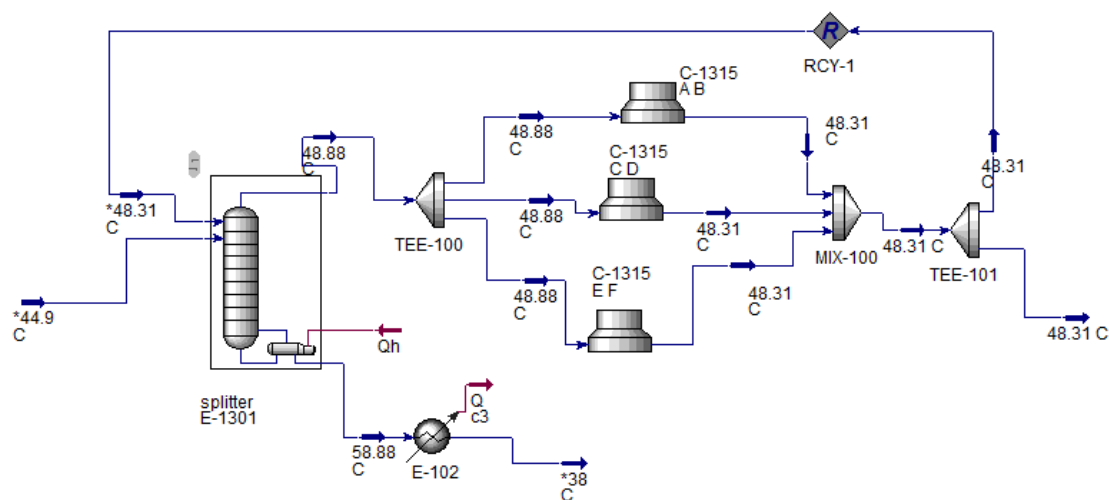


Figura 22: Simulación separadora E-1301 a carga máxima de FCC

Las condiciones de tope del proceso se muestran en la **Tabla 31**:

Tabla 31: Resultado simulación carga máxima de Coker en separadora E-1301

Corriente	Flujo [m³/h]	Temperatura °C
Alimentación	27,54	44,90
Fondo	6,34	58,88
Tope	258	48,88
condensado	258	48,31
Reciclo	236,8	48,31
C3 condensado	21,2	48,31

Para las condiciones obtenidas del proceso anterior, la simulación muestra que el condensado posee una fracción de vapor >0 , cercana a un 11% por lo que la cantidad de aerofriadores actuales no son capaces de satisfacer los requerimientos energéticos que necesita la corriente para que condense todo el producto a la temperatura de diseño de 27°C ambientales.

Los resultados obtenidos de la simulación para ambas torres, muestra que cuando se aumente la carga de alimentación a la separadora E-955, se necesitará hacer inversión en nuevas unidades de enfriamiento o bien evaluar alternativas de mejoras a la capacidad de enfriamiento actual, de tal modo de asegurar la condensación de todo el producto de tope.

1.12 SIMULACIÓN CARGA MÁXIMA LPG DE COKER

CASO REVAMP

Separadora E-955

Para este caso de estudio se considerará el proceso actual de carga de cracking y el cambio se realiza en la alimentación de carga de la unidad de Coker, para la cual se utiliza la carga máxima de LPG que puede enviar a la unidad de tratamiento de LPG 3 basado en el estudio realizado por Amec Foster Wheeler entregado en junio del 2016 que considera una carga máxima de la unidad de 319 [m³/d] (Amec Foster Wheeler, 2016). La alimentación a la unidad se presenta en la **Tabla 32** y un esquemático del proceso en la **Figura 23**:

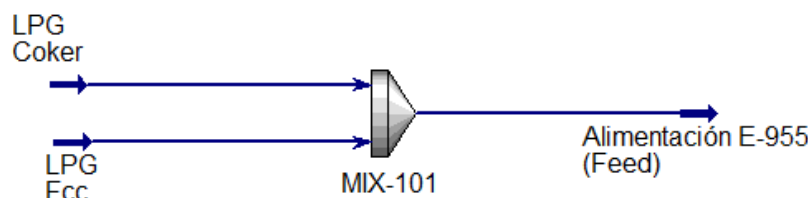


Figura 23: Esquemático Alimentación separadora E-955 caso carga máxima LPG Coker caso revamp.

Tabla 32: Carga de alimentación separadora E-955

Flujo	media	Error
LPG FCC [m ³ /d]	1068	85,59
LPG Coker [m ³ /d]	319	
Total Alimentación [m ³ /d]	1387	
Total Alimentación [m ³ /h]	57,8	
Total Alimentación Diseño [m ³ /h]	66,24	

Análogo al caso anteriormente presentado, en la simulación del proceso de la separadora E-955, se utilizarán las composiciones promedio de entrada obtenidas a partir de los análisis de laboratorio de ERA y las condiciones del proceso descrito en la **Tabla 27** del proceso dado el diseño, además se considerará el problema de distribución de carga actual del proceso.

En función a lo anterior la simulación de la temperatura a la salida de los aerofriadores para la situación presentada se muestra en la siguiente **Figura 24**:

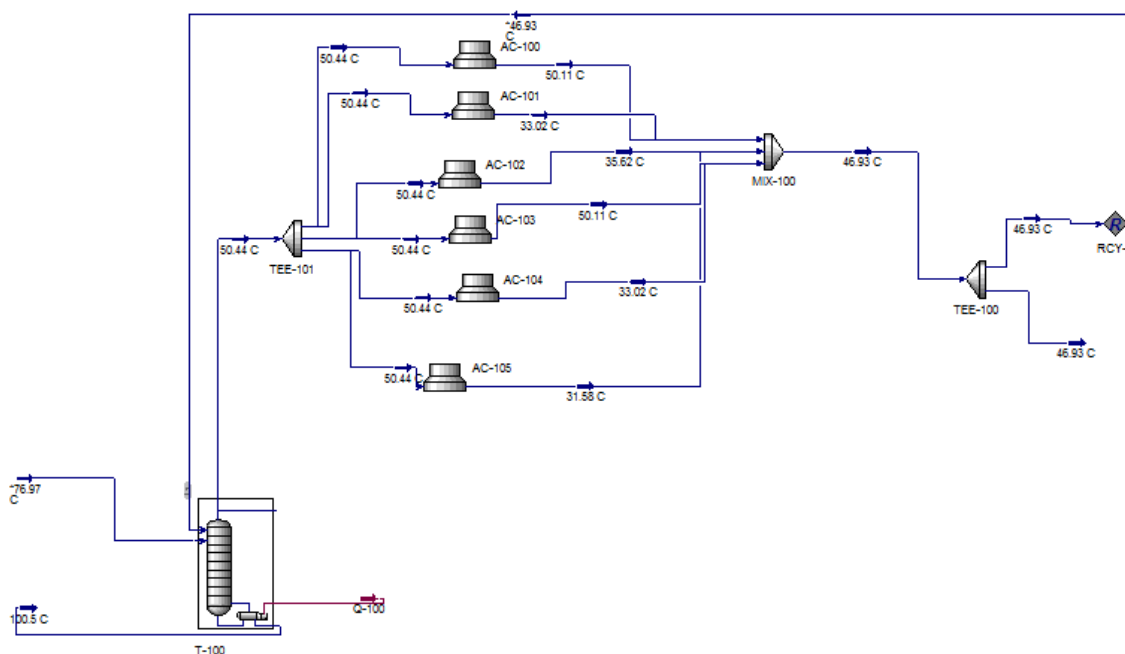


Figura 24: Resultado simulación separadora E-955 carga máxima LPG de Coker

Los resultados de las condiciones de tope del proceso se muestran en la **Tabla 33**:

Tabla 33: Resultado simulación separadora E-955

Corriente	Flujo [m ³ /h]	Temperatura °C
Alimentación	57,8	76,99
Fondo	35,3	100,5
Tope	79,9	50,44
condensado	79,9	46,93
Reciclo	57,40	46,93
C3 condensado	22,50	46,93

Para las condiciones obtenidas del proceso anterior, el resultado de simulación muestra que para la condición de diseño temperatura ambiental 27°C, la bahía de aerofriadores serían capaces de condensar todo el producto de tope.

Separadora E-1301

Análogo al caso anterior evaluado, se puede obtener la alimentación correspondiente a la separadora E-1301 que equivale a la salida del producto condensado de la torre E-955. La alimentación del proceso se describe en la **Tabla 34**:

Tabla 34: Carga y composición separadora E-1301

Alimentación [m³/h]	
Flujo	22,5
Composición	
Etano	0,06%
Propileno	59,92%
Propano	40,0%
i-Buteno	0,01%
i-Butano	0,01%

Análogo al caso anterior se tomarán las condiciones de tope del proceso por diseño para la realización de la simulación, por lo tanto, se considera lo descrito en la **Tabla 35**:

Tabla 35: Condición de diseño separadora E-1301

Condiciones de diseño	
Presión tope	19 [kg/cm²]
Razón de reflujo	11,17 [-]

Los resultados obtenidos para esta unidad se muestran en la **Figura 25**:

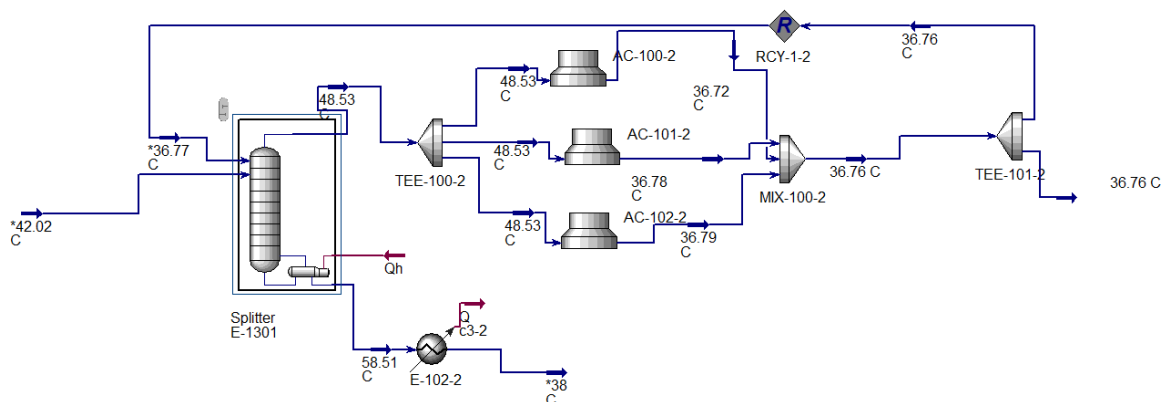


Figura 25: Simulación separadora E-1301 carga máxima de Coker

Las condiciones de tope del proceso se muestran en la **Tabla 36**:

Tabla 36: Resultado simulación carga máxima de Coker

Corriente	Flujo [m ³ /h]	Temperatura °C
Alimentación	22,5	42,02
Fondo	8,03	58,51
Tope	174,3	48,53
condensado	174,3	36,76
Reciclo	158,44	36,76
C3 condensado	14,47	36,76

La simulación muestra que la bahía de aerofriadores son capaces de entregar la energía necesaria para lograr la condensación total del producto.

1.13 SIMULACIÓN CARGA MÁXIMA DE FCC Y COKER (REVAMP)

Separadora E-955

En este caso se considera los casos de alimentación de LPG máximo de Cracking catalítico más el caso de Revamp de Coker. La alimentación a la unidad se presenta en la **Tabla 37** y un esquemático de la alimentación del proceso en la **Figura 26**:

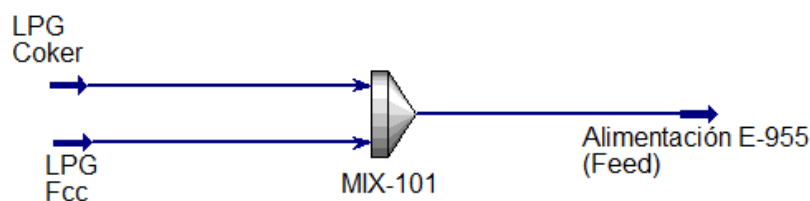


Figura 26: Alimentación separadora E-955 caso carga máxima FCC y Coker de revamp

Tabla 37: Carga de alimentación separadora E-955

Flujo	
LPG FCC [m ³ /d]	1750
LPG Coker [m ³ /d]	319
Total Alimentación [m ³ /d]	2069
Total Alimentación [m ³ /h]	86,2
Total Alimentación Diseño [m ³ /h]	66,24

Análogo al caso anterior presentado, en la simulación del proceso se utilizaron composiciones promedio de entrada, obtenidas a partir de los análisis de laboratorio de ERA y las condiciones de diseño del proceso descrito en la **Tabla 30**, además se considerará el problema de distribución de carga actual del proceso.

En función a lo anterior la simulación de la temperatura a la salida de los aerofriadores para la situación presentada se muestra en la **Figura 27**:

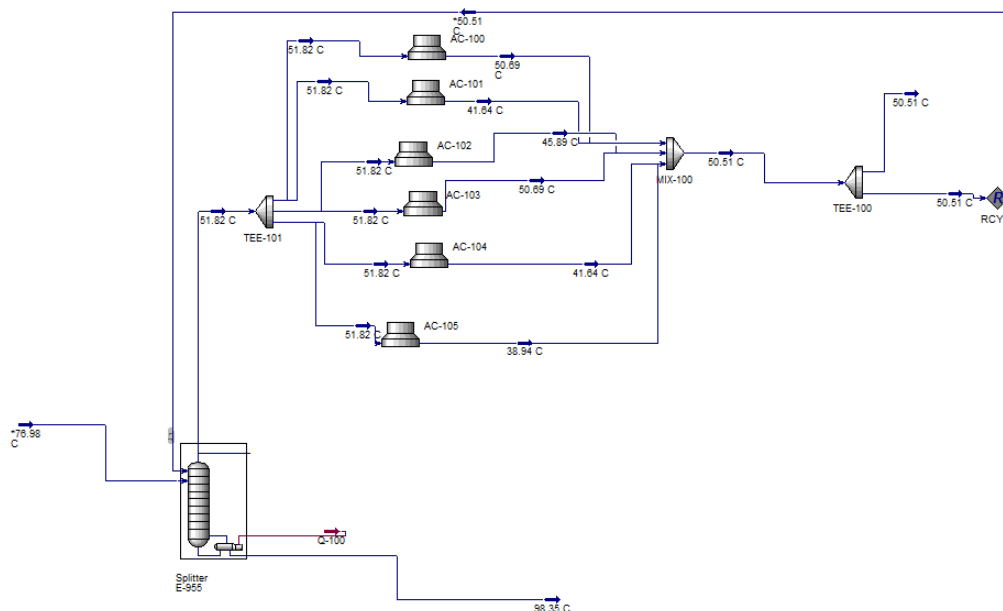


Figura 27: Simulación carga máxima FCC y Revamp de Coker

Los resultados de las condiciones de tope del proceso se muestran en la **Tabla 38**:

Tabla 38: Resultado simulación carga máxima de FCC y Revamp de Coker

Corriente	Flujo [m ³ /h]	Temperatura °C	Temperatura °C Caso Diseño
Alimentación	86,19	76,98	75
Fondo	58,59	98,35	106
Tope	98,29	51,82	51
condensado	98,29	50,51	47
Reciclo	70,61	50,51	47
C3 condensado	27,68	50,51	47

Los resultados de la simulación muestran que el condensado posee una fracción de vapor alrededor de un 6,9%, por ende, el número de aerofriadores actuales no son capaces de satisfacer los requerimientos energéticos que se necesita para que condense todo el producto de tope. En consecuencia, para condensar

la totalidad de la corriente de tope, será necesario invertir en nuevos aerofriadores o bien, buscar alternativas que mejoren el rendimiento de la capacidad de enfriamiento actual

Separadora E-1301

Análogo al caso anterior evaluado, se puede obtener la alimentación correspondiente a la separadora E-1301 que equivale a la salida del producto condensado de la torre E-955. La alimentación del proceso se describe en la **Tabla 39**:

Tabla 39: Carga y composición de alimentación separadora E-1301

Alimentación	[m ³ /h]
Flujo	27,68
Composición	
Etano	0,06%
Propileno	61,90%
Propano	35,64%
i-Buteno	1,03%
i-Butano	1,35%
n-Butano	0,02%

Análogo al caso anterior se tomarán las condiciones de tope del proceso por diseño para la realización de la simulación. Los resultados obtenidos para esta unidad se muestran en la **Figura 28**:

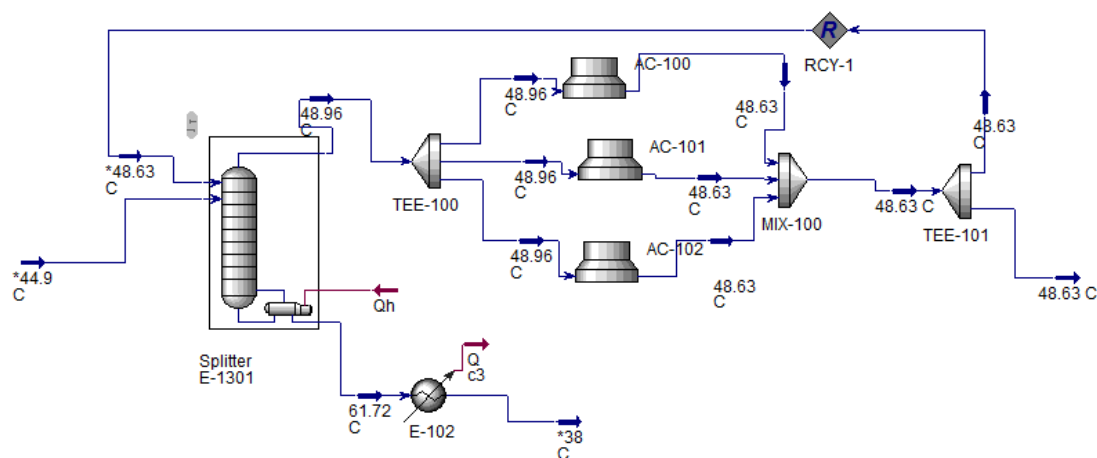


Figura 28 :Simulación carga máxima FCC y Coker de Revamp a separadora E-1301:

Las condiciones de tope del proceso se muestran en la **Tabla 40**:

Tabla 40: Resultado simulación carga máxima FCC y Coker de Revamp

Corriente	Flujo [m ³ /h]	Temperatura °C
Alimentación	27,6	44,90
Fondo	6,5	61,72
Tope	258	48,96
condensado	258	48,63
Reciclo	236,9	48,63
C3 condensado	21,1	48,63

Los resultados de la simulación muestran que el condensado posee una fracción de vapor cercano al 12,5% por lo tanto, el número de aerofriadores actuales instalados no son capaces de satisfacer los requerimientos energéticos que necesita la corriente para que condense todo el producto de tope a la temperatura de diseño de 27°C ambientales.

De acuerdo a los resultados obtenidos para un aumento de carga de FCC y Coker, se proyecta que ambas separadoras necesitarán inversión en nuevas unidades de enfriamientos o bien, buscar alguna alternativa que mejore el rendimiento de los aerofriadores actuales instalados, para condensar toda la corriente de tope. Más adelante en esta investigación, se hará la evaluación de la alternativa más rentable que permita asegurar los requerimientos energéticos de cada unidad.

1.14 AUMENTO DE TEMPERATURA AMBIENTAL EN DISEÑO DE EQUIPOS

A medida que las temperaturas ambientales aumenten, la capacidad instalada de enfriamiento de tope irá naturalmente disminuyendo, debido a que la fuerza impulsora en la transferencia de calor, es la diferencia térmica entre los fluidos en contacto, por ende, si las temperaturas ambientales suben, el gradiente térmico entre el fluido de tope y el aire atmosférico disminuye, lo que trae consigo, una baja en la capacidad de enfriamiento. Por lo tanto, en esta parte del estudio, se determinará para los 4 casos anteriores evaluados, la temperatura ambiente límite de cada unidad, con el fin de determinar, la necesidad de realizar nuevas inversiones de equipo.

La **Tabla 41** muestra los requerimientos energéticos de los escenarios evaluados para el tope de la separadora C3/C4 (E-955), considerando el problema de distribución de carga actual en la bahía:

Tabla 41: Requerimientos energéticos distintos escenarios para separadora E-955

Casos de Evaluación	Carga de alimentación [m ³ /d]	Q instalado diseño [kW]	Q transferido utilizado [KW]	Q requerido [kW]	Cumple
Proceso Actual	1266	3800	3025	2841	Sí
Aumento FCC Max	1948	3800	3690	3950	No
Aumento Coker Revamp	1387	3800	3312	3100	Sí
Aumento FCC y Coker	2069	3800	3690	3972	No

De la tabla anterior se analizan los casos que cumplen con el requerimiento energético. Para el proceso actual y aumento de Coker Revamp el límite energético de los aeroenfriadores instalados se da una temperatura ambiental de 29°C.

La **Tabla 42** muestra los requerimientos energéticos de la unidad de tope de la separadora C3/C4 (E-955), considerando una distribución de flujo homogénea en la bahía de aeroenfriadores:

Tabla 42: Requerimientos energéticos distintos escenarios distribución de flujos homogénea separadora E-955

Casos de Evaluación	Carga de alimentación [m ³ /d]	Q instalado diseño [kW]	Q transferido utilizado [KW]	Q requerido [kW]	Cumple
Proceso Actual	1266	3800	3233	2841	Si
Aumento FCC Max	1948	3800	3790	3950	No
Aumento Coker Revamp	1387	3800	3367	3100	Si
Aumento FCC y Coker	2069	3800	3790	3972	No

Para este caso, cumple con los requerimientos energéticos, tanto el proceso actual como el caso de Revamp de Coker. El proceso actual se ve limitado a los 32°C ambientales y para el caso de Revamp de Coker el proceso se ve limitado a los 29°C ambientales.

