

PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATÓLICA DE VALPARAISO
FACULTAD DE INGENIERIA
ESCUELA DE INGENIERIA QUIMICA



PROYECTO PARA OPTAR AL TITULO DE INGENIERO CIVIL
QUIMICO

EVALUACIÓN TÉCNICO ECONÓMICA DE LA ESTABILIZADORA DE GASOLINA E-501

Cristian Meneses Sánchez

Profesores Guías:

Luis Vega Alarcón
José Torres Titus

2014

AGRADECIMIENTOS

A Jesucristo mi Señor, agradecido por su bondad y apoyo constante, le honro con este mi trabajo confiando que sea de testimonio para muchos, de su excelencia que me ha enseñado. Le doy gracias por mis padres a quienes me dio para aportar a mi vida lo que soy hoy. Le doy gracias por mis padres espirituales también, quienes con esfuerzo y amor me forjan cada día para enfrentar al mundo conforme al plan de Dios para mi vida.

A mis padres, Guillermo Meneses y María Soledad Sánchez, por su amor y entrega para conmigo, que sin duda ha sido un gran esfuerzo que es mi gozo poder recompensar hoy, pues añadió valor a mi vida.

A mis padres espirituales, Willy Toro y María Verónica Leddihn, quienes me dieron un lugar importante junto a su familia, impulsándome siempre en el llamado de Dios para mi vida, en donde mi titulación es sólo un paso importante para alcanzar tan codiciada meta.

A mis profesores guías, Luis Vega y Jorge Torres, que con paciencia y ánimo se dispusieron a guiarme y apoyar para concretar este proceso de titulación, cerrando una etapa importante en mi vida.

A profesor Jaime Fernández, quien colaboró a que este trabajo fuese presentado con excelencia.

A Rocío Acosta, por su apoyo y ayuda en la redacción y presentación de este informe de memoria, quien me acompañó en este desarrollo.

RESUMEN

Este informe presenta los resultados obtenidos al evaluar técnico económicamente la estabilizadora de gasolina E-501, en el simulador comercial de procesos *Hysys Process Modeling v7.1*, para hallar los puntos críticos de la unidad e identificar las eventuales mejoras que se deban realizar.

En primera instancia, se identificó dónde se estaban presentando las limitaciones en el proceso, analizando históricamente las variables de proceso que están conectadas a los instrumentos de medición: flujo, temperatura, presión, apertura de válvula de control; hallándose limitaciones en la válvula de control del tope que restringe el paso de los vapores. Entonces, el problema fue abordado recopilando primeramente toda la información necesaria para la simulación como: diagrama de flujo de la unidad estabilizadora, diagrama de tuberías e instrumentación o P&ID, fichas técnicas o data sheets correspondientes a los equipos y elementos anexos, para poder representar el proceso en el simulador.

Los resultados obtenidos en la simulación, mostraron que efectivamente una limitación al proceso es la válvula de control del tope que restringe el paso de los vapores, sin embargo al simular la operación a un flujo mayor del actual ($732 \text{ Sm}^3/\text{día}$ a $1.190 \text{ Sm}^3/\text{día}$), se halló que el intercambiador que enfría el producto de gasolina estabilizada requiere una capacidad de flujo másico mayor para enfriar toda la masa disponible de producto, y que el rehervidor de fondo necesita también mayor capacidad de flujo másico de producto de fondo para entregar todo el calor necesario para el proceso de estabilización de acuerdo al balance de energía.

Se identificó que para solucionar los puntos críticos encontrados y poder estabilizar en la unidad toda la gasolina no estabilizada disponible, $1.190 \text{ Sm}^3/\text{día}$ (36.484 kg/h), se requiere reemplazar la válvula de control FR-503 de los gases ácidos de tope y los intercambiadores de calor C-501, C-502 A/B, y el rehervidor de fondo C-504. La implementación de las modificaciones tiene un costo de inversión de US\$1.755.635, lo cual traerá un incremento en la rentabilidad de la unidad estimado en US\$1.006.302 por año, y de US\$1.402.900 en el año final de la vida útil del proyecto.

ÍNDICE

GLOSARIO	xi
INTRODUCCIÓN	1
OBJETIVO DE LA MEMORIA	2
CAPÍTULO 1	4
ENAP REFINERÍA ACONCAGUA	4
1.1 Antecedentes generales de ENAP – ERA	4
1.2 Materias primas.	6
1.3 Principales productos de ERA.	7
1.4 Producción diaria.	8
1.5 Principales residuos.	8
1.6 Procesos productivos.	9
1.7 ÁREA DE FRACCIONAMIENTO (TVS).	10
1.7.1 Plantas de Topping 1 y 2	10
1.7.2 Planta Viscorreductora (Visbreaking) - Coker.	11
1.7.3 Unidades de solventes 1 y 2.	12
1.7.4 Unidad Merox (I, II, III y IV).	12
1.7.5 Unidad de reducción de bencenos en gasolinas.	12
1.8 ÁREA DE CRACKING CATALÍTICO.	12
1.8.1 Planta craqueo catalítico fluidizado (CCF).	12
1.8.2 Planta de alquilación.	12
1.8.3 Unidad de tratamiento de gases ácidos o livianos (I, II y III).	13
1.8.4 Plantas de Azufre (URA I y II).	13
1.8.5 Planta de ácido sulfúrico.	13
1.8.6 Sour Water Stripper (SWS I y II).	13
1.8.7 Planta de DIPE (di-isopropil-éter).	14
1.9 ÁREA HIDRÓGENO.	14
1.9.1 Planta de hidrocracking (HDS o HCK).	14
1.9.2 Planta de Isomerización (PENEX).	14
1.9.3 Planta de hidrocraqueo suave (MHC).	14
1.9.4 Planta desulfurizadora de nafta (LNHT).	15

1.9.5	Planta de hidrotratamiento de nafta (NHT).....	15
1.9.6	Planta de Reformación Catalítica Continua (CCR).....	15
1.9.7	Planta desulfurizadora de nafta de CCF (HDG).....	15
1.9.8	Planta de hidrosulfurización o hidrotratamiento de nafta y diesel (HDT).....	15
1.10	UNIDAD ESTABILIZADORA DE GASOLINA E-501.....	16
CAPÍTULO 2.....		17
PROCESO DE LA E-501		17
2.1	Historia de la E-501 y situación problemática actual.	17
2.2	Descripción del proceso.	19
2.3	Productos y subproductos.	22
CAPÍTULO 3.....		23
CORRIENTES DEL PROCESO.....		23
3.1	Descripción de las corrientes de proceso.....	24
3.2	Balance de masa.	27
	Corrección de las medidas de flujo.....	28
3.3	Reconstrucción de las corrientes de alimentación al proceso.....	34
CAPÍTULO 4.....		47
SIMULACIÓN EN HYSYS		47
	Modelos matemáticos del simulador hysys	49
4.1	Ingreso de los datos al simulador.....	51
4.2	Simulación con la corriente reconstruida en condiciones actuales.....	59
4.3	Simulación con la corriente reconstruida de diseño.	61
4.4	Identificación de puntos críticos.	63
❖	Puntos críticos en el proceso alimentado con la corriente reconstruida en condiciones actuales.....	64
CAPÍTULO 5.....		83
DISEÑO DE EQUIPOS Y SELECCIÓN DE VÁLVULA		83
5.1	Equipos anexos y válvulas de control actuales en la unidad.	83
❖	Integrador de carga C-501.	84
❖	Enfriador de producto C-502.....	85
❖	Rehervidor de fondo C-504 termosifón vertical.	86
❖	Válvula de control FR-503.....	87
5.2	Diseño de intercambiadores de calor.....	88

❖ Integrador de carga C-501.....	88
❖ Enfriador de producto C-502.....	95
❖ Rehervidor de fondo C-504.....	102
5.3 Válvula de control.....	109
CAPÍTULO 6	112
EVALUACIÓN ECONÓMICA	112
6.1 Costo de los equipos y depreciación.....	112
6.2 Ingresos y gastos.....	115
6.3 Capital total de inversión.....	116
6.4 Flujo de caja.....	117
CAPÍTULO 7.....	119
CONCLUSIONES GENERALES	119
ANEXO A SIMULACIÓN DE PROCESOS	121
A-1 Fundamentos y aplicación de la simulación de procesos.....	121
A-2 Uso de un simulador de procesos en la resolución de problemas.....	124
A-3 SIMULADORES COMERCIALES DE PROCESO	125
A-4 Modelos matemáticos del simulador Hysys.....	130
ANEXO B TABLAS Y FIGURAS PARA EL DISEÑO	136
BIBLIOGRAFÍA.....	144

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1.1 Distribución de ENAP en Chile.....	5
Figura 1.2.1 Logística de recepción de materias primas, terminal de procesamiento, y movimiento de productos.....	6
Figura 1.6.1 Diagrama de flujo de los procesos productivos en ERA.....	10
Figura 2.1.1 Alimentación de gasolina no estabilizada a la E-501.....	18
Figura 2.1.2 Apertura de la válvula de gases y vapores del acumulador de tope.....	18
Figura 2.2.1 Diagrama de flujo del proceso de la estabilizadora de gasolina E-501.....	21
Figura 3.1 Corrientes principales del proceso.....	23
Figura 3.1.1 Test run realizado a la unidad estabilizadora.....	25

Figura 3.3.1 Reconstrucción de la alimentación a partir de las corrientes de salida analizadas en laboratorio.	35
Figura 3.3.2 Nafta proveniente del Stripper E-1802 de HDT.	36
Figura 3.3.3 Gasolina proveniente del Stripper E-1201 de HCK.	40
Figura 4.1.1 Asistente para el ingreso de los datos del proceso al simulador.	52
Figura 4.1.2 Selección e ingreso de los componentes de las corrientes principales del proceso.	53
Figura 4.1.3 Selección del modelo matemático para el proceso.	53
Figura 4.1.4 Asistente para ingreso de la curva ASTM y densidad.	54
Figura 4.1.5 Asistente para la asignación del Blend.	54
Figura 4.1.6 Asistente para la asignación de nombre y corriente al Blend en el Oil Environment.	55
Figura 4.1.7 Diagrama de flujo general del proceso de la unidad estabilizadora de gasolina E-501.	56
Figura 4.1.8 Diagrama de flujo del circuito de tope de la columna E-501.	57
Figura 4.1.9 Diagrama de flujo del circuito de fondo de la columna E-501.	58
Figura 4.4.1 Ejemplo del dimensionamiento de válvula en Hysys.	80
Figura 5.3.1 Flujo característico de la nueva válvula de control, flujo lineal.	109
Figura A-2.1 Etapas de la estrategia de aprendizaje basado en problemas.	124
Figura B1 Factor térmico para intercambiador de calor 1-2 (Kern, 1999, 933).	137
Figura B2 Factores de fricción para el lado de los tubos (Kern, 1999, 941).	138
Figura B3 Diámetros equivalentes para el lado de la coraza según arreglo de tubos (Kern, 1999, 943).	139
Figura B4 Factores de fricción para el lado de la coraza (Kern, 1999, 944).	140

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.4.1 Producción de ERA.	8
Tabla 2.3.1 Especificación del producto de gasolina estabilizada (ENAP, 2013).	22
Tabla 3.1.1a Curvas de destilación ASTM D-86.	26
Tabla 3.1.1b Composición de las corrientes principales.	27
Tabla 3.2.1 Flujos máscicos y volumétricos entregados por Hysys para el balance de masa, a condiciones estándar, 15,6 °C y 1 atm.	27
Tabla 3.2.2 Balance de masa global.	28

Tabla 3.2.3 Datos del transmisor conectado al panel de control.....	28
Tabla 3.2.4 Datos dimensionales de la placa orificio propios de las instalaciones en ERA.	29
Tabla 3.2.5 Propiedades termodinámicas de las corrientes de proceso.....	29
Tabla 3.2.6 Flujos volumétricos corregidos de las corrientes principales del proceso.	34
Tabla 3.2.7 Balance de masa global.....	34
Tabla 3.3.1 Descripción de la alimentación actual reconstruida.	35
Tabla 3.3.2 Tabla de balance de masa y energía de la unidad del Stripper E-1802.	37
Tabla 3.3.3 Tabla representativa de la composición de las corrientes de proceso.	38
Tabla 3.3.4 Tabla de balance de masa y energía de la unidad del Stripper E-1201.	41
Tabla 3.3.5 Tabla representativa de la composición de las corrientes de proceso.	42
Tabla 3.3.6 Curvas de destilado de la alimentación desde HDT.....	43
Tabla 3.3.7 Componentes livianos de la alimentación desde HDT.	43
Tabla 3.3.8 Curvas de destilado de la carga desde HCK.	44
Tabla 3.3.9 Componentes livianos de la carga de proceso de HCK.	44
Tabla 3.3.10 Descripción de la alimentación por diseño reconstruida.....	45
Tabla 4.1 Equipamiento disponible en el simulador comercial Hysys.	49
Tabla 4.2 Tabla comparativa de flujos volumétricos entre modelos con la realidad.	50
Tabla 4.2.1a Vapores de la E-501 a craqueo catalítico o antorcha.	59
Tabla 4.2.3a Gasolina Estabilizada que sale a la siguiente unidad de proceso.	60
Tabla 4.2.1b Vapores de la E-501 a craqueo catalítico o antorcha.	60
Tabla 4.2.2b LPG al rectificador del hidrocrqueo.....	60
Tabla 4.2.3b Gasolina Estabilizada que sale a la siguiente unidad de proceso.....	61
Tabla 4.3.1a Vapores de la E-501 a craqueo catalítico o antorcha.	61
Tabla 4.3.2a LPG al rectificador del hidrocrqueo.....	62
Tabla 4.3.3a Gasolina Estabilizada que sale a la siguiente unidad de proceso.....	62
Tabla 4.3.1b Vapores de la E-501 a craqueo catalítico o antorcha.	63
Tabla 4.3.2b LPG al rectificador del hidrocrqueo.....	63
Tabla 4.3.3b Gasolina Estabilizada que sale a la siguiente unidad de proceso.....	63
Tabla 4.4.1a Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.	64
Tabla 4.4.2a Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.	64

Tabla 4.4.3a Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.	65
Tabla 4.4.4a Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.	65
Tabla 4.4.5a Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.	65
Tabla 4.4.6a Comparación entre la capacidad de precalentamiento necesaria para el circuito de entrada de la gasolina y la capacidad de precalentamiento del intercambiador de calor.	66
Tabla 4.4.7a Comparación entre la capacidad de enfriamiento necesaria para el circuito de salida de la gasolina y la capacidad de enfriamiento del intercambiador de calor.	66
Tabla 4.4.8a Comparación entre la capacidad de enfriamiento necesaria para el circuito de tope y la capacidad de enfriamiento del condensador.	66
Tabla 4.4.9a Comparación entre la capacidad de calor necesaria para el circuito de fondo y la capacidad de calor del rehervidor.	67
Tabla 4.4.10a Comparación entre la capacidad hidráulica necesaria para el producto de fondo de la E-501 y la capacidad de la bomba existente.	67
Tabla 4.4.11a Comparación entre la capacidad hidráulica necesaria para el reflujo y la capacidad de la bomba existente.	67
Tabla 4.4.1b Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.	68
Tabla 4.4.2b Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.	68
Tabla 4.4.3b Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.	68
Tabla 4.4.4b Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.	69
Tabla 4.4.5b Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.	69
Tabla 4.4.6b Comparación entre la capacidad de precalentamiento necesaria para el circuito de entrada de la gasolina y la capacidad de precalentamiento del intercambiador de calor.	69
Tabla 4.4.7b Comparación entre la capacidad de enfriamiento necesaria para el circuito de salida de la gasolina y la capacidad de enfriamiento del intercambiador de calor.	70
Tabla 4.4.8b Comparación entre la capacidad de enfriamiento necesaria para el circuito de tope y la capacidad de enfriamiento del condensador.	70
Tabla 4.4.9b Comparación entre la capacidad de calor necesaria para el circuito de fondo y la capacidad de calor del rehervidor.	70
Tabla 4.4.10b Comparación entre la capacidad hidráulica necesaria para el producto de fondo de la E-501 y la capacidad de la bomba existente.	71

Tabla 4.4.11b Comparación entre la capacidad hidráulica necesaria para el reflujo y la capacidad de la bomba existente	71
Tabla 4.4.1c Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.	72
Tabla 4.4.2c Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.	72
Tabla 4.4.3c Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.	73
Tabla 4.4.4c Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.	73
Tabla 4.4.5c Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.	73
Tabla 4.4.6c Comparación entre la capacidad de precalentamiento necesaria para el circuito de entrada de la gasolina y la capacidad de precalentamiento del intercambiador de calor.	74
Tabla 4.4.7c Comparación entre la capacidad de enfriamiento necesaria para el circuito de salida de la gasolina y la capacidad de enfriamiento del intercambiador de calor.	74
Tabla 4.4.8c Comparación entre la capacidad de enfriamiento necesaria para el circuito de tope y la capacidad de enfriamiento del condensador.....	74
Tabla 4.4.9c Comparación entre la capacidad de calor necesaria para el circuito de fondo y la capacidad de calor del rehervidor.	75
Tabla 4.4.10c Comparación entre la capacidad hidráulica necesaria para el producto de fondo de la E-501 y la capacidad de la bomba existente.	75
Tabla 4.4.11c Comparación entre la capacidad hidráulica necesaria para el reflujo y la capacidad de la bomba existente.....	75
Tabla 4.4.1d Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.	76
Tabla 4.4.2d Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.	76
Tabla 4.4.3d Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.	77
Tabla 4.4.4d Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.	77
Tabla 4.4.5d Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.	77
Tabla 4.4.6d Comparación entre la capacidad de precalentamiento necesaria para el circuito de entrada de la gasolina y la capacidad de precalentamiento del intercambiador de calor.	78
Tabla 4.4.7d Comparación entre la capacidad de enfriamiento necesaria para el circuito de salida de la gasolina y la capacidad de enfriamiento del intercambiador de calor.	78

Tabla 4.4.8d Comparación entre la capacidad de enfriamiento necesaria para el circuito de tope y la capacidad de enfriamiento del condensador.....	78
Tabla 4.4.9d Comparación entre la capacidad de calor necesaria para el circuito de fondo y la capacidad de calor del rehervidor.	79
Tabla 4.4.10d Comparación entre la capacidad hidráulica necesaria para el producto de fondo de la E-501 y la capacidad de la bomba existente.	79
Tabla 4.4.11d Comparación entre la capacidad hidráulica necesaria para el reflujo y la capacidad de la bomba existente.	79
Tabla 5.1.1 Data sheet intercambiador de calor C-501.	84
Tabla 5.1.2 Data sheet intercambiador de calor C-502 A/B.	85
Tabla 5.1.3 Data sheet intercambiador de calor C-504.	86
Tabla 5.1.4 Data sheet válvula de control FR-503.	87
Tabla 5.2.1 Parámetros de operación del integrador de carga C-501.....	88
Tabla 5.2.2 Resultados equipo de transferencia de calor.	94
Tabla 5.5.3 Condiciones de proceso enfriamiento futuro de producto de gasolina estabilizada.....	95
Tabla 5.5.4 Resumen geometría de los tubos y la coraza.	96
Tabla 5.5.5 Condiciones de proceso rehervidor futuro de producto de gasolina estabilizada.	102
Tabla 5.5.6 Resumen geometría de los tubos y la coraza.	103
Tabla 5.3.1 Condiciones de servicio para dimensionamiento y cotización de válvula en INECO Chile. 109	
Tabla 5.3.2 Especificación de la válvula de control de tope cotizada en INECO Chile.	110
Tabla 6.1.1 Requerimientos para los equipos de transferencia de calor.	112
Tabla 6.1.2 Costo estimado de los equipos de transferencia de calor al 2014 (Matche, 2013).....	113
Tabla 6.1.3 Costo de los equipos nuevos para el proceso.	113
Tabla 6.1.4 Depreciación de los equipos de proceso adquiridos.	114
Tabla 6.2.1 Incremento de gasolina estabilizada obtenida tras la mejora encontrada.....	115
Tabla 6.2.2 Costo de los utilities para el proceso al 2004 (Sinnott, 2005, 264).....	115
Tabla 6.3.1 Estimación del capital total de inversión (Peters and Timmerhaus, 2002, 251).	116
Tabla 6.4.1 Flujo de caja inversión en unidad estabilizadora de gasolina E-501.....	117
Tabla A-3.1 Equipamiento disponible en el simulador comercial Hysys.	129
Tabla A-4.1 Modelos matemáticos en Hysys (IQUCE, 2013).....	130
Tabla A-4.2 Tabla comparativa de flujos volumétricos entre modelos con la realidad.	135
Tabla B1 Coeficientes aproximados totales de transferencia de calor, caída de presión permisible y factor de ensuciamiento total (Kern, 1999, 945).....	141

Tabla B2 Cuenta de tubos para arreglo triangular (Kern, 1999, 947).	142
Tabla B3 Datos de tubos según para intercambiadores de calor (Kern, 1999, 948).	143

GLOSARIO

A continuación, se listan y definen todos los términos típicos del informe:

Aguas arriba: Hace referencia a hablar de las plantas de proceso anteriores a la planta de estudio en cuestión.

Alimentación reconstruida: Hace referencia a la corriente que entra al proceso de la unidad estabilizadora de gasolina E-501, ya sea en condiciones actuales o de diseño.

ANSI: Son las siglas en inglés que hacen referencia a la American National Standards Institute, o en español al Instituto Nacional Estadounidense de Estándares, que se utiliza para supervisar el desarrollo de estándares para productos, servicios, procesos y sistemas en los Estados Unidos, y que en lo que respecta a este informe, establece una norma para obtener el dimensionamiento de válvulas.

ASTM D-86: Es la norma que define el método de prueba para la destilación de productos del petróleo a presión atmosférica.

Componentes hipotéticos: Supuestos componentes generados por el simulador al tomar los datos de la curva ASTM D-86 y la densidad, para simular una corriente lo más completa posible.

Data sheet: Es la documentación que contiene toda la información referente a las condiciones de proceso, datos del diseño mecánico, datos dimensionales; de un equipo en cuestión.

DCS: Son las siglas que hacen referencia al Digital Control System o sistema de control digital, de los instrumentos en terrenos que miden el valor de la variable de proceso.

E-501: Es la columna de estabilización de la gasolina de ERA, ubicada en el área 500.

ENAP: Son las siglas que hacen referencia a la Empresa Nacional del Petróleo.

ERA: Son las siglas que hacen referencia a la filial Enap Refinerías Aconcagua S.A.

Estabilizada: Hace referencia a una gasolina con una baja presión de vapor para que no se evapore a presión atmosférica.

FCC: Son las siglas en inglés que hacen referencia a la planta Fluidized catalyc cracking, o en español planta de craqueo catalítico de lecho fluidizado (CCF).

Fisher: Fabricante de válvulas e instrumentos de medida para líneas de proceso.

Gas oil: Fracción más pesada del petróleo obtenida en el fraccionamiento atmosférico y de vacío de Topping 1 y 2.

HCK: Siglas que hacen referencia a la planta de Hydrocracking o Hidrocraqueo.

HDT: Siglas que hacen referencia a la planta de Hydrotreating o Hidrotratamiento.