Para la separadora E-1301 se tienen los requerimientos descrito en la **Tabla 43:**

Tabla 43: Requerimientos energéticos distintos escenarios separadora E-1301

Casos de Evaluación	Carga de alimentación [m ³ /d]	Q instalado T diseño [kW]	Q transferido utilizado [KW]	Q requerido [kW]	Cumple	Temperatura límite [°C]
Proceso Actual	477	9000	7788	7165	si	31
Aumento FCC Max	661	9000	7788	8507	no	-
Aumento Coker Revamp	540	9000	7788	7242	si	31
Aumento FCC y Coker	664	9000	7788	8708	no	-

Los resultados de la simulación, muestran que las unidades E-955 y E-1301, logran condensar todo el producto de tope a las condiciones operativas actuales, para la condición de diseño (27°C ambientales). Por otro lado, la simulación proyecta que a 29°C ambientales se alcanza el límite de capacidad para la separadora C3/C4 y a 31°C para la separadora propano/propileno. Sin embargo, en caso de aumentar la carga por sobre un 25% de las condiciones operativas actuales, el número de aerofriadores actuales instalado para ambas separadoras no lograrían condensar todo el producto de tope transformándose en cuello de botella del proceso.

1.15 PROPUESTAS DE MEJORA EN CIRCUITO DE TOPE

1.15.1 Control de Temperatura a la salida de la bahía de aerofriadores separadora C3/C4

En la actualidad, la temperatura a la salida de la bahía de aerofriadores no es controlada, lo cual implica que la temperatura de salida del proceso varíe y cambie en función de las condiciones climáticas de la zona o frente a cambios estacionales de la región. Lo descrito anteriormente se puede observar en la **Figura 29**:

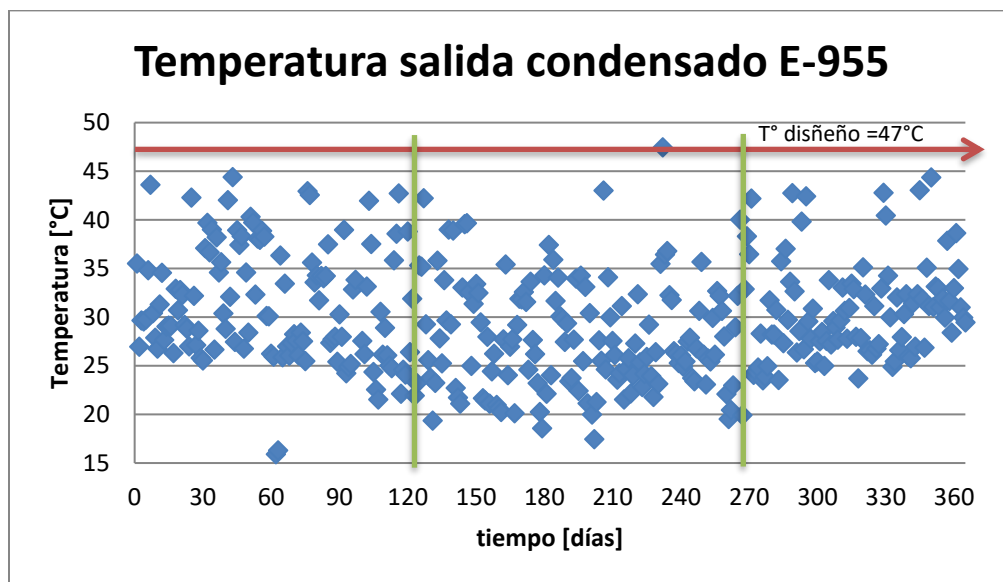


Figura 29: Temperatura histórica de salida condensado separadora c3/c4 en un año

Si consideramos desde mayo (día 120) hasta septiembre (día 270) como los meses más fríos, periodo en que se registran las menores temperaturas ambientales del año por tratarse de las estaciones de otoño e invierno, se puede observar que la temperatura del condensado tiene una tendencia a disminuir durante ese período de tiempo

Esta baja en la temperatura de salida del condensado, conlleva en que el reflujo de tope de la torre funcione de manera distinta durante ese transcurso de tiempo, como se puede apreciar a partir de la **Figura 30**:

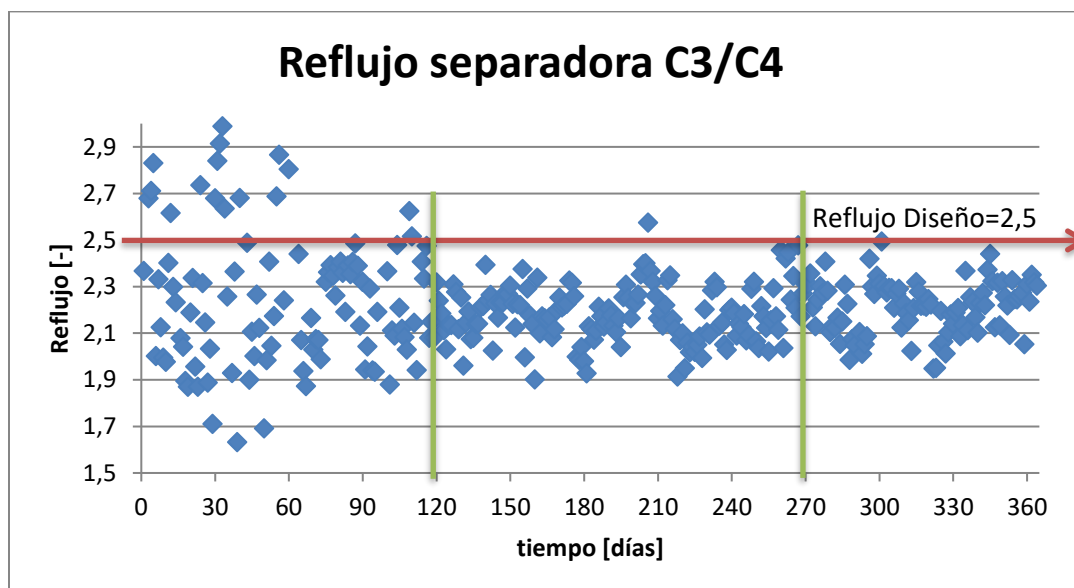


Figura 30: Reflujo de tope separadora C3/C4 en un año

Esta disminución en el reflujo de tope durante los meses más frío, provoca que haya un mayor arrastre de gases pesados por el tope de la separadora que corresponde a los C4 en este caso, la **Figura 31** muestra el análisis de laboratorio realizados por ERA para los n-C4 del producto de la corriente de tope:

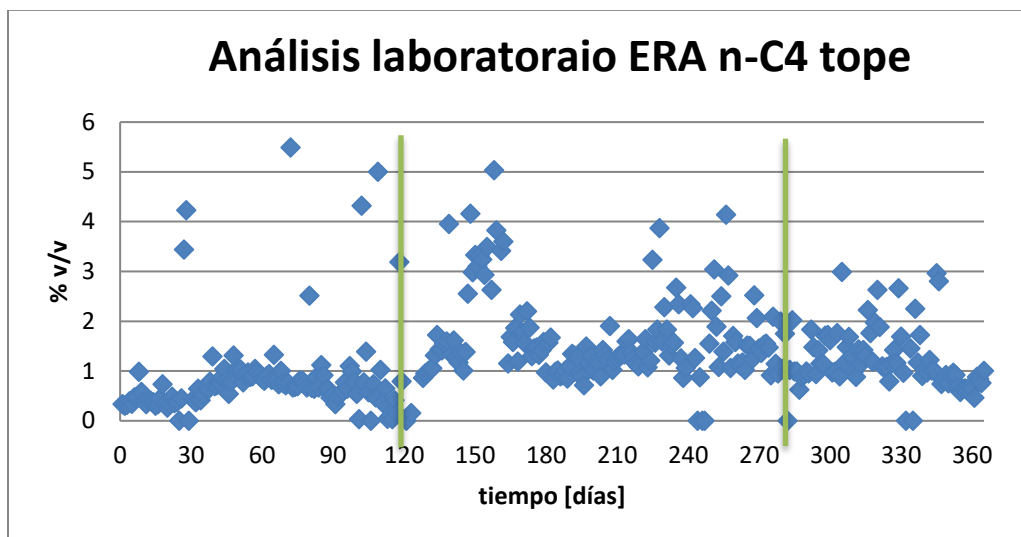


Figura 31 : Análisis de laboratorio ENAP ERA para los n-C4

Los resultados de los análisis estadísticos para el valor de reflujo de verano e invierno se muestran en la **Tabla 44** a un 95% de confianza:

Tabla 44: Análisis estadístico reflujo de torre		
Dato	media	Desviación
Reflujo meses fríos [-]	2,23	$\pm 0,02$
Reflujo meses calurosos [-]	2,32	$\pm 0,12$

Si bien los intervalos de confianza se interceptan entre sí, la oscilación del reflujo de invierno es notoriamente menor. Trabajar en esta condición de operación implica en ocasiones la pérdida de producto valioso por el tope. La **Tabla 45** muestra las composiciones de salida de los productos para los casos evaluados utilizando: Reflujo Invierno, Reflujo Verano

Tabla 45: Comparación composición corriente de tope separadora E-955

	Reflujo Verano	Reflujo Invierno
Etano	0,05%	0,05%
Propileno	61,2%	60,4%
Propano	35,8%	35,3%
i-Buteno	1,3%	1,9%
i-Butano	1,7%	2,3%
n-Butano	0,02%	0,03%

Analizando los resultados obtenidos a partir de la simulación se observa que existe una pérdida de 3,5[m³/día] de Butenos por operar durante el invierno con un reflujo menor al de diseño. Se destaca este producto del análisis ya que es uno de los productos más valiosos de la unidad, ya que luego esos butenos olefínicos son alimentados a la unidad de alquilación para la producción de gasolina 97.

Para solucionar este problema se propone controlar la temperatura a la salida de la bahía de aerofriadores, utilizando un variador de frecuencia sobre el motor de los ventiladores de los aerofriadores. Del punto de vista de la lógica del control, si la temperatura de salida es muy baja, el variador irá modificando las rpm hasta llegar a un mínimo, ahora si hasta ese punto la temperatura de salida sigue siendo baja, el procedimiento siguiente es apagar un aerofriador y seguir controlando con el variador de frecuencia. Por lo tanto, el control a la unidad propuesto se muestra en la siguiente **Figura 32:**

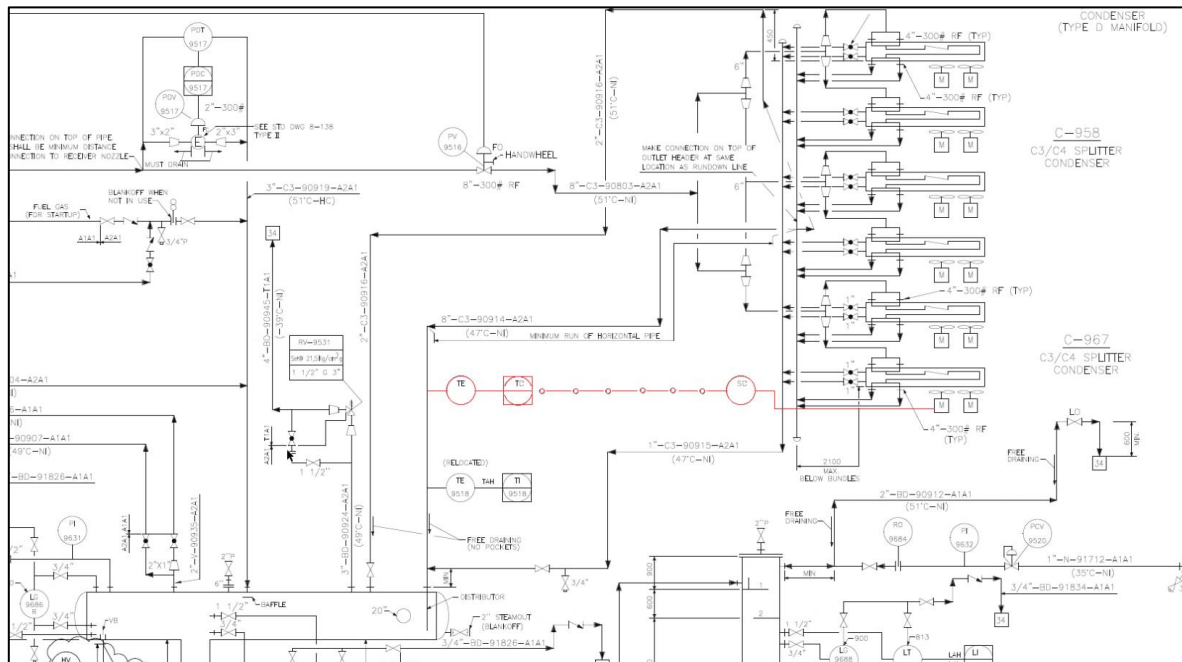


Figura 32 : Modificación de la línea de salida en la bahía de los aerofriador

Además de la propuesta entregada, se simulará la sensibilidad del control del variador de frecuencia durante el período de invierno en la bahía de aerofriadores. Para la simulación se tiene en consideración el límite inferior del intervalo de confianza del 95% del promedio de las temperaturas ambientales durante el invierno.

La **Tabla 46** muestra el resultado del análisis de las temperaturas ambientes durante el invierno:

Tabla 46: Análisis temperatura durante el invierno

Dato	Promedio	Desviación
Temperatura ambiental Invierno [°C]	11,95	$\pm 0,13$

Los casos que se simularán corresponden a las bahías de aerofriadores actuales donde se irá variando las rpm del ventilador para reducir su capacidad de entregar aire, desde 100% de su capacidad hasta llegar a 0 donde en ese momento deberá apagar un ventilador, analizando la sensibilidad de la temperatura de salida del condensado a medida que se vayan apagando los ventiladores. La idea es que la temperatura de salida se mantenga cercana a 45 ± 2 [°C], condición que asegura una razón de reflujo cercana a la de diseño. La **Tabla 47** detalla el funcionamiento del controlador en función de la temperatura en la salida del condensado:

Tabla 47: Sensibilidad del controlador en función de la temperatura en la salida del condensado

Condición	modo		Temperatura salida condensado °C
Todos los ventiladores encendidos	C-958 A,B	on	18,1
	C-958 C,D	variador	18,1
	C-958 E,F	on	18,1
	C-958 G,H	on	18,1
	C-967 A,B	on	18,1
	C-967 C,D	on	18,1
Variando rpm ventilador C-958 C,D Todos los demás on		100%	18,1
		80%	18,2
		60%	18,5
		40%	19,36
		20%	25,96
		0%	38,62
Nueva Condición	C-958 A,B	on	38,62
	C-958 C,D	variador	38,62
	C-958 E,F	off	38,62
	C-958 G,H	on	38,62
	C-967 A,B	on	38,62
	C-967 C,D	on	38,62
Variando C-958 C,D Nueva condición		100%	38,62
		80%	38,74
		60%	39
		40%	39,91
		20%	45,53

Según los resultados obtenidos a partir de la simulación bastaría con apagar 2 ventiladores de una línea del proceso y tener otra línea, con un ventilador al 20% de su capacidad para cumplir con los requerimientos del proceso que aseguren un mejor control del reflujo de tope, cuando las temperaturas son bajas en el período de invierno.

1.15.2 Aumento en la presión de tope en la separadora C3/C4 y propano propileno

Otra alternativa para mejorar la capacidad de enfriamiento de tope, es el aumento de presión de tope, esta condición permite que los gases de tope de las separadoras, ingresen a una mayor temperatura a la bahía de aeroenfriadores mejorando el ΔT de transferencia entre el aire atmosférico y fluido, en consecuencia, mejora la capacidad de enfriamiento en compensación con el aumento de temperatura ambiental (meses más calurosos). Este aumento de presión debe cumplir con la norma ASME VIII apartado ug.27, norma que se enfoca en el estudio, diseño y fabricación de recipientes sometidos a presión. Consecuentemente, una vez definida la presión de tope máxima, se simulará el proceso para ver cuáles son los beneficios de este aumento de presión en la bahía de aeroenfriadores.

Separadora E-955

- Presión máxima de operación

Dado que no se está diseñando la mecánica de construcción de la torre, se evalúa la condición de operación máxima permitida utilizando la siguiente ecuación a partir de la norma ASME VIII ug.27 (James & H.Jawad, 2006):

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

Dónde:

P: Presión máxima permitida

S: Esfuerzo de tensión admisible

R: Radio interno

t: Espesor de pared de la torre

E: Eficiencia de unión

Para el cálculo de la presión máxima de operación se tomará como referencia el valor más pequeño de presión permitida, debido a que la separadora C3/C4 no posee simetría en su construcción ya que posee 2 secciones en su diseño, la primera un radio mayor desde el plato 50 al 25 (fondo de la torre) y uno menor desde el 24 al 1 (tope de la torre). Cabe destacar que como medida de seguridad a la variable t se le resta el espesor de corrosión por diseño que se tiene de la unidad. Los valores utilizados se obtienen a partir del Datasheet de diseño mecánico de la torre (ver **ANEXO A**).

Los resultados obtenidos se presentan en la **Tabla 48**:

Tabla 48: Resultado de obtención presión máxima de operación separadora E-955

Dato	valor	unidad
Espesor de corrosión	0,3	cm
S	138	MPa
E	0,85	-
espesor fondo	2,2	cm
espesor tope	1,9	cm
Radio Fondo	90	cm
Radio Tope	75	cm
Presión Máxima Tope	2,46	MPa
Presión Máxima Tope	25,15	kg/cm²
Presión Máxima Fondo	2,44	MPa
Presión Máxima Fondo	24,90	kg/cm²

Por política de empresa, los equipos con mayor a 20 años, tienen como holgura máxima de operación, trabajar a un 85% de la presión máxima permitida. En consecuencia, para la separadora E-955 la presión máxima permitida de operación es de 21,3 [kg/cm²] en el fondo de la torre, lo que implicaría que como presión de tope de la unidad se obtenga aproximadamente 20,7[kg/cm²] utilizando como criterio la proyección de la caída de presión máxima de diseño por sección de la torre.

Con la presión máxima permitida dada la política de la empresa se simularán los casos presentados anteriormente, para conocer a que temperatura ambiente se alcanza el límite energético de la unidad.

a) Simulación Proceso actual

El resultado de la simulación del proceso actual con aumento de presión de tope se muestra en la **Figura 33**:

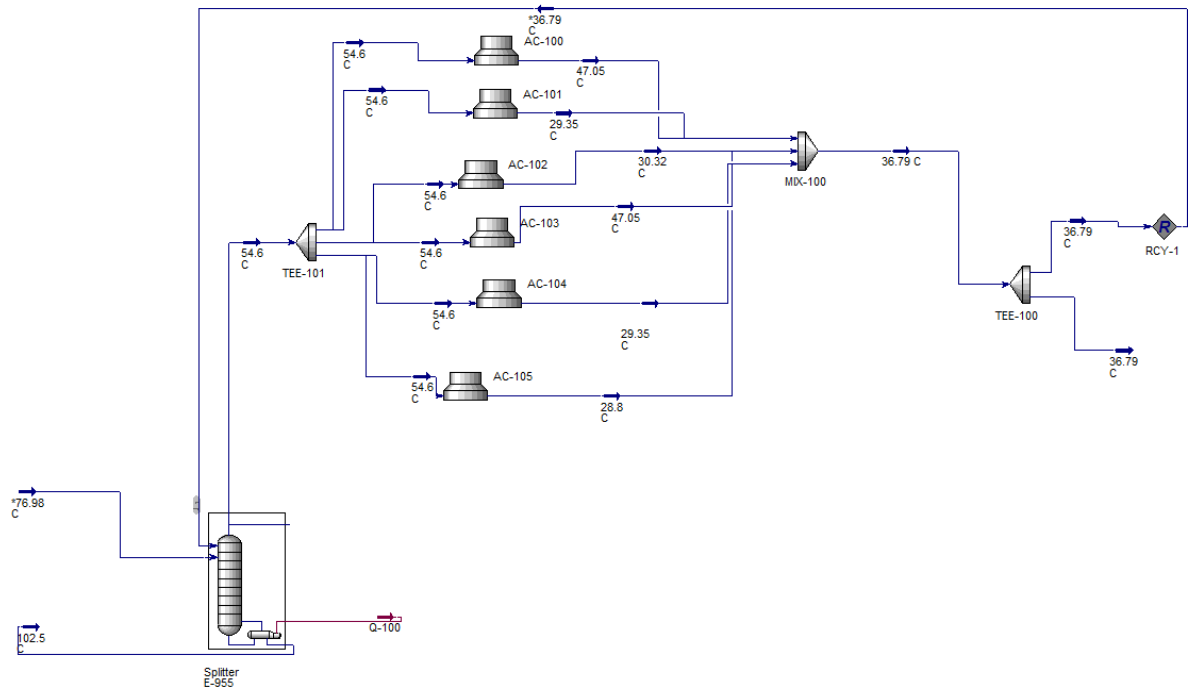


Figura 33: Simulación proceso actual con aumento de presión de tope

Los resultados de la simulación a esta nueva condición de operación, muestra un aumento de temperatura de 4°C para los gases de tope de la unidad. Este aumento de temperatura, permite que el sistema actual tenga como temperatura límite ambiental, valores cercanos a los 36°C.

Las composiciones de salida por este aumento de presión se muestran en la **Tabla 49**:

Tabla 49: Composición de salida producto de tope proceso actual a nueva condición de presión

Composición	% v/v
Etano	0,04%
Propileno	62,21%
Propano	36,32%
i-Buteno	0,62%
i-Butano	0,80%
n-Butano	0,01%

b) Aumento Carga Máxima FCC

Para este caso el resultado la simulación se muestra en la **Figura 34**:

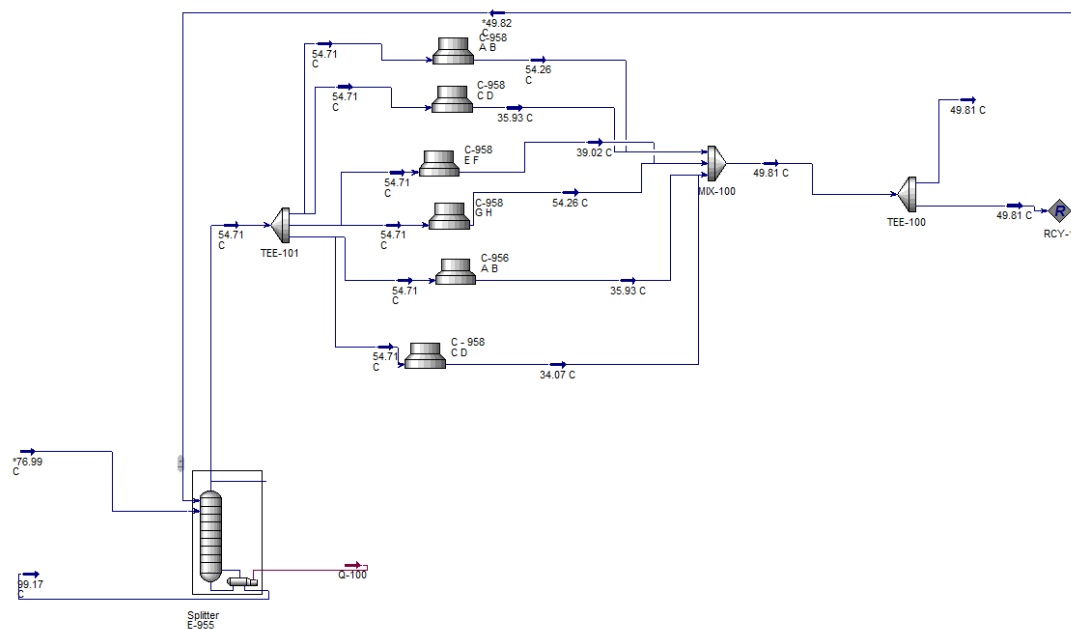


Figura 34 :Simulación aumento de carga máxima FCC con aumento de presión de tope

El resultado de la simulación proyecta que el número de aerofriadores actuales serían capaces de satisfacer los requerimientos energéticos a la condición de diseño (temperatura ambiental 27°C). Cuando se alcanzan temperaturas ambientales superiores a 29 °C, el número de aerofriadores instalados no logran satisfacer los requerimientos energéticos de la unidad.

La composición de salida por este cambio operacional se muestra en la **Tabla 50**:

Tabla 50: Composición de salida producto de tope carga máxima FCC a nueva condición de presión

Composición	% v/v
Etano	0,05%
Propileno	64,78%
Propano	33,67%
i-Buteno	0,65%
i-Butano	0,84%
n-Butano	0,01%

c) Aumento de LPG a carga máxima de Coker (Revamp)

El resultado de este caso se muestra en la **Figura 35**:

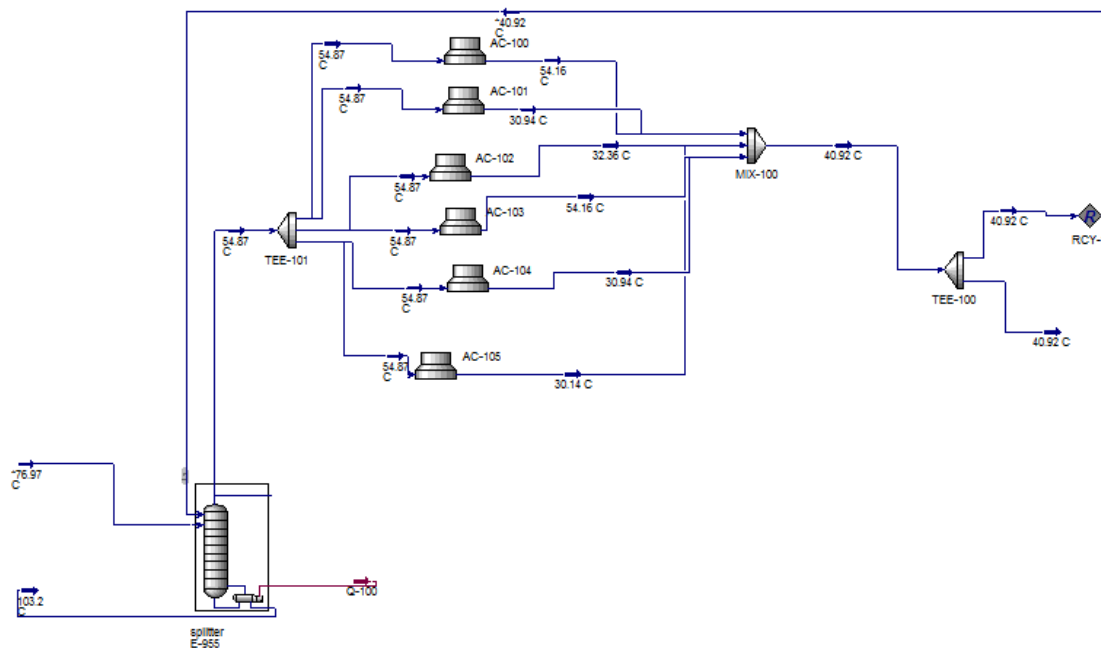


Figura 35: Simulación aumento de carga máxima Coker caso Revamp con aumento de presión de tope

Para este caso, la simulación muestra que la capacidad instalada de aerorefrigeradores estaría en condiciones de satisfacer los requerimientos energéticos hasta una temperatura ambiental de 34°C.

Las composiciones de salida por este cambio operacional se presentan en la **Tabla 51**:

Tabla 51: Composición de salida producto de tope carga máxima Coker a nueva condición de presión

Composición	% v/v
Etano	0,07%
Propileno	60,17%
Propano	39,76%
i-Buteno	0,00%
i-Butano	0,00%
n-Butano	0,00%

d) Carga máxima FCC y Coker (Revamp)

Para este caso el resultado de la simulación se muestra en la **Figura 36**:

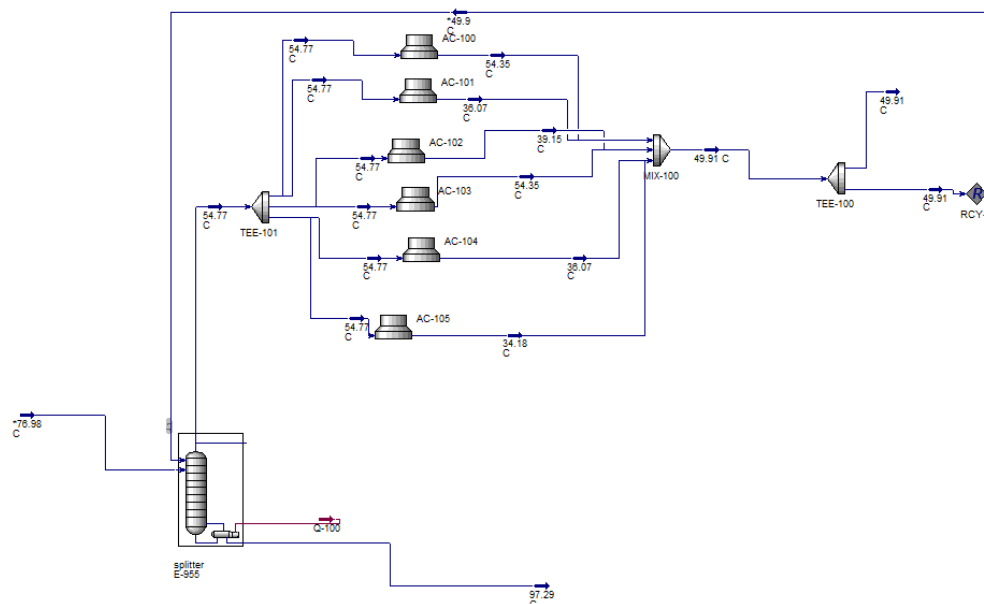


Figura 36: Simulación Carga máxima FCC y Coker con aumento de presión de tope

El resultado de la simulación, muestra que con la capacidad instalada de aerofriadores, estaría en condicione de satisfacer los requerimientos energéticos de la hasta una temperatura ambiental de 29 °C.

La composición de salida por este cambio operacional se muestra en la **Tabla 52**:

Tabla 52: Composición de salida producto de carga máxima FCC y Coker a nueva condición de presión

Composición	% v/v
Etano	0,06%
Propileno	63,43%
Propano	36,27%
i-Buteno	0,11%
i-Butano	0,13%
n-Butano	0,00%

Separadora E-1301

- Presión máxima de operación

Análogo al caso anterior de la separadora E-955, el diseño de esta torre ya está realizado, por lo tanto, se buscará la presión máxima de operación de la torre. La presión máxima de la unidad se calcula con la misma ecuación que la torre precedente (James & H.Jawad, 2006).

A diferencia de la torre anterior, la separadora E-1301 es homogénea en su mecánica de construcción por lo tanto la presión máxima de operación que se obtenga será representativa para todo lo largo de la torre (**ver ANEXO B**). Los resultados obtenidos se presentan en la **Tabla 53**:

Tabla 53: Resultado obtención presión máxima de operación separadora E-1301

Dato	valor	unidad
Espesor de corrosión	0,3	cm
S	118	MPa
E	1	-
espesor columna	3	cm
Radio columna	140	cm
Presión Máxima	2,25	MPa
Presión Máxima	22,93	kg/cm²

Análogo que la separadora E-955, los equipos con mayor a 20 años, tienen como holgura máxima de operación, trabajar a un 85% de la presión máxima permitida, por lo tanto, para este equipo la presión máxima de operación es de 19,6 [kg/cm²] en el fondo de la torre, lo que implicaría que como presión de tope de la unidad, se obtenga aproximadamente 18,9 [kg/cm²], condición similar a la de diseño, por lo que no se reevaluará un aumento de presión para este caso.

Por lo tanto, esta alternativa de aumento de presión, necesitará una inversión en aerofriadores en el tope para la unidad E-1301, cuando se tenga una carga máxima de FCC y de Coker de Revamp, con el fin de satisfacer los requerimientos energéticos de las unidades.

1.15.3 Inversión en nuevos equipos de tope

En esta alternativa se propone aumentar la capacidad de enfriamiento de tope instalada, mediante la incorporación de intercambiadores de calor de aire en la bahía actual. Este aumento de capacidad, debe permitir satisfacer los requerimientos energéticos de tope cuando a la unidad de tratamiento de LPG 3, llegue una carga mayor proveniente de la unidad Cracking Catalítico y Coker. Para dar respuesta a lo anterior se simulará el proceso con la inclusión de nuevos equipos en el tope de la separadora, para cuantificar los beneficios que se pueden obtener.

El caso que se evaluará corresponde al caso de aumento de carga máxima de Cracking catalítico y Coker a la separadora E-955, debido a que es el caso crítico, en consecuencia, esto conllevará que la unidad E-1301 también llegue su carga máxima estimada.

Separadora E-955

- a) Inversión de equipos para el caso Carga Máxima de FCC y Coker.

Para la simulación se tienen en consideración los siguientes puntos:

- Inclusión de 2 intercambiadores de calor enfriados por aire, utilizando como referencia el Datasheet de los equipos del C-967, equipos adquiridos recientemente (**Ver ANEXO C**).
- No contempla problema de distribución de carga en los aerofriadores, flujos repartidos equitativamente.
- Presión de tope señalada en la ingeniería básica de diseño 19,2 [kg/cm²].
- Consideración de suciedad y desprendimiento de aletas de los aerofriadores actuales instalados.

Los resultados de la propuesta anterior se muestran en la **Figura 37**:

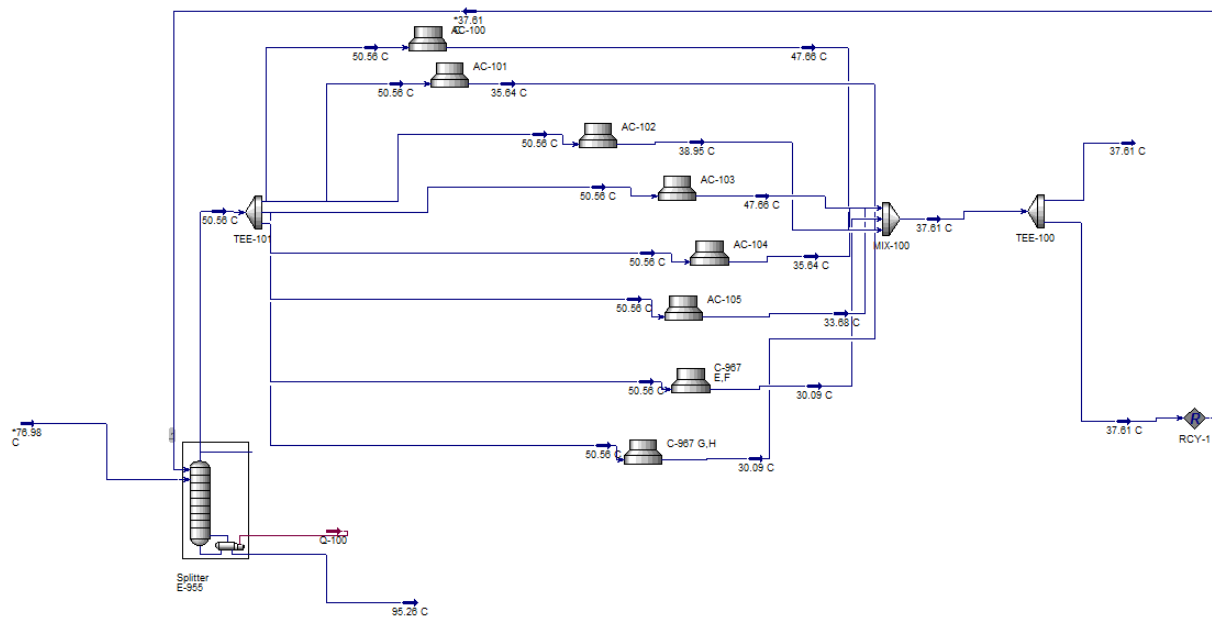


Figura 37: Simulación carga máxima de FCC y Coker caso Revamp con incorporación 2 bahías de aerofriadores en splitter E-955

- Los dos aerofriadores agregados C-967 E-F y C967 G-H permiten que el proceso cumpla con los requerimientos energéticos y logre condensar todo el producto de tope, a la condición de diseño, considerando una temperatura ambiental de 27°C .
- El proceso alcanzará el límite de capacidad enfriamiento a temperaturas ambientales superiores 33°C

- b) Inversión de equipos para el caso Carga Máxima de FCC y Coker más aumento de presión de tope.

En este caso se considera las mismas condiciones que en el caso a) para la simulación, exceptuando la presión de tope de diseño, ya que se utilizará la presión máxima de tope permitida encontrada en la propuesta de aumento de presión que equivale a 21[kg/cm²]

En función a lo anterior, los resultados se muestran en la **Figura 38**:

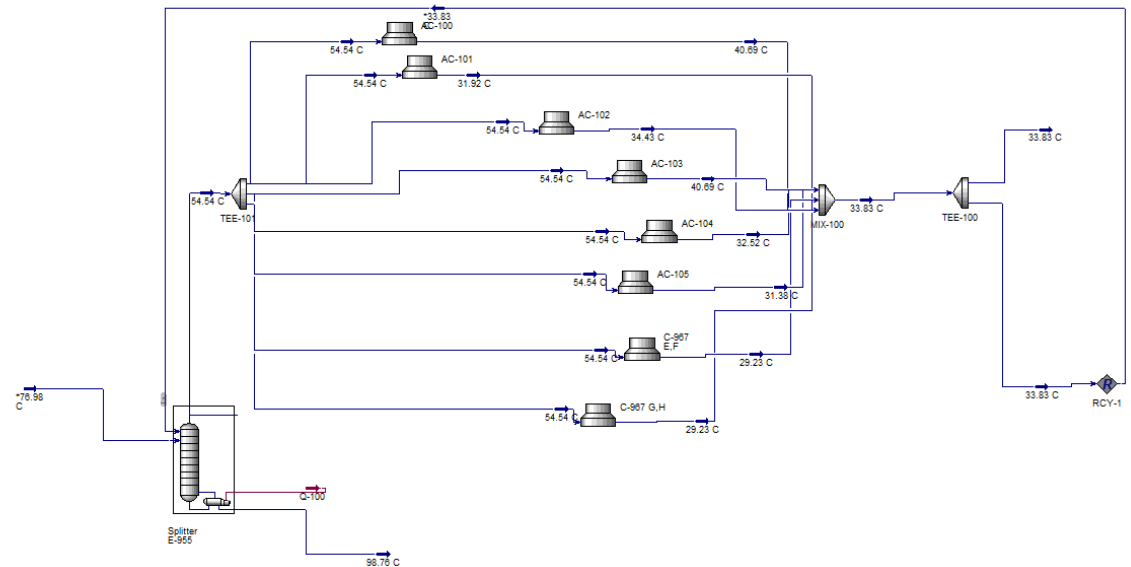


Figura 38: Simulación carga máxima de FCC y Coker caso Revamp con incorporación 2 bahías de aerofriadores más aumento de presión de tope en splitter E-955

- Los dos aerofriadores agregados C-967 E-F y C967 G-H más el aumento de presión de tope permiten que el proceso cumpla con los requerimientos energéticos y logre condensar todo el producto de tope a la condición de diseño, considerando una temperatura ambiental de 27°C.
- El proceso tendrá como límite energético para las unidades instaladas 38°C ambientales, temperatura que supera el límite histórico alcanzado para la ciudad de Con-Con que fue 37°C en el verano del año 2017.

Separadora E-1301

Como se pudo observar desde la **tabla 43**, la bahía de aerofriadores del splitter E-1301 no es capaz de condensar el producto de tope a la condición de diseño, por lo que se hace necesaria al igual que el splitter E-955 una inversión en equipos. Cabe destacar que esta torre no permite un aumento de presión debido a políticas internas de la empresa, en consecuencia, para esta separadora será necesario invertir en nuevas unidades de enfriamiento.

Para la simulación del proceso se tienen en consideración los siguientes puntos:

- Inclusión de 1 intercambiador de calor enfriado por aire, utilizando como referencia el Datasheet de los equipos del C-1315, equipos adquiridos recientemente (**Ver ANEXO D**).
- No contempla problema de distribución de carga en los aerofriadores, flujos repartidos equitativamente.
- Presión de tope señalada en la ingeniería básica de diseño 19 [kg/cm²].
- Consideración de suciedad y desprendimiento de aletas de los aerofriadores actuales instalados.

En función a lo anterior, los resultados se muestran en la **Figura 39**:

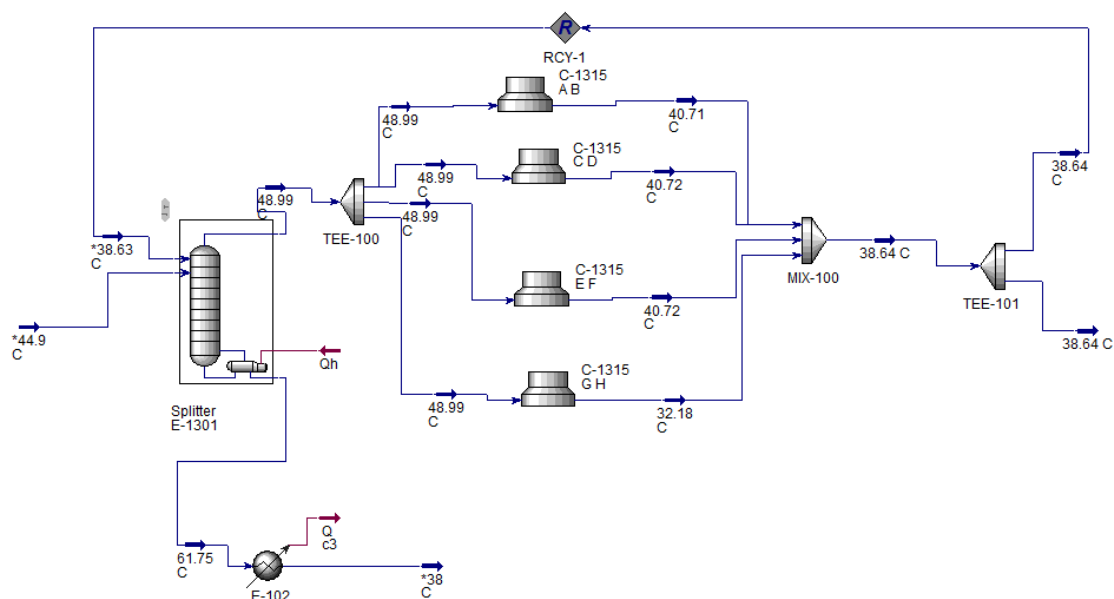


Figura 39: Simulación carga máxima de FCC y Coker caso Revamp con incorporación de 1 bahía de aerofriadores en splitter E-1301

- El aerofriador C-1315 G H agregado permite que el proceso cumpla con los requerimientos energéticos y logre condensar todo el producto de tope a la condición de diseño, considerando una temperatura ambiental de 27°C.
- El proceso tendrá como límite energético para las unidades instaladas una temperatura ambiental de 32°C.