Hysys Proccess Modelating v7.1: Simulador de procesos comercial versión 7.1, utilizado para el desarrollo de este proyecto de tesis.

LPG: Son las siglas para identificar al producto comercial de refinería, liquefied petroleum gas, o gas licuado de petróleo (GLP) en español.

MHC: Siglas que hacen referencia a la planta de Mild Hydrocracking o Hidrocraqueo suave.

Modelo matemático: Representación matemática que describe todas las relaciones matemáticas derivadas de las leyes de conservación, las leyes de la termodinámica, y las restricciones de control y de diseño previamente establecidas, que representan un proceso.

Nafta: Es el éter de petróleo obtenido en la extracción intermedia del fraccionamiento atmosférico.

PI-link: Software de simulación que provee una interface virtual para visualizar los datos del DCS, crear diagramas de procesos, y que en lo particular a ERA, es utilizado como una herramienta de común entendimiento para operadores e ingenieros de proceso.

Punto crítico: Cualquier tipo de factor que impide o reduce el flujo normal de un proceso, ya sea este productivo o económico.

P-XXXY: ERA, para referirse a los productos obtenidos de cada unidad de proceso, utiliza esta nomenclatura para entendimiento universal. Los números “XXX” señalan el área de la unidad de proceso, mientras que “Y” señala el producto que se obtuvo. A modo de ejemplo, se ilustra a continuación:

Nomenclatura	Área	Producto
P – 302	300 – MHC	2 – Gasolina
P – 1803	1800 – HDT	3 – Nafta
P – 1202	1200 – HCK	2 – Gasolina

Nomenclatura	Producto
1	Livianos
2	Gasolina
3	Nafta
4	Queroseno
5	Diesel
6	Gas oil

RVP: Son la siglas para hacer referencia a Reid Vapour Pressure, que se utiliza como una medida de la volatilidad, definiéndose como la presión de vapor absoluta ejercida por un líquido a 37,8 °C.

Sm³/día: Hace referencia a los metros cúbicos por día de flujo volumétrico en condiciones estándar, 15,6 °C y 1 atm.

Spare: En español “de repuesto o extra”. Término utilizado para decir que una bomba tiene un reemplazo de una bomba gemela, en caso de mantención o falla.

Stripper: Es una pequeña columna de destilación convencional que permite eliminar componentes de bajo peso molecular (volátiles), para ajustar el punto de inflamación de los combustibles.

Splitter: Es una columna de destilación con un número de etapas suficientes, platos internos de separación, para poder separar compuestos de una mezcla que tienen similar gravedad específica.

Unidad: Hace referencia a una planta química.

USGPM (60 °F; 1 psi): Unidad de medida para la capacidad de una válvula, que mide el caudal en galones USA por minuto que pasa a través de la válvula en posición completamente abierta, y con una pérdida de carga de una libra por pulgada cuadrada.

Vapores: Son los gases ácidos que abandonan la unidad estabilizadora por el circuito de tope.

INTRODUCCIÓN

Este proyecto de tesis consiste en evaluar técnico económicamente la operación de la estabilizadora de gasolina E-501, para determinar los puntos críticos de la operación, e identificar las eventuales mejoras que se deban realizar a la unidad E-501.

La problemática que presenta la unidad estabilizadora de gasolina E-501, es que actualmente presenta una limitación en el paso del flujo de los vapores de tope, la válvula de control de tope no es capaz de permitir el paso de toda la masa disponible, para lo cual como medida de seguridad se hace operar la unidad a un menor flujo de alimentación de gasolina no estabilizada. Las consecuencias de operar en estas condiciones, es que ha alterado las condiciones de proceso aguas arriba (HDT/HCK), acción preventiva para poder retirar parte de los componentes livianos de la gasolina no estabilizada, y así permitir que la válvula de tope pueda aplicar el debido control de presión a la unidad.

Aún más, esta problemática se ha ido presentando en el tiempo debido a distintas interconexiones que se han hecho en la alimentación a la unidad, lo cual se explica con mayor detalle en el capítulo 2 de este informe, y también se explica las consecuencias asociadas a retirar parte de los componentes más livianos de la gasolina no estabilizada.

Resolver este problema en la unidad, permitirá procesar toda la gasolina no estabilizada disponible que se le envíe desde HDT y HCK, hasta un máximo de 1.190 Sm³/día. Además, resolver el problema en la unidad, por implicancia puede eliminar la acción preventiva aguas arriba, HDT y HCK, lo que le permitirá operar en condiciones normales.

Para esto, se propone analizar la operación mediante simulación de procesos con “Hysys Process Modelating v7.1”, disponible en ERA, para hallar los puntos críticos en la operación de la columna estabilizadora E-501, e identificar las eventuales mejoras que se deban realizar. Todos los resultados son obtenidos desde la simulación del proceso, incorporando todos los datos del proceso, tanto operacionales como datos mecánicos de toda la unidad, todo esto permitirá identificar las eventuales mejoras que se deban aplicar.

OBJETIVO DE LA MEMORIA

El objetivo general de esta memoria, consiste principalmente en evaluar la operación de la estabilizadora de gasolina E-501, mediante simulación de procesos (específicamente en Hysys Process Modelating v7.1 descrito en el anexo A-3 y A-4), para identificar los puntos críticos para la operación y las eventuales mejoras que se deban realizar, evaluando económicamente las recomendaciones que mejorarían el proceso. Este objetivo será alcanzado mediante los siguientes objetivos específicos:

1) Estudio e identificación del problema.

Para lo cual se desarrollará las siguientes tareas:

- a) Comprensión del simulador y los modelos matemáticos que representan un proceso.
- b) Análisis histórico de las variables de proceso.
- c) Estudio del proceso de la E-501.

2) Simular la operación en Hysys.

Para lo cual se desarrollará las siguientes tareas:

- a) Recopilar toda la información descriptiva de la unidad E-501: Diagrama de flujo, PI&D, data sheets equipos y elementos finales de control, stream sheets (test run y análisis de laboratorio de corrientes principales), datos de variables PI-link.
- b) Construir los esquemas del diagrama de flujo en el simulador.
- c) Seleccionar el modelo matemático para la simulación.
- d) Simular la operación con la alimentación actual al proceso, y con la alimentación por diseño que vendría de las plantas aguas arriba.

3) Analizar los resultados post-simulación.

Para lo cual se desarrollará las siguientes tareas:

- a)** Construir tablas comparativas, entre la variable medida en la simulación y las variables reales de los equipos anexos y elementos finales de control, según data sheets, para los casos A y B (los cuales se presentan en el capítulo 3).
- b)** Hallar los puntos críticos en la simulación.
- c)** Identificar y evaluar económicamente las eventuales mejoras que se deban realizar.

CAPÍTULO 1

ENAP REFINERÍA ACONCAGUA

1.1 Antecedentes generales de ENAP – ERA.

La fundación de la Empresa Nacional del Petróleo (ENAP), ocurrió cinco años después de que fuera descubierto el primer yacimiento de petróleo del país, en el sector de Springhill, en Magallanes, el 29 de diciembre de 1945. A raíz de este hallazgo, el equipo de exploradores, encabezados por el ingeniero Eduardo Simián, realizó nuevas prospecciones y profundizó los estudios de factibilidad económica, recomendando luego a la Corporación de Fomento de la Producción (Corfo) la creación de ENAP, para explotar comercialmente los yacimientos descubiertos en Magallanes, lo que se hizo efectivo el 19 de junio de 1950 (fecha de publicación de la ley). Ya contando con la materia prima, el siguiente paso sería construir la primera refinería de Chile, el 12 de noviembre de 1955, bajo la Presidencia de Carlos Ibáñez del Campo, se inauguró la Refinería de Petróleo de Concón, hoy Refinería Aconcagua (ENAP, 2012, 22).

ENAP, es una empresa líder en Chile, que opera de manera integrada en la producción, refinación, y comercialización de hidrocarburos y sus derivados (ENAP, 2012, 20).

En la actualidad, ENAP en Chile opera a través de dos líneas de negocio: E&P (Exploración y Producción), que se encarga de gestionar la búsqueda y producción de hidrocarburos. En la línea de Refinación operan las refinerías Aconcagua, Bío Bío, y Gregorio, donde se procesa el crudo para transformarlo en combustible. Esta línea, además, participa en la distribución de combustibles en Perú y Ecuador. ERA produce la mayor parte de los combustibles que consume la región Metropolitana, con una capacidad de procesamiento de 104.000 barriles/día de crudo. La administración de la empresa se encuentra en su casa matriz ubicada en Santiago, mientras que las otras líneas están ubicadas en distintos puntos de Chile y el mundo, bajo las filiales ENAP Sipetrol S.A. y ENAP Refinerías S.A (ENAP, 2012, 20).

La distribución de ENAP a lo largo de Chile, se presenta según la figura 1.1.1:

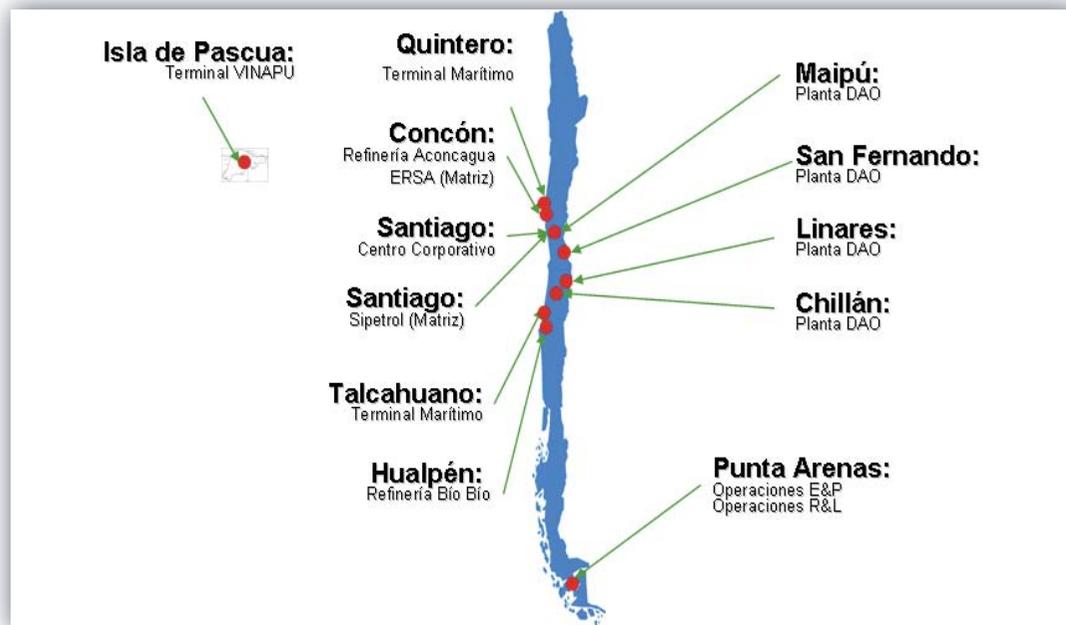


Figura 1.1.1 Distribución de ENAP en Chile.

La dotación de trabajadores de la división ERA por unidad de negocio, tiene un total de 794 trabajadores y profesionales, 18 jefes de departamento/director, 3 gerentes (ENAP, 2012, 39).

1.2 Materias primas.

Las materias primas que utiliza la Refinería Aconcagua, son crudos de petróleo que proceden de distintas partes del mundo, como se muestra en la figura 1.2.1, procesando alrededor de 17.000 Sm³/día.

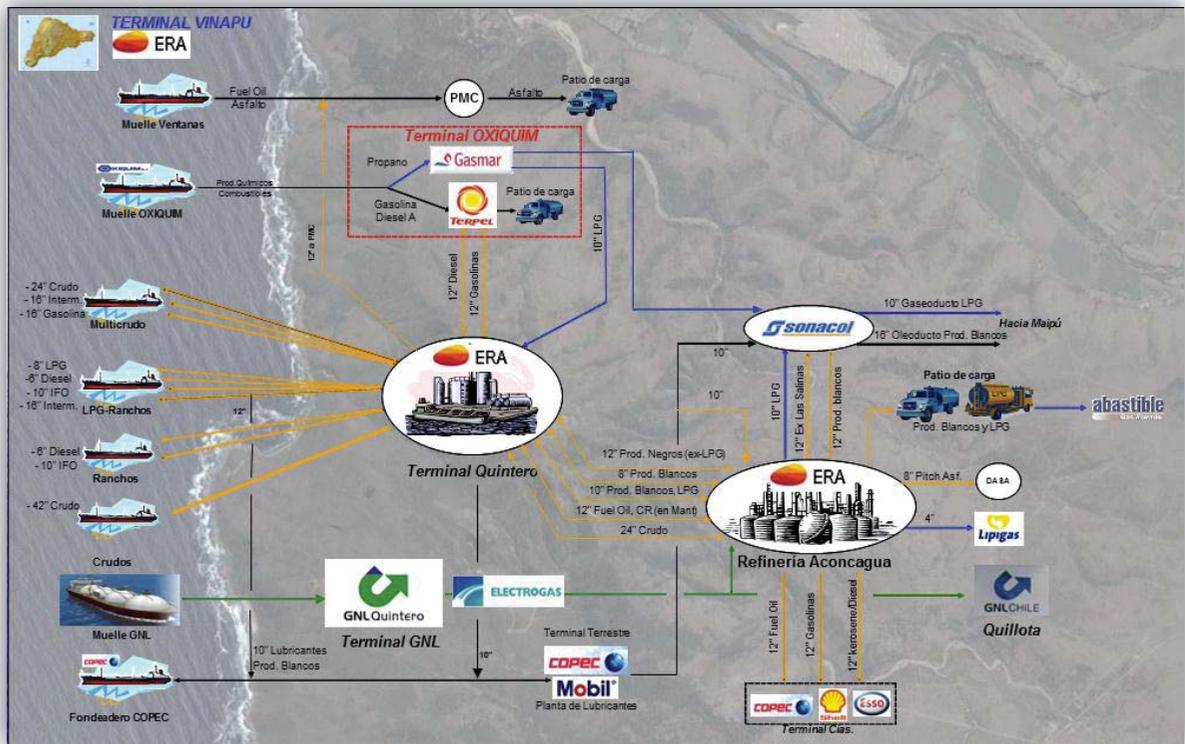


Figura 1.2.1 Logística de recepción de materias primas, terminal de procesamiento, y movimiento de productos.

Por otra parte, la refinería también es capaz de utilizar Nafta/Gasolina (850 Sm³/día) y Crudo Red/Gas Oil (1.300 Sm³/día), los que corresponden a cargas complementarias.

ERA posee una capacidad de almacenamiento de 120.000 m³ de crudo, mientras que en el Terminal Quintero de ERA la capacidad es de 460.000 m³.

Chile solo produce el 2% del petróleo crudo que refina ENAP, el resto es importado desde distintos países de Sudamérica (92%), Norteamérica (1%), y Europa (5%) (ENAP, 2012, 105).

1.3 Principales productos de ERA.

ERA, es la refinería que se encuentra al norte de Concón, Chile, la cual es una filial de ENAP que se dedica a la refinación del petróleo crudo, posee una capacidad de almacenamiento de 260.000 m³ de producto, mientras que el Terminal Quintero posee una capacidad de almacenamiento de 270.000 m³ de producto. La materia prima pasa a través de una serie de unidades de procesos, para obtener los siguientes productos:

- Azufre elemental.
- LPG.
- Etileno, Propileno.
- Gasolina (93 y 97 octanos, región metropolitana y particulares).
- Gasolina de aviación 100/130.
- Solventes (aguarrás, benceno, xileno, gasolina blanca, minería).
- Kerosene Doméstico.
- Kerosene Aviación JET A1.
- Diesel grado A1 (ciudad).
- Diesel B.
- Diesel antártico.
- Diesel marino.
- Fuel Oil N° 6.
- IFO'S 380 y 180.
- PITCH Asfáltico.
- PET COKE

- Impermeabilizantes
- Cemento asfáltico

1.4 Producción diaria.

La producción diaria de los principales productos elaborados en ERA, se detalla en la tabla 1.4.1:

Producto	Producción Diaria Sm ³ /día
LPG	2.044
Solvente	400
Gasolina	5000
Kerosene	1600
Diesel	6490
Fuel Oil	1300
Pet Coke	1022 ton/día

Tabla 1.4.1 Producción de ERA.

1.5 Principales residuos.

Los principales residuos que se generan en ERA son de carácter líquido y gaseoso. Producto de los tratamientos livianos 1, 2 y 3, se generan corrientes gaseosas ricas en H₂S, las que son ingresadas al proceso URA (unidad de recuperación de azufre) en donde se obtiene azufre elemental como sub-producto.

Por otra parte, los residuos líquidos se pueden clasificar principalmente como Aguas Ácidas (AA) y Aguas Aceitosas (AAc). Posterior al tratamiento, los residuos líquidos son enviados mar adentro a través del emisario marino que posee la empresa, o si cumplen con las características adecuadas para los procesos de la refinería, se reutilizan al interior de la empresa.

1.6 Procesos productivos.

ERA se dedica a refinar el petróleo crudo para obtener distintos tipos de hidrocarburos, los que se pueden aprovechar con fines energéticos. El petróleo crudo, es enviado a las unidades de destilación atmosférica y vacío Topping 1 y Topping 2, mientras que los productos que se obtienen de la destilación atmosférica son: gases livianos y LPG, gasolinas, nafta, kerosene, diesel, gas oil y crudo reducido, donde sólo el kerosene y el diesel B corresponden a productos finales, el resto de los productos pasan por una serie de unidades antes de ser transformados en el producto comercial final.

El proceso productivo de ERA puede dividirse en 3 áreas, las que se subdividen en unidades. A continuación se resume la función de cada planta y sus unidades, mostradas en la figura 1.6.1.

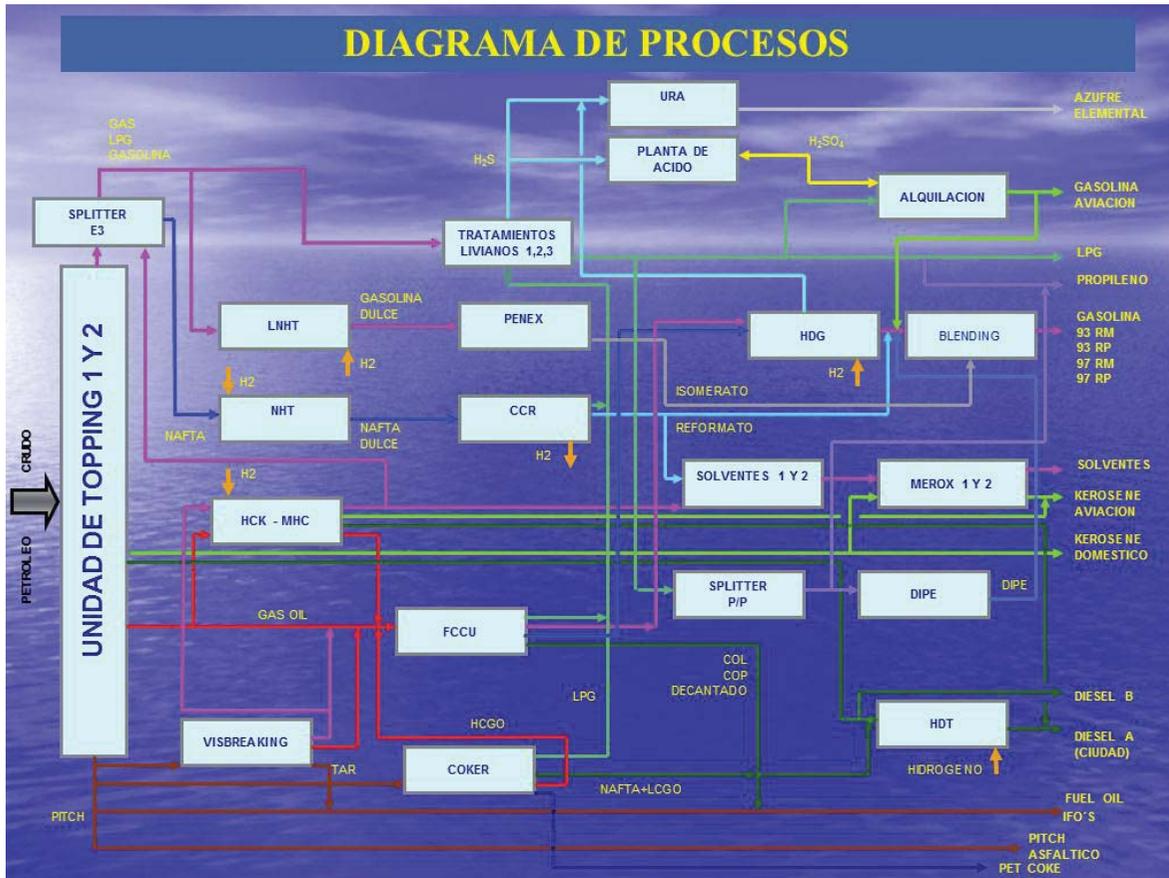


Figura 1.6.1 Diagrama de flujo de los procesos productivos en ERA.

1.7 ÁREA DE FRACCIONAMIENTO (TVS).

Se denomina TVS porque en ella se agrupan las plantas de Topping (I y II), planta Viscorreductora y planta Solventes. La función de esta área es básicamente, procesar el petróleo crudo proveniente de la zona de almacenamiento. El crudo es fraccionado, y es donde los productos se separan y se envían a las unidades de proceso correspondientes. Esta área está compuesta por las siguientes unidades:

1.7.1 Plantas de Topping 1 y 2.

Estas unidades son las receptoras primarias en el procesamiento de crudos de distinta composición, los cuales pasan en una etapa previa por un proceso denominado Desalado, en donde el crudo se pone en contacto con agua, para que esta última arrastre las sales contenidas

en la materia prima. El crudo desalado pasa por un tren de precalentamiento, que lo prepara para el proceso de fraccionamiento.

Topping 1 y 2, consisten cada uno de una columna de separación física que opera a presión atmosférica. En el tope de la columna atmosférica se obtienen: gases livianos, gas licuado de petróleo (LPG), y gasolina; en la parte intermedia se extrae: nafta, kerosene, diesel, gas oil; y por el fondo de la columna se extrae el crudo reducido, el cual pasa a una segunda etapa que poseen estas unidades, las columnas de vacío, en donde el crudo reducido es sometido a altas temperaturas para obtener fracciones como: gas ácido, gas oil (liviano, mediano, pesado), y un pitch o producto de fondo que es enviado a la unidad Coker (antiguamente a la unidad Viscorreductora).

1.7.2 Planta Viscorreductora (Visbreaking) - Coker.

El principal objetivo de esta unidad es extraer productos de mayor valor agregado, a partir de los productos de fondo o pitch. Estos productos son procesados en esta unidad para disminuir la viscosidad en un horno de diseño especial, mediante la ruptura de la molécula de hidrocarburos pesados de alta viscosidad. Sin embargo, esta unidad dejó de funcionar debido a la explosión del horno, por lo cual todo el producto de fondo o pitch es enviado a la unidad de Coker como se mencionó anteriormente.

La unidad de Coker, procesa el pitch que se obtiene de las torres de vacío de Topping, para obtener productos valiosos como: LPG, nafta, diesel, fuel gas, pet coke, y gas oil como materia prima.

Utilizar la unidad de Coker añade un plus al proceso de fraccionamiento, ya que esta unidad posee una mayor capacidad que la unidad Viscorreductora en el procesamiento del pitch, y permite que ERA refine crudos con mayor grado de contaminación, crudos que comercialmente son más económicos y más viscosos.

1.7.3 Unidades de solventes 1 y 2.

Estas unidades se alimentan de la nafta, gasolina, o kerosene, proveniente de la unidad atmosférica y vacío de Topping 1, con la que se produce solvente N° 4, gasolina blanca y aguarrás mineral.

1.7.4 Unidad Merox (I, II, III y IV).

En estas unidades son tratados los solventes, kerosene, gasolinas de la unidad de destilación atmosférica y de vacío, viscorreducción y cracking catalítico, disminuyendo los compuestos azufrados y convirtiéndolos en elementos no corrosivos.

1.7.5 Unidad de reducción de bencenos en gasolinas.

Básicamente, el objetivo de esta planta es reducir la cantidad de benceno de las gasolinas.

1.8 ÁREA DE CRACKING CATALÍTICO.

Es una de las áreas más importantes de la refinería. Está compuesta por las siguientes plantas:

1.8.1 Planta craqueo catalítico fluidizado (CCF).

Esta unidad se conoce como cracking catalítico. En esta planta, la molécula de gas oil se rompe mediante la presencia de un catalizador, produciendo gasolina de alto octanaje, LPG, diesel.

1.8.2 Planta de alquilación.

En esta unidad se produce isooctano (alquilato) para la producción de gasolina de alto octanaje, componente de la gasolina de aviación. Para ello se utiliza como materia prima una corriente de butanos proveniente de la unidad de tratamiento de livianos, la que reacciona con ácido sulfúrico concentrado a baja temperatura, 2 – 8 °C. Parte del alquilato también se envía al blending de gasolinas para obtener el octanaje requerido, y ajustar propiedades de mezcla

de la gasolina comercial según requerimientos para las regiones del país y la región metropolitana.

1.8.3 Unidad de tratamiento de gases ácidos o livianos (I, II y III).

Procesa los gases ácidos y gas licuado (LPG), generados en las distintas unidades de proceso, destilación atmosférica y de vacío y cracking catalítico, obteniendo gas licuado comercial, gas combustible (fuel gas) libre de compuestos azufrados, ácido sulfhídrico (H_2S) gaseoso para obtener azufre elemental en la URA y ácido sulfúrico en la planta de ácido, y un gas que luego es procesado para la planta de DIPE (componente que va al blending de gasolinas). El tratamiento de gases se realiza con metildietanolamina (MDEA) o DEA.

1.8.4 Plantas de Azufre (URA I y II).

Esta planta procesa el gas ácido y amoniaco provenientes de la unidad de tratamiento de gases, y de la Planta Sour Water Stripper (SWS) para recuperar azufre y nitrógeno. Esta planta contribuye a la reducción de la contaminación del aire y, además, produce azufre elemental comerciable.

1.8.5 Planta de ácido sulfúrico.

El objetivo de esta planta es producir ácido sulfúrico concentrado, a partir del ácido sulfhídrico extraído en la planta de tratamientos de gases, y el ácido agotado proveniente de planta de alquilación.

1.8.6 Sour Water Stripper (SWS I y II).

Esta planta elimina sulfuros de las aguas ácidas provenientes de las plantas de MHC (hidrocraqueo suave), CCR (reformación catalítica), y HDS (HCK, hidrocraqueo. Los gases ricos en azufre se envían a la planta de azufre, y el efluente acuoso a la unidad de Topping I (desaladores) o al sistema de tratamiento de efluentes.

1.8.7 Planta de DIPE (di-isopropil-éter).

El DIPE se obtiene a partir de la reacción catalítica entre agua e isopropileno. Este compuesto (DIPE) se adiciona a las gasolinas para disminuir pérdidas de producto de la evaporación de las mismas. Cabe decir, que esta es la única planta de DIPE en el mundo.

1.9 ÁREA HIDRÓGENO.

En esta área, los productos provenientes de otras plantas son purificados. Las unidades que componen esta área se describen a continuación:

1.9.1 Planta de hidrocracking (HDS o HCK).

Esta unidad produce diesel de alta calidad y bajo contenido de azufre. El proceso consiste en calentar el gas oil proveniente de las unidades de Topping junto con hidrógeno en presencia de un catalizador, obteniéndose productos como nafta, kerosene, diesel, y un gas oil no convertido que va a la CCF o unidad de cracking catalítico.

1.9.2 Planta de Isomerización (PENEX).

Esta unidad es alimentada con nafta de la unidad de destilación atmosférica, previamente desulfurizada en LNHT. En esta unidad la gasolina es sometida a reacciones de isomerización en un ambiente saturado en hidrógeno y a alta presión, con el objeto de producir isomerato que va al blending de gasolinas y aumenta el octanaje.

1.9.3 Planta de hidrocraqueo suave (MHC).

Esta unidad aumenta la calidad del gas oil de vacío mediante un método de hidrogenación catalítica, el cual remueve azufre, nitrógeno y oxígeno. Principalmente se produce diesel que es enviado al pool de diesel y en cantidades menores, nafta y kerosene.

1.9.4 Planta desulfurizadora de nafta (LNHT).

Su principal función es desulfurizar y desnitrificar la nafta ligera proveniente de la unidad del Splitter E3. La desulfurización y la desnitrificación transforman el azufre y nitrógeno en ácido sulfhídrico y amoniaco.

1.9.5 Planta de hidrotratamiento de nafta (NHT).

En esta unidad se desulfuriza y se desnitrifica catalíticamente la nafta pesada proveniente del Splitter E3. Esta corriente alimenta posteriormente a CCR (reformación catalítica). La desulfurización y desnitrificación transforman el azufre y nitrógeno del combustible en ácido sulfhídrico y amoniaco respectivamente.

1.9.6 Planta de Reformación Catalítica Continua (CCR).

Su función es producir reformato e hidrógeno, a partir del fraccionamiento de una carga de nafta pesada desulfurizada proveniente de la planta de NHT. El reformato, es un componente principal de la gasolina sin plomo de 97 octanos, conteniendo una composición definida de aromáticos permisibles que incrementan el octanaje de la gasolina.

1.9.7 Planta desulfurizadora de nafta de CCF (HDG).

El objetivo de esta planta es reducir el contenido de azufre que posee la nafta producida proveniente de la unidad de cracking catalítico (CCF), hidrotratando la nafta de cracking, minimizando la saturación de olefinas y aromáticos que aportan el octanaje al blending. La gasolina de cracking catalítico representa aproximadamente un 50% de la gasolina total producida por la refinería. La diferencia con la nafta desulfurizada proveniente de LNHT, radica en una mayor cantidad de hidrocarburos con doble enlace.

1.9.8 Planta de hidrosulfurización o hidrotratamiento de nafta y diesel (HDT).

En las unidades de Hidrotratamiento (HDT), la nafta es tratada con hidrógeno de reformación para disminuir el contenido de azufre y nitrógeno. De modo similar, el diesel es

tratado mediante una unidad de Hidrodesulfurización, que permite la reducción de los contenidos de azufre de este combustible a niveles inferiores 50 partes por millón. En la unidad de HDT se trata la nafta y diesel producidos en el Coker, generando como productos nafta y diesel de bajos contenidos de azufre y nitrógeno.

1.10 UNIDAD ESTABILIZADORA DE GASOLINA E-501.

Ubicada al lado de la zona de fraccionamiento TVS. En esta unidad se ajusta la presión de vapor de la gasolina y nafta proveniente de HDT y HCK, preparándola para el siguiente proceso de separación en el Splitter E3, que separa la nafta ligera de la nafta pesada las cuales vienen de LNHT y NHT respectivamente.

Tiene una capacidad de procesamiento de 1.100 Sm³/día de gasolina no estabilizada para producir 990 Sm³/día de gasolina estabilizada, obteniendo como subproducto un destilado de LPG y gas ácido de desecho.

Consta de una columna de destilación convencional de 24 platos, un precalentador de la alimentación, el intercambiador de calor C-501, que utiliza el producto de fondo de la columna como fluido térmico, el enfriador de producto final, intercambiador de calor C-502 A/B, que mediante agua de enfriamiento ajusta la temperatura de salida de la gasolina estabilizada para el siguiente proceso, un rehervidor de fondo, intercambiador de calor termosifón C-504, para proporcionar la energía al proceso, un condensador de los vapores de tope, condensador C-503, y dos bombas hidráulicas, J-501 y J-502, que movilizan el producto de fondo y el destilado que sale de la unidad y el que vuelve como reflujo a la columna estabilizadora.

CAPÍTULO 2

PROCESO DE LA E-501

INTRODUCCIÓN

En este capítulo, se presenta el proceso de la E-501 propiamente tal, explicando primeramente cuál es la problemática actual que tiene el proceso de estabilización de la gasolina en ERA, también se presenta el producto principal que se debe obtener de la unidad estabilizadora E-501, junto a los subproductos del proceso.

2.1 Historia de la E-501 y situación problemática actual.

Históricamente en ERA (Enap Refinerías Aconcagua), se sabe que la estabilizadora de gasolina E-501 ha pasado por distintos cambios de conexión en la alimentación a la unidad a través del tiempo.

En un inicio, procesaba la gasolina resultante del fraccionamiento atmosférico del crudo virgen de la columna E-601, unidad de Topping 2. Luego, se realizaron modificaciones necesarias en la alimentación que permitieran procesar corrientes provenientes de otras unidades como: gasolina de MHC (hidrocraqueo suave), gasolina y nafta de HCK (hidrocraqueo), y gasolina de Topping 2 (columna atmosférica E-601). Posterior a esto, con la llegada de HDT en el año 2000, actualmente a la fecha la unidad estabilizadora procesa una alimentación interconectada de nafta ligera de HDT (hidrotratamiento) y gasolina de HCK.

Ahora si bien las últimas conexiones han sido hechas, actualmente el proceso de la estabilizadora de gasolina E-501 muestra que ha tenido problemas para operar a su capacidad de diseño, 1.100 Sm³/día.

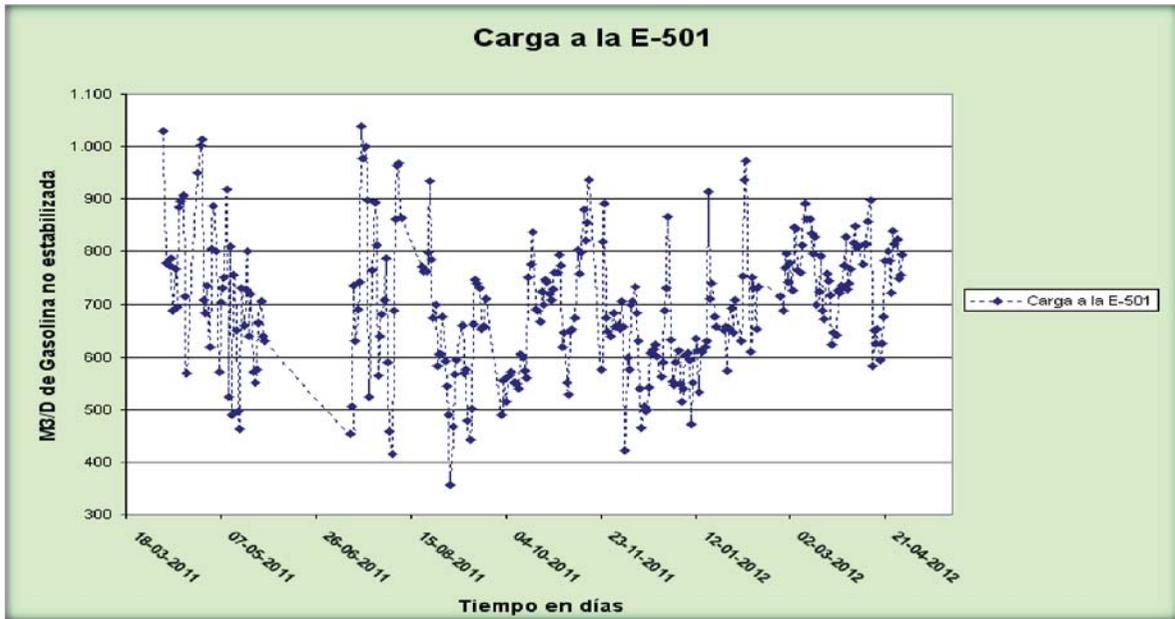


Figura 2.1.1 Alimentación de gasolina no estabilizada a la E-501.

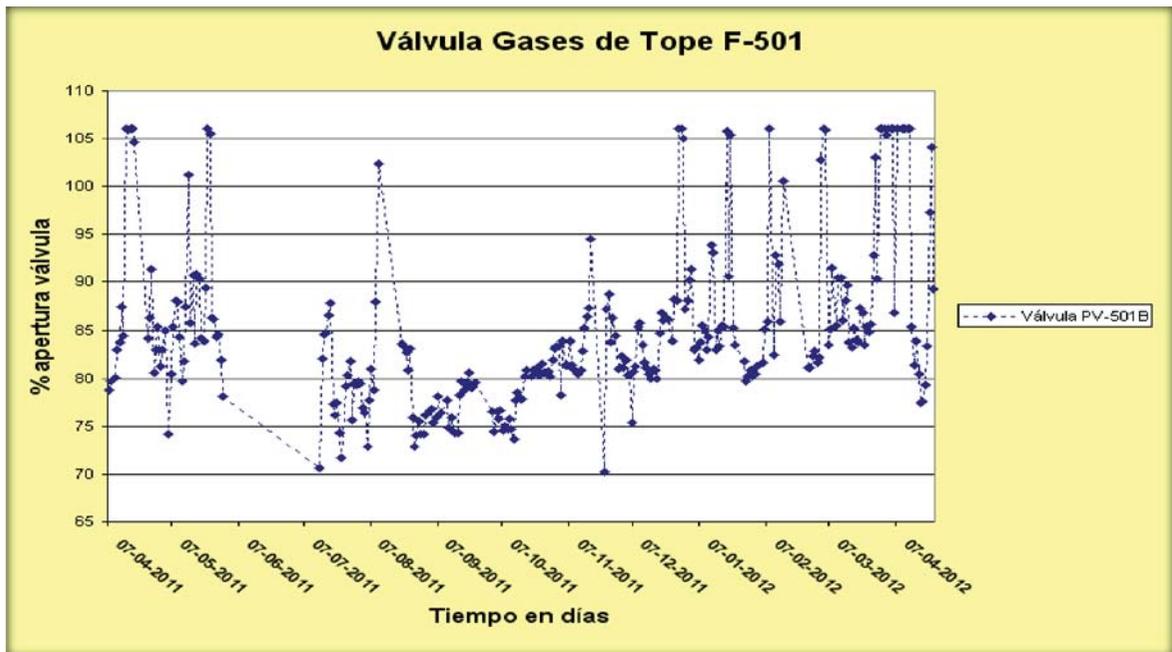


Figura 2.1.2 Apertura de la válvula de gases y vapores del acumulador de tope.

Como se ve en las figuras 2.1.1 y 2.2.2, el problema en la capacidad de procesamiento se ve reflejado en la incapacidad de controlar la presión en la columna, que debiera estar entre 5 a 5,6 kg/cm²(g), mediante la válvula de control de tope cuando hay un exceso de

componentes livianos en la alimentación, lo que ha traído como consecuencia que se alteren las condiciones de proceso aguas arriba, es decir HDT y HCK de donde provienen las últimas conexiones, para disminuir la alimentación a la unidad E-501 y prevenir la limitación en la válvula. Las consecuencias asociadas son que HDT y HCK operan los acumuladores de tope de los Strippers E-1802 y E-1201, respectivamente, a una temperatura mayor que 42 °C, para retirar parte del LPG (Liquid Petroleum Gas), hidrocarburos incondensables, y gases ácidos, de la alimentación a la E-501. La temperatura de los acumuladores de tope, debiese operar a 38 °C de acuerdo al diseño del proceso y a 40 °C de acuerdo a operación normal. Si bien esta acción amortigua la dificultad de la operación, compromete que en HDT se pierda LPG en los sistemas de fuel gas, LPG que es un producto comercial importante de la refinería, y además que en HDT y HCK se opere a temperaturas que comprometen el cuidado de los equipos acumuladores, temperaturas que se aproximan a los 65 °C. Habiéndose aplicado esta acción como medida, actualmente la alimentación a la unidad está por debajo de la capacidad de diseño, alrededor de los 730 Sm³/día, para mantener que la válvula de control de los vapores de tope aplique un correcto control, previniendo que sobrepase su capacidad de procesamiento.

2.2 Descripción del proceso.

La unidad estabilizadora de gasolina E-501, corresponde a una columna de destilación convencional, que opera a una presión entre 5 a 5,6 kg/cm²(g) y un perfil de temperatura entre 50 y 150 °C, contando con 24 platos para el proceso de separación.

La gasolina sin estabilizar, se precalienta con el producto de fondo en el intercambiador de tubos y carcasa C-501, alcanzando una temperatura de 91 °C, para luego ingresar a la torre en el plato 14.

Los gases de tope son parcialmente condensados en el intercambiador C-503, con agua de refrigeración, regulándose la temperatura de salida en 38 °C para evitar que el LPG arrastre demasiado azufre. La mezcla trifásica se acumula en el separador de tope F-501. Por el fondo de este acumulador nace una línea que lo conecta con el decantador de agua F-504, el cual es drenado manualmente, pues es muy poca el agua que llega en la corriente de alimentación.

La presión de la columna, se controla restringiendo el flujo de vapores del acumulador F-501 a la FCC o a la antorcha, o mediante un by-pass del C-503 al F-501, en caso que no se generen gases en el separador F-501.

Los condensados del acumulador de tope (38 °C), son impulsados con la bomba J-502 (J-502A en spare) como reflujo al tope de la E-501 (plato 1), mediante un control de flujo, y como destilado LPG (110 Sm³/día) en control de flujo esclavo del nivel del acumulador. Este LPG se envía a la FCC o a la planta de alquilación.

El calor de fondo de la E-501, se entrega en el intercambiador de calor C-504, del tipo termosifón vertical, utilizando vapor de 150 psig (10,54 kg/cm²g) saturado (186 °C) como medio calefactor. La saturación se logra mediante un atemperador que obtiene agua de calderas de media presión (15 kg/cm²g). El control del calor adicionado a la columna (temperatura de fondo), se realiza mediante la variación de nivel (inundación) de condensado en el termosifón.

El condensado de vapor proveniente del termosifón, se expande hasta 50 psig y se separa en el acumulador F-502. El condensado se recupera inyectándolo directamente en la red de condensados.

Del fondo de la estabilizadora E-501 y mediante control de nivel, se obtiene la gasolina estabilizada (990 Sm³/día) que es impulsada por la bomba J-501 (J-501A en spare) al integrador de carga E-501, el intercambiador de calor de tubos y carcaza C-501. El enfriamiento final se realiza con agua en los intercambiadores en serie C-502A y C-502B para ser enviada la gasolina estabilizada al splitter de nafta E3 a 32 °C.

El diagrama de flujo del proceso, se presenta en la figura 2.2.1:

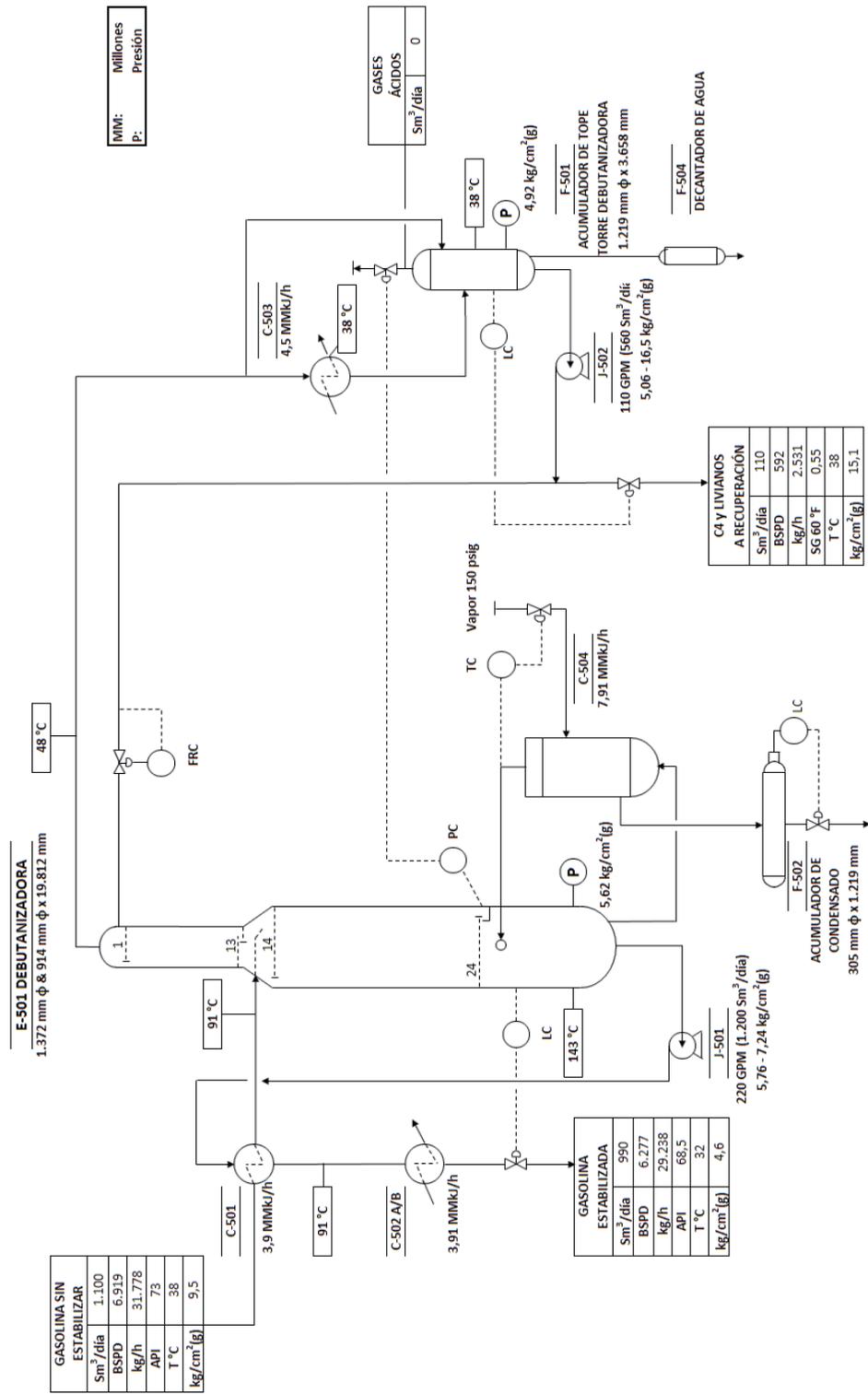


Figura 2.2.1 Diagrama de flujo del proceso de la estabilizadora de gasolina E-501.