1.15.4 Mejora en la hidráulica de las separadoras C3/C4 y propano/propileno

Esta alternativa tiene como objetivo proponer una solución en caso de que existan problemas en la hidráulica de las separadoras, ya sea inundación de los platos o el efecto “weeping” conocido como lloriqueo, que provocan una baja en la eficiencia de separación en las torres. Para dar respuestas a lo mencionado anteriormente, se utilizará la modalidad Hydraulics Plot de Aspen HYSYS. Los posibles resultados entregados por el software para las secciones mecánicas de las separadoras se presentan en la **Tabla 54**:

Tabla 54: Posibles resultados simulación hidráulica de la torre por sección mecánica

Color Sección mecánica de la torre	Problemas hidráulicos
Azul	No
Amarillo	No, pero se recomiendan mejoras al proceso
Rojo	Sí

Separadora E-955

a) Proceso actual

Para la evaluación de la hidráulica del proceso actual se utiliza como referencia la ingeniería de detalle de las bandejas de la torre E-955 (**ver ANEXO E y F**), los resultados se muestran en la **Figura 40**:

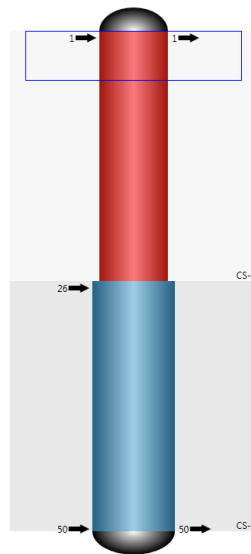


Figura 40: simulación Hidráulica E-955

Como se puede observar desde la **Figura 40**, la torre se divide en 2 secciones, la primera va desde el plato 1 al 25 con un diámetro de 1,5 [m] y la otra sección va desde el plato 26 al 50 con un diámetro de 1,8 [m]. El color azul en la simulación muestra que no existen problemas hidráulicos en la sección de la torre entre el plato 26 y 50. Por otro lado, el color rojo denota un problema operacional en la torre entre los platos 1 y 25. Para observar el problema existente se analiza la **Figura 41** y **Figura 42**:

Hidráulica plato 1 al 25 sección roja

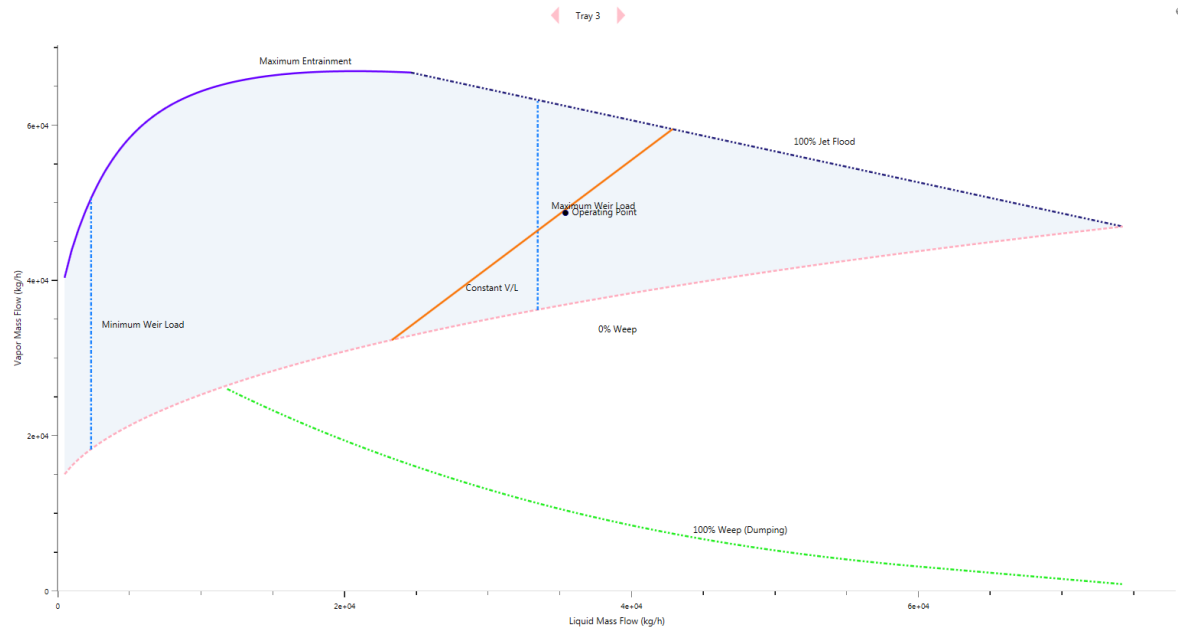


Figura 41 : Análisis hidráulica E-955

Desde la **Figura 41**, se puede observar que el problema operacional presente en esta parte de la columna, se debe a que el proceso se encuentra operando por sobre el límite máximo de carga de líquido, lo que provoca inundaciones en los platos de esta zona de la separadora.

Hidráulica plato 26 al 50 sección azul

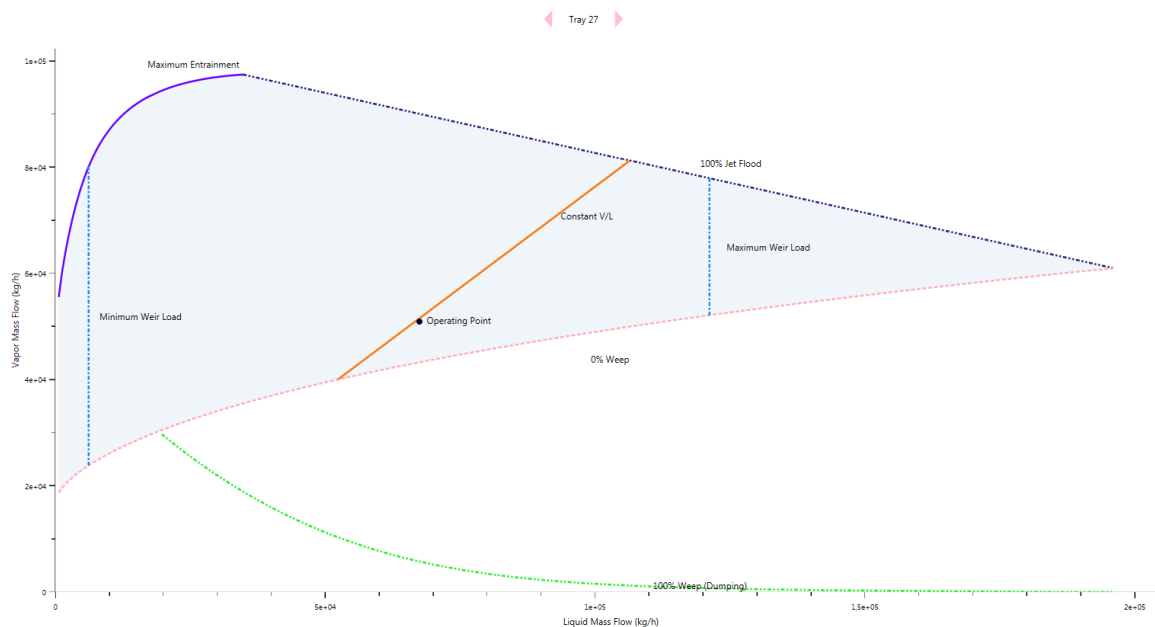


Figura 42 : Simulación Hidráulica proceso actual E-955 plato 26 al 50

Como se puede observar desde la **Figura 42**, la torre no presenta problema en la hidráulica del proceso para esta sección, ya que se encuentra operando dentro de los límites hidráulicos permitidos.

Dado los resultados obtenidos a partir del simulador, se revisa el informe hidráulico de la inspección en terreno de la separadora C3/C4 realizada por la empresa CGM nuclear S.A utilizando el método Gamma Scanning.

Este método es una técnica de diagnóstico nuclear que hace uso a la propiedad que tiene la radiación gamma de alta energía de atravesar estructura permitiendo “ver” en su interior el desplazamiento de materiales, sin detener el proceso de la misma. La cantidad de radiación gamma que la atraviesa es inversamente proporcional a la densidad y cantidad de material que se ha interpuesto en su camino, obteniéndose finalmente un perfil de los materiales y fluidos en su interior. Del análisis de este perfil se puede inferir el estado del funcionamiento de la columna. (CGM nuclear S.A, 2006).

Los resultados se muestran en la **Figura 43** y **Figura 44**:

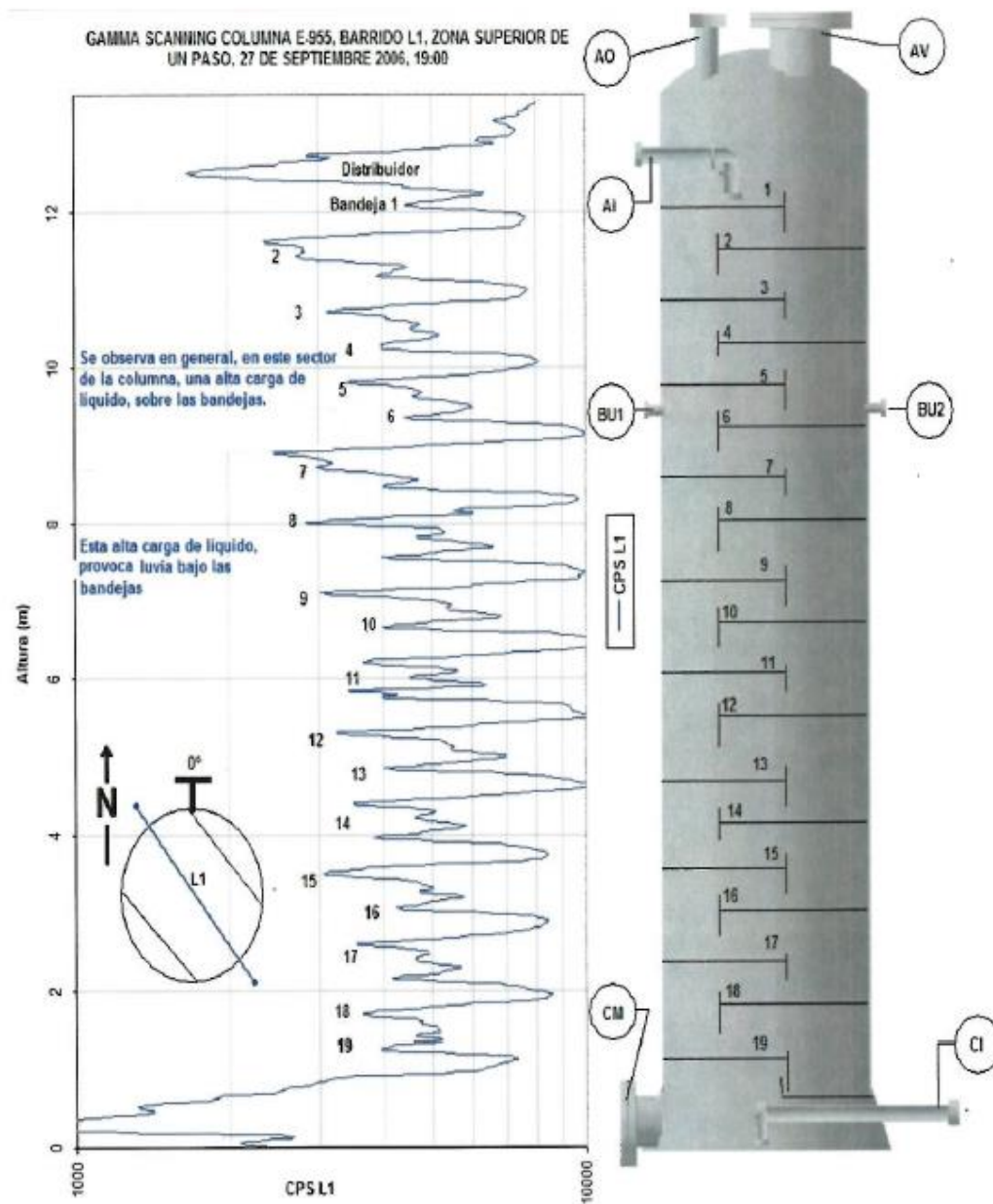


Figura 43: Análisis Gamma Scanning parte superior E-955

GAMMA SCANNING COLUMN E-955, BARRIDOS L2 Y L3, ZONA INFERIOR
BANDEJAS DE 2 PASOS, 27 DE SEPTIEMBRE DE 2006, 19:30

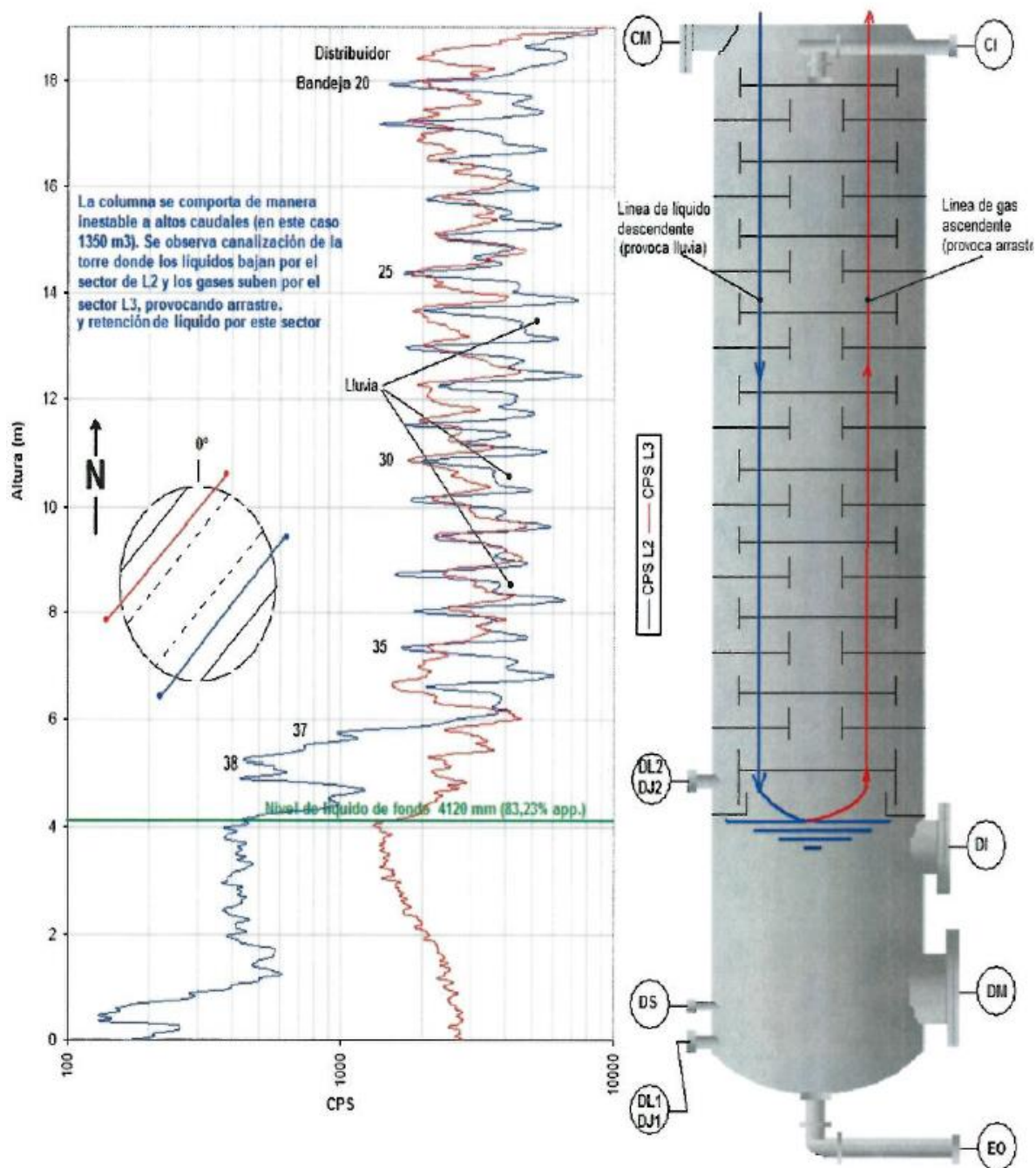


Figura 44: Análisis gamma Scanning parte inferior E-955

Los resultados y conclusiones entregados por la empresa fueron las siguientes:

- Las bandejas se encuentran en su posición correcta.
- De acuerdo a lo observado en las curvas, la columna presenta un comportamiento anormal. Se observa arrastre, lluvia e inundaciones locales, lo que provoca baja eficiencia en la columna.
- La columna presenta problema de flujo sobre las bandejas con altas cargas de líquido.

Desde los resultados obtenidos a partir de la simulación e inspección en terreno, se puede concluir que la torre presenta problemas operacionales a un nivel de carga de 1266 [m³/d] (carga actual de la unidad), por consiguiente, la torre seguirá teniendo problemas en la hidráulica del proceso cuando se aumente la carga a la unidad.

Para cuantificar este problema, se evaluarán las composiciones de tope y fondo actuales de la separadora C3/C4, utilizando datos reales de la planta entregados por el laboratorio de ERA, para un promedio de los últimos dos años. Con esos datos de composición, se realizará una equivalencia a número de etapas teóricas reales actuales utilizando aspen HYSYS, para comparar la pérdida de eficiencia de la separadora E-955 por inundación de las bandejas en la parte superior de la torre.

Los resultados de los análisis de laboratorio de tope y fondo se muestran en la **Tabla 55**:

Tabla 55: Promedio composiciones Fondo y Tope Separadora E-955

Corriente	Tope	Fondo
Composición	%	%
Etanos	0,03	0,00
Propano	34,42	2,67
Propileno	62,80	1,13
i-Butano	1,50	25,77
n-Butano	0,50	18,08
Butenos	0,75	50,90
i-Pentano	0	1,38
n-Pentano	0	0,07
Total	100%	100%

En función a los datos reales de planta y el uso del simulador, el número de etapas teóricas para las composiciones de fondo y tope deberían ser 26 etapas, lo que implica que la eficiencia actual de la torre debido a inundación es cercana al 52%. Una mejora a este problema de hidráulica actual, tiene una implicancia de una recuperación de 1,7 [m³/d] de butenos, se destaca este compuesto ya que es el de mayor valor agregado de esta unidad.

Para mejorar este problema hidráulico se plantea aumentar el número de pasos de las bandejas, por lo tanto, la mejora a la hidráulica de la unidad sería el cambio de los platos desde el 1 al 25 de la torre E-955.

Cambio de platos 1 al 25 de 1 a 2 pasos

Para evaluar esta alternativa se procede a simular el proceso con bandejas similares a la parte inferior de la torre E-955 (bandeja 26 al 50) (**ver ANEXO F**) pero con un diámetro menor, equivalente a los platos originales de las bandeja. Los resultados se muestran en la **Figura 45**, **Figura 46** y **Figura 47**:

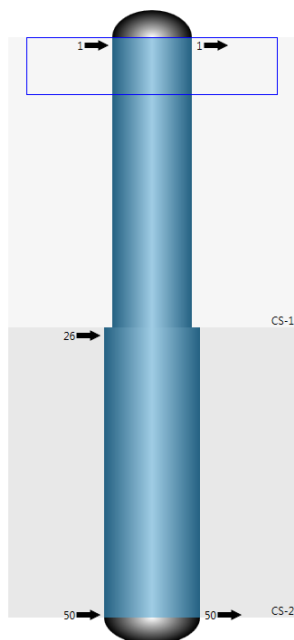


Figura 45 : Simulación hidráulica E-955 proceso actual con cambios de plato desde bandeja 1 al 25 de 1 a 2 pasos

Simulación Hidráulica plato 1-25

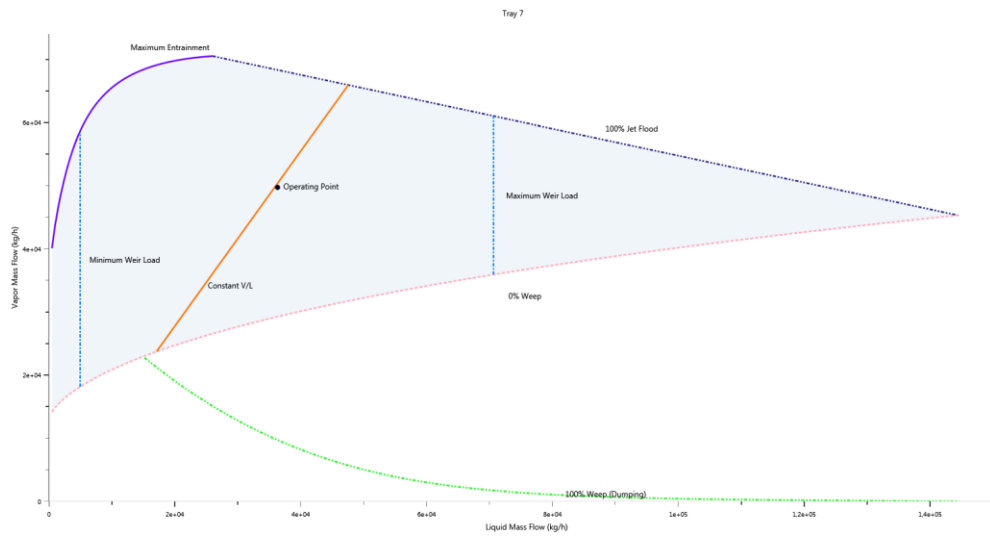


Figura 46: Simulación hidráulica parte superior E-955 con cambios de plato desde bandeja 1 a 25 de 1 a 2 pasos

Simulación Hidráulica plato 26-50

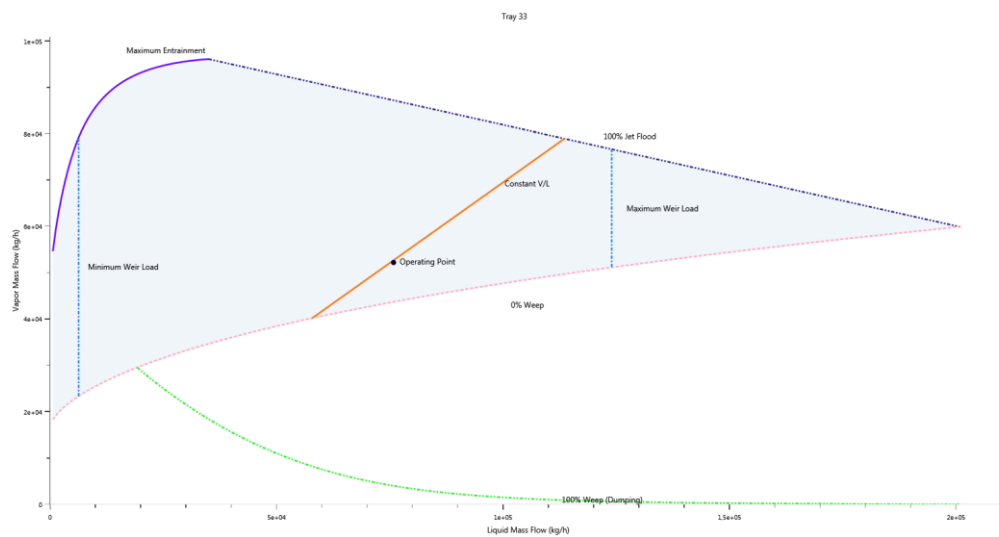


Figura 47: Simulación hidráulica parte superior E-955 con cambios de plato desde bandeja 1 al 25 de 1 a 2 pasos

Con los resultados obtenidos de la simulación hidráulica, se puede concluir que, con el cambio de plato de la parte superior de la torre de 1 a 2 pasos, no se estaría teniendo problemas en la hidráulica del proceso, para la carga del proceso actual. Debido a que el cambio de bandeja logra satisfacer los requerimientos hidráulicos del proceso actual, se hace necesario conocer si la separadora tendrá problemas de esta índole cuando se aumente la carga de alimentación de la unidad.

b) Carga máxima FCC y Coker de Revamp con cambio de bandejas de 1-25

Se evalúa solo este caso ya que es la condición crítica que se tiene para la evaluación (caso con mayor carga).

Para este caso los resultados se presentan en la **Figura 48, Figura 49 y Figura 50:**

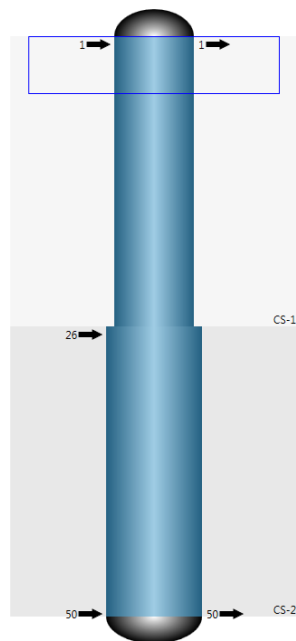


Figura 48: Simulación hidráulica E-955 carga máxima FCC y Coker de Revamp con cambios de plato desde bandeja 1 al 25 de 1 a 2 pasos

Simulación Hidráulica plato 1-25

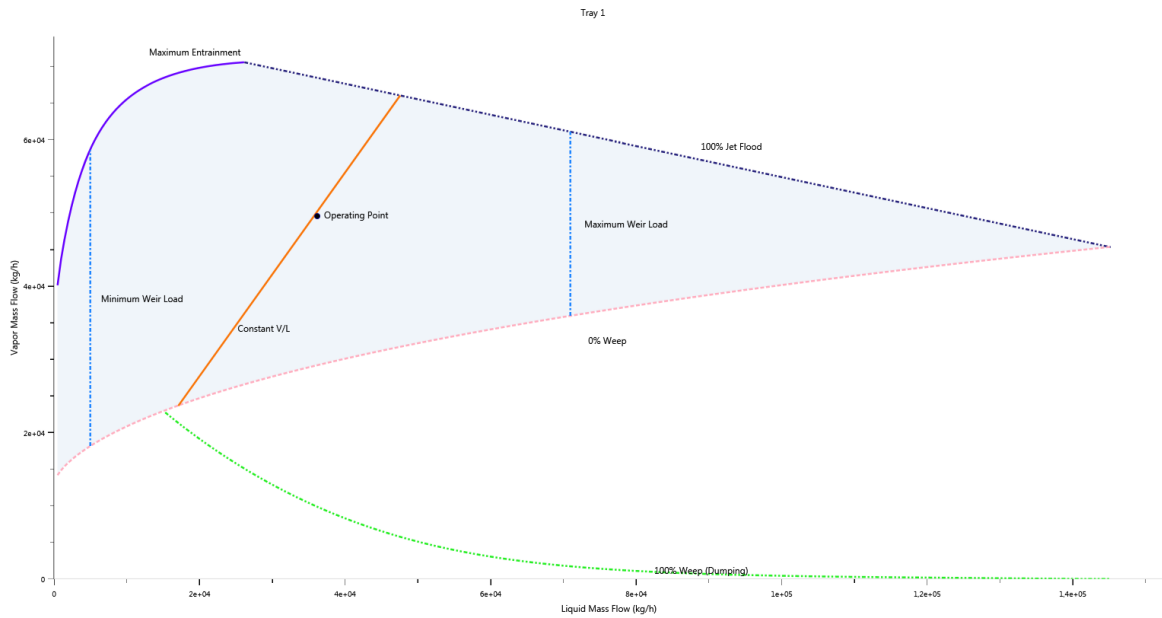


Figura 49: Simulación hidráulica parte superior E-955 con cambios de plato desde bandeja 1 al 25 de 1 a 2 pasos

Simulación Hidráulica plato 26-50

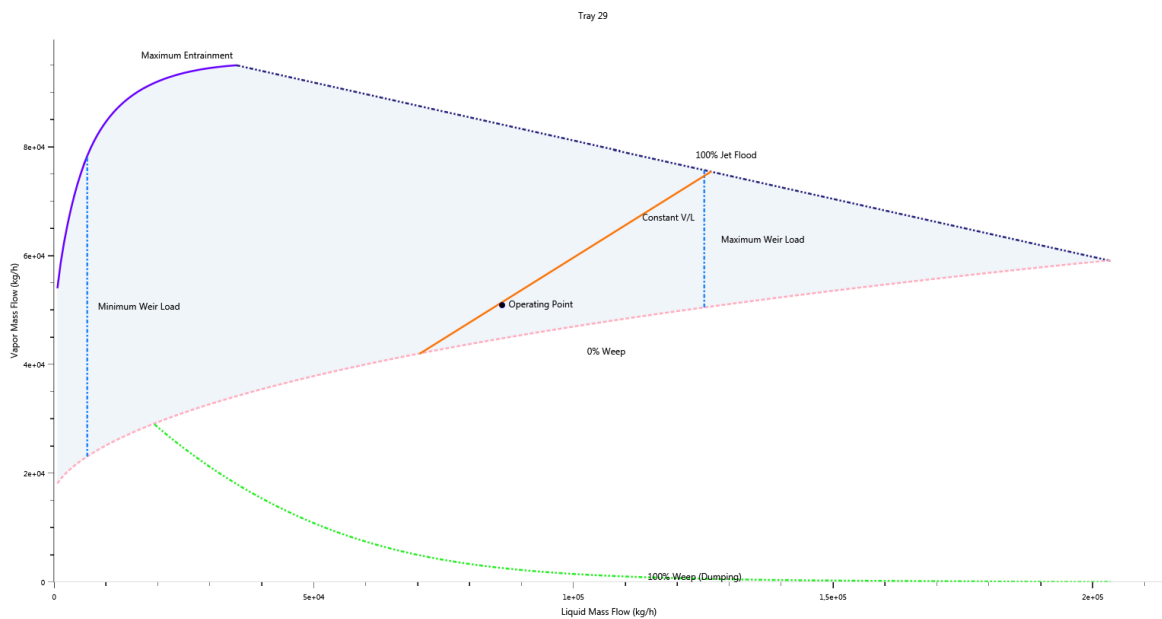


Figura 50: Simulación hidráulica parte inferior E-955 con cambios de plato desde bandeja 1 al 25 de 1 a 2 pasos

Los resultados de la simulación hidráulica de la separadora E-955 a un aumento de carga de FCC y Coker de revamp, muestra que el proceso se encontraría operando dentro del rango de carga líquido/vapor por bandeja permitido, por lo que no tendría problema de hidráulica en su operación.

c) Cambio de torre de plato a empaque Splitter E-955

Dado que la altura y diámetro de la columna ya están establecidos, la alternativa de usar empaque permitiría una mayor eficiencia de separación, debido a que el funcionamiento de los empaques establece una gran superficie de contacto entre el gas y el líquido, favoreciendo el contacto entre ellos (Treybal, 2000). A su vez, estas torres operan con un menor burbujeo de gas en el líquido y el líquido es retenido en un menor tiempo. Por lo tanto, lo que se busca con esta alternativa además de mejorar la hidráulica del proceso, es una disminución en el reflujo de tope de la unidad, lo que trae por consecuencia obtención de mayor producto de tope con la misma calidad y a un costo operacional más bajo.

Para poder determinar el número de etapas ideales que se necesitan para obtener las mismas composiciones del producto de tope de diseño a un menor reflujo se utiliza aplicación *Shortcut Distillation* de Aspen HYSYS, el caso base se presenta en la **Tabla 56**:

Tabla 56: Simulación caso base número de etapas de equilibrio v/s reflujo

Caso Diseño a Reflujo 2,55 [-]	Simulación	Separadora E-955 de ERA
Nº de etapas de equilibrio a Reflujo máximo	19	-
Nº de etapas de equilibrio	47	50
Plato óptimo de alimentación	29	26

Los resultados a reflujo menores que los de diseño se presentan en la **Tabla 57**:

Tabla 57: Variación de etapas de equilibrio v/s reflujo

Reflujo	Nº de etapas de equilibrio	Plato óptimo de alimentación
2,55	46	29
2,4	53	34
2,35	58	37
2,31	84	55
2,3	138	89

Dado los resultados obtenidos se descarta la opción de torre empacada debido a que los beneficios a priori que se obtendrían de esta alternativa son muy bajos, ya que solo se podría reducir en un 10% el reflujo de tope la unidad, lo que no justificaría un cambio en los internos de la separadora C4/C4 , debido a los altos costos de inversión en estos tipo de equipos.

Separadora E-1301

a) Proceso actual

Para la evaluación de la hidráulica del proceso actual, se utiliza como referencia la ingeniería de detalle de las bandejas de la torre E-1301 (ver **ANEXO G y H**), los resultados se muestran en la **Figura 51**:

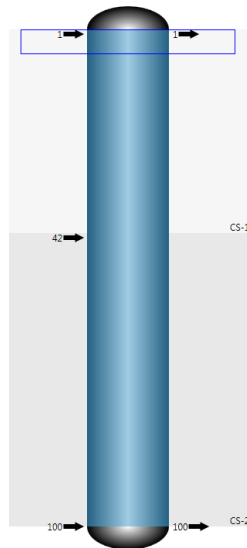


Figura 51: Simulación Hidráulica carga máxima FCC y Coker de Revamp

Como se puede observar desde la **Figura 51**, la torre tiene 2 secciones en su estructura la primera va desde el plato 1 al 41 con un diámetro de 2,8 [m] con un espaciado entre sus platos de 0,31[m] y la otra sección va desde el plato 42 al 100 con un espaciado de 0,36[m]. El color azul en la simulación muestra que no existe problema de hidráulica.

Hidráulica plato 1 al 41

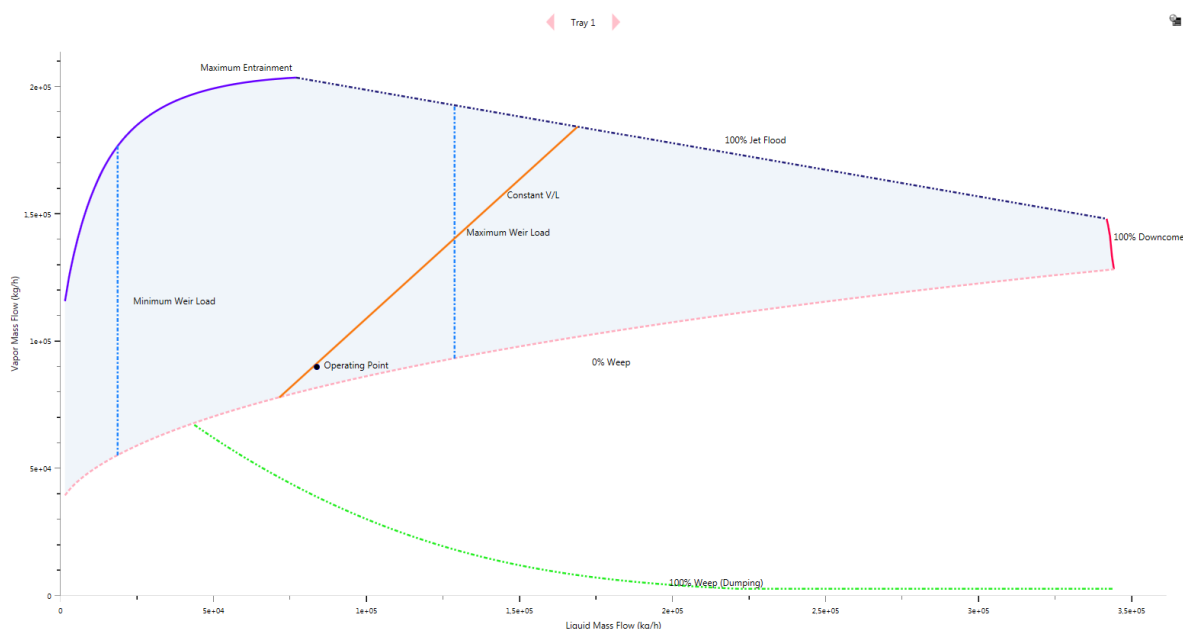


Figura 52: Simulación Hidráulica carga máxima FCC y Coker Revamp plato 1 al 41

Como se puede observar a partir de la **Figura 52** la separadora propano/propileno se encontraría operando dentro del rango permitido de carga liquido/vapor por bandeja, por lo que no tendría problema de hidráulica en su operación.

Hidráulica plato 42 al 100

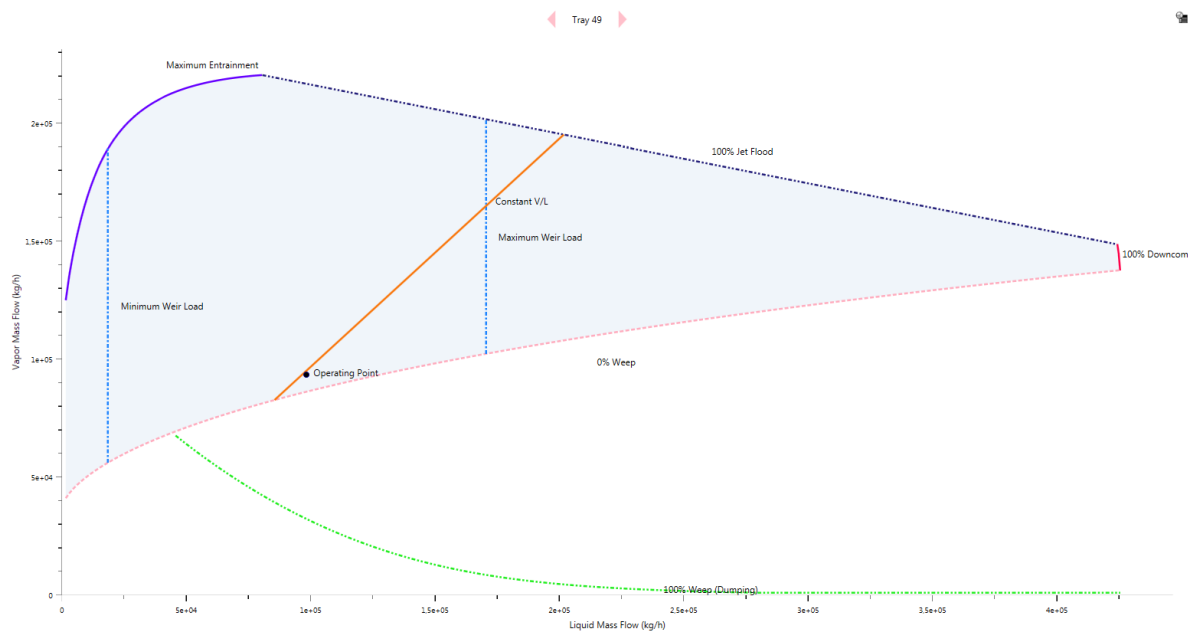


Figura 53: Simulación hidráulica proceso actual plato 42 al 100

Análogo al caso anterior se puede observar a partir de la **Figura 53** que las bandejas 42 al 100 de la separadora E-1301, se encontraría operando dentro del rango permitido de carga liquido/vapor por bandeja, por lo que no tendría problema de hidráulica en su operación.

Tal como se hizo para la separadora E-955, se revisa la última inspección en terreno de la hidráulica de la unidad. El análisis a la separadora propano/propileno (E-1301) fue realizado por la empresa Nicolaides S.A, utilizando el método Gamma Scanning (Nicolaides S.A, 2010).

Los resultados del análisis Gamma Scanning para la unidad E-1301 se muestran en la **Figura 54** y **Figura 55**:

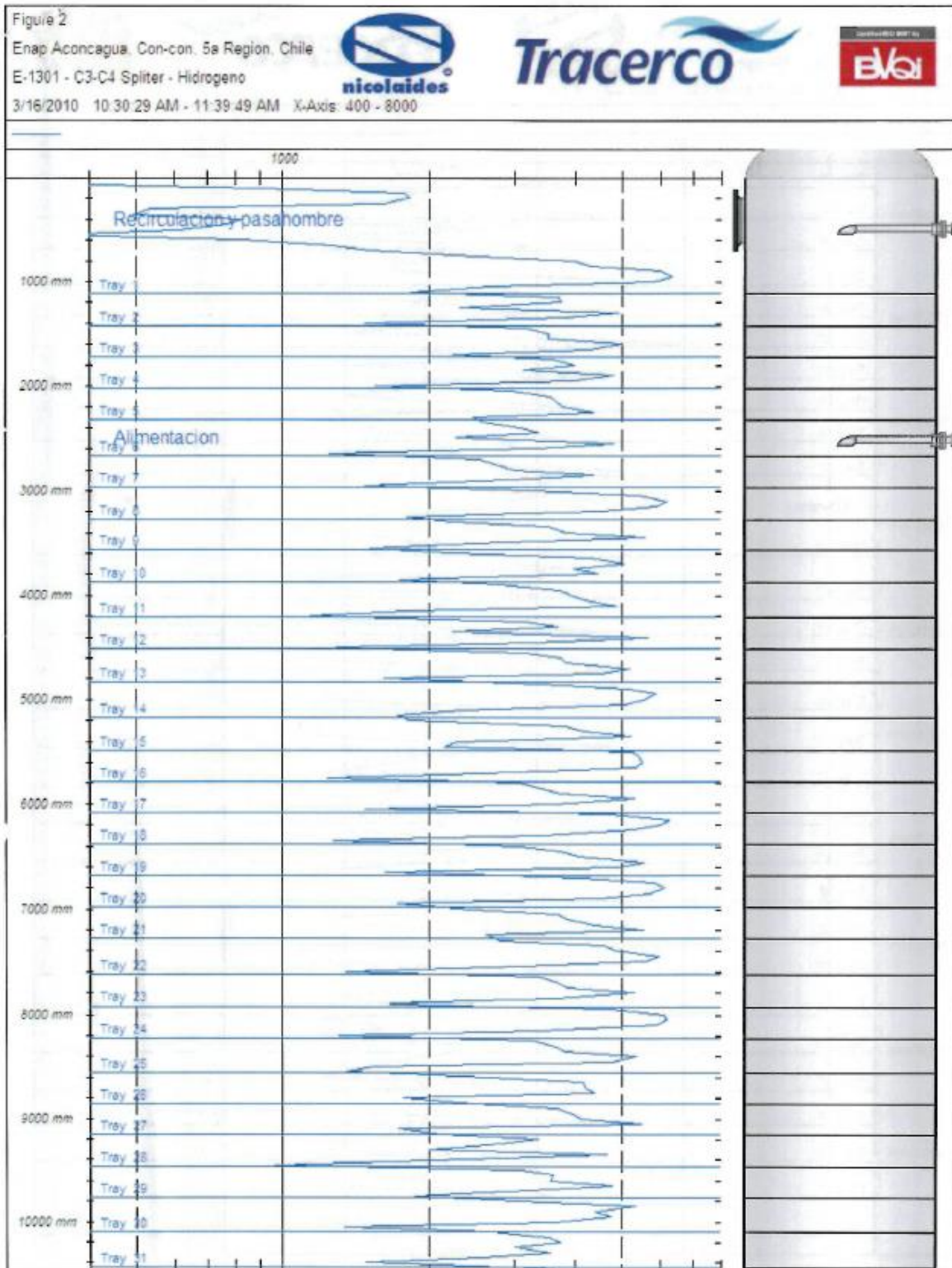


Figura 54: Análisis Gamma Scanning parte superior E-1301

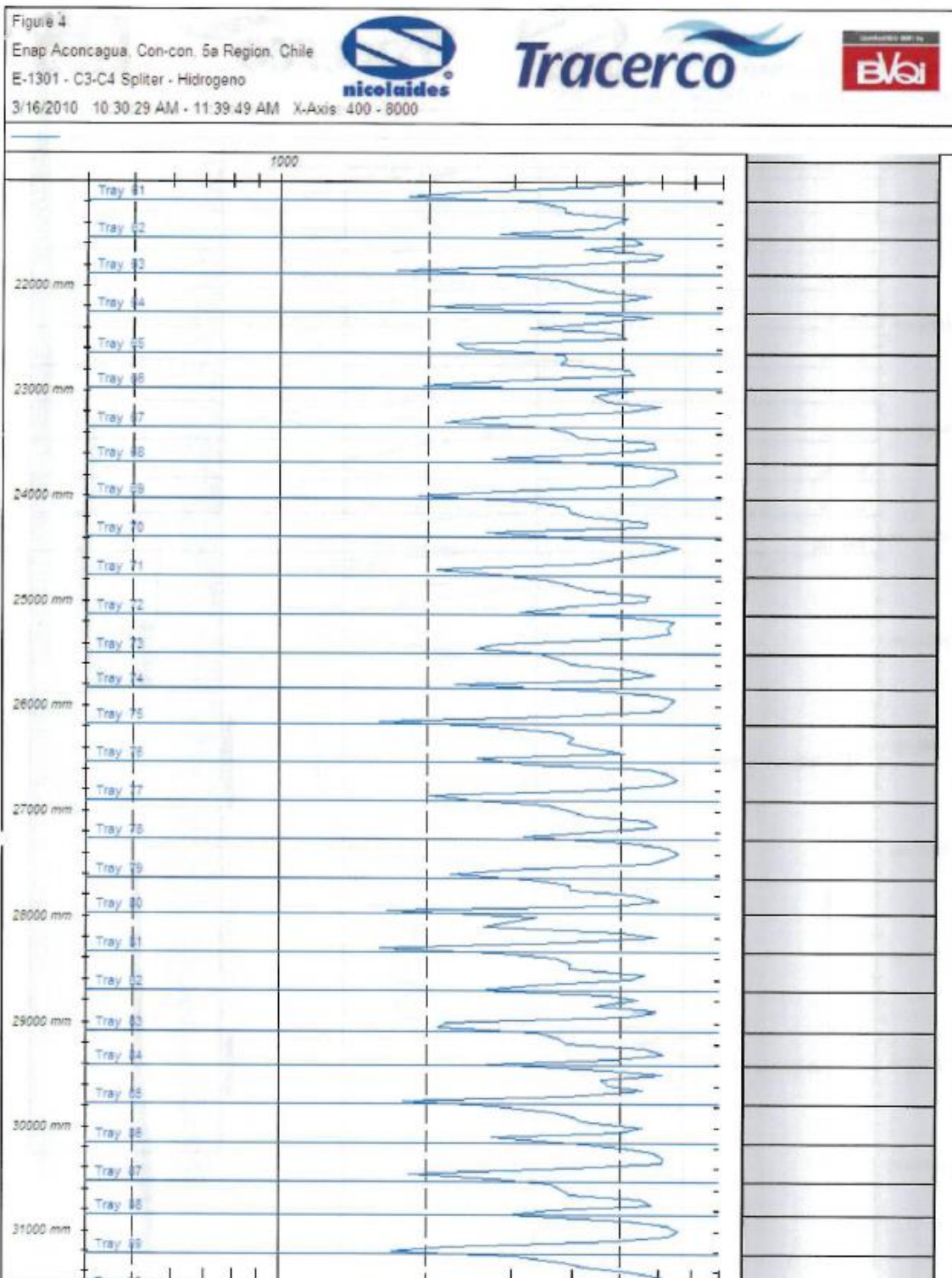


Figura 55: Análisis Gamma Scanning parte inferior E-1301

Los resultados y conclusiones entregados por la empresa fueron las siguientes:

- Las bandejas se encuentran en su posición correcta.
- No se observan problemas aparentes de operación.