2.3 Productos y subproductos.

El producto obtenido por la estabilizadora de gasolina E-501, es la gasolina estabilizada propiamente tal. Esta gasolina, tras salir de la unidad, entra al proceso siguiente para participar de los procesos de separación y conversión que obtienen los componentes de la gasolina comercial. Por lo tanto esta gasolina debe cumplir con un requerimiento de especificación, el cual es mostrado en la tabla 2.3.1:

PROPIEDAD	ESPECIFICACIÓN
Presión de Vapor a 37,8 °C (máx.)	8 psia (Temporada de verano)
	10 psia (Temporada de invierno)

Tabla 2.3.1 Especificación del producto de gasolina estabilizada (ENAP, 2013).

El proceso siguiente, es el splitter de nafta como se mencionó en el tópico anterior. El splitter de nafta, es una columna de separación de 48 platos, con etapas suficientes como para separar la nafta ligera de la nafta pesada, componentes de similar gravedad específica.

Los subproductos que se obtienen en el acumulador de tope F-501, son los vapores junto a gases ácidos que se envían a la FCC o a la antorcha, y el destilado de LPG que se envía a la FCC para ser rectificado a LPG comercial, o planta de alquilación para que participe en el proceso de producción de alquilato, el cual es un componente de la gasolina comercial.

CONCLUSIONES

El proceso de la E-501 tiene un problema que afecta los procesos aguas arriba, por lo cual la identificación de la eventual mejora que se deba realizar, debe paralelamente poder solucionar los problemas de las plantas aguas arriba.

De las corrientes, no se tiene una descripción detallada que permita disponer de los datos necesarios para la simulación, además que la materia prima de la unidad proviene de plantas distintas, esto implica que se deberá realizar análisis de laboratorio respectivos a las corrientes principales del proceso, de manera de tener toda la información necesaria para la simulación.

CAPÍTULO 3

CORRIENTES DEL PROCESO

INTRODUCCIÓN

En este capítulo se muestra el trabajo realizado para obtener toda la descripción necesaria de las corrientes principales del proceso, a fin de reconstruir la alimentación actual de la unidad estabilizadora, y reconstruir la alimentación que llegaría a procesar la unidad de acuerdo a la ingeniería básica de las plantas aguas arribas.

Como la unidad estabilizadora de gasolina E-501 es pequeña, hablaremos en este informe de cuatro corrientes principales, las cuales corresponden a la entrada y la salida del proceso según la figura 3.1:



Figura 3.1 Corrientes principales del proceso.

En base a estas corrientes, se hicieron los estudios para la evaluación operacional de la estabilizadora de gasolina E-501, considerando las alimentaciones anteriormente mencionadas las cuales son: una proveniente de HDT y HCK en las condiciones actuales de proceso, y otra proveniente también de HDT y HCK en las condiciones de diseño desde la ingeniería básica.

3.1 Descripción de las corrientes de proceso.

Para poder disponer de toda la información necesaria descriptiva de las corrientes del proceso, que permitan simular la unidad en Hysys, se hizo un test run y análisis de laboratorio respectivos a las corrientes principales del proceso.

Primeramente, el test run fue realizado con el propósito de reconstruir la alimentación actual al proceso, mediante el simulador de procesos Hysys, obteniendo así la descripción más exacta posible en base a la descripción de las corrientes de salida. Esto se debe a que al tomar la muestra de la alimentación, la cual va a una presión de al menos 7,5 kg/cm²(g) de acuerdo a la figura 3.1.1, parte de los gases que vienen con la mezcla pueden desprenderse de ella, de forma que los análisis no serían representativos. Segundo, el test run colaboró con poder verificar el balance de masa de la unidad, y tener la información descriptiva de cada una de las corrientes principales con la ayuda de los análisis de laboratorio.

Los resultados de la operación en terreno para el test run, se muestran en la figura 3.1.1:

Nota: La temperatura y la presión de la alimentación, fueron estimadas a partir de las condiciones de salida aguas arriba en el día y horario de los análisis, es decir desde las plantas HDT y HCK.

Se puede notar como difieren los resultados con el diseño de la unidad estabilizadora, y esto se debe a varias a razones:

- 1) La alimentación a la unidad procede de plantas distintas de ERA.
- 2) La alimentación contiene una mayor cantidad de componentes livianos.
- 3) Las composiciones de la alimentación pueden modificar importantemente el equilibrio líquido vapor.

Como vemos, la alimentación al proceso influye fuertemente, por lo que tener una correcta descripción de ella, conduce a una más precisa evaluación operacional en el simulador de procesos posteriormente cuando se busquen los puntos críticos, y se identifiquen las eventuales mejoras que se deban realizar.

Los resultados de los análisis de laboratorio de las corrientes principales, se muestran en la tabla 3.1.1a y 3.1.1b:

Corriente	Gasolina no estabilizada	Vapores	LPG	Gasolina estabilizada
Tag - PI	FI-505	FR-503	FC-503	FC-504
Fecha	18-07-2012	18-07-2012	18-07-2012	18-07-2012
Hora	11:00	10:01	10:00	11:00
°API	---	---	---	70,6
Curva de destilación	Temperatura °C			
0% v/v	21,7	---	---	40,2
10% v/v	42,7	---	---	59,1
30% v/v	65,1	---	---	70,6
50% v/v	79,4	---	---	82,0
70% v/v	96,0	---	---	96,3
90% v/v	113,5	---	---	114,4
95% v/v	120,1	---	---	122,1
100% v/v	131,0	---	---	133,8

Tabla 3.1.1a Curvas de destilación ASTM D-86.

Corriente	Gasolina no estabilizada	Vapores	LPG	Gasolina estabilizada
Tag - PI	FI-505	FR-503	FC-503	FC-504
Fecha	18-07-2012	18-07-2012	18-07-2012	18-07-2012
Hora	11:00	10:01	10:00	11:00
Componencial	% mol/mol	% mol/mol	% v/v	
H ₂ S	---	12,7	---	---
H ₂	---	3,6	---	---
N ₂	---	1,7	---	---
O ₂	---	0,3	---	---
Metano	---	3,2	---	---
Etano	---	9,7	0,99	---
Propano	---	27,9	11,30	---
Propeno	---	0,1	0,01	---
i-Butano	---	14,1	18,90	---
n-Butano	---	19,6	31,94	---
1-Buteno	---	0,3	0,28	---
i-Pentano	---	4,0	19,82	---
n-Pentano	---	2,8	16,76	---
1-Penteno	---	0,0	0,00	---

Tabla 3.1.1b Composición de las corrientes principales.

3.2 Balance de masa.

Con los datos anteriores, procedemos a ingresarlos al simulador de procesos Hysys, para verificar el balance de masa de la unidad estabilizadora.

Los resultados de flujos másicos arrojados desde el simulador para cada corriente, en base a los análisis de las curvas de destilación y composición, se muestran en la tabla 3.2.1:

Corriente	Gasolina no estabilizada	Vapores	LPG	Gasolina estabilizada
Flujo volumétrico Sm ³ /día	744,74	22.954	252,46	631,23
Flujo másico kg/h	21.107	1.833	6.196	18.377

Tabla 3.2.1 Flujos másicos y volumétricos entregados por Hysys para el balance de masa, a condiciones estándar, 15,6 °C y 1 atm.

Al resolver el balance global de masa a la unidad, se obtiene la tabla 3.2.2:

% Cierre respecto a la entrada	125,11%
Entrada	21.107
Salida	26.406

Tabla 3.2.2 Balance de masa global.

Este error en el balance de masa, se debió a una incorrecta medición de flujo volumétrico en el instrumento que está conectado al panel de control. Por este motivo, ahora se procederá a corregir las medidas de flujo de los instrumentos.

Corrección de las medidas de flujo

Para realizar la corrección de las medidas de flujo, se necesita información referente al transmisor conectado al panel de control, y datos dimensionales de los instrumentos de medición, que en este caso son placas orificio. Adicional a esto, también son necesarias las medidas de algunas propiedades de las corrientes del proceso como: temperatura, presión, densidad, viscosidad dinámica, peso molecular, factor isoentrópico, y factor de compresibilidad; las cuales se encuentran en las tablas 3.2.3 a 3.2.5.

Corriente	Rango de medición de flujo para el transmisor $S_m^3/día$ $Q_{máx}$ DCS	Rango de medición de la caída de presión para el transmisor en pulg H_2O h_w'
Gasolina No Estabilizada	0 - 1.580	0 - 250
Gasolina Estabilizada	0 - 1.350	0 - 200
Vapores	0 - 24.000	0 - 50
LPG	0 - 435	0 - 79,3

Tabla 3.2.3 Datos del transmisor conectado al panel de control.

Corriente	Diámetro	Diámetro	Diámetro	Relación de
------------------	-----------------	-----------------	-----------------	--------------------

	placa [mm]	típico [mm]	interno de tubería [pulg]	diámetros β
Gasolina No Estabilizada	50,878	0,09375	3,068	0,68
Gasolina Estabilizada	50,23	0,09375	4,026	0,51
Vapores	48,12	0,09375	3,068	0,64
LPG	17,17	0,09375	2,067	0,34

Tabla 3.2.4 Datos dimensionales de la placa orificio propios de las instalaciones en ERA.

Corriente	Presión kg/cm ² (g)	Temp. °C	°API ó SG	μ [cP]	PM	k(Cp/Cv)	Z
Gasolina No Estabilizada	14,61	41,62	79,39	0,2343	80,59	---	---
Gasolina Estabilizada	4,643	34,55	72,11	0,3194	87,26	---	---
Vapores	7,500	55,29	---	0,009025	48,05	1,151	0,9160
LPG	4,265	40,2	0,5928	0,0149	58,60	---	---

Tabla 3.2.5 Propiedades termodinámicas de las corrientes de proceso.

Las ecuaciones que permiten calcular el flujo de una corriente a través de una placa orificio, considerando toda la información anterior captada, son las siguientes y se aplican de acuerdo al estado de la materia:

Líquido:

$$Q [Sm^3/día] = C_o \cdot F_A \cdot F_{DH} \cdot d^2 \cdot \frac{\sqrt{h_w \cdot G_f}}{N_L \cdot G_b \cdot \sqrt{(1-\beta^4)}} \quad (3.2.1)$$

$$\Delta T_F [°F] = (T_{flujo} °C \cdot 1,8) + 32 - 60 \quad (3.2.2)$$

$$G_b = \frac{141,5}{131,5 + °API} \quad (3.2.3)$$

$$\rho_b \left[\frac{kg}{m^3} \right] = 999,051(15,6 °C, 1 atm) \cdot G_b \quad (3.2.4)$$

$$\alpha_b = \frac{341,0957}{\rho^2} \quad (3.2.5)$$

$$G_f = G_b \cdot e^{[-\alpha_b \cdot \Delta T_F \cdot (1+0,8 \cdot \alpha_b \cdot \Delta T_F)]} \quad (3.2.6)$$

$$\beta = \frac{d}{25,4 \cdot D} \quad (3.2.7)$$

$$F_A = 1 + 0,00003456 \cdot (T_{flujo \text{ } ^\circ\text{C}} - 20) \quad (3.2.8)$$

$$F_{DH} = 1 + \sqrt{1 - \beta^4} \cdot \left(\frac{d_v \cdot 25,4}{d}\right)^2 \quad (3.2.9)$$

$$d_v(\text{valor típico}) = \frac{3}{32} [\text{pulg}] \quad (3.2.10)$$

$$h_\omega = \left(\frac{\text{Flujo entregado por el instrumento}}{Q_{\text{máx del DCS}}}\right)^2 \cdot h_\omega' \quad (3.2.11)$$

$$Re = \frac{580,7085 \cdot G_b \cdot \text{Flujo entregado por el instrumento}}{D \cdot \mu} \quad (3.2.12)$$

Para el cálculo del Co en diámetros internos de cañería sobre 2,3 pulg:

$$C_0 = 0,5959 + 0,0312 \cdot \beta^{2,1} - 0,184 \cdot \beta^8 + \frac{0,09 \cdot \beta^4}{D \cdot (1 - \beta^4)} - \frac{0,0337 \cdot \beta^3}{D} + \frac{91,71 \cdot \beta^{2,5}}{Re^{0,75}} \quad (3.2.13)$$

Para el cálculo del Co en diámetros internos de cañería entre 2 y 2,3 pulg:

$$C_0 = 0,5959 + 0,0312 \cdot \beta^{2,1} - 0,184 \cdot \beta^8 - \frac{0,039 \cdot \beta^4}{(1 - \beta^4)} - \frac{0,0337 \cdot \beta^3}{D} + \frac{91,71 \cdot \beta^{2,5}}{Re^{0,75}} \quad (3.2.14)$$

En donde:

Q: Es el flujo de líquido o gas calculado a condiciones estándar, y que lleva unidades de [Sm³/día].

h_ω = Δp en el transmisor, en pulgadas de agua.

h_ω' = Rango de trabajo del transmisor, en pulgadas de agua.

d = Diámetro del orificio, en mm.

D = Diámetro interno de la línea, en pulg.

μ = Viscosidad dinámica, en cP.

β = Cuociente entre el diámetro del orificio y el diámetro interior de la cañería.

G_f = Gravedad específica de un líquido a temperatura de operación.

G_b = Gravedad específica de un líquido a la temperatura de referencia (60 °F).

$T_{\text{flujo } ^\circ\text{C}}$ = Temperatura de operación a la que va el flujo medido.

Flujo entregado por el instrumento = Es el flujo de operación que registra el instrumento.

$N_L = 20.8876$ (factor de conversión de unidades).

α_b : Coeficiente de expansión lineal en $[1/^\circ\text{F}]$.

ρ_b : Densidad del fluido a condiciones estándar en $[\text{kg}/\text{m}^3]$.

d_v : Diámetro del orificio de drenaje o de venteo en la conexión de la cañería con la placa orificio, para evitar acumulaciones de líquidos o gases, medido en un valor típico de $3/32$ [pulg]. Si el orificio de la placa orificio es menor a $2''$, no ha de considerarse este valor en los cálculos.

Los siguientes factores se calculan mediante procedimientos que exceden el alcance presentado, pero se puede obtener resultados aproximados considerando valores típicos:

Coeficiente de descarga C_0 : Es la relación entre el flujo teórico y el flujo real. Para un plato orificio, depende de β y del número de Reynolds, y este último depende del caudal, de la viscosidad, y del diámetro interno de la cañería; para resultados aproximados, se usa 0.6 si se trata de placa orificio.

Coeficiente de dilatación F_A : Considera la dilatación (o contracción) del elemento y de la cañería por efectos de la temperatura. Depende de los materiales empleados en la fabricación. Su valor es 1 para temperatura de operación de 68 °F (20 °C), levemente menor que 1 por

debajo de 68 °F y levemente superior a 1 por sobre 68 °F. Para resultados aproximados, se puede omitir.

Coefficiente F_{DH} : Considera los efectos de los diámetros de fuga para líquido en la relación de diámetros.

Gas o vapor:

$$Q [Sm^3/día] = 122,87907 \cdot C_0 \cdot F_A \cdot F_{DH} \cdot Y_1 \cdot d^2 \cdot \frac{\sqrt{h_w \cdot (P_1 + 1,0332)}}{\sqrt{Z \cdot (T_{flujo} \text{ °C} + 273,15) \cdot M_w \cdot (1 - \beta^4)}} \quad (3.2.15)$$

$$\beta = \frac{d}{25,4 \cdot D} \quad (3.2.16)$$

$$F_A = 1 + 0,00003456 \cdot (T_{flujo} \text{ °C} - 20) \quad (3.2.17)$$

$$F_{DH} = 1 + \sqrt{1 - \beta^4} \cdot \left(\frac{d_v \cdot 25,4}{d}\right)^2 \quad (3.2.18)$$

$$d_v (\text{valor típico}) = \frac{3}{32} [\text{pulg}] \quad (3.2.19)$$

$$h_w = \left(\frac{\text{Flujo entregado por el instrumento}}{Q_{max} \text{ del DCS}}\right)^2 \cdot h_w' \quad (3.2.20)$$

$$Y_1 = \frac{1 - (0,41 + 0,35 \cdot \beta^4) \cdot h_w}{394,40379 \cdot (P_1 + 1,0332) \cdot \kappa} \quad (3.2.21)$$

$$\kappa = C_p / C_v \quad (3.2.22)$$

$$Re = \frac{1000 \cdot M_w \cdot \text{Flujo entregado por el instrumento}}{40,7541 \cdot D \cdot \mu} \quad (3.2.23)$$

Para el cálculo del C_0 en diámetros internos de cañería sobre 2,3 pulg:

$$C_0 = 0,5959 + 0,0312 \cdot \beta^{2,1} - 0,184 \cdot \beta^8 + \frac{0,09 \cdot \beta^4}{D \cdot (1 - \beta^4)} - \frac{0,0337 \cdot \beta^3}{D} + \frac{91,71 \cdot \beta^{2,5}}{Re^{0,75}} \quad (3.2.24)$$

Para el cálculo del C_0 en diámetros internos de cañería entre 2 y 2,3 pulg:

$$C_0 = 0,5959 + 0,0312 \cdot \beta^{2,1} - 0,184 \cdot \beta^8 - \frac{0,039 \cdot \beta^4}{(1 - \beta^4)} - \frac{0,0337 \cdot \beta^3}{D} + \frac{91,71 \cdot \beta^{2,5}}{Re^{0,75}} \quad (3.2.25)$$

En donde:

Q: Es el flujo de líquido o gas calculado a condiciones estándar, y que lleva unidades de [Sm³/día].

$h_w = \Delta p$ en el transmisor, en pulgadas de agua.

h_w' = Rango de trabajo del transmisor, en pulgadas de agua.

d = diámetro del orificio, en mm.

D = diámetro interno de la línea, en pulg.

μ = viscosidad dinámica, en cP.

β = cociente entre el diámetro del orificio y el diámetro interior de la cañería.

P_1 = presión absoluta aguas arriba del elemento, en psia, o presión a la que va el gas en la línea hasta el elemento primario.

M_w = Peso molecular del gas.

κ = Factor isoentrópico que corresponde a la relación C_p/C_v .

T = temperatura de operación en grados Celsius.

$T_{\text{flujo } ^\circ\text{C}}$: Temperatura de operación a la que va el flujo medido.

Y_1 : Factor que considera el cambio de densidad del gas al pasar por el elemento. Factor adimensional. Depende fundamentalmente de la presión absoluta ($P + 1,033$), de la caída de presión en el elemento ΔP , de la relación de diámetros β , y de la naturaleza del gas.

Z: Factor de compresibilidad del gas o vapor.

Observación: Los valores del coeficiente de descarga para una placa orificio, por lo común están alrededor de 0,6, por lo que iterar el valor de C_0 hasta dos o tres veces, ya entrega un resultado que no cambiará por más que sigamos iterando.

De esta manera, los flujos corregidos de las corrientes principales del proceso se muestran en la tabla 3.2.6:

Corriente	Gasolina no estabilizada	Vapores	LPG	Gasolina estabilizada
Flujo Volumétrico Sm ³ /día	747,12	24.808	56,74	594,11
Flujo másico kg/h	20.887	1.981	1.393	17.296

Tabla 3.2.6 Flujos volumétricos corregidos de las corrientes principales del proceso.

Al resolver el balance global de masa a la unidad, se obtiene la tabla 3.2.7:

% Cierre respecto a la entrada	98,96%
Entrada	20.887
Salida	20.670

Tabla 3.2.7 Balance de masa global.

Con esto, el balance de masa a la unidad se verifica con un margen de error de máximo 2%.

3.3 Reconstrucción de las corrientes de alimentación al proceso.

Como se mencionó anteriormente, ahora se dispone de la información necesaria de las corrientes principales del proceso, es posible reconstruir la corriente de alimentación al proceso mediante el simulador de procesos Hysys, a través de un mezclador, como se muestra en la figura 3.3.1.

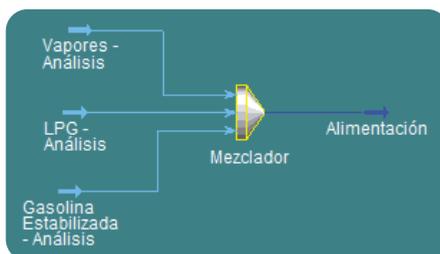


Figura 3.3.1 Reconstrucción de la alimentación a partir de las corrientes de salida analizadas en laboratorio.

Así, la alimentación actual al proceso, caso A, queda totalmente representada como muestra en la tabla 3.3.1:

Corriente	Gasolina no estabilizada
Flujo Volumétrico Sm ³ /día	732,3
Flujo Másico kg/h	20.670
Flujo Molar kgmol/h	264,4
Temperatura °C	47
Presión kg/cm ² (g)	7,5
Densidad °API	77,4
Componencial	% mol/mol
H ₂ S	2,10
H ₂	0,59
N ₂	0,28
O ₂	0,05
Metano	0,53
Etano	1,71
Propano	5,77
Propeno	0,02
i-Butano	3,97
n-Butano	6,12
1-Buteno	0,08
i-Pentano	2,20
n-Pentano	1,78
1-Penteno	0,0

Tabla 3.3.1 Descripción de la alimentación actual reconstruida, caso A.

Para reconstruir la alimentación proveniente desde HDT y HCK en condiciones de diseño desde la ingeniería básica, se cuenta con la siguiente información:

La alimentación de nafta (P-1803) que proviene de HDT se describe en la figura 3.3.2:

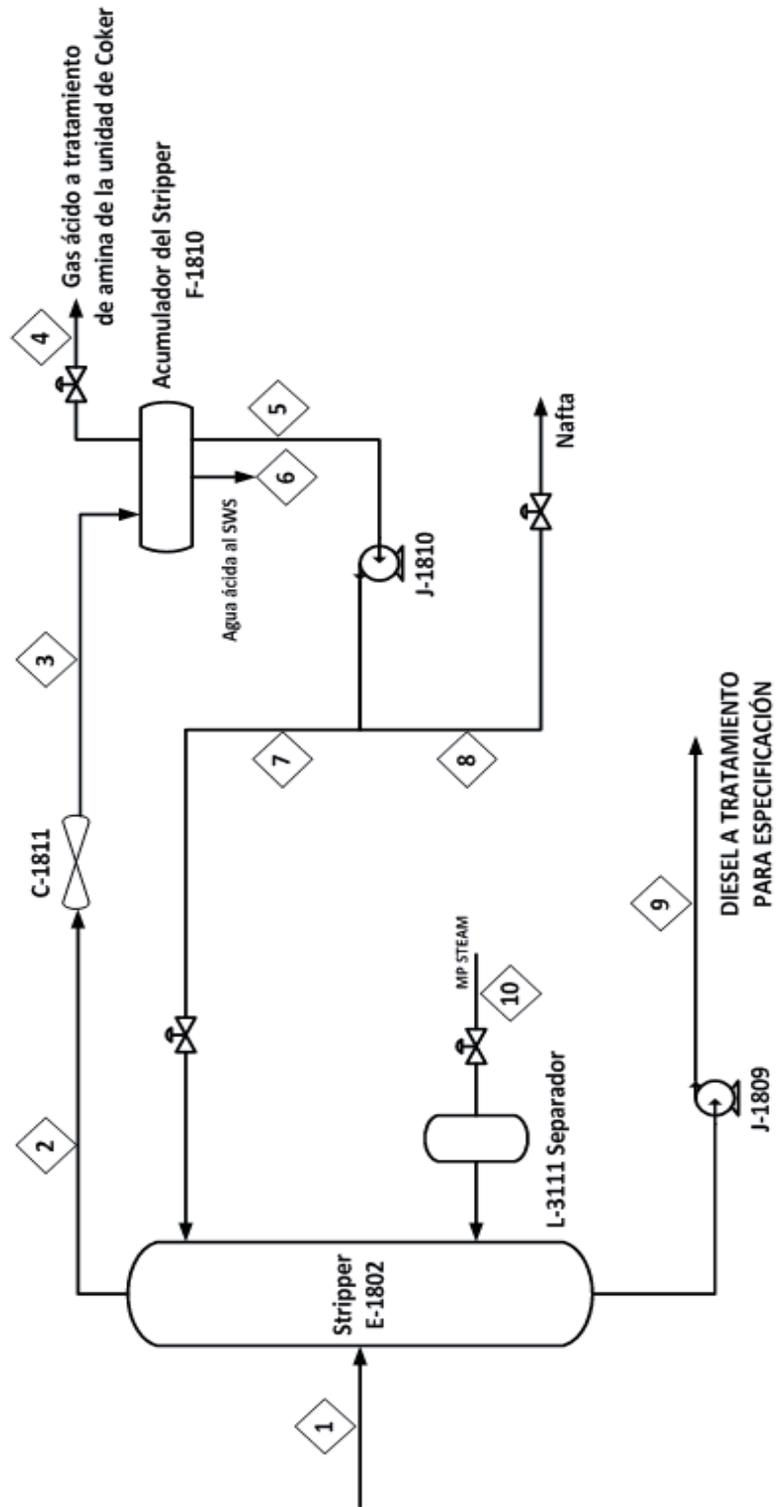


Figura 3.3.2 Nafta proveniente del Stripper E-1802 de HDT.

A continuación, se presenta el balance de masa y energía y composición de las líneas del diagrama de flujo, tomado de la ingeniería básica, en tablas 3.3.2 y 3.3.3:

N° Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	Carga E-1802	Tope E-1802	Condensado	Gas ácido	Producto separado	Agua ácida	Reflujo	Nafta	Diesel	MP Steam
Parámetro										
Temperatura °C	271	176	38	38	38	38	38	38	257	184
Presión kg/cm ² (g)	9,55	8,35	8	6,5	8	3	14,02	12,12	13,23	10,2
Flujo kgmol/h	1.324,65	682,53	682,53	40,15	378,9	263,47	210,02	168,89	1.160,26	307,9
Flujo kg/h	250.424	45.002	45.002	534	39.714	4.754	22.013	17.701	232.989	5.547
Entalpia MMkcal/h	35,33	8,96	0,57	0,05	0,42	0,11	0,23	0,19	12,69	3,6
Peso molecular	189,05	65,93	65,93	13,29	104,81	18,04	104,81	104,81	200,81	18,02
Vapor										
Flujo m ³ /h	255,8	2.601,3	117	139,8	—	—	—	—	—	983
Flujo kgmol/h	60,42	682,53	40,29	40,15	—	—	—	—	—	307,9
Densidad kg/m ³	16,37	17,3	4,6	3,82	—	—	—	—	—	5,64
Entalpia MMkcal/h	0,87	8,96	0,05	0,05	—	—	—	—	—	3,6
Peso molecular	69,32	65,93	13,37	13,29	—	—	—	—	—	18,02
Líquido										
Flujo m ³ /h	395,1	—	56,6	—	56,6	0	31,3	25,2	353,3	—
Flujo kgmol/h	1.264,23	—	379,24	—	378,9	0,53	210,02	168,89	1.160,26	—
Densidad kg/m ³	623,3	—	701,6	—	701,9	734,5	702,4	702,2	659,4	—
Entalpia MMkcal/h	34,46	—	0,42	—	0,42	0	0,23	0,19	30,22	—
Peso molecular	194,77	—	104,75	—	104,81	32,42	104,81	104,81	200,81	—

Tabla 3.3.2 Tabla de balance de masa y energía de la unidad del Stripper E-1802.

N° Corriente	1 Carga E-1802	2 Tope E-1802	3 Condensado	4 Gas ácido	5 Producto Separado	6 Agua ácida	7 Reflujo	8 Nafta	9 Diesel	10 MP Steam
Componencial kgmol/h										
H ₂ O	3,28	263,74	263,74	0,30	0,49	262,95	0,27	0,22	47,72	307,9
NH ₃	0,027	0,051	0,051	0,000058	0,000095	0,051	0,000053	0,000042	$3,5 \cdot 10^{-11}$	0
H ₂ S	7,10	12,36	12,36	2,75	9,13	0,48	5,06	4,07	$2 \cdot 10^8$	0
H ₂	28,31	29,12	29,12	27,65	1,47	0	0,81	0,65	$1,5 \cdot 10^{-11}$	0
Metano	4,35	5,21	5,21	3,65	1,56	0	0,86	0,69	$2,5 \cdot 10^{-10}$	0
Etano	4,47	7,05	7,05	2,39	4,66	0	2,59	2,08	$1,3 \cdot 10^2$	0
Propano	3,80	7,36	7,36	0,94	6,43	0	3,56	2,87	$2,4 \cdot 10^6$	0
i-butano	2,95	6,15	6,15	0,37	5,78	0	3,20	2,58	0,000098	0
n-butano	1,27	2,69	2,69	0,12	2,57	0	1,43	1,15	0,00011	0
Nafta Ligera	74,40	157,73	157,73	1,84	155,89	0	86,40	69,48	3,07	0
Nafta Pesada	85,42	115,92	115,92	0,13	115,79	0	64,18	51,61	33,68	0
Diesel	1.109,29	75,15	75,15	0,012	75,13	0	41,65	33,49	1.075,79	0
TOTAL kmgol/h	1.324,65	682,53	682,53	40,15	378,9	263,47	210,02	168,89	1.160,26	307,9

Tabla 3.3.3 Tabla representativa de la composición de las corrientes de proceso.

La alimentación de gasolina (P-1202) que proviene de HCK se describe en la figura 3.3.3:

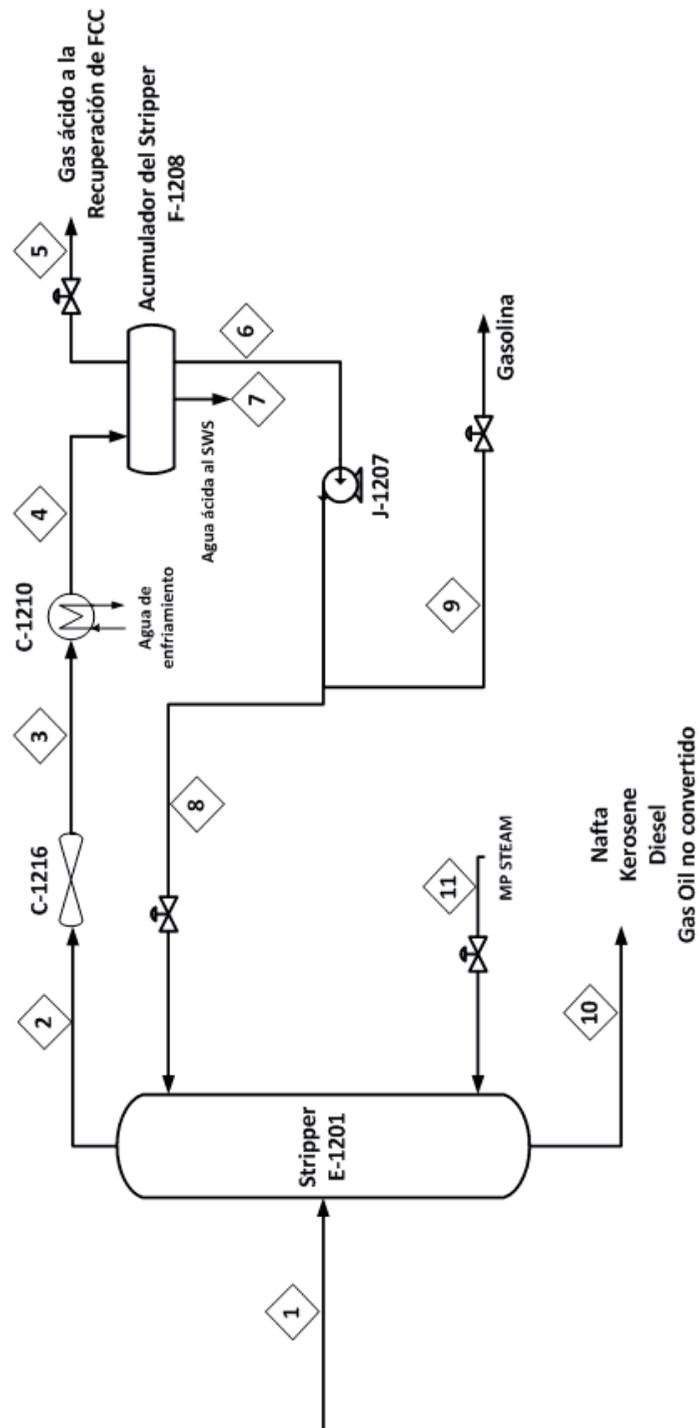


Figura 3.3.3 Gasolina proveniente del Stripper E-1201 de HCK.

A continuación, se presenta el balance de masa y energía y composición de las líneas del diagrama de flujo, tomado de la ingeniería básica, en tablas 3.3.4 y 3.3.5:

N° Corriente	1 Carga E-1201	2 Tope E-1201	3 Condensado	4 Condensado Ajustado	5 Gas Ácido	6 Producto Separado	7 Agua Ácida	8 Reflujo	9 Gasolina	10 Fondos	11 MP Steam
Parámetro	239,4	152,9	48,89	40,56	40,44	40,56	40,46	40,56	40,56	220,8	263,8
Temperatura °C	7,17	---	---	---	6,3	10,26	3,52	---	8,44	---	---
Presión kg/cm ² (g)	724,1	600,4	600,4	600,4	28,32	459,2	112,8	233,3	225,9	486,6	129,6
Flujo kgmol/h	123.750	39.852	39.852	39.852	844,5	36.974	2.033	18.785	18.189	105.020	2.334
Flujo kg/h	16,12	6,748	0,8211	0,6137	0,0863	0,4769	0,05081	0,2423	0,2346	11,24	1,625
Entalpia MMkcal/h											
Vapor											
Flujo m ³ /h	1,086	2,504	116,8	98,69	102,8	---	---	---	---	---	682,2
Flujo kgmol/h	218,5	600,4	34,34	28,29	28,31	---	---	---	---	---	129,6
Densidad kg/m ³	16,9	15,92	9,527	8,548	8,214	---	---	---	---	---	3,421
Entalpia MMkcal/h	3,428	6,748	0,1186	0,08617	0,0863	---	---	---	---	---	1,625
Peso molecular	83,99	66,38	32,39	29,82	29,82	---	---	---	---	---	18,02
Líquido											
Flujo m ³ /h	162,5	---	56,11	55,87	---	55,82	2,03 (Std)	28,37	27,47	153,3	---
Flujo kgmol/h	505,6	---	453,6	459,1	---	459,1	112,8	233,3	225,9	486,6	---
Densidad kg/m ³	648,8	---	654,4	661,8	---	662,4	999 (Std)	662,1	662,1	685,1	---
Entalpia MMkcal/h	12,69	---	0,635	0,4768	---	0,4768	0,05081	0,2423	0,2346	11,24	---
Peso molecular	208,5	---	80,95	80,53	---	80,53	---	80,53	80,53	215,8	---

Tabla 3.3.4 Tabla de balance de masa y energía de la unidad del Stripper E-1201.

N° Corriente	1 Carga E-1201	2 Tope E-1201	3 Condensado	4 Condensado Ajustado	5 Gas Ácido	6 Producto Separado	7 Agua Ácida	8 Reflujo	9 Gasolina	10 Fondos	11 MP Steam
Composicional kgmol/h											
H ₂ O	2,07	113,79	113,79	113,79	0,30	0,66	112,83	0,33	0,32	18,17	129,56
NH ₃	0,065	0,12	0,12	0,12	0,013	0,11	0	0,054	0,052	7,3*10 ⁻⁸	0
H ₂ S	21,08	35,73	35,73	35,73	6,91	28,82	0	14,54	14,18	2,3*10 ⁻⁵	0
H ₂	6,41	6,66	6,66	6,66	6,16	0,50	0	0,25	0,25	2,5*10 ⁻⁹	0
Metano	5,62	6,98	6,98	6,98	4,30	2,68	0	1,36	1,32	1,1*10 ⁻⁷	0
Etano	6,92	11,04	11,04	11,04	2,92	8,12	0	4,12	3,99	1,6*10 ⁻⁶	0
Propano	17,53	32,36	32,36	32,36	3,17	29,19	0	14,83	14,36	0,00081	0
i-Butano	21,42	41,49	41,49	41,49	1,96	39,52	0	20,08	19,44	0,015	0
n-Butano	16,63	32,57	32,57	32,57	1,15	31,42	0	15,96	15,46	0,023	0
i-Pentano	17,39	34,39	34,39	34,39	0,55	33,84	0	17,19	16,65	0,20	0
n-Pentano	14,44	28,50	28,50	28,50	0,36	28,15	0	14,30	13,85	0,24	0
2 – Metilpentano	16,44	31,19	31,19	31,19	0,18	31,01	0	15,76	15,26	1,00	0
n-Hexano	7,10	13,22	13,22	13,22	0,058	13,16	0	6,69	6,48	0,56	0
Metil Ciclopentano	11,34	20,67	20,67	20,67	0,078	20,59	0	10,46	10,13	1,14	0
Ciclohexano	2,04	3,53	3,53	3,53	0,0097	3,52	0	1,79	1,73	0,29	0
Benceno	1,41	2,64	2,64	2,64	0,0093	2,63	0	1,34	1,30	0,10	0
C7-150 °C (Nafta)	159,12	182,68	182,68	182,68	0,19	182,49	0	92,71	89,77	69,15	0
150-230 °C (Kerosene)	172,90	2,80	2,80	2,80	0,00042	2,80	0	1,42	1,38	171,52	0
230-368 °C (Diesel)	130,61	1,8*10 ⁻¹⁰	1,8*10 ⁻¹⁰	1,8*10 ⁻¹⁰	6,4*10 ⁻¹⁶	1,8*10 ⁻¹⁰	0	9*10 ⁻¹¹	8,7*10 ⁻¹¹	130,61	0
368+ °C (Gas Oil)	93,57	0	0	0	0	0	0	0	0	93,57	0
TOTAL	724,10	600,36	600,36	600,36	28,32	459,21	112,83	233,31	225,90	486,60	129,56

Tabla 3.3.5 Tabla representativa de la composición de las corrientes de proceso.

Las curvas ASTM D-86 que describen los cortes presentes en la alimentación de HDT y HCK, así también la densidad y la composición de hidrocarburos livianos que van junto a la gasolina proveniente desde HDT y HCK, se presentan en las tablas adjuntas:

❖ **Hidrotratamiento (HDT).**

Curvas ASTM D-86 de los cortes de la alimentación:

Corte	Nafta Liviana	Nafta Pesada	Diesel
Densidad	78 °API	55,4 °API	37,5 °API
0%	32 °C	101 °C	168 °C
10%	38 °C	106 °C	210 °C
30%	45 °C	112 °C	250 °C
50%	54 °C	118 °C	273 °C
70%	64 °C	124 °C	298 °C
90%	74 °C	130 °C	335 °C
100%	84 °C	139 °C	363 °C

Tabla 3.3.6 Curvas de destilado de la alimentación desde HDT.

Para describir la composición de livianos, se obtienen las fracciones molares en porcentaje, desde la componencial en kgmol/h, según la tabla 3.3.7:

Compuesto	% mol/mol
H ₂ S	2,41
NH ₃	0,00
H ₂	0,38
Metano	0,41
Etano	1,23
Propano	1,70
i-Butano	1,53
n-Butano	0,68
H ₂ O	0,13

Tabla 3.3.7 Componentes livianos de la alimentación desde HDT.

❖ **Hidrocrqueo (HCK).**

Curvas ASTM D-86 de los cortes de la alimentación:

Corte	Nafta Pesada C7 – 150	Kerosene 150 – 230	Diesel 230 – 368	Gas oil no convertido 368+
Densidad	49,83 °API	35,81 °API	32,69 °API	31,93 °API
0%	97 °C	157 °C	229 °C	324 °C
5%	106 °C	169 °C	245 °C	352 °C
10%	108 °C	172 °C	251 °C	362 °C
30%	115 °C	182 °C	271 °C	400 °C
50%	121 °C	197 °C	289 °C	432 °C
70%	128 °C	207 °C	309 °C	459 °C
90%	139 °C	214 °C	338 °C	501 °C
95%	141 °C	217 °C	346 °C	510 °C
100%	154 °C	231 °C	353 °C	518 °C

Tabla 3.3.8 Curvas de destilado de la carga desde HCK.

Para describir la composición de livianos, se obtienen las fracciones molares en porcentaje, desde la componencial en kgmol/h, según la tabla 3.3.9:

Compuesto	% mol/mol
H₂S	6,28
NH₃	0,02
H₂	0,11
Metano	0,58
Etano	1,77
Propano	6,36
i-Butano	8,61
n-Butano	6,84
i-Pentano	7,37
n-Pentano	6,13
2 – Metilpentano	6,76
n-Hexano	2,87
Metil Ciclopentano	4,48
Ciclohexano	0,77
Benceno	0,58
H₂O	0,14

Tabla 3.3.9 Componentes livianos de la carga de proceso de HCK.

La corriente resultante, caso B, fue obtenida con la ayuda del simulador “*Hysys Process Modeling*”, y se muestra en la tabla 3.3.10:

Corriente	Gasolina no estabilizada Diseño desde HDT/HCK
Flujo Volumétrico Sm ³ /día	1.190
Flujo Másico kg/h	36.484
Flujo Molar kgmol/h	395
Temperatura °C	39.24
Presión kg/cm ² (g)	8.44
Densidad °API	60.7
Componencial	% mol/mol
H ₂ S	4,62
NH ₃	0,01
H ₂	0,23
Metano	0,51
Etano	1,54
Propano	4,36
i-Butano	5,58
n-Butano	4,21
i-Pentano	4,22
n-Pentano	3,51
2 – Metilpentano	3,87
n-Hexano	1,64
Metil Ciclopentano	2,57
Ciclohexano	0,44
Benceno	0,33
H ₂ O	0,14

Tabla 3.3.10 Descripción de la alimentación por diseño reconstruida, caso B.

CONCLUSIONES

Los datos entregados por el test run y los análisis de laboratorio, en base a las corrientes principales que abandonan el proceso, fueron suficientes para describir la corriente actual que se alimenta al proceso.

Las ecuaciones que permiten la corrección del flujo volumétrico de las corrientes principales, consideran tantos factores como sean necesarios para una mejor aproximación al valor real del flujo volumétrico. El cálculo del coeficiente de descarga de acuerdo a la ecuación de Stolz, se vio que convergía con dos iteraciones, entregando valores que verifican el balance de masa a la unidad.

Por otra parte, se puede apreciar que la corriente de alimentación por diseño es más pesada que la corriente de alimentación en condiciones actuales, esto se debe a que de acuerdo a los análisis entregados por laboratorio, la gasolina no estabilizada actual no contiene todos los componentes pesados que se indican en la gasolina no estabilizada por diseño. El porcentaje de ácido sulfhídrico en la gasolina no estabilizada actual, es la mitad del contenido porcentual de la gasolina no estabilizada por diseño, sin embargo, es al menos el doble de la gasolina no estabilizada procesada cuando existían las conexiones con MHC, Topping 2, y HCK, esto puede ameritar un estudio de la corrosión para ERA.

CAPÍTULO 4

SIMULACIÓN EN HYSYS

INTRODUCCIÓN

Hysys es un programa enfocado a la simulación de procesos en ingeniería química el cual tiene las siguientes características:

- Entorno de simulación modular, tanto para estado estacionario como para régimen dinámico.
- Interfase gráfica de fácil uso (orientado a objeto), intuitivo.
- Posibilidad de adicionar código de programación con Visual Basic.
- Posibilidad de compartir la información con otras aplicaciones.
- Interpreta interactivamente los comandos según se introducen en el programa. Por tanto no necesita un botón de ejecución, aunque existe la posibilidad de plantear el problema completo sin hacer cálculos y después ejecutarlo.
- Sin límites al acceso de información útil.
- Es un simulador bidireccional, ya que el flujo de información va en dos direcciones (hacia delante y hacia atrás). De esta forma, puede calcular las condiciones de una corriente de entrada a una operación a partir de las correspondientes a la(s) corriente(s) de salida, sin necesidad de cálculos iterativos.
- Diseña, simula, optimiza, desde un equipo unitario hasta una planta química, para solucionar toda clase de problemas relacionados con procesos químicos.
- Cada proceso en Hysys es tratado como un caso, en el cual se puede especificar datos importantes del proceso como: compuestos, modelos termodinámicos a aplicar, curvas características de ebullición de un aceite, densidad de un aceite, reacciones junto a sus parámetros asociados a la cinética de reacción, etc.
- Las unidades de operación son simuladas en estado estacionario o dinámico (Aspentech, 2013).

Hysys dispone de las siguientes unidades como se muestra en la tabla 4.1:

Mixers and splitters	Mixer Tee	Steam mixer Steam splitter
Separators	Component Splitter	Component separator – two outlets
Flash drums	Separator 3-Phase Separator Tank	Multiple feeds, one vapor and one Liquid product Multiple feeds, one vapor and two liquid products Multiple feeds, one liquid product
Approximate distillations Multistage separation (Equilibrium-based simulation)	Shortcut Column Column	Fenske-Underwood design Generic multiphase separation, including absorber, stripper, rectifier, distillation, liquid-liquid extraction. Additional strippers and pump-arounds can be added. All models support two or three phases and reactions. Physical property models are available for petroleum refining applications.
Heat exchange	Cooler/ Heater Heat Exchanger Lng	Cooler or heater Two-stream heat exchanger Multistream heat exchanger
Reactors	Conversion Reactor Equilibrium Reactor Gibbs Reactor CSTR PFR	Extent of reaction specified Equilibrium reactions Multiphase chemical equilibrium (stoichiometry not required) Continuous-stirred tank reactor Plug-flow tubular reactor
Pumps, compressors, and	Pump	Pump or hydraulic turbine

turbines	Compressor Expander Valve	Compressor Turbine Adiabatic valve
Pipeline	Pipe Segment	Single/multiphase piping with heat transfer

Tabla 4.1 Equipamiento disponible en el simulador comercial Hysys.