Dado los resultados obtenidos a partir de la simulación e inspección en terreno, se puede concluir que la torre no presenta aparentemente problemas de hidráulica en el proceso actual.

Debido a que la torre no posee problemas aparentes con la carga actual, se simulará el proceso a una carga máxima de FCC y Coker de Revamp, para descartar posibles problemas hidráulicos.

b) Aumento de carga máxima FCC y Coker de Revamp

El resultado de la simulación hidráulica para este caso se presenta en la **figura 56**:

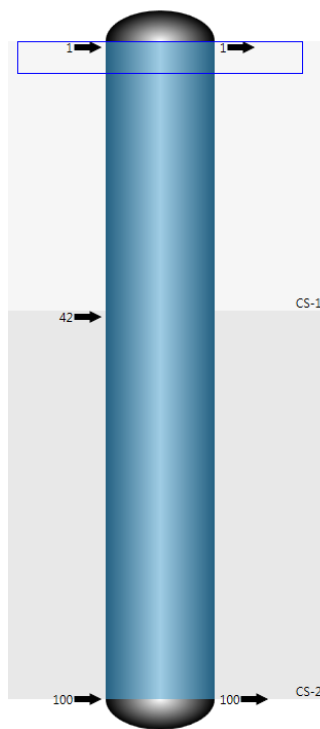


Figura 56 : Simulación hidráulica E-955 carga máxima de FCC y Coker de Revamp

Como se puede observar a partir de la **figura 56**, cuando se tenga un aumento en la alimentación de la separadora propano/propileno debido al aumento de carga a la unidad E-955, la simulación muestra que no se tendrían problemas hidráulicos a causa del aumento de carga a la unidad. Lo descrito anteriormente se puede observar en las **Figuras 57 y Figura 58**:

Hidráulica Plato 1-41

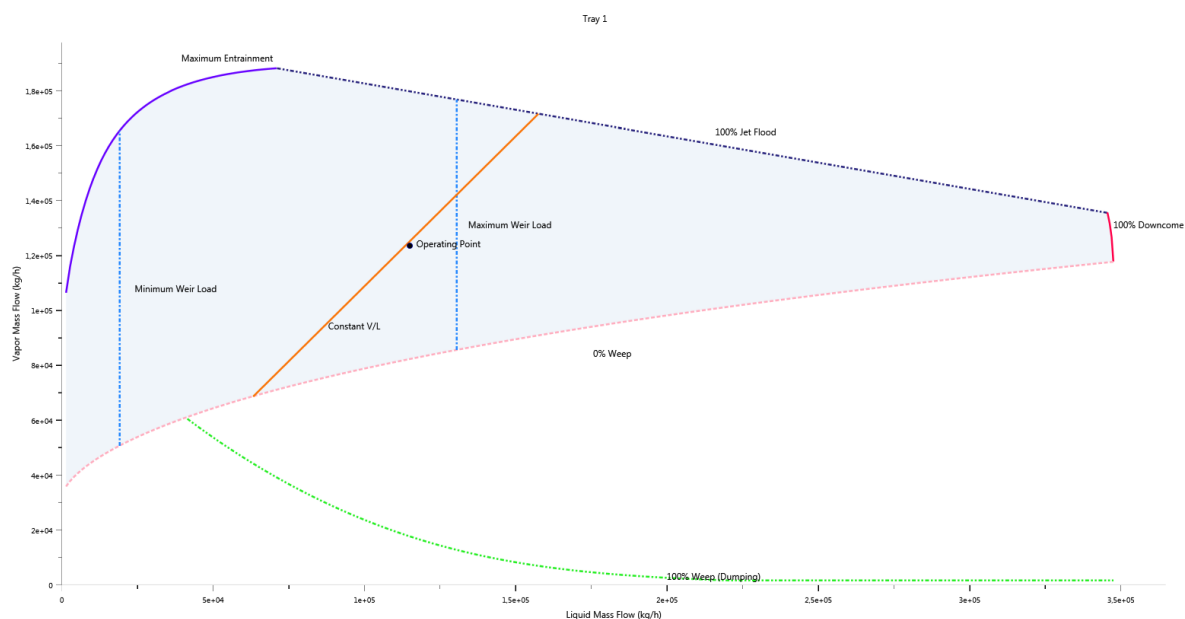


Figura 57: Simulación hidráulica carga máxima FCC y Coker de Revamp plato 1 al 41

Hidráulica Plato 42 al 100

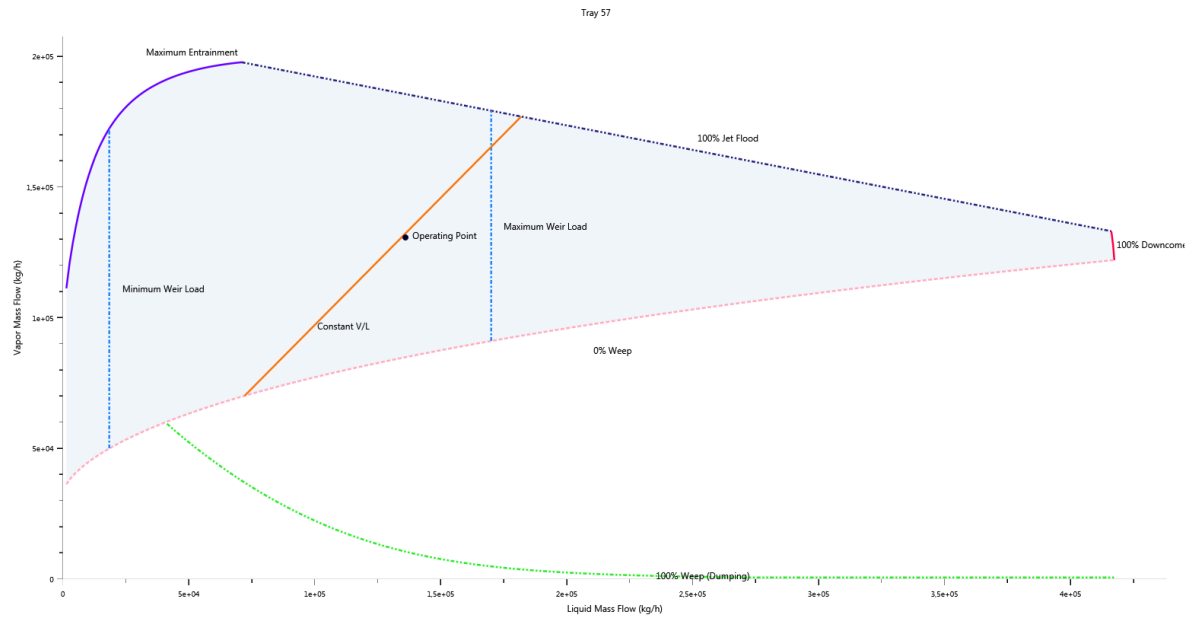


Figura 58: Simulación hidráulica carga máxima FCC y Coker de Revamp plato 42 al 100

Los resultados de la simulación hidráulica a una carga máxima FCC y Coker de Revamp, proyectan que la separadora E-1301 no tendría problemas hidráulicos y se encontraría operando dentro de los límites de carga permitidos de la unidad.

CAPÍTULO IV

ANÁLISIS DE RESULTADO

1.16 EVALUACIÓN ECONÓMICA ALTERNATIVAS PROPUESTAS

1.16.1 Control de Temperatura a la salida de la bahía de aeroenfriadores separadora C3/C4

Esta alternativa permite recuperar aproximadamente 3,5 [m³/d] de los butadienos que son arrastrados durante el periodo de invierno por el tope de la unidad, evitando que terminen dentro del propano de fondo de la torre E-1301 y posteriormente enviados a estanque de almacenamiento. En consecuencia, la ganancia de esta alternativa es la diferencia económica entre el precio del propano y el costo de oportunidad de producir los butadienos en alquilatos.

La **Tabla 58** muestra la inversión en equipos para esta alternativa:

Tabla 58: Inversión alternativa control de temperatura	
Separadora E-955	
Control Temperatura de tope	
Equipo	Total USD
Variador de frecuencia +partidor	16.260
PLC	20.000
Transmisor + Vaina+ Indicador de Temperatura	3.000
Total Inversión en equipos	39.260

Por otro lado, la inversión total de esta alternativa debe considerar otros aspectos además de la inversión de equipo principal, ya que este último por lo general equivale a un 30-45% de la inversión total (Peters & Timmerhaus, 1991), lo descrito anteriormente se puede observar en la **Tabla 59**:

Tabla 59: Estimación inversión total alternativa control de temperatura

Separadora E-955		
Control temperatura Tope		
	Total USD	Rango %
Equipos Comprado	39.260	45
Montaje	26.173	20
Eléctrica	19.630	15
Instalación de Servicios	10.469	8
Ingeniería	9.161	7
Contingencia	6.543	5
Total Inversión	111.237	

Los ingresos de esta alternativa se detallan en la **Tabla 60**:

Tabla 60: Ingresos alternativa control de temperatura

Producto	Unidades	Año 1
Recuperación de butileno	m ³ /año	532
Precio propano	USD/m ³	300
Precio iso-butano	USD/m ³	357
Precio Butileno	USD/m ³	525
Precio Alquilato	USD/m ³	490
Delta Precio	USD/m ³	225
Ingreso Operacional	USD/año	119.483

Para determinar el precio del butileno se utilizó las siguientes relaciones, conociendo que por cada m³ de butileno más un 1 [m³] iso-butano se produce 1,8 [m³] de alquilatos:

$$1 [m^3] \cdot \text{Precio Butileno} \left[\frac{USD}{m^3} \right] + \text{Precio } i - butano \left[\frac{USD}{m^3} \right] \cdot 1[m^3] = \text{Precio Alquilato} \left[\frac{USD}{m^3} \right] * 1,8[m^3]$$

Los indicadores económicos de esta alternativa se muestran en la **Tabla 61** , los detalles del flujo de caja se encuentran detallados en el **ANEXO I**:

Tabla 61: Indicadores económicos alternativa control de temperatura

Indicadores Económicos	
Tasa	8,5%
TIR	76%
VAN	449.036 USD
Payback	2

En función a los resultados de la evaluación económica, se recomienda invertir en el sistema de control de temperatura a la salida de la bahía de aeroenfriadores, debido a los valores positivos que se tienen de los indicadores económicos para esta alternativa.

1.16.2 Aumento en la presión de tope en la separadora C3/C4 y nuevos aeroenfriadores en separadora E-1301

Esta alternativa consiste en el aumento de presión de tope de la unidad E-955 con el fin de no tener que invertir en nuevos aeroenfriadores en el tope de la unidad cuando se aumente la carga a la alimentación de la separadora C3/C4. El aumento de la presión, trae como consecuencia que la temperatura de los gases de tope aumente, permitiendo un mejor gradiente de temperatura en el intercambio térmico entre el aire atmosférico y los gases de tope, mejorando así, la capacidad de enfriamiento de tope de la unidad. Este aumento de presión, permite que la bahía de aeroenfriadores instalados, sean capaces de condensar todo el producto de tope cuando se alimenta a la separadora con una carga máxima de FCC y Coker de Revamp hasta una temperatura ambiental de 29°C.

Cabe destacar, que cuando se alcanzan temperaturas ambientales cercanas a los 29 ° C, el número de aeroenfriadores instalados actualmente, no logran condensar todo el producto de tope para la alimentación actual de la unidad, que es aproximadamente un 60% menor que la alimentación a una carga máxima de FCC y con Coker de Revamp.

Por otro lado, la separadora propano/propileno E-1301 no permite un aumento de presión por políticas interna de la empresa, lo que hace necesario la inversión en un nuevo aeroenfriador , con el fin de cumplir

los requerimientos energéticos de esta unidad cuando se alimente a la torre E-955 con una carga máxima de FCC y Coker de Revamp.

La inversión del aerofriador de la separadora E-1301 se detalla en la **Tabla 62** y se considera que la inversión del equipo principal equivale a un 30% de la inversión total, debido a que la instalación de estos equipos se realiza en altura y se deben hacer modificaciones a líneas del proceso:

Tabla 62: Detalle de inversión aerofriador C-1315 de la separadora E-1301

Separadora E-1301		
C-1315 2 bundle		
	Total USD	Rango %
Equipos Comprado	200.000	30
Instalación del Equipo	100.000	15
Instrumentación	53.333	8
Pipping	80.000	12
Eléctrica	13.333	2
Instalación de Servicios	53.333	8
Ingeniería	53.333	8
Gasto de Construcción	80.000	12
Contingencia	33.333	5
Total Inversión	666.667	

Además de la inversión en un aerofriador en la separadora E-1301, del punto de vista operacional, este aumento de presión, requerirá un mayor consumo de vapor en el reboiler de fondo C-957, lo que implica un mayor gasto en servicios, lo descrito anteriormente se muestra en la **Tabla 63**:

Tabla 63: Detalle del consumo de vapor para la alternativa de aumento de presión

Consumo de Vapor	
	[kg/h]
FCC máx. y Coker con aumento de presión	6967
FCC máx. y Coker sin aumento	6409
Delta Consumo	558

El precio anual del vapor de 50# proyectados por el área de energía de ENAP se muestran en la **Tabla 64**:

Tabla 64: Proyección precio vapor anual

Precio Vapor	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027
[USD/ton]	23,6	28,5	30,7	30,7	30,7	30,7	30,7	30,7	30,8	30,8	30,8

Debido a que esta alternativa considera la inversión en aeroenfriadores y aumento de presión con motivos de mejorar la capacidad de enfriamiento de la unidad de tope de las separadoras, no tienen un retorno directo de ingresos, por lo tanto, para la evaluación económica no se mostrarán los indicadores económicos estándares de una evaluación económica, sino algunos indicadores propios de la empresa como CAPEX y OPEX donde el primero de ellos hace alusión a la inversión en compra de equipos y el segundo a costos operacionales propios del funcionamiento de la alternativa a evaluar anuales.

Los indicadores para esta alternativa se muestran en la **Tabla 65**:

Tabla 65: Indicadores económicos alternativa aumento de presión

Indicadores Económicos	USD
CAPEX	666.667
OPEX anual	163.573
Temperatura ambiente limite Proceso E-955	29°C
Temperatura ambiente limite Proceso E-1301	32°C

1.16.3 Inversión de equipos para ambas unidades

Esta alternativa incluye una inversión de aerofriadores para ambas separadoras, lo que permitirá aumentar la capacidad de enfriamiento y cumplir con los requerimientos energéticos propios de cada unidad.

La **Tabla 66** detalla la inversión requerida para la separadora E-955:

Tabla 66: Detalle de inversión de equipo, separadora E-955		
Separadora E-955		
C-967 4 bundles		
	Total USD	Rango %
Equipos Comprado	100.000	30
Instalación del Equipo	50.000	15
Instrumentación	26.667	8
Pipping	40.000	12
Eléctrica	6.667	2
Instalación de Servicios	26.667	8
Ingeniería	26.667	8
Gasto de Construcción	40.000	12
Contingencia	16.667	5
Total Inversión		333.333

Cabe destacar que esta inversión corresponde a 2 aerofriadores análogos a los últimos comprados el año 2014, ver Datasheet **ANEXO D**.

La inversión de equipo necesario en la separadora E-1301, es análogo a la alternativa de aumento de presión detallada en la **Tabla 62**.

Análogo al caso anterior (alternativa de aumento de presión), la inversión en aerofriadores no permitirá un aumento directo de carga de alimentación, sino aumentar la capacidad de enfriamiento de la unidad de tope de ambas separadoras. Los indicadores económicos para esta alternativa se muestran en la tabla **67**:

Tabla 67: Indicadores económica alternativa inversión de equipos

Indicadores Económicos	USD
CAPEX	1.000.000
OPEX anual	48.789
Temperatura ambiente limite Proceso E-955	33°C
Temperatura ambiente limite Proceso E-1301	32°C

Esta alternativa es comparable con la descrita en la **Tabla 65** , como se puede apreciar al comparar la **Tabla 65** con la **Tabla 67** , la inversión en equipo de esta alternativa es más elevada que la anterior, además requiere un revamp en el diseño actual de la bahía de aerofriadores para ambas unidades. Sin embargo, el beneficio energético que trae la inversión de equipos en ambas unidades, es que permite un normal funcionamiento de los aerofriadores hasta temperaturas ambientales cercana a los 32 [°C], condición probable durante la estación de verano, destacando que las temperaturas ambientales al interior de la planta, incluso son generalmente más elevadas que las del exterior en 2 a 3 [°C].

1.16.4 Inversión de equipos para ambas unidades con aumento de presión separadora E-955

Esta alternativa considera la inversión en equipos más el aumento de presión de la separadora E-955, las **Tabla 61** , **62** y **65** , detallan la inversión de equipos y el consumo de vapor requeridos por esta alternativa.

La **Tabla 67** muestra los indicadores económicos para esta alternativa:

Tabla 68: Indicadores económicos alternativa

Indicadores Económicos	USD
CAPEX	1.000.000
OPEX anual	514.962
Temperatura ambiente limite Proceso E-955	38°C
Temperatura ambiente limite Proceso E-1301	32°C

1.16.5 Mejora en la hidráulica de las separadoras C3/C4

Esta alternativa consiste en cambio de bandeja en la parte superior de la separadora C3/C4 desde el plato 1 al 25, la ganancia principal de esta alternativa es la recuperación de 1,6 [m³/d] de butilenos por mala eficiencia de separación debido a inundación en las bandejas de la zona superior de la separadora E-955.

La **Tabla 68** muestra el detalle de inversión de esta alternativa:

Tabla 69: Detalle de inversión alternativa cambio de bandeja

Splitter E-955		
Cambio bandeja 1-25		
	Total USD	Rango %
Equipos Comprado	55.000	45
Instalación del Equipo	30.556	25
Construcción	14.667	12
Ingeniería	9.778	8
Contingencia	12.222	10
Total Inversión	122.222	

Los ingresos de esta alternativa están dados por la diferencia económica entre el precio del propano y el costo de oportunidad de producir los butadienos en alquilatos, los resultados se muestran en la **Tabla 70**:

Tabla 70: Ingresos alternativa cambio de bandeja

Producto	Unidades	Año 1
Recuperación de butileno	m ³ /año	591
Precio propano	USD/m ³	300
Precio Butileno	USDm ³	525
Delta Precio	USD/m ³	225
Ingreso Operacional	USD/año	132.754

Los indicadores económicos para esta alternativa se muestran en la **Tabla 71** y el detalla del flujo de caja se puede ver en el **ANEXO J**:

Tabla 71: Indicadores económico alternativa cambio de bandeja

Indicadores Económicos	
Tasa	8,5%
TIR	77%
VAN	500.297 USD
Payback	2

Dado los indicadores económicos para esta alternativa se recomienda que se realice el cambio de bandeja para la separadora E-955.

CAPÍTULO V

CONCLUSIONES

1.17 CAPACIDAD DE ENFRIAMIENTO ACTUAL

Los resultados de simulación mostraron que la cantidad de calor que deben retirar los aerofriadores a las condiciones operativas actuales de la separadora C3/C4 (E-955) es de 2848[kW]. Si bien la capacidad de diseño es de 3954[kW], actualmente solo se dispone de 3032[kW] para un aire atmosférico con una temperatura ambiente de 27°C. Para la carga actual de la separadora propano/propileno (E-1301), el calor que deben retirar los aerofriadores es de 7165 [kW]. La capacidad inicial instalada de los aerofriadores para la condición de diseño es de 9000 [KW] y su capacidad de enfriamiento actual es 7788 [KW].