Modelos matemáticos del simulador hysys

Los modelos de Hysys, representan el comportamiento de las distintas fases (sólido, líquido, y vapor) según el valor de sus variables termodinámicas; presión, temperatura, flujo volumétrico, y su composición. Estos modelos permiten realizar:

- Balances de masa: Flujos másicos y molares.
- Balances de energía en estado estacionario: Cálculo de la caída de presión.
- Balances de cantidad de movimiento en estado transitorio: Hidrodinámica termodinámica (dimensiones).
- Ecuaciones constitutivas (IQUCE, 2012).

Hysys contiene más de 35 modelos matemáticos para equilibrio L-V, L-L, L-L-V, y cálculo de entalpías, los cuales se detallan en el anexo A-4. De estos modelos matemáticos se seleccionó Kabadi Danner, Peng-Robinson y PRSV, para determinar cuál representaría mejor el proceso de estabilización de la gasolina, sabiendo que la gasolina no estabilizada es un compuesto apolar, que puede presentar un equilibrio de fase líquido – vapor, líquido – líquido – vapor en presencia de agua. Aprovechando las medidas de flujo corregidas en las corrientes principales del proceso, en la tabla 4.2 se presenta una comparación con los resultados obtenidos con los modelos matemáticos mencionados:

Corrientes	Flujos corregidos			
	(Valor real) Sm ³ /día	Flujos Kabadi Sm ³ /día	Flujos Peng Robinson Sm ³ /día	Flujos PRSV Sm ³ /día
Vapores	24.808	29.469	29.427	29.528
LPG	56,74	62,35	59,50	60,45
Gasolina Estabilizada	594,11	581,1	585,5	585,5

Tabla 4.2 Tabla comparativa de flujos volumétricos entre modelos con la realidad.

En vista de los resultados, y de la descripción de cada modelo anteriormente mencionado en el anexo A-4, se seleccionó el modelo matemático de Peng-Robinson para trabajar.

En este capítulo se hace una breve reseña al ingreso de los datos del proceso al simulador *Hysys*, en base a las corrientes de alimentación reconstruidas que se obtuvieron en el capítulo anterior. Se presentan además los resultados de la simulación con cada corriente de alimentación, considerando dos perfiles de presión en la columna de destilación:

- a) Condiciones actuales de proceso desde el acumulador al último plato de la columna de destilación: 4,561 – 5,202 kg/cm²(g)
- b) Condiciones de diseño del proceso de la E-501 desde el acumulador al último plato de la columna de destilación: 4,981 – 5,622 kg/cm²(g)

El trabajo con ambos perfiles de presión, tiene el propósito de hacer un análisis más riguroso que permita encontrar los puntos críticos, e identificar las eventuales mejoras que se deban realizar.

Finalmente, se presentan los resultados de los puntos críticos identificados, y las mejoras identificadas para mejorar el proceso de la E-501.

4.1 Ingreso de los datos al simulador.

Teniendo toda la información de las corrientes principales ya descritas, el modelo matemático definido, entonces es posible ingresar y concentrar toda la información en el

simulador de procesos para el trabajo. Se procede a ingresar la información de las alimentaciones reconstruidas, en condiciones actuales y de diseño, mediante el asistente de la simulación conforme a la figura 4.1.1:

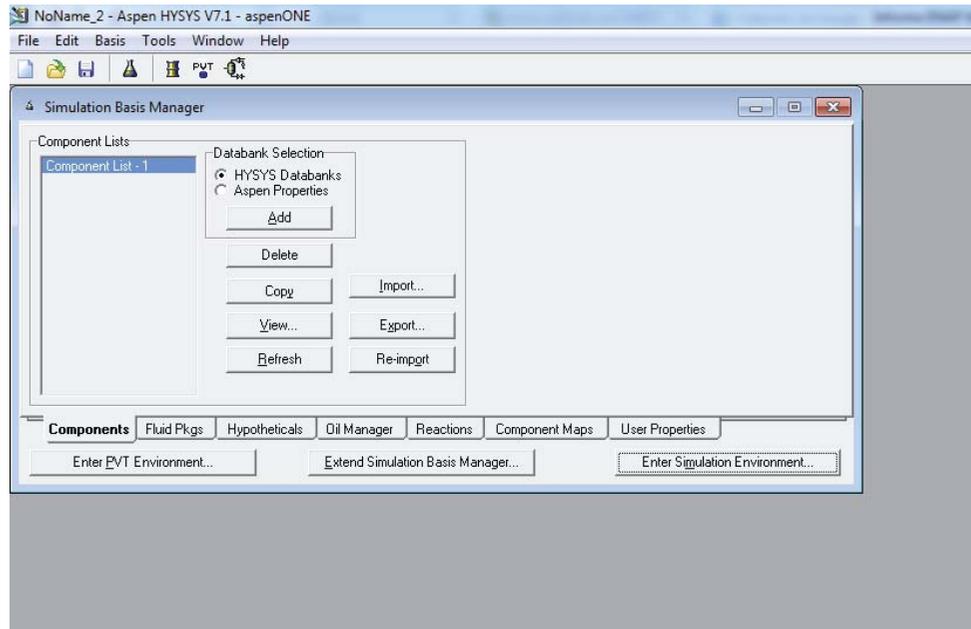


Figura 4.1.1 Asistente para el ingreso de los datos del proceso al simulador.

Para ingresar los componentes, se debe añadir un listado de componentes haciendo clic en “Add” en la pestaña “Components”, figura 4.1.2, y luego ingresamos toda la información.

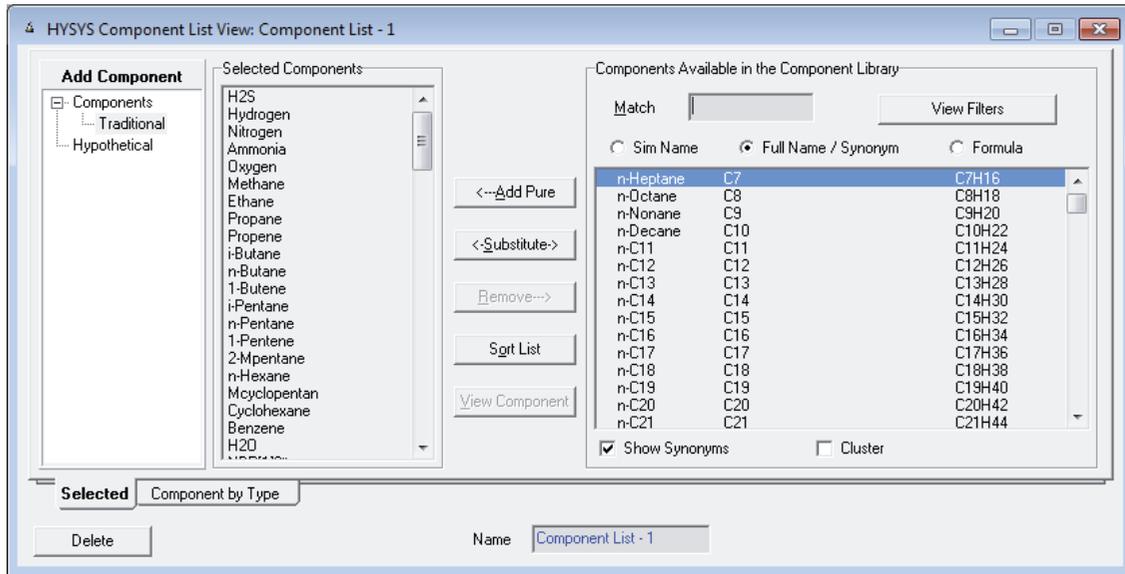


Figura 4.1.2 Selección e ingreso de los componentes de las corrientes principales del proceso.

Luego de ingresar los componentes, en la pestaña “Fluid Pkgs” ingresamos el modelo matemático seleccionado, que para este trabajo es Peng-Robinson, según la figura 4.1.3.

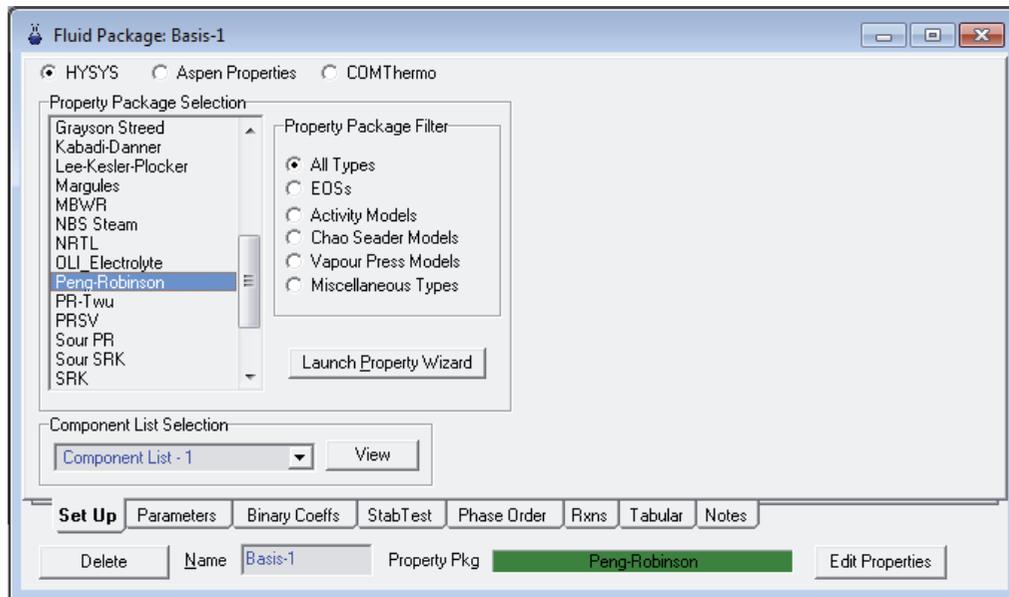


Figura 4.1.3 Selección del modelo matemático para el proceso.

Para las curvas ASTM, se debe ingresar al “Oil Environment” en la pestaña “Oil Manager”, en donde las curvas ASTM son ingresadas una por una en la pestaña “Assay”,

figura 4.1.4, un Assay por curva, en donde a cada Assay se le debe asignar un “Cut/Blend”, figura 4.1.5, que permitirá establecer los componentes hipotéticos de la mezcla en una corriente. En el “Install Oil”, es posible asignar un nombre a cada “Blend”, figura 4.1.6, que son corrientes que aparecerán luego en el entorno de simulación. También puede ser ingresado en el Assay la densidad de la corriente.

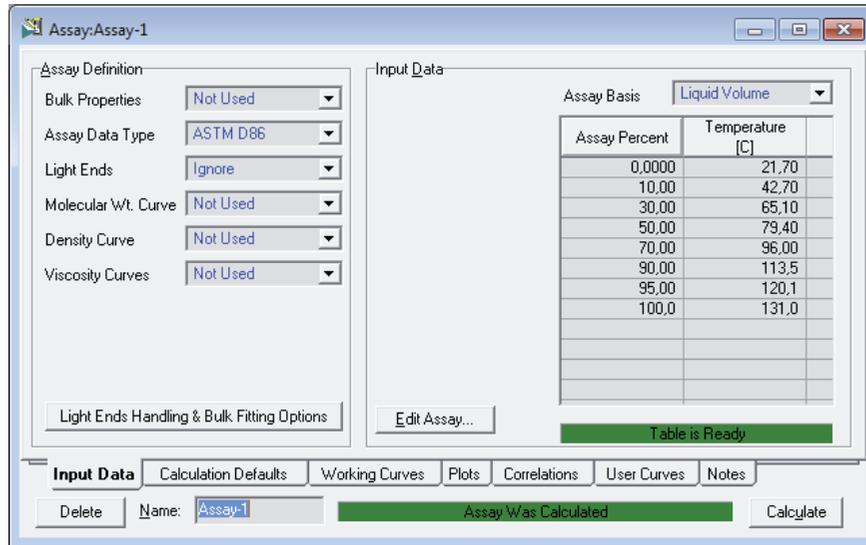


Figura 4.1.4 Asistente para ingreso de la curva ASTM y densidad.

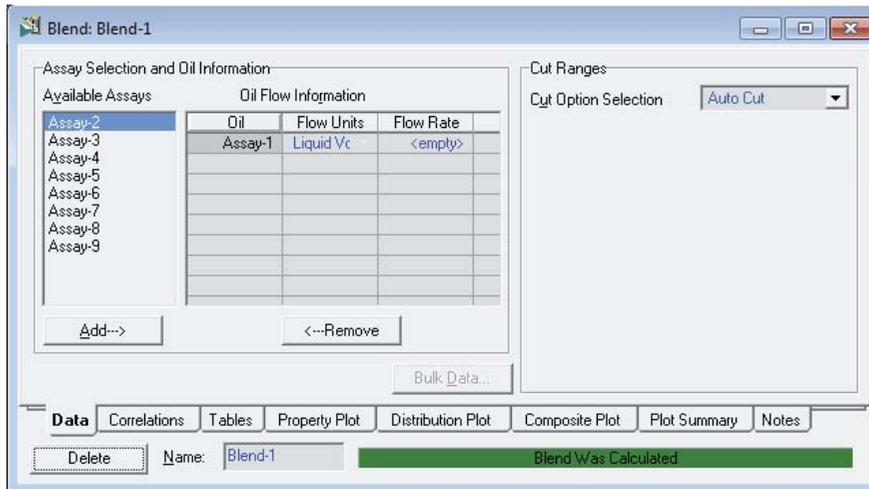


Figura 4.1.5 Asistente para la asignación del Blend.

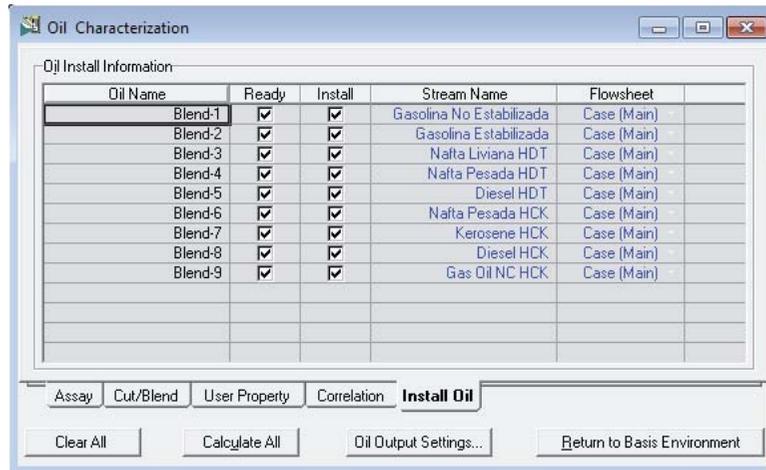


Figura 4.1.6 Asistente para la asignación de nombre y corriente al Blend en el Oil Environment.

Cada Blend representa la mezcla de componentes hipotéticos de una corriente en cuestión definida, a fin de representar la corriente en la simulación lo más completa posible.

Una vez que se ingresa toda la información referente a las alimentaciones del proceso, procedemos a entrar al entorno de simulación, para construir el diagrama de flujo de la unidad, con todo el equipamiento unitario, elementos finales de control, y tuberías. Los diagramas de flujo construidos que representan el proceso en el entorno de simulación, son los presentados en las figuras 4.1.7, 4.1.8 y 4.1.9:

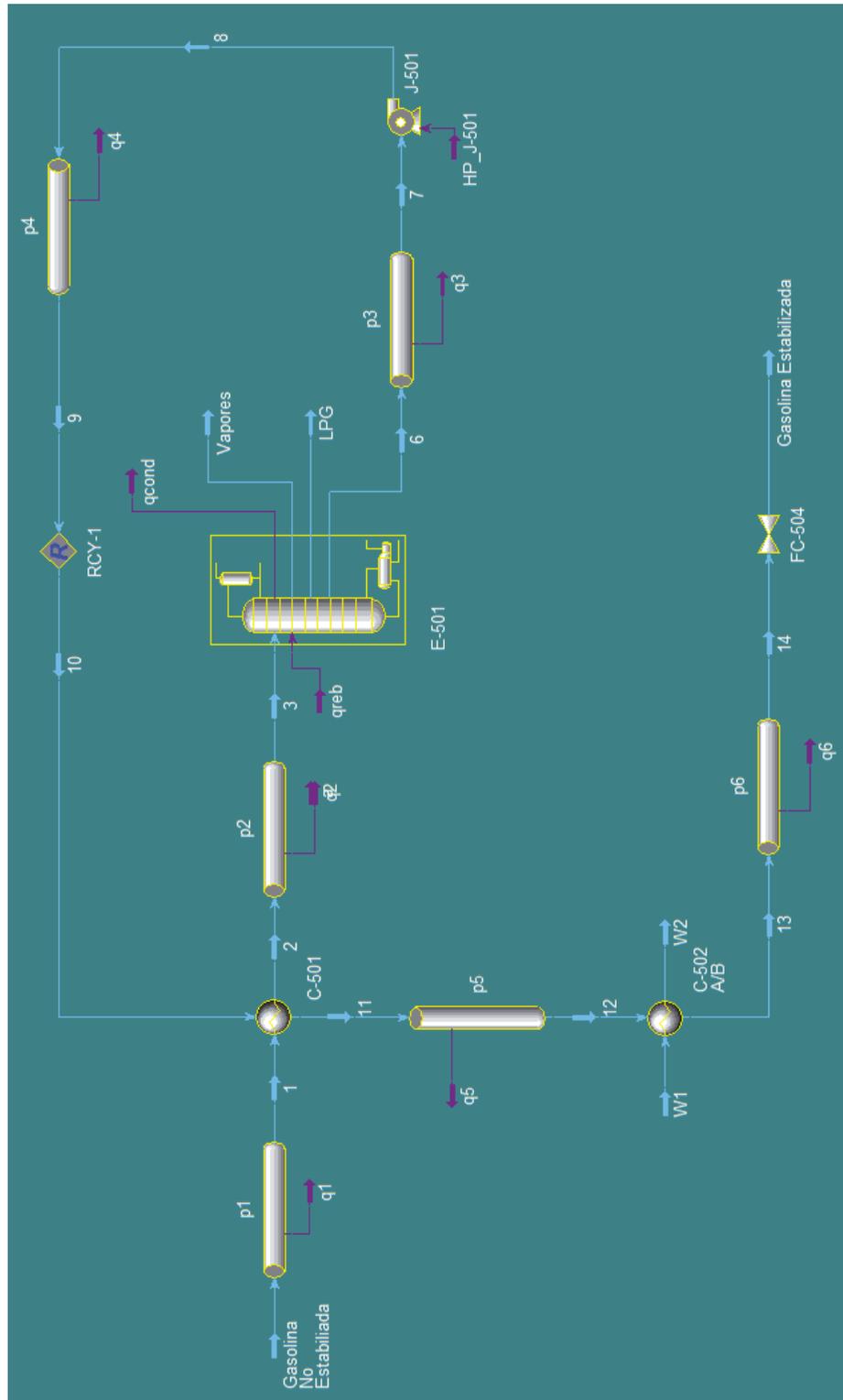


Figura 4.1.7 Diagrama de flujo general del proceso de la unidad estabilizadora de gasolina E-501.

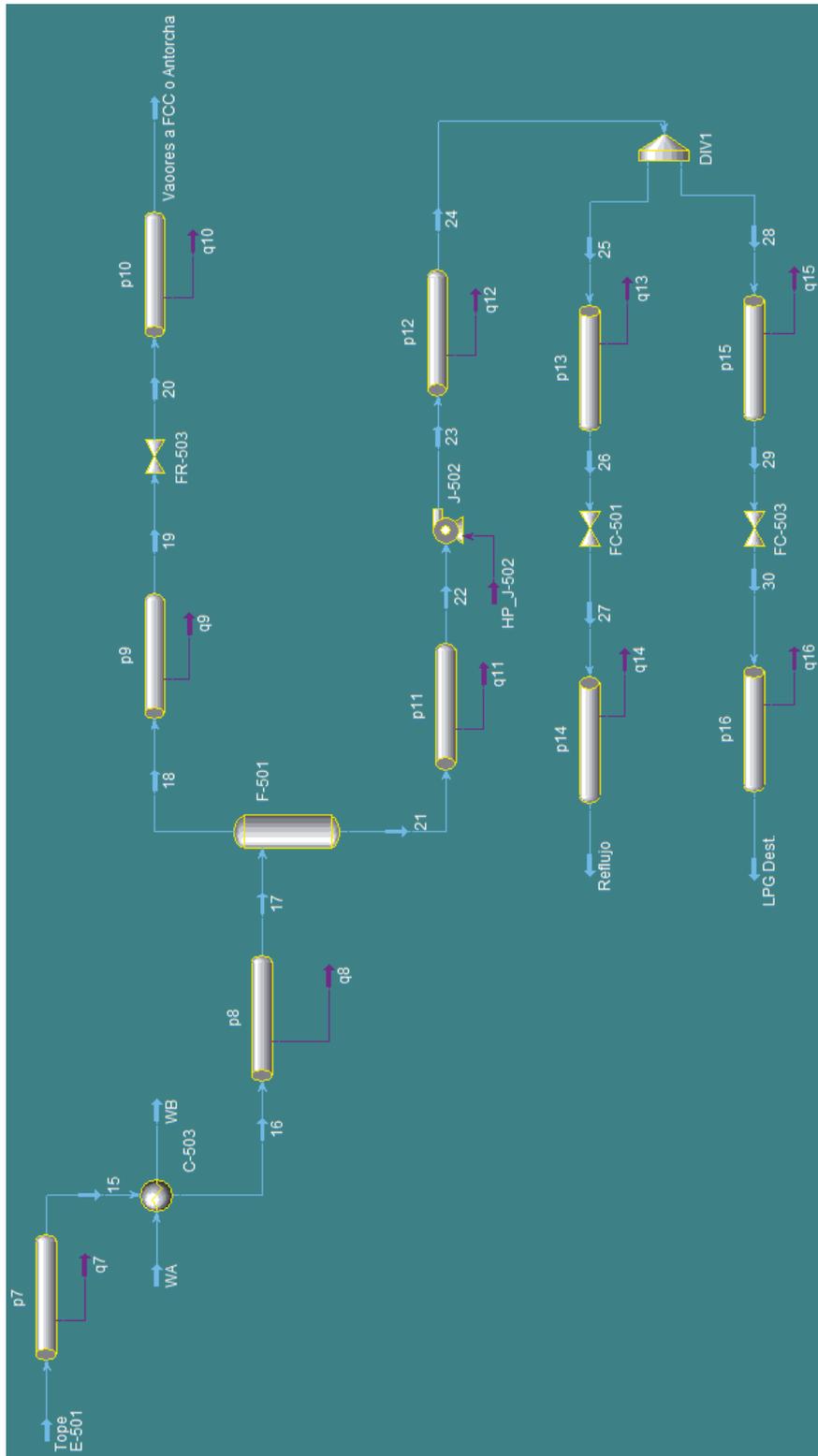


Figura 4.1.8 Diagrama de flujo del circuito de tope de la columna E-501.

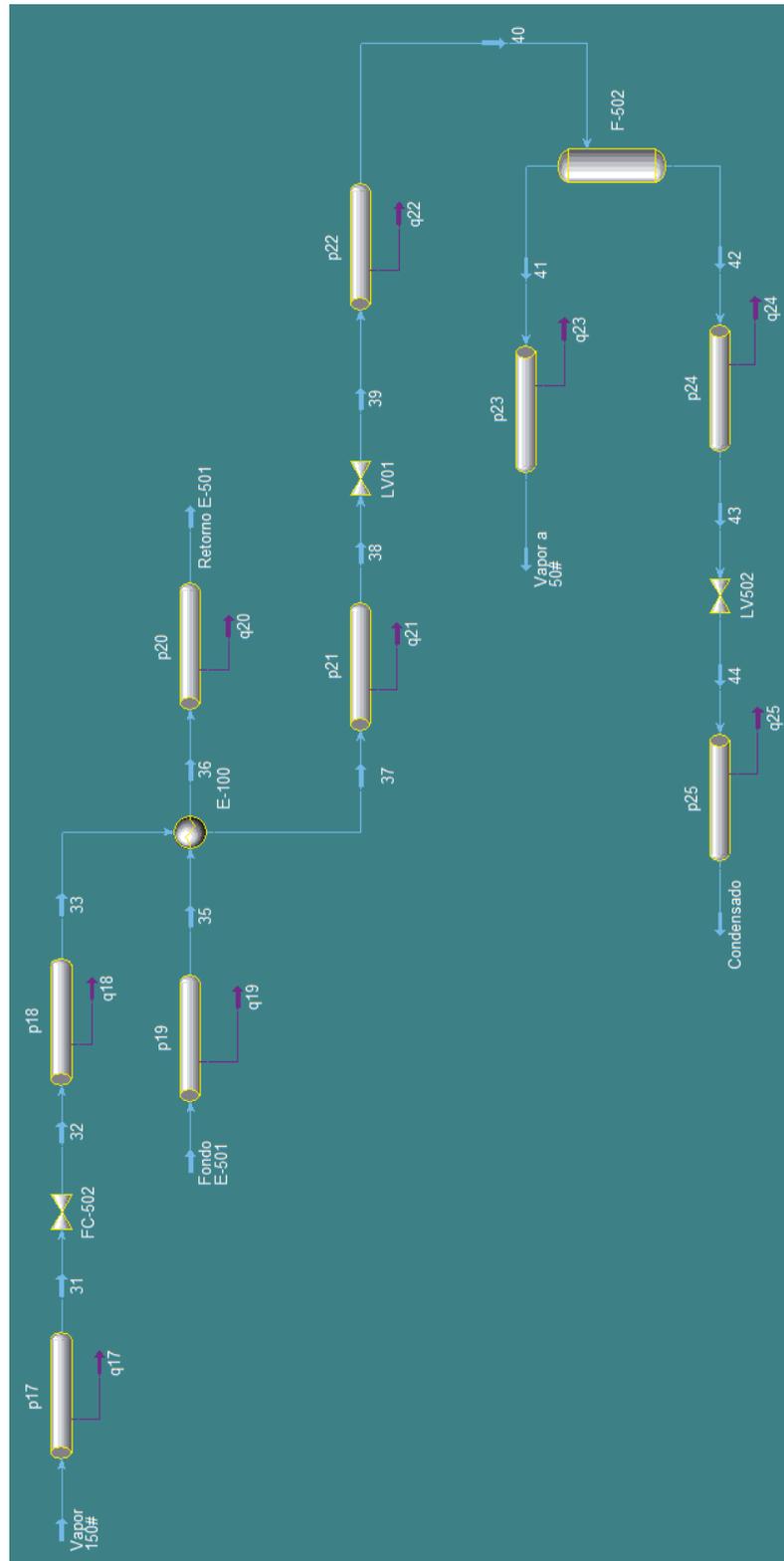


Figura 4.1.9 Diagrama de flujo del circuito de fondo de la columna E-501.

4.2 Simulación con la corriente reconstruida en condiciones actuales.

Los resultados obtenidos al evaluar la operación en el simulador, buscando satisfacer la especificación del RVP en la gasolina de 8 psi(a), y obtener el máximo LPG posible con la mínima cantidad de H₂S, son:

- a) Simulación a bajo perfil de presión:
- Perfil de presión: 4,561 – 5,202 kg/cm²(g)
 - Razón de reflujo: 2
 - Temperatura de tope de la columna: 61,1 °C
 - Temperatura de fondo de la columna: 133 °C
 - Temperatura de condensación del tope: 40 °C
 - Consumo de vapor: 1.976 kg/h

Los resultados de las corrientes, se presentan en las tablas 4.2.1a a 4.2.3a:

Vapores	
 <p>Vapor a FCC o Antorcha</p>	<ul style="list-style-type: none"> • 2.210 kg/h • 26.872 Sm³/día • 39,24 °C • 4,173 kg/cm²(g) • H₂S: 10,9% kgmol/kgmol

Tabla 4.2.1a Vapores de la E-501 a craqueo catalítico o antorcha.

LPG	
 <p>LPG a F-704</p>	<ul style="list-style-type: none"> • 1.005 kg/h • 39,43 Sm³/día • 40,96 °C • 14,75 kg/cm²(g) • H₂S: 0,32 kgmol/h

Tabla 4.2.2a LPG al rectificador del hidrocrqueo.

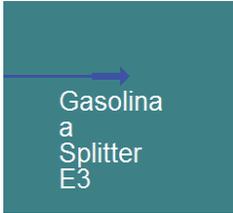
Gasolina Estabilizada	
	<ul style="list-style-type: none"> • 17.354 kg/h • 598,6 Sm³/día • 38 °C • 6,125 kg/cm²(g) • RVP: 8,1 psi(a)

Tabla 4.2.3a Gasolina Estabilizada que sale a la siguiente unidad de proceso.

b) Simulación a alto perfil de presión:

- Perfil de presión: 4,981 – 5,622 kg/cm²(g)
- Razón de reflujo: 2
- Temperatura de tope de la columna: 61,9 °C
- Temperatura de fondo de la columna: 137 °C
- Temperatura de condensación del tope: 40 °C
- Consumo de vapor: 2.087 kg/h

Los resultados de las corrientes, se presentan en las tablas 4.2.1b a 4.2.3b:

Vapores	
	<ul style="list-style-type: none"> • 2.073 kg/h • 25.519 Sm³/día • 39,25 °C • 4,596 kg/cm²(g) • H₂S: 8,32% kgmol/kgmol

Tabla 4.2.1b Vapores de la E-501 a craqueo catalítico o antorcha.

LPG	
	<ul style="list-style-type: none"> • 1.143 kg/h • 45,16 Sm³/día • 40,98 °C • 15,17 kg/cm²(g) • H₂S: 0,41 kgmol/h

Tabla 4.2.2b LPG al rectificador del hidrocrqueo.

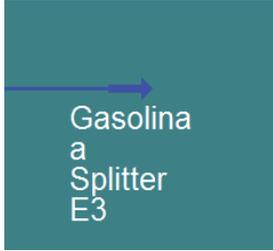
Gasolina Estabilizada	
	<ul style="list-style-type: none"> • 17.357 kg/h • 598,5 Sm³/día • 40,86 °C • 6,125 kg/cm²(g) • RVP: 7,9 psi(a)

Tabla 4.2.3b Gasolina Estabilizada que sale a la siguiente unidad de proceso.

4.3 Simulación con la corriente reconstruida de diseño.

Los resultados obtenidos al evaluar la operación en el simulador, buscando satisfacer la especificación del RVP en la gasolina de 8 psi(a), y obtener el máximo LPG posible con la mínima cantidad de H₂S, son:

- a) Simulación a bajo perfil de presión:
- Perfil de presión: 4,561 – 5,202 kg/cm²(g)
 - Razón de reflujo: 2
 - Temperatura de tope de la columna: 57,9 °C
 - Temperatura de fondo de la columna: 140 °C
 - Temperatura de condensación del tope: 40 °C
 - Consumo de vapor: 3.273 kg/h

Los resultados de las corrientes, se presentan en las tablas 4.3.1a a 4.3.3a:

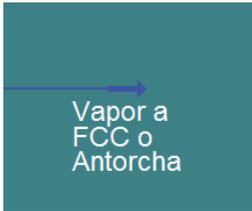
Vapores	
	<ul style="list-style-type: none"> • 3.332 kg/h • 41.007 Sm³/día • 39,2 °C • 4,148 kg/cm²(g) • H₂S: 18,24% kgmol/kgmol

Tabla 4.3.1a Vapores de la E-501 a craqueo catalítico o antorcha.

LPG	
	<ul style="list-style-type: none"> • 497 kg/h • 19,1 Sm³/día • 40,92 °C • 14,75 kg/cm²(g) • H₂S: 0,34 kgmol/h

Tabla 4.3.2a LPG al rectificador del hidrocrqueo.

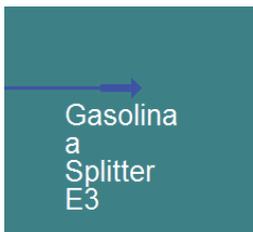
Gasolina Estabilizada	
	<ul style="list-style-type: none"> • 32.549 kg/h • 1.039 Sm³/día • 51.83 °C • 6,1 kg/cm²(g) • RVP: 8 psi(a)

Tabla 4.3.3a Gasolina Estabilizada que sale a la siguiente unidad de proceso.

b) Simulación a alto perfil de presión:

- Perfil de presión: 4,981 – 5,622 kg/cm²(g)
- Razón de reflujo: 2
- Temperatura de tope de la columna: 59,3 °C
- Temperatura de fondo de la columna: 144 °C
- Temperatura de condensación del tope: 40 °C
- Consumo de vapor: 3.385 kg/h

Los resultados de las corrientes, se presentan en las tablas 4.3.1b a 4.3.3b:

Vapores	
	<ul style="list-style-type: none"> • 3.217 kg/h • 39.926 Sm³/día • 39,21 °C • 4,569 kg/cm²(g) • H₂S: 18,74% kgmol/kgmol

Tabla 4.3.1b Vapores de la E-501 a craqueo catalítico o antorcha.

LPG	
	<ul style="list-style-type: none"> • 620 kg/h • 24,04 Sm³/día • 40,95 °C • 15,16 kg/cm²(g) • H₂S: 0,47 kgmol/h

Tabla 4.3.2b LPG al rectificador del hidrocrqueo.

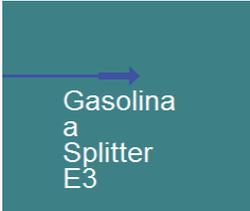
Gasolina Estabilizada	
	<ul style="list-style-type: none"> • 32.573 kg/h • 1.040 Sm³/día • 49.41 °C • 6,443 kg/cm²(g) • RVP: 7,9 psi(a)

Tabla 4.3.3b Gasolina Estabilizada que sale a la siguiente unidad de proceso.

4.4 Identificación de puntos críticos.

El concepto de punto crítico, hace referencia a cualquier tipo de factor que impida o reduzca el flujo normal de un proceso, ya sea este productivo o económico.

Teniendo en cuenta la definición, se revisará ahora en la simulación de la operación de la E-501, donde están estos factores que han reducido los flujos normales de operación.

❖ **Puntos críticos en el proceso alimentado con la corriente reconstruida en condiciones actuales.**

Los elementos que se analizaron para hallar los puntos críticos, con sus respectivas comparaciones en los distintos perfiles de presión son:

a) **Simulación a bajo perfil de presión: 4,561 – 5,202 kg/cm²(g)**

Válvula de descarga del destilado FC-503:

Variable	Válvula existente en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Flujo másico kg/h	1.404	1.006
Cv USGPM (60 °F, 1 psi)	11 (1 pulg)	3,7 – 2
% Apertura	17	35 – 65

Tabla 4.4.1a Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.

Válvula de descarga de los vapores FR-503:

Variable	Válvula existente en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Flujo másico kg/h	1.922 (2.000 kg/h máx.)	2.210
Cv USGPM (60 °F, 1 psi)	44 (2 pulg)	56,5 – 42
% Apertura	73	65 – 90

Tabla 4.4.2a Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.

Válvula de descarga de la gasolina estabilizada FC-504:

Variable	Válvula existente en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Flujo másico kg/h	17.324 (34.200 kg/h máx.)	17.354
Cv USGPM (60 °F, 1 psi)	99 (3 pulg)	80 – 43
% Apertura	28	35 – 65

Tabla 4.4.3a Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.

Válvula de reflujo FC-501:

Variable	Válvula existente en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Flujo másico kg/h	4.120	2.116
Cv USGPM (60 °F, 1 psi)	11 (1 pulg)	3 – 1,6
% Apertura	20	35 – 65

Tabla 4.4.4a Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.

Válvula de vapor calefactor FC-502:

Variable	Válvula existente en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Flujo másico kg/h	1.783 (4.000 kg/h máx.)	1.976
Cv USGPM (60 °F, 1 psi)	176 (4 pulg)	125 – 91
% Apertura	47	65 – 90

Tabla 4.4.5a Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.

Integrador o precalentador de carga C-501:

Variable	Intercambiador de calor en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Flujo másico kg/h	31.712	20.670
Calor retirado kJ/h	3.170.000	1.559.537

Tabla 4.4.6a Comparación entre la capacidad de precalentamiento necesaria para el circuito de entrada de la gasolina y la capacidad de precalentamiento del intercambiador de calor.

Enfriador de producto C-502 A/B:

Variable	Intercambiador de calor en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Flujo másico kg/h	29.191	17.354
Calor retirado kJ/h	3.170.000	1.666.385

Tabla 4.4.7a Comparación entre la capacidad de enfriamiento necesaria para el circuito de salida de la gasolina y la capacidad de enfriamiento del intercambiador de calor.

Condensador de tope C-503:

Variable	Intercambiador de calor en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Flujo másico kg/h	12.606	5.332
Calor retirado kJ/h	4.300.000	1.244.470

Tabla 4.4.8a Comparación entre la capacidad de enfriamiento necesaria para el circuito de tope y la capacidad de enfriamiento del condensador.

Rehervidor de fondo C-504:

Variable	Intercambiador de calor en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Flujo másico kg/h	78.412	66.481
Calor entregado kJ/h	7.500.000	4.287.041

Tabla 4.4.9a Comparación entre la capacidad de calor necesaria para el circuito de fondo y la capacidad de calor del rehervidor.

Bomba del producto de fondo J-501:

Variable	Bomba existente en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Capacidad USGPM operación normal	220	133

Tabla 4.4.10a Comparación entre la capacidad hidráulica necesaria para el producto de fondo de la E-501 y la capacidad de la bomba existente.

Bomba del destilado y reflujo a la columna J-502:

Variable	Válvula existente en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Capacidad USGPM operación normal	110	24

Tabla 4.4.11a Comparación entre la capacidad hidráulica necesaria para el reflujo y la capacidad de la bomba existente.

Punto crítico en conformidad con tabla 4.4.2b:

- 1) Válvula FR-503. Aun cuando opere a un 90% de apertura para un control efectivo, el trabajo de la válvula tenderá al límite de su capacidad.

b) Simulación a alto perfil de presión: 4,981 – 5,622 kg/cm²(g)

Válvula de descarga del destilado FC-503:

Variable	Válvula existente en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Flujo másico kg/h	1.404	1.143
Cv USGPM (60 °F, 1 psi)	11 (1 pulg)	4,3 – 2,3
% Apertura	17	35 – 65

Tabla 4.4.1b Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.

Válvula de descarga de los vapores FR-503:

Variable	Válvula existente en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Flujo másico kg/h	1.922 (2.200 kg/h máx.)	2.171
Cv USGPM (60 °F, 1 psi)	44 (2 pulg)	52 – 40
% Apertura	73	65 – 90

Tabla 4.4.2b Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.

Válvula de descarga de la gasolina estabilizada FC-504:

Variable	Válvula existente en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Flujo másico kg/h	17.324 (34.200 kg/h máx.)	17.367
Cv USGPM (60 °F, 1 psi)	99 (3 pulg)	80 – 43
% Apertura	28	35 – 65

Tabla 4.4.3b Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.

Válvula de reflujo FC-501:

Variable	Válvula existente en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Flujo másico kg/h	4.120	2.388
Cv USGPM (60 °F, 1 psi)	11 (1 pulg)	3,5 – 1,9
% Apertura	20	35 - 65

Tabla 4.4.4b Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.

Válvula de vapor calefactor FC-502:

Variable	Válvula existente en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Flujo másico kg/h	1.783 (4.000 kg/h máx.)	2.087
Cv USGPM (60 °F, 1 psi)	176 (4 pulg)	133 – 96
% Apertura	47	65 – 90

Tabla 4.4.5b Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.

Integrador o precalentador de carga C-501:

Variable	Intercambiador de calor en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Flujo másico kg/h	31.712	20.670
Calor retirado kJ/h	3.170.000	1.642.342

Tabla 4.4.6b Comparación entre la capacidad de precalentamiento necesaria para el circuito de entrada de la gasolina y la capacidad de precalentamiento del intercambiador de calor.

Enfriador de producto C-502 A/B:

Variable	Intercambiador de calor en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Flujo másico kg/h	29.191	17.367
Calor retirado kJ/h	3.170.000	1.729.996

Tabla 4.4.7b Comparación entre la capacidad de enfriamiento necesaria para el circuito de salida de la gasolina y la capacidad de enfriamiento del intercambiador de calor.

Condensador de tope C-503:

Variable	Intercambiador de calor en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Flujo másico kg/h	12.606	5.605
Calor retirado kJ/h	4.300.000	1.373.897

Tabla 4.4.8b Comparación entre la capacidad de enfriamiento necesaria para el circuito de tope y la capacidad de enfriamiento del condensador.

Rehervidor de fondo C-504:

Variable	Intercambiador de calor en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Flujo másico kg/h	78.412	67.566
Calor entregado kJ/h	7.500.000	4.220.484

Tabla 4.4.9b Comparación entre la capacidad de calor necesaria para el circuito de fondo y la capacidad de calor del rehervidor.

Bomba del producto de fondo J-501:

Variable	Bomba existente en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Capacidad USGPM operación normal	220	135

Tabla 4.4.10b Comparación entre la capacidad hidráulica necesaria para el producto de fondo de la E-501 y la capacidad de la bomba existente.

Bomba del destilado y reflujo a la columna J-502:

Variable	Válvula existente en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Capacidad USGPM operación normal	110	27

Tabla 4.4.11b Comparación entre la capacidad hidráulica necesaria para el reflujo y la capacidad de la bomba existente.

Punto crítico en conformidad con tabla 4.4.2b:

- 1) Válvula FR-503. Aun cuando opere a un 90% de apertura para un control efectivo, el trabajo de la válvula tenderá al límite de su capacidad.

❖ **Puntos críticos en el proceso alimentado con corriente reconstruida de diseño.**

Los elementos que se analizaron para hallar los puntos críticos, con sus respectivas comparaciones en los distintos perfiles de presión son:

c) Simulación a bajo perfil de presión: 4,561 – 5,202 kg/cm²(g)

Válvula de descarga del destilado FC-503:

Variable	Válvula existente en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Flujo másico kg/h	1.404	493
Cv USGPM (60 °F, 1 psi)	11 (1 pulg)	1,8 – 1
% Apertura	17	35 – 65

Tabla 4.4.1c Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.

Válvula de descarga de los vapores FR-503:

Variable	Válvula existente en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Flujo másico kg/h	1.922 (2.200 kg/h máx.)	3.334
Cv USGPM (60 °F, 1 psi)	44 (2 pulg)	89 – 64
% Apertura	73	65 – 90

Tabla 4.4.2c Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.

Válvula de descarga de la gasolina estabilizada FC-504:

Variable	Válvula existente en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Flujo másico kg/h	17.324 (34.200 kg/h máx.)	32.549
Cv USGPM (60 °F, 1 psi)	99 (3 pulg)	145 – 78
% Apertura	28	35 – 65

Tabla 4.4.3c Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.

Válvula de reflujo FC-501:

Variable	Válvula existente en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Flujo másico kg/h	4.120	1.072
Cv USGPM (60 °F, 1 psi)	11 (1 pulg)	1,6 – 0,8
% Apertura	20	35 – 65

Tabla 4.4.4c Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.

Válvula de vapor calefactor FC-502:

Variable	Válvula existente en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Flujo másico kg/h	1.783 (4000 kg/h máx.)	3.273
Cv USGPM (60 °F, 1 psi)	176 (4 pulg)	169 – 138
% Apertura	47	65 – 80

Tabla 4.4.5c Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.

Integrador o precalentador de carga C-501:

Variable	Intercambiador de calor en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Flujo másico kg/h	31.712	36.484
Calor retirado kJ/h	3.170.000	3.183.240

Tabla 4.4.6c Comparación entre la capacidad de precalentamiento necesaria para el circuito de entrada de la gasolina y la capacidad de precalentamiento del intercambiador de calor.

Enfriador de producto C-502 A/B:

Variable	Intercambiador de calor en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Flujo másico kg/h	29.191	32.549
Calor retirado kJ/h	3.170.000	5.118.217

Tabla 4.4.7c Comparación entre la capacidad de enfriamiento necesaria para el circuito de salida de la gasolina y la capacidad de enfriamiento del intercambiador de calor.

Condensador de tope C-503:

Variable	Intercambiador de calor en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Flujo másico kg/h	12.606	4.898
Calor retirado kJ/h	4.300.000	643.244

Tabla 4.4.8c Comparación entre la capacidad de enfriamiento necesaria para el circuito de tope y la capacidad de enfriamiento del condensador.

Rehervidor de fondo C-504:

Variable	Intercambiador de calor en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Flujo másico kg/h	78.472	230.547
Calor entregado kJ/h	7.500.000	6.646.033

Tabla 4.4.9c Comparación entre la capacidad de calor necesaria para el circuito de fondo y la capacidad de calor del rehervidor.

Bomba del producto de fondo J-501:

Variable	Bomba existente en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Capacidad USGPM operación normal	220	229

Tabla 4.4.10c Comparación entre la capacidad hidráulica necesaria para el producto de fondo de la E-501 y la capacidad de la bomba existente.

Bomba del destilado y reflujo a la columna J-502

Variable	Válvula existente en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Capacidad USGPM operación normal	110	12

Tabla 4.4.11c Comparación entre la capacidad hidráulica necesaria para el reflujo y la capacidad de la bomba existente.

Puntos críticos en conformidad a las tablas 4.4.2c, 4.4.6c, 4.4.7c y 4.4.9c:

- 1) Válvula FR-503. Ya en estas condiciones se requiere una válvula de más capacidad.
- 2) Intercambiadores de calor C-501, C-502 A/B y C-504. De acuerdo al balance de energía, se requiere que permitan una cantidad de flujo de masa mayor para lograr sus respectivos procesos.

d) Simulación a alto perfil de presión: 4,981 – 5,622 kg/cm²(g)

Válvula de descarga del destilado FC-503:

Variable	Válvula existente en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Flujo másico kg/h	1.404	616
Cv USGPM (60 °F, 1 psi)	11 (1 pulg)	2,3 – 1,3
% Apertura	17	35 – 65

Tabla 4.4.1d Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.