Analizando las temperaturas de los últimos 12 años, no se observa un aumento sostenido de estas y solo en el periodo 2016/2017 las temperaturas superan el diseño en forma significativa., por lo tanto, como respuesta a la hipótesis inicial planteada, el alza de temperatura ambiente por sí sola no es la causante del mal rendimiento de la bahía de aerofriadores. Por ende, lo tradicional sería asociar esta disminución de capacidad de enfriamiento al ensuciamiento y pérdida de eficiencia por desprendimiento de aletas. Mediante una revisión en terreno de los aerofriadores de la separadora C3/C4 (E-955), se encontraron algunos equipos sucios y con desprendimientos de aletas, sin embargo, la disminución de la capacidad de enfriamiento se debe principalmente a una mala distribución de carga en la bahía de aerofriadores y no al ensuciamiento propiamente tal. Este problema operacional conlleva a que la temperatura ambiente crítica de la unidad sea 29°C y en condiciones normales de distribución, el límite energético de la unidad se daría a los 32°C ambientales.

En el caso de la separadora propano/propileno E-1301 la disminución de la capacidad de enfriamiento se debe propiamente a ensuciamientos y desgastes de los equipos de la unidad debido a que la última mantención realizada a la bahía de aerofriadores fue el año 2010. La temperatura ambiental límite de la unidad se da los 32°C ambientales.

A pesar que ambas unidades son capaces de condensar todo el producto de tope en las condiciones operativas actuales, la simulación muestra que, a un aumento de carga, las bahías de aerofriadores actual instaladas tanto para la separadora C3/C4 E-955 y propano/propileno E-1301 no son capaces de

condensar el producto de tope, por lo que se debe ampliar la capacidad de enfriamiento de ambas unidades.

Para ampliar la capacidad de enfriamiento se evaluaron 3 alternativas: La primera de ellas es el aumento de presión en el tope de las unidades el cual deberá cumplir con la norma ASME VIII ug 27. Como resultado a esta alternativa se obtuvo que solo era posible subir la presión en el tope de la separadora C3/C4 hasta una presión 21 [kg/cm²], este aumento de presión permite que la bahía de aeroenfriadores de la E-955 sea capaz de condensar todo el producto de tope cuando se aumente la carga hasta una temperatura ambiental de 29°C. Por otro lado, para la separadora propano/propileno se hace necesario invertir en un nuevo equipo para poder condensar todo el producto de tope. El CAPEX y OPEX de esta alternativa es de 666.667 [USD] y 163.573 [USD] respectivamente y el proceso tendrá como temperatura límite 29°C ambientales para la separadora E-955 y 32°C para la separadora E-1301.

La segunda alternativa es la inversión de aeroenfriadores para ambas unidades. El CAPEX y OPEX de esta alternativa es de 1.000.000 [USD] y 48.789 [USD] respectivamente y el proceso tendría una temperatura límite a 32°C ambientales para ambas unidades.

La tercera alternativa, es una mezcla en conjunto de las dos alternativas anteriores. Por ende, esta opción tiene considerado una inversión de aeroenfriadores en ambas separadoras, más el aumento de presión en la separadora C3/C4. Esta alternativa tiene un CAPEX y OPEX de 1.000.000 [USD] y 187.968 [USD] respectivamente y el proceso tendría una temperatura límite a 38°C para la separadora E-955 y 32°C para la E-1301.

Además de alternativas de mejoras en la capacidad de enfriamiento, se proponen, mejoras al proceso actual de la separadora E-955. Una de estas mejoras, es el control de temperatura a la salida de los aeroenfriadores. Esta medida, tiene como beneficio la recuperación de butenos por el tope que son arrastrados durante el invierno por una baja en el reflujo de tope. Los indicadores económicos para esta opción, muestra valores positivos con un VAN de 446.239 [USD] y un TIR del 76% con un Payback de 2 años.

Otras de las propuestas de mejora, es el cambio en las bandejas del 1-25 de la separadora C3/C4, ya que fue posible evidenciar problemas en la hidráulica de la torre, lo que trae consigo, una baja eficiencia de separación en esta zona de la torre. Esta alternativa trae como beneficio recuperación de butenos por el tope, los indicadores económicos para esta alternativa muestran valores positivos con un VAN 500.297 [USD] de y un TIR del 77% con un Payback de 2 años.

1.18 RECOMENDACIONES

En base a los antecedentes presentados y las conclusiones del estudio realizado, se recomiendan una serie de medidas que permiten mejorar la capacidad de enfriamiento de los aerofriadores, además de mejoras en el proceso de separación de las unidades.

- Realizar mantención a aerofriadores de ambas unidades. La inspección en terreno mostró ensuciamiento severo en algunos equipos y desprendimiento de aletas en algunas tuberías. Cabe destacar que 2 aerofriadores de la separadora E-955 (C-958 A-B,G-H) y toda la bahía de aerofriadores de la separadora E-1301, no se le ha realizado una mantención desde el año 2010.
- Solucionar el problema de distribución de carga actual en la bahía de aerofriadores de la separadora E-955 y verificar en ambas unidades, en caso de la instalación de nuevos aerofriadores, la distribución homogénea de las cargas, dado que es uno de los factores importantes en la baja eficiencia de la capacidad de enfriamiento.
- Realizar el control de temperatura a la salida de los aerofriadores en la separadora E-955 durante el invierno, debido a que a temperaturas ambientales menores a 13 [°C], disminuye el reflujo de la torre, afectando directamente a la separación de los productos de interés.
- Realizar un cambio en las bandejas del 1 al 25 de la separadora E-955, ya que se ha comprobado que existen problemas hidráulicos en esta zona, lo que implica, una baja eficiencia en la separación en producto de interés.

Referencias

- Amec Foster Wheeler. (2016). *REVAMP DELAYED COKER UNIT 3000*. Process Desing Basis, Concon.
- Aspentech. (2017, Septiembre 10). *www.aspetech.com*. Retrieved from www.aspentech.com/products/aspens-hysys/
- CGM nuclear S.A. (2006). *Estudio de columna E-955 con perfilaje Gamma*. Concon.
- ENAP Refinería Aconcagua. (2014). *Manual de operaciones Unidad Coker*. Concon.
- ENAP Refinería Aconcagua. (2014). *Manual de operaciones DIPE*. Concon.
- ENAP Refinería Aconcagua. (2014). *Manual de operaciones FCC*. Concon.
- ENAP Refinería Aconcagua. (2014). *Manual de operaciones HCK*. Concon.
- ENAP Refinería Aconcagua. (2014). *Manual de operaciones MHC*. Concon.
- ENAP Refinería Aconcagua. (2014). *Manual de operaciones Planta tratamiento de fenoles I*. Concon.
- Enap Refinería Aconcagua. (2014). *Manual de operaciones SWS 1*. Concon.
- ENAP Refinería Aconcagua. (2014). *Manual de operaciones tratamiento livianos 3*. Concon.
- ENAP Refinería Aconcagua. (2014). *Manual de operaciones Unidad Alquilación*. Concon.
- ENAP Refinería Aconcagua. (2014). *Manual de operaciones Unidad ARU*.
- Enap Refinería Aconcagua. (2014). *Manual de operaciones Unidad Butamer*. Concon.
- ENAP Refinería Aconcagua. (2014). *Manual de operaciones Unidad de Efluentes*. Concon.
- Enap Refinería Aconcagua. (2014). *Manual de operaciones Unidad Desodorización*. Concon.
- ENAP Refinería Aconcagua. (2014). *Manual de operaciones Unidad HDG*. Concon.

- ENAP Refinería Aconcagua. (2014). *Manual de operaciones Unidad SHP*. Concon.
- ENAP Refinería Aconcagua. (2014). *Manual de operaciones Unidad Topping 1*. Concon.
- ENAP Refinería Aconcagua. (2014). *Manual de operaciones URA I*. Concon.
- Gutierrez, J. P., Ale Ruiz, E. L., & Erdmann, E. (2017). Energy requirements, GHG emissions and investment costs in natural gas sweetening processes. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*.
- James, R. F., & H.Jawad, M. (2006). *GUIDEBOOK FOR THE DESIGN OF ASME VIII PRESSURE VESSELS*. New York, USA: ASME PRESS.
- Nicolaides S.A. (2010). *Tru-Scan en vacío a diferentes columnas de la refinería ENAP Aconcagua Chile*.
- Perry, R. (1997). *Manual del ingeniero químico* (7^oa ed.). USA: McGraw- HILL.
- Peters, M., & Timmerhaus, K. D. (1991). *Plant Desing and Economics for chemical Engineers*. McGraw-HILL.
- Sunny, A., Salomon, P., & Aparna, K. (2016). Syngas production from regasified liquefied natural gas and its simulation using Aspen HYSYS. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*.
- Treybal, R. E. (2000). *Operaciones de transferencia de masa*. McGraw-HILL.

Anexo A

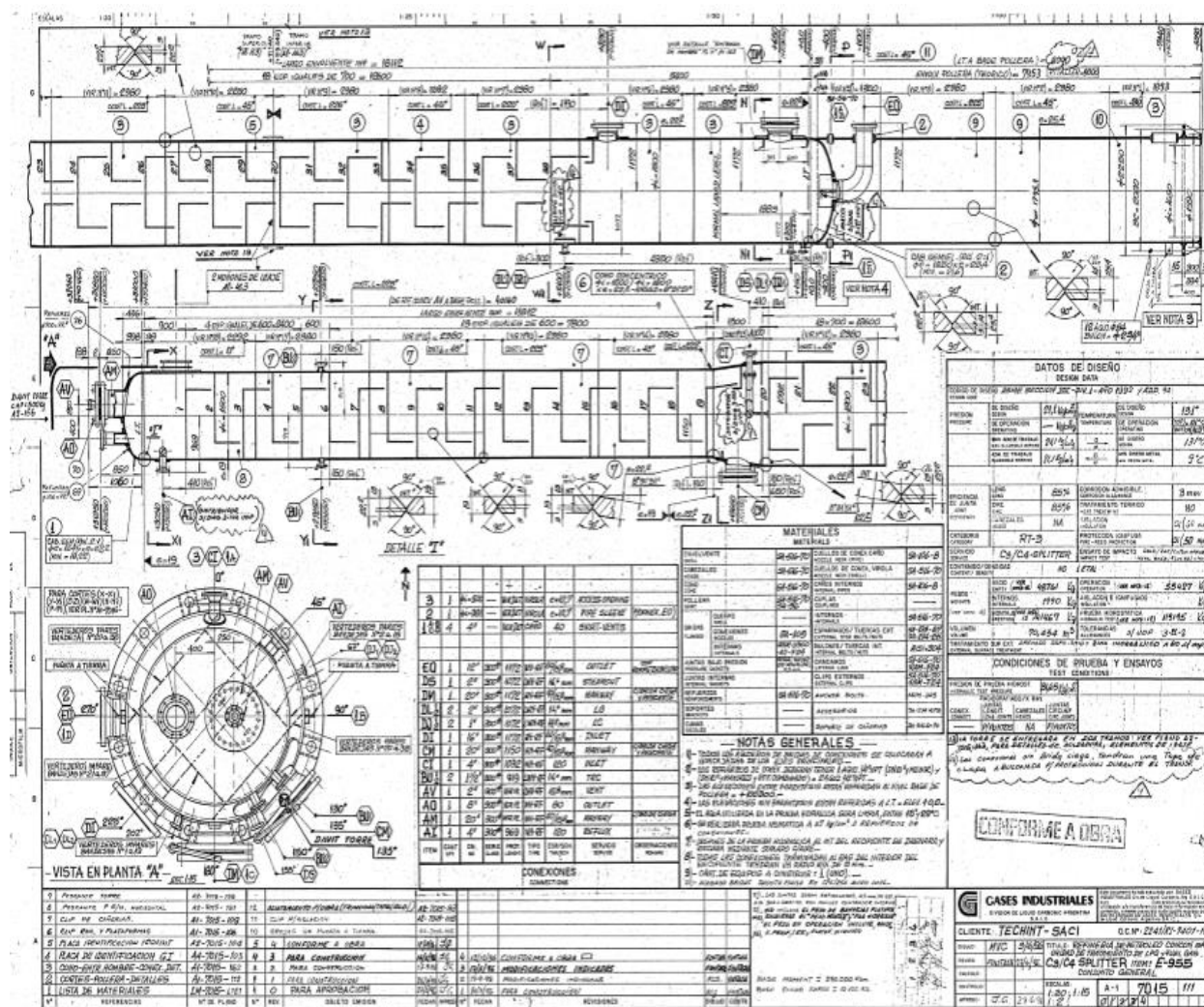


Figura 59: Detalle mecánico separadora E-955

Anexo B

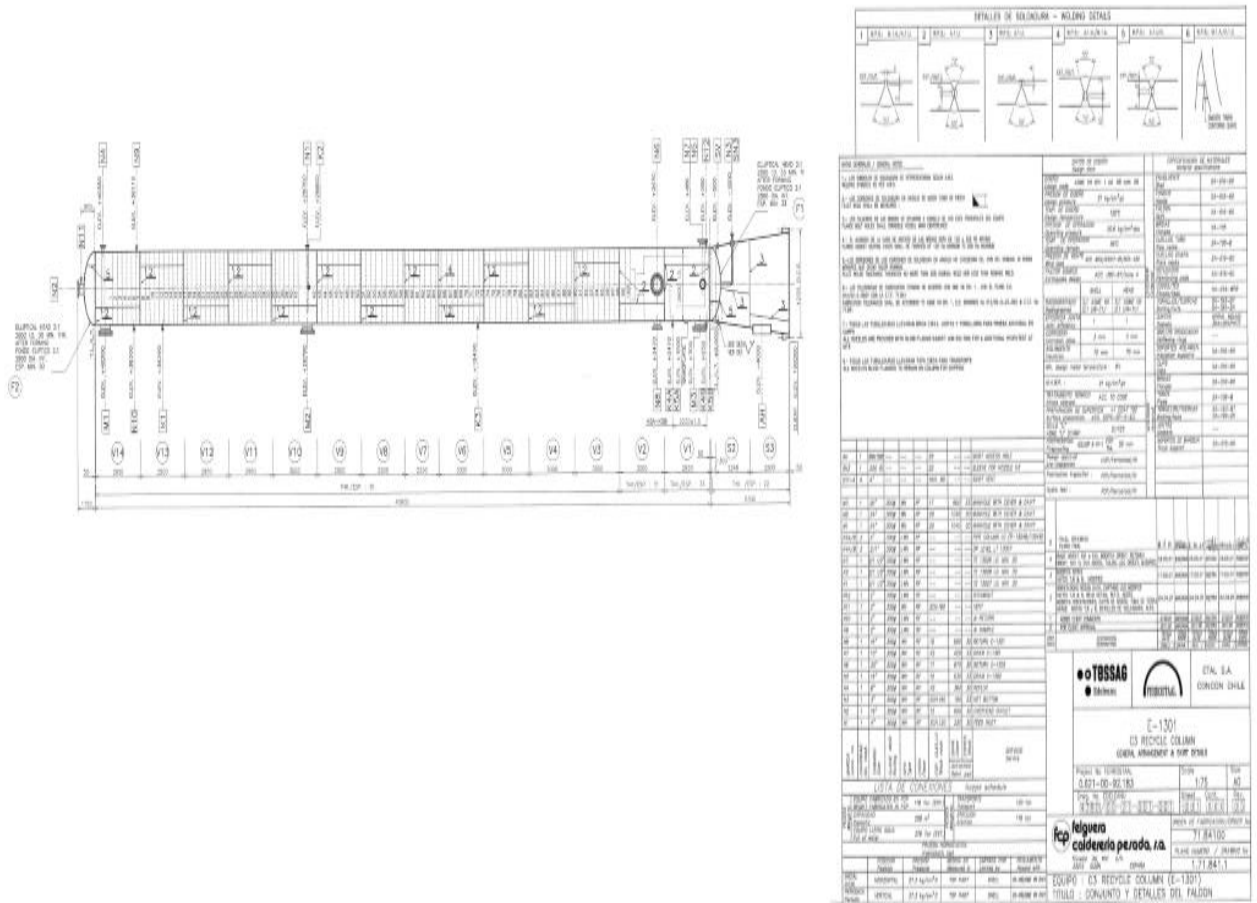


Figura 60: Detalle mecánico separadora E-1301

Anexo C

SMITHSCO Engineering Inc.				AIR COOLED EXCHANGER SPECIFICATION SHEET	Date Thru* 8:50 am *20-FEB-14 Proposal/Job No. 2014B331 Reference 4500168594
Customer Enap Refrigerios				Item No. C-967	
Plant Location Chile					
Service _____					
Model Type _____				No. of Bays _____	
Surface per Unit-Finned Tube 51,920				FIP Base Tubes 2,452	FPI
Heat Exchanged _____				BTU/H MTD (ER) (Counter Flow)	*F
Transfer Rate-Finned Tube Bare Tube, Service _____				BTU/H FIP	
PERFORMANCE DATA-TUBE SIDE					
Fluid Name _____				Lothermal Service Yes [X] No [] IN OUT	
Total Fluid Entering Lb/Hr _____	Density Lb/Ft ³ _____				
SPECIFIC HEAT Specific Heat (Liq/Vap) BTULB/*F _____					
Cond. avg (Liq/Vap) BTUH/Ft ² /°F _____					
Pour/Freeze Point °F _____					
Bubble Point °F _____					
Nucleate Latent Heat BTU/Lb _____					
Pressure _____	Psi				
Pressure Drop Allow/Calc Psi _____					
Fouling resist, Inside RFI hr *FTUB _____					
PERFORMANCE DATA-AIR SIDE					
Air Quantity SCFM Lb/Hr _____	Altitude Ft _____				
Air Quantity Fan ACFM _____	Temperature In °F _____				
Temperature Out °F _____					
DESIGN - MATERIAL - CONSTRUCTION					
Design Pressure 315 Psig Test Pressure 473 Psig Design Temperature 315 /MDMT -20 °F	TUBE Material SA-214 WLD				
TUBE BUNDLE				HEADER,Type PLUG BOX	
Size 3.9 x 20.0 Material SA-516 GR-70					
No. 4 No. Tube Rows 6 No. Passes 4 Slope 0.0000 in/FI OD 1.000 in Min. Thick 0.1090 in					
Bays 2 In Parallel In Series Plug A.1051E24 & 1820 No/Bundlr 117 Length 20.0 FI					
Bundles 4 In Parallel In Series Gasket CS1813 Pitch 2.3125 inD					
Pass Arrangement (Top to Bottom) Corrosion Allowance 0.1250 in FIN Type EXTRUDED					
Rows / Pass 6 / 4 Size In Nozzle () 4.00 SCH 160 SA-106H in Material ALUM					
Turbulators NO Size Out Nozzle () 4.00 SCH 160 SA-106H in OD 2.250 in Stock Thickd. 0.183 in					
Steam Coil NO Rating & Facing 300-RF SA-105 Nv/in 10 Support Chan. / Staple YES					
Hailscreens NO Vent (I) 1-6000 Drain (J) 1-6000 Code-ASME VILDiv 1 YES Stamp ASME					
Lowers NONE (O) TI PI Radiograph YES API-661 Heat Treat YES					
Frame Finish HTCC Coat Galvanize Header Finish WM251 Cost Mesalze Tube Hole Grooving YES					
MECHANICAL EQUIPMENT					
FAN Mtg & Model DRIVER Type SPEED REDUCER Type					
No./Bay RPM S.F. Insul/TR					
Dis. Fl. No. Blades No./Bay Frame HP					
Pitch Angle* RPM Duty					
Mot. Blade Hub Enclosure V & D Support:					
HP/Fan, Dis. DBA VPIC Space Heater Vibraten Switch					
STRUCTURE					
Mounting Walkways					
Windload - PSF Seismic Inlet Header in Outlet/Return in Drive Access in					
Finish _____					
NOTES					
Coil Volume (ft³): 10.					
Plot Area Weight Bundle 5,896 Lbs Total Shipping 27,140 Lbs					

IMPROVAL 4

Figura 61: Datasheet aeroenfriador C-967

Anexo D

DATA SHEET FOR AIR COOLED HEAT EXCHANGERS										Rev	
1	Item No.	C-1315	Design Code	ASME VIII Div 1							
2	Manufacturer	GEA - Bochum	Construction Code	API 661							
4	GENERAL INFORMATION										
5	Max. available plot area for air cooler bank			Code requirement of flange std.	☒ ANSI ☐ DIN						
6	- length / width (m)	18 / 12.5									
7	Structure mounting on	☐ grade ☒ pipe rack		Altitude of plant above sea level (m)	4.4						
8	- elevation above grade (m)	20		Earthquake design factor							
9	Supporting structure	☒ structural steel ☐ concrete		Min. design metal temperature (°C)	9						
10	Fireproofing required	☐ yes ☒ no		Utility steam:							
11	Min. required head clearance (1) (mm)	2200		- temperature normal / max. (°C)	n.a.						
12				- pressure normal / design (kg/cm²g)	n.a.						
13	Screen on top of bundles	☐ yes ☒ no		Utility air:							
14	- passable design	☐ yes ☒ no		- pressure min. / max. (kg/cm²g)	(hold)						
15	Removable fan guards	☒ yes ☐ no		(norm. 2.8)							
16	Galvanizing required for:			Signal air:	Instrument air						
17	☒ bundle frame ☒ plenum ☐ bundle screens			- pressure min. / max. (kg/cm²g)	(hold)						
18	☒ supporting structure ☒ walkways & ladders			(norm. 4.2)							
19	☒ fan guards										
20											
21	AIR SIDE DESIGN DATA					GENERAL TUBE DATA					
22	Air design temperature (°C)	27		Max. allowable number of tube rows	8						
23	Air temperature: min. / max. (°C)	5 / 33		Max. allowable tube length (mm)	(6)						
24	Winterizing temperature (°C)	+1		Min. allow. tube wall thickness (2) (mm)	2.77						
25	Max. allow. air outlet temp. (°C)	n.a.		Preferred tube layout	triangular						
26											
27	Highest mean wind velocity (m/s)	6 (5)		No. of process passes to be installed	☒ even ☐ odd						
28	Fouling coefficient (m²h°C/kcal)	0.0004									
29											
30	GENERAL FAN DATA					GENERAL FIN DATA					
31	Manufacturer	QOPIMCO		Fin material	Aluminium						
32	Min. number of blades	5		Max. allow. number of fins per m	394						
33	Max. allow. tip speed (m/s)	61		Height of fins (mm)	15.75						
34				Min. allowable fin thickness (mm)	0.4						
35	Blade material	PTFE Glass reinforced									
36	Hub material	CS									
37	Max. no. of transmission belts	5									
38											
39	BANK SUMMARY					WEIGHTS & SHIPPING INFORMATION					
40	Total ground area installed (m²)	225		Net mass of:							
41	Total overall bank dimension:			- bundles	[kg]	61,250	3				
42	- length x width (mm)	18 x 12.5		- fan incl. drivers	[kg]	9,900	3				
43	Height of supporting structure from underside of bundles (mm)	4100		- plenum	[kg]						
44				- louvers	[kg]						
45				- supporting steel structure	[kg]	37,200	3				
46	Tot. number of bundles installed	6		- walkways & ladders	[kg]						
47	Tot. number of bays installed	3									
48											
49	Total heat surface installed:										
50	- bare / extended (m²)	1412 / 27282		Total net mass	[kg]	108,300	3				
51											
52	Total surface of louvers (m²)			Heaviest single part	[kg]						
53											
54	Tot. number of fans installed	6		Total shipping weight	[kg]						
55	Total power:			Total required shipping area:	[m²]						
56	- absorb. at min. / des. air temp. (3) (kW)	23.5 / 21.5		- length x width	[m]						
57	- installed (kW)	30		Biggest single part:	[m]						
58				- length x width x height	[m]						
59											
60											
4	Motor data revised	02.02.02	3130	C - 1315 C3 Recycle Column Condenser							
3	Weights added	16.08.01	213 224 313								
2	As built	16.07.01	213 224 313								
1	For purchase	17.11.00	213 224 207								
0	For inquiry	07.07.00	223 224 207								
Rev.	Description	Date	Made	Check	App.	Docum. No.	Customer				
Contractor:	FERROSTAAL AG, Essen / Germany					Docum. No.	438050-D-22-015	Sheet	Of	Rev.	
	● TESSAG					EDLEMANU		1	8	4	
	FERROSTAAL AG Essen Germany					ETAL S.A. CONCON CHILE					

Figura 62: Datasheet aerocooler C-1315

Anexo E

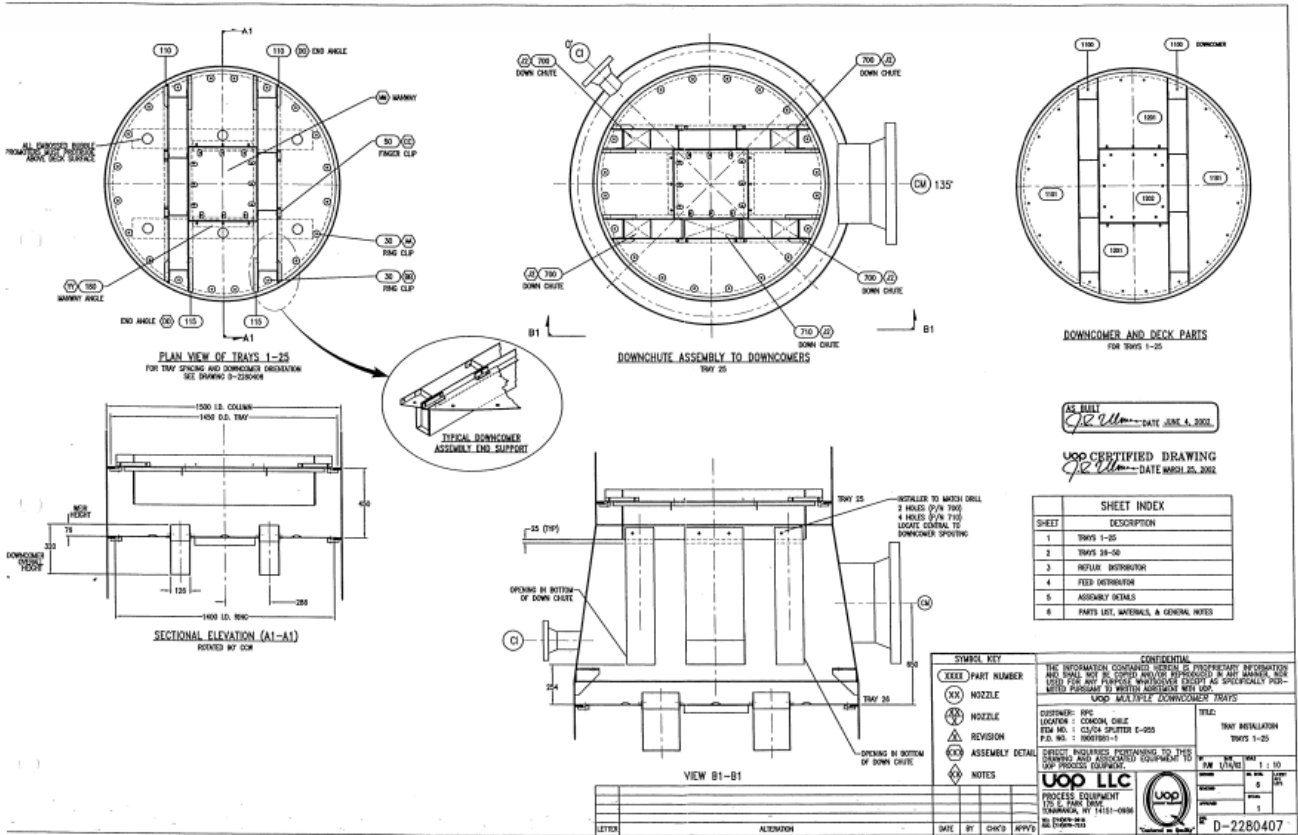


Figura 63: Ingeniería de detalle bandeja 1 al 25 separadora E-955

Anexo F

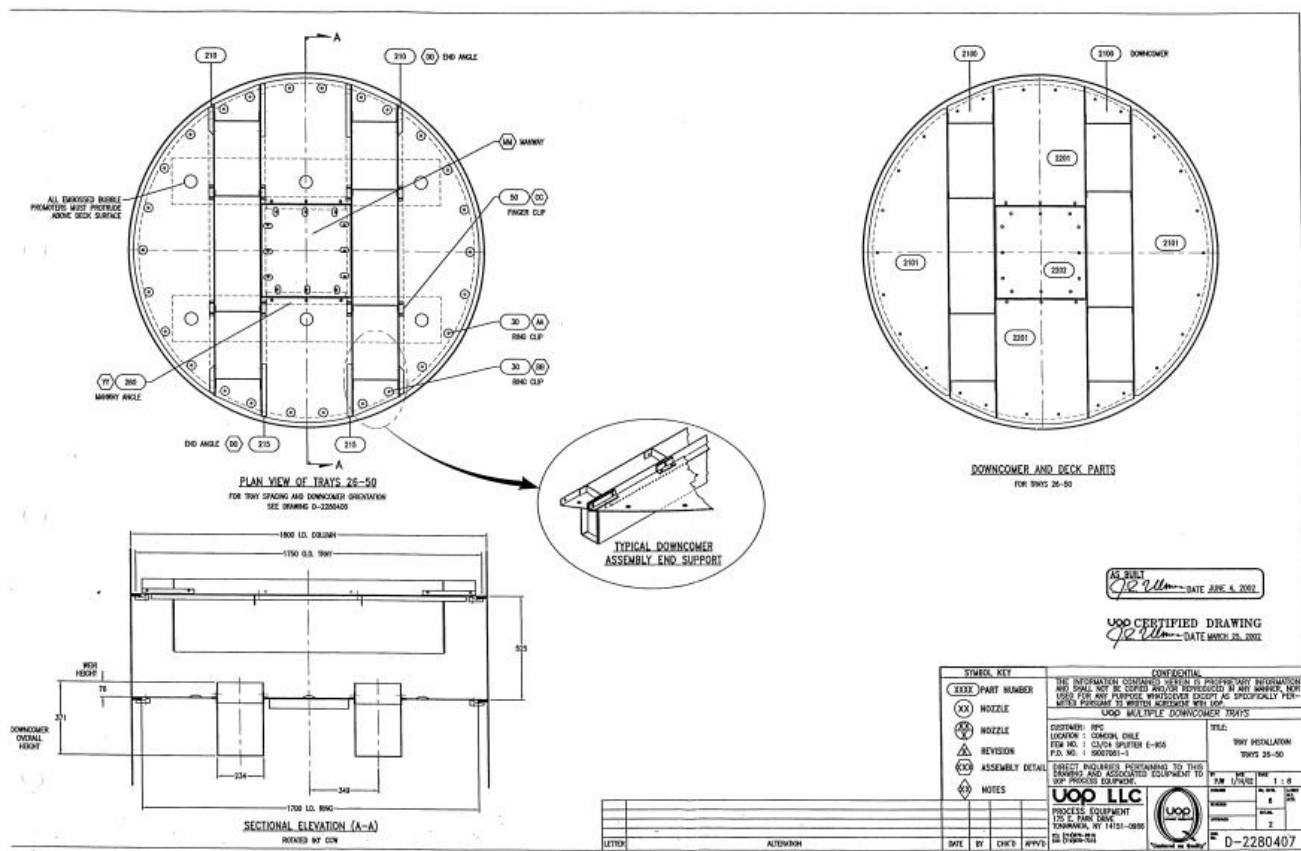


Figura 64: Ingeniería de detalle bandeja 26 al 50 separadora E-955

Anexo G

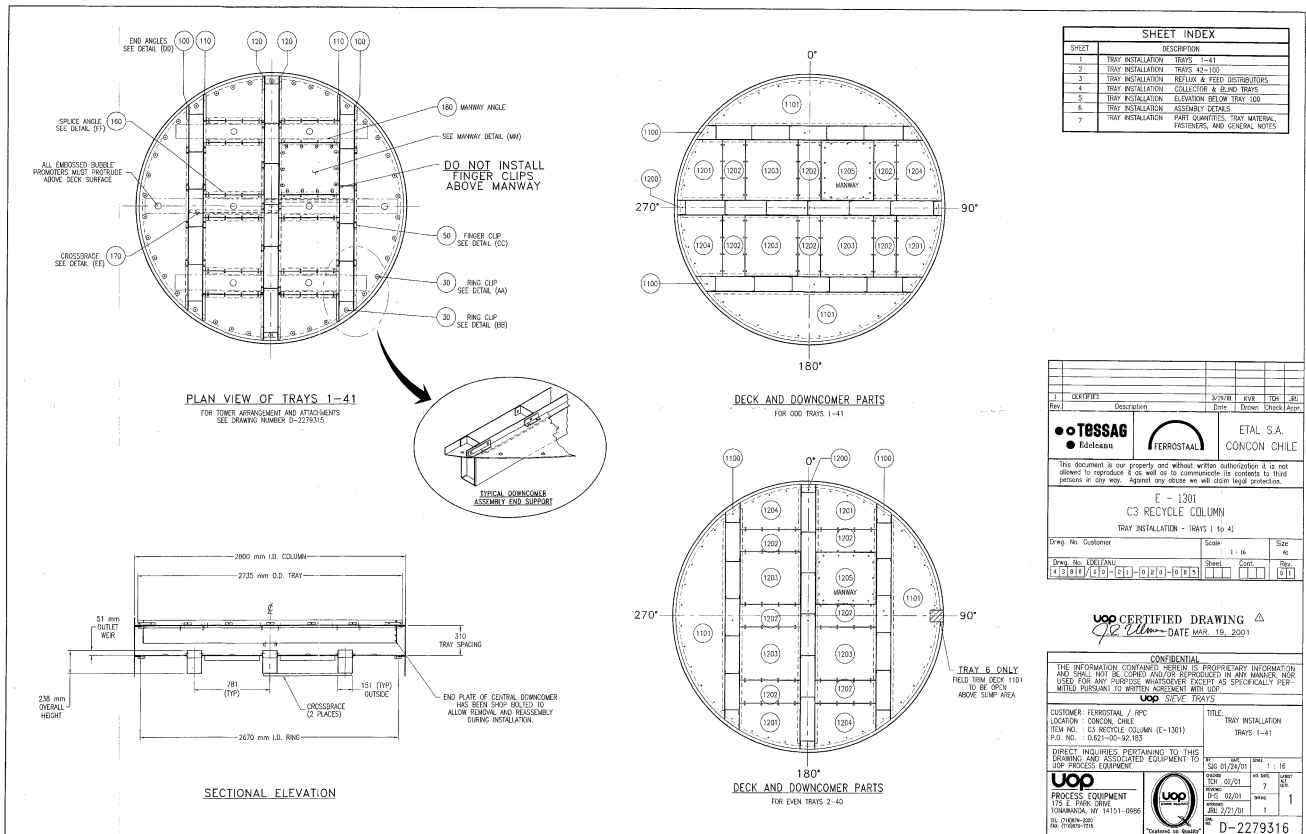


Figura 65: Ingeniería de detalle bandeja 1 al 41 separadora E-1301

Anexo H

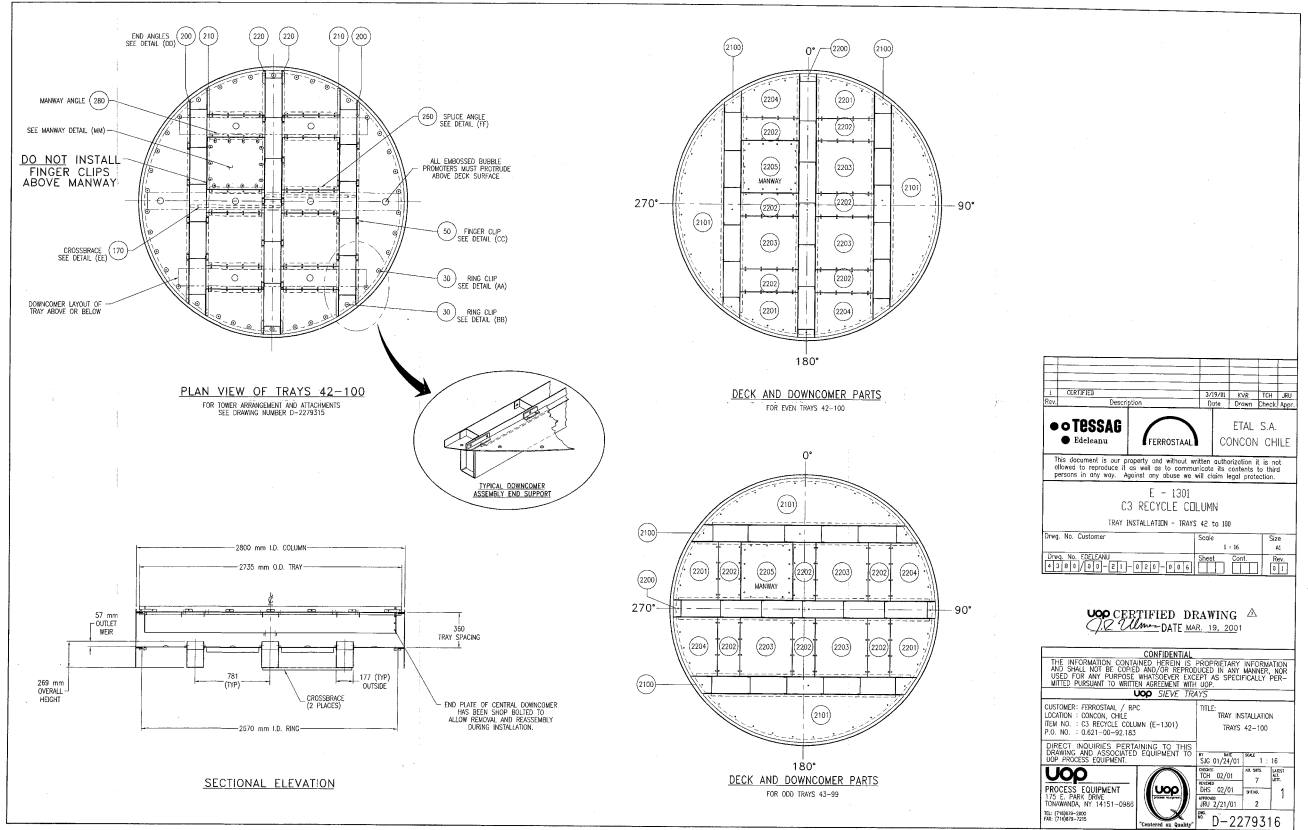


Figura 66: Ingeniería de detalle bandeja 42 al 100 separadora E-1301

Anexo I

Tabla 72: Flujo de caja alternativa control de temperatura a la salida de

INGRESO	UNIDADES	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027
butileno	m3/año		532	532	532	532	532	532	532	532	532	532
Precio propano	US\$/m3	276	300	320	315	312	309	306	303	301	300	298
Precio Butileno	US\$/m3	525	525	525	525	525	525	525	525	525	525	525
Ingreso Operacional	US\$/AÑO	0	119.483	108.849	111.849	113.312	114.804	116.439	117.872	118.977	119.928	120.897
INGRESO Total	US\$/AÑO	0	119.483	108.849	111.849	113.312	114.804	116.439	117.872	118.977	119.928	120.897
COSTOS VARIABLES TOTAL	US\$/AÑO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
COSTOS FIJOS	US\$/AÑO											
MANTENCION	US\$/AÑO	0	5.562	5.562	5.562	5.562	5.562	5.562	5.562	5.562	5.562	5.562
DEPRECIACION	US\$/AÑO	11.124	11.124	11.124	11.124	11.124	11.124	11.124	11.124	11.124	11.124	11.124
COSTOS FIJOS TOTAL	US\$/AÑO	11.124	16.686	16.686	16.686	16.686	16.686	16.686	16.686	16.686	16.686	16.686
COSTOS TOTAL	US\$/AÑO	11.124	16.686	16.686	16.686	16.686	16.686	16.686	16.686	16.686	16.686	16.686
MARGEN OPERACIONAL	US\$/AÑO	0	119.483	108.849	111.849	113.312	114.804	116.439	117.872	118.977	119.928	120.897
UTILIDADES	US\$/AÑO	0	102.798	92.164	95.163	96.627	98.118	99.754	101.187	102.292	103.243	104.211
IMPUESTOS	US\$/AÑO	0	25.699	23.041	23.791	24.157	24.530	24.938	25.297	25.573	25.811	26.053
UTILIDADES DESPUES IMPUESTOS	US\$/AÑO	0	77.098	69.123	71.372	72.470	73.589	74.815	75.890	76.719	77.432	78.158
INVERSIONES	US\$/AÑO	111.237										
DEPRECIACION	US\$/AÑO	0	11.124	11.124	11.124	11.124	11.124	11.124	11.124	11.124	11.124	11.124
FLUJO NETO	US\$/AÑO	-111.237	88.222	80.246	82.496	83.594	84.712	85.939	87.014	87.843	88.556	89.282
Flujo neto actualizado	US\$/AÑO	-111.237	88147	80110	82286	83310	84353	85502	86498	87248	87881	88527
Flujo neto actualizado acu	US\$/AÑO	-111.237	-23090	57021	139307	222617	306970	392472	478970	566217	654098	742625

Anexo J

Tabla 73: Flujo de caja, alternativa cambio bandeja 1 al 25 separadora E-955

INGRESO	UNIDADES	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027
butileno	m3/año		591	591	591	591	591	591	591	591	591	591
Precio propano	US\$/m3	276	300	320	315	312	309	306	303	301	300	298
Precio Butileno	US\$/m3	525	525	525	525	525	525	525	525	525	525	525
Ingreso Operacional	US\$/AÑO	0	132.734	120.921	124.253	125.879	127.535	129.352	130.944	132.172	133.228	134.304
INGRESO Total	US\$/AÑO	0	132.734	120.921	124.253	125.879	127.535	129.352	130.944	132.172	133.228	134.304
COSTOS VARIABLES TOTAL	US\$/AÑO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
COSTOS FIJOS	US\$/AÑO											
MANTENCION	US\$/AÑO	0	6.111	6.111	6.111	6.111	6.111	6.111	6.111	6.111	6.111	6.111
DEPRECIACION	US\$/AÑO	12.222	12.222	12.222	12.222	12.222	12.222	12.222	12.222	12.222	12.222	12.222
COSTOS FIJOS TOTAL	US\$/AÑO	12.222	18.333	18.333	18.333	18.333	18.333	18.333	18.333	18.333	18.333	18.333
COSTOS TOTAL	US\$/AÑO	12.222	18.333	18.333	18.333	18.333	18.333	18.333	18.333	18.333	18.333	18.333
MARGEN OPERACIONAL	US\$/AÑO	0	132.734	120.921	124.253	125.879	127.535	129.352	130.944	132.172	133.228	134.304
UTILIDADES	US\$/AÑO	0	114.401	102.588	105.920	107.546	109.202	111.019	112.611	113.839	114.895	115.971
IMPUESTOS	US\$/AÑO	0	28.600	25.647	26.480	26.886	27.301	27.755	28.153	28.460	28.724	28.993
UTILIDADES DESPUES IMPUESTOS	US\$/AÑO	0	85.801	76.941	79.440	80.659	81.902	83.264	84.458	85.379	86.171	86.978
INVERSIONES	US\$/AÑO	122.222										
DEPRECIACION	US\$/AÑO	0	12.222	12.222	12.222	12.222	12.222	12.222	12.222	12.222	12.222	12.222
FLUJO NETO	US\$/AÑO	-122.222	98.023	89.163	91.662	92.881	94.124	95.487	96.680	97.601	98.393	99.200
Flujo neto actualizado	US\$/AÑO	-122.222	97940	89011	91429	92566	93725	95001	96107	96940	97644	98361
Flujo neto actualizado acu	US\$/AÑO	-122.222	-24282	64729	156158	248724	342449	437450	533557	630497	728141	826502