Válvula de descarga de los vapores FR-503:

Variable	Válvula existente en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Flujo másico kg/h	1.922 (2.200 kg/h máx.)	3.217
Cv USGPM (60 °F, 1 psi)	44 (2 pulg)	83 – 60
% Apertura	73	65 – 90

Tabla 4.4.2d Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.

Válvula de descarga de la gasolina estabilizada FC-504:

Variable	Válvula existente en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Flujo másico kg/h	17.324 (34.200 kg/h máx.)	32.573
Cv USGPM (60 °F, 1 psi)	99 (3 pulg)	145 – 79
% Apertura	28	35 – 65

Tabla 4.4.3d Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.

Válvula de reflujo FC-501:

Variable	Válvula existente en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Flujo másico kg/h	4.120	1324
Cv USGPM (60 °F, 1 psi)	11 (1 pulg)	1,9 – 1,1
% Apertura	20	35 – 65

Tabla 4.4.4d Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.

Válvula de vapor calefactor FC-502:

Variable	Válvula existente en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Flujo másico kg/h	1.783 (4000 kg/h máx.)	3.247
Cv USGPM (60 °F, 1 psi)	176 (4 pulg)	167 – 121
% Apertura	47	65 – 90

Tabla 4.4.5d Comparación entre la capacidad de la válvula necesaria para la simulación del proceso y la válvula existente en terreno.

Integrador o precalentador de carga C-501:

Variable	Intercambiador de calor en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Flujo másico kg/h	31.712	36.484
Calor retirado kJ/h	3.170.000	3.183.305

Tabla 4.4.6d Comparación entre la capacidad de precalentamiento necesaria para el circuito de entrada de la gasolina y la capacidad de precalentamiento del intercambiador de calor.

Enfriador de producto C-502 A/B:

Variable	Intercambiador de calor en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Flujo másico kg/h	29.191	32.573
Calor retirado kJ/h	3.170.000	5.155.955

Tabla 4.4.7d Comparación entre la capacidad de enfriamiento necesaria para el circuito de salida de la gasolina y la capacidad de enfriamiento del intercambiador de calor.

Condensador de tope C-503:

Variable	Intercambiador de calor en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Flujo másico kg/h	12.606	5.157
Calor retirado kJ/h	4.300.000	785.406

Tabla 4.4.8d Comparación entre la capacidad de enfriamiento necesaria para el circuito de tope y la capacidad de enfriamiento del condensador.

Rehervidor de fondo C-504:

Variable	Intercambiador de calor en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Flujo másico kg/h	78.472	226.441
Calor entregado kJ/h	7.500.000	6.234.395

Tabla 4.4.9d Comparación entre la capacidad de calor necesaria para el circuito de fondo y la capacidad de calor del rehervidor.

Bomba del producto de fondo J-501:

Variable	Bomba existente en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Capacidad USGPM operación normal	220	230

Tabla 4.4.10d Comparación entre la capacidad hidráulica necesaria para el producto de fondo de la E-501 y la capacidad de la bomba existente.

Bomba del producto y reflujo a la columna J-502:

Variable	Válvula existente en terreno	Datos de <i>hysys</i>
Capacidad USGPM operación normal	110	14

Tabla 4.4.11d Comparación entre la capacidad hidráulica necesaria para el reflujo y la capacidad de la bomba existente.

Puntos críticos en conformidad a las tablas 4.4.2c, 4.4.6c, 4.4.7c y 4.4.9c:

- 1) Válvula FR-503. Ya en estas condiciones, se requiere una válvula de más capacidad.

- 2) Intercambiadores de calor C-501, C-502 A/B y C-504. De acuerdo al balance de energía, se requiere que permitan una cantidad de flujo de masa mayor para lograr sus respectivos procesos.

Cabe decir, que todas las válvulas existentes en terreno son de tipo de flujo lineal, por lo tanto los datos requeridos por *Hysys*, están basados en una válvula de tipo de flujo lineal, la cual se calcula de acuerdo a un tipo de fabricante y la norma ANSI, ambos sugeridos por *Hysys*. En este caso se utilizó el fabricante Fisher, lo cual se muestra en la figura 4.4.1.

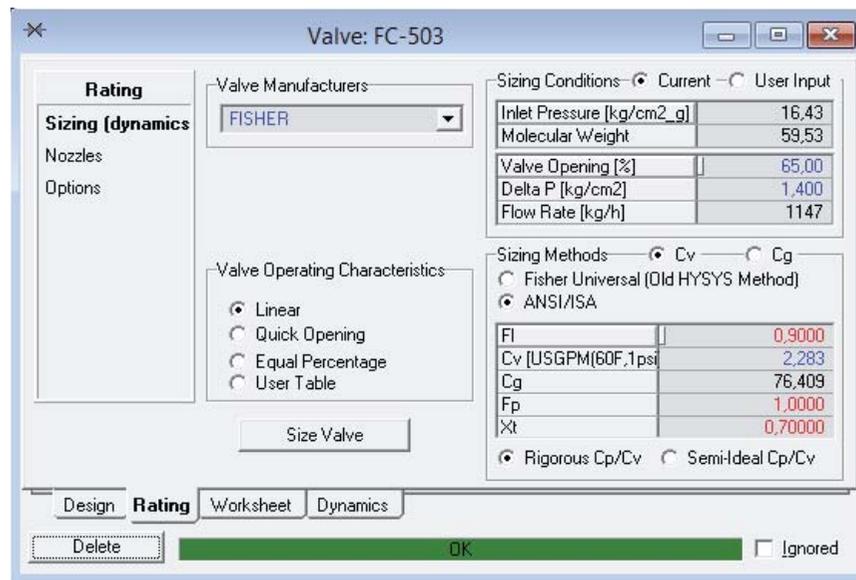


Figura 4.4.1 Ejemplo del dimensionamiento de válvula en Hysys.

El rango de 35% a 65% de apertura del vástago para una válvula de tipo de flujo lineal, es un criterio recomendado por UOP para operación en flujo normal.

La válvula FC-504, puede seguir siendo utilizada, aun cuando hoy en día se operara con la alimentación completa proveniente de HDT y HCK.

La bomba J-501, aun cuando se procese la alimentación completa desde HDT y HCK, se supone que puede seguir operando dentro de una eficiencia de trabajo aceptable.

CONCLUSIONES

Al simular la unidad con ambas corrientes de alimentación y cada una con ambos perfiles de presión, se halló que:

- 1) A mayor perfil de presión mayor es el consumo energético.
- 2) A un menor perfil de presión se obtiene LPG con una menor cantidad de H₂S.
- 3) A un mayor perfil de presión se obtiene una mayor cantidad de LPG.

Por otra parte de acuerdo al capítulo 2, las plantas aguas arriba están operando sus acumuladores de tope a altas temperaturas, sobre 40 °C, para disminuir la cantidad de componentes livianos en la gasolina, por lo tanto, las eventuales mejoras que se deban realizar a la unidad, deben implicar que se corrija la situación aguas arriba. De acuerdo a los resultados obtenidos de los puntos críticos, se recomienda reemplazar la válvula de control de flujo de gases de tope FR-503, a fin de eliminar el punto crítico actual y permitir estabilizar hasta 1.190 Sm³/día (36.484 kg/h) de gasolina. También, al incrementar el flujo hasta los 1.190 Sm³/día, se identificó que aparecen limitaciones en el flujo de los intercambiadores de calor C-501, C-502 A/B, y rehervidor de fondo C-504, los cuales también se recomienda ser reemplazados para lograr el proceso de estabilización.

CAPÍTULO 5

DISEÑO DE EQUIPOS – VÁLVULA DE CONTROL

INTRODUCCIÓN

Como se mencionó en las conclusiones del capítulo anterior, se necesitan hacer modificaciones para permitir el procesamiento de toda la nafta y gasolina disponible desde HDT y HCK, lo cual consiste en reemplazar los intercambiadores de calor C-501, C-502, C-504 y la válvula de control de gases ácidos FR-503. En este capítulo se presenta una descripción de los equipos actuales y de la válvula de control existentes en terreno que se desean cambiar, y el diseño de los nuevos equipos que permitirán mejorar el proceso de la unidad estabilizadora E-501.

5.1 Equipos anexos y válvulas de control actuales en la unidad.

La unidad estabilizadora de gasolina, como se vio anteriormente, cuenta con equipos anexos que permiten llevar a cabo la operación. Entre ellos están:

- Integrador de carga o precalentador de la alimentación C-501.
- Enfriador de producto de gasolina estabilizada C-502.
- Condensador de los vapores de tope C-503.
- Rehervidor de fondo de la columna de destilación C-504.
- Bomba hidráulica para impulsión de los fondos de la columna, la J-501.
- Bomba hidráulica para impulsión del subproducto destilado y el reflujo que vuelve a la columna, la J-502.
- Acumulador del condensado de tope donde se separan los condensables de los no condensables, F-501.
- Elementos finales de control: Válvula de control para el reflujo a la columna FC-501, válvula de control del vapor calefactor FC-502, válvula de control de nivel FC-503, válvula de control de presión FR-503, válvula de control de nivel FC-504.

De acuerdo a los resultados del capítulo anterior, los equipos y válvula que se desean reemplazar son:

❖ **Integrador de carga C-501.**

El propósito de este intercambiador de calor, es el de elevar la temperatura de la alimentación de gasolina no estabilizada aprovechando el fondo caliente de la columna, la gasolina estabilizada. El data sheet se muestra en la tabla 5.1.1:

ARTÍCULO		Intercambiador de calor de tubos y carcaza C-501			
SERVICIO		Intercambio de calor de la alimentación con los fondos de la E-501			
Superficie de intercambio por unidad 34,37 m ²		Carcaza por unidad 1		Superficie por carcaza 34,37 m ²	
CONDICIONES DE SERVICIO		Lado de la carcaza		Lado de los tubos	
	Fluido circulante	Gasolina Estabilizada		Gasolina sin Estabilizar	
	Vapor	---		---	
	Líquido	29.191 kg/h		31.712 kg/h	
	Total	29.191 kg/h		31.712 kg/h	
	Gravedad específica	68,5 °API		73 °API	
	Viscosidad	0,19 cP		0,27 cP	
	Temperatura entrada	143 °C		38 °C	
	Temperatura salida	91 °C		91 °C	
	Presión de operación	7,2 kg/cm ² g		7 kg/cm ² g	
	N° de pasos	1		2	
	Velocidad	---		---	
	Caída de presión admisible	0,8 kg/cm ²		0,4 kg/cm ²	
	Factor de ensuciamiento	0,0002 m ² K/W		0,0002 m ² K/W	
Flujo de calor	3.700.000 Btu/h	LMTD corregido	76 °F	UA	48.684,2 Btu/h°F
DISEÑO MECÁNICO	Presión de Diseño		24,3 kg/cm ² g		9,1 kg/cm ² g
	Temperatura de Diseño		157 °C		104 °C
	N° Tubos 96	Tipo BWG 14	OD 26,7 mm ID 14,8 mm		Longitud 6,1 m
	Pitch	30°△ 23,8 mm			
	Carcaza	OD 323,85 mm	Espesor 10,31 mm Sch 40		
	Boquilla de entrada	76,2 mm		76,2 mm	
	Boquilla de Salida	76,2 mm		76,2 mm	
Corrosión permitida	3,175 mm		3,175 mm		

Tabla 5.1.1 Data sheet intercambiador de calor C-501.

❖ Enfriador de producto C-502.

El propósito de este intercambiador de calor, es enfriar el producto de gasolina estabilizada mediante agua de enfriamiento, para prepararla para la siguiente etapa de proceso el Splitter de nafta E3. El data sheet se muestra en la tabla 5.1.2:

ARTÍCULO		Intercambiadores de calor de tubos y carcaza C-502-A y C-502-B				
SERVICIO		Enfriamiento del producto de Gasolina Estabilizada				
Superficie de intercambio por unidad 105,91 m ²		Carcaza por unidad 2		Superficie por carcaza 52,95 m ²		
CONDICIONES DE SERVICIO		Lado de la carcaza		Lado de los tubos		
	Fluido circulante	Gasolina Estabilizada		Agua de enfriamiento		
	Vapor	---		---		
	Líquido	29.191 kg/h		40.325 kg/h		
	Total	29.191 kg/h		40.325 kg/h		
	Gravedad específica	68,5 °API		---		
	Viscosidad	0,27 cP		---		
	Temperatura entrada	91 °C		26 °C		
	Temperatura salida	32 °C		49 °C		
	Presión de operación	6,4 kg/cm ² g		1,8 kg/cm ² g		
	N° de pasos	1		4		
	Velocidad	---		---		
	Caída de presión admisible	0,7 kg/cm ²		0,7 kg/cm ²		
	Factor de ensuciamiento	0,0002 m ² K/W		0,00035 m ² K/W		
Flujo de calor	3.170.000 Btu/h	LMTD corregido	27,6 °F	UA	114.855 Btu/h°F	
DISEÑO MECÁNICO	Presión de Diseño		24,3 kg/cm ² g		3,5 kg/cm ² g	
	Temperatura de Diseño		104 °C		66 °C	
	N° Tubos 186	Tipo BWG 16	OD 26,7 mm ID 15,7 mm		Longitud 4,9 m	Pitch 30° Δ 23,8 mm
	Carcaza	OD 457,2 mm	Espesor 11,13 mm Sch 30			
	Boquilla de entrada		76,2 mm		76,2 mm	
	Boquilla de Salida		101,6 mm		101,6 mm	
	Corrosión permitida		3,175 mm		3,175 mm	

Tabla 5.1.2 Data sheet intercambiador de calor C-502 A/B.

❖ **Rehervidor de fondo C-504 termosifón vertical.**

El propósito de este intercambiador de calor, es vaporizar parte de la mezcla de fondo del sumidero de la columna, para proporcionar así el calor necesario al proceso que permita la separación del LPG en la gasolina. El data sheet se muestra en la tabla 5.1.3:

ARTÍCULO		Intercambiador de calor de tubos y carcaza C-504			
SERVICIO		Rehervidor del producto de fondo de la E-501			
Superficie de intercambio por unidad 57,97 m ²		Carcaza por unidad 1		Superficie por carcaza 57,97 m ²	
CONDICIONES DE SERVICIO			Lado de la carcaza		Lado de los tubos
	Fluido circulante		Vapor de agua 150 psig		Gasolina Estabilizada
	Vapor		3.992 kg/h		---
	Líquido		---		78.472 kg/h
	Total		3.992 kg/h		78.472 kg/h
	Fluido vaporizado o condensado		---		23.587 kg/h
	Vapor condensado		3.992 kg/h		---
	Gravedad específica		---		68,5
	Viscosidad		---		---
	Peso Molecular del vapor		---		82,5
	Temperatura entrada		186 °C		143 °C
	Temperatura salida		186 °C		146 °C
	Presión de operación		10,5 kg/cm ² g		5,6 kg/cm ² g
	N° de pasos		1		1
	Velocidad		---		---
Caída de presión admisible		0,35 kg/cm ²		0,11 kg/cm ²	
Factor de ensuciamiento		0,00009 m ² K/W		0,0002 m ² K/W	
Flujo de calor	7.500.000 Btu/h	LMTD corregido	72 °F	UA	104.166,7 Btu/h°F
Presión de Diseño		11,6 kg/cm ² g		7,4 kg/cm ² g	
Temperatura de Diseño		260 °C		160 °C	
DISEÑO MECÁNICO	N° Tubos 409	Tipo BWG 14	OD 26,7 mm ID 14,8 mm		Longitud 2,438 m
	Carcaza	OD 558,8 mm	Espesor 10 mm Sch 20		Pitch 30° Δ 23,8 mm
	Boquilla de entrada		101,6 mm		203,2 mm
	Boquilla de Salida		101,6 mm		304,8 mm
	Corrosión permitida		3,175 mm		3,175 mm

Tabla 5.1.3 Data sheet intercambiador de calor C-504.

❖ **Válvula de control FR-503.**

El propósito de esta válvula de control, es permitir el paso de los gases ácidos y no condensables, evitando así la acumulación de estos en la columna de destilación, controlando así la presión en esta misma. El data sheet se muestra en la tabla 5.1.4:

CONDICIONES DE SERVICIO	Válvula de control	PV-501-B		Tipo	Globo	
	Servicio	Gas de tope del acumulador F-501				
		Flujo Máximo		Flujo Normal		
	Flujo Sm³/día (kg/h)	25.500 (2.200)		21.000 (1.850)		
	Presión de entrada psig	77,6		77,77		
	Presión de salida psig	72,6		70,6		
	Temperatura de entrada °C	38		38		
	Densidad kg/m³	Peso Molecular	13,84	49,33	13,84	49,33
	Viscosidad cP	0,0088		0,0088		
	Presión de vapor psig	---		---		
	Cv requerido	36,6		26,3		
	Porcentaje de apertura	80%		60%		

Tabla 5.1.4 Data sheet válvula de control FR-503.

5.2 Diseño de intercambiadores de calor.

A continuación se presenta el diseño de cada uno de los intercambiadores de calor recomendados, necesarios para eliminar los puntos críticos y mejorar el proceso de la unidad estabilizadora de gasolina E-501:

❖ Integrador de carga C-501.

Cumplirá el mismo propósito del integrador de carga C-501 actual, precalentando la gasolina no estabilizada con el producto de fondo de la columna E-501, para una capacidad de 3.200.000 [kJ/h]. Los parámetros de operación se muestran en la tabla 5.2.1:

Parámetro	Unidad	Gasolina no estabilizada		Gasolina estabilizada	
Flujo másico	lbm/h	81.747		72.174	
		Entra	Sale	Entra	Sale
Temperatura	°F	102,56	174,20	291,47	220,55
Presión interna	psia	132,6		119,4	
Densidad	lbm/pie ³	44,53	38,95	32,72	41,66
Volumen de operación	pie ³ /h	1.836	2.099	2.206	1.732
Peso molecular		92,41		103,9	
Viscosidad	cP	0,3982		0,1821	0,2532
Conductividad	Btu/h·pie·°F	0,0603		0,0472	0,0544
Cp másico	Btu/lbm·°F	0,4921	0,542	0,6198	0,5653
Q Calor transferido	Btu/h	3.033.014			

Tabla 5.2.1 Parámetros de operación del integrador de carga C-501.

De tabla B1 anexo B,

$$U_D = 60 \left[\frac{Btu}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right]$$

$$LMTD = \frac{(291,47 - 174,20) - (220,55 - 102,56)}{\ln \left(\frac{291,47 - 174,20}{220,55 - 102,56} \right)} = 117,63 [^\circ F]$$

$$R = \frac{291,47 - 220,55}{174,20 - 102,56} = 1,0 \quad y \quad S = \frac{174,20 - 102,56}{291,47 - 102,56} = 0,4$$

De la figura B1 anexo B, se tiene que el factor térmico que corrige la diferencia media logarítmica es $F_T = 0,92$.

Así se obtiene el área provisional para estimar las dimensiones del intercambiador:

$$A_o = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T \cdot F_T} = 467,1 \text{ [pie}^2\text{]}$$

De acuerdo a la tabla B3 anexo B, se seleccionaron tubos BWG 14 de 16 pie de longitud, de 0,75 pulg de diámetro externo, 0,1963 pie² de superficie por pie lineal, y se define, conforme a los valores de R y S, intercambiador de calor de 1 paso por coraza y 2 pasos por tubos.

Se calcula el número de tubos necesarios:

$$N^\circ \text{ tubos} = \frac{A_o}{\text{Longitud} \cdot \text{Superficie}_{\text{pie lineal}}} = 149 \text{ tubos}$$

De la tabla B2 anexo B, se obtiene que para tubos de 0,75 pulg de diámetro externo con pitch de 15/16 pulg en arreglo triangular para 2 pasos por tubos, diámetro interno de 0,584 pulg, la cantidad de tubos necesarios son 160 y un diámetro interno de coraza de 15,25 pulg, lo que permite definir el área real física:

$$\text{Área} = N^\circ \text{ tubos} \cdot \text{Longitud} \cdot \text{Superficie}_{\text{pie lineal}} = 502,5 \text{ [pie}^2\text{]}$$

El equipo no excede más allá de un 7,6% de sobredimensionamiento en el área de intercambio de calor.

Esto permite obtener el coeficiente total de trabajo de transferencia de calor en el diseño:

$$U_D = \frac{Q}{\text{Área} \cdot \Delta T \cdot F_T} = 56 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right]$$

De acuerdo a la tabla B3 anexo B para tubos BWG 14, el área de flujo por tubo es de 0,268 pulg², así el área de flujo total por el número de tubos es:

$$A_{\text{tubos}} = \frac{N^\circ \text{ tubos} \cdot \text{área de flujo}}{N^\circ \text{ pasos de por tubo}} = 21,44 \text{ [pulg}^2\text{]}$$

Se define que la gasolina no estabilizada vaya por tubos por el contenido de ácido sulfhídrico.

Velocidad másica por tubos:

$$G_t = \frac{\text{Flujo por tubos}}{A_{\text{tubos}}} \cdot \frac{144 [\text{pulg}^2]}{1 [\text{pie}^2]} = \frac{81.747 \cdot 144}{21,44} = 549.047 \left[\frac{\text{lbm}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2} \right]$$

Reynolds:

$$Re = \frac{D_{\text{int}} \cdot \frac{1 [\text{pie}]}{12 [\text{pulg}]} \cdot G_t}{\mu \cdot 2,42 \frac{\left[\frac{\text{lbm}}{\text{h} \cdot \text{pie}} \right]}{[\text{cP}]}} = 27.728$$

Flujo turbulento.

Sabiendo que el flujo medio de operación es de 1.860 [pie³/h], y tomando en cuenta el área de flujo total por tubos, se tiene que la velocidad por tubos es:

$$\vec{V} = \frac{\left(\text{Flujo de operación} \cdot \frac{1 [\text{h}]}{3.600 [\text{s}]} \right)}{A_{\text{tubos}}} \cdot \frac{144 [\text{pulg}^2]}{1 [\text{pie}^2]} = 3,5 \left[\frac{\text{pie}}{\text{s}} \right]$$

Prandt:

Sabiendo que la capacidad calorífica media es de 0,5179 [Btu/lbm · °F] se tiene que Prandt es:

$$Prandt = \frac{C_p \cdot \mu \cdot 2,42 \frac{\left[\frac{\text{lbm}}{\text{h} \cdot \text{pie}} \right]}{[\text{cP}]}}{k} = 8,2765$$

El coeficiente de película de transferencia de calor por el lado de los tubos es:

$$\frac{h_i \cdot D_{\text{int}} \cdot \frac{1 [\text{pie}]}{12 [\text{pulg}]}}{k} = 0,027 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{\frac{1}{3}} \Rightarrow h_i = 243 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right]$$

Referido al diámetro exterior:

$$h_{io} = h_i \cdot \frac{D_{int}}{D_{ext}} = 189 \left[\frac{Btu}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right]$$

De figura B2 anexo B, se obtiene factor de fricción para el lado de los tubos:

$$f_t = 0,00021 \left[\frac{pie^2}{pulg^2} \right]$$

Sabiendo que la densidad media de la gasolina no estabilizada, para las condiciones dadas, es de 43,25 [lbm/pie³], se obtiene que la caída de presión total por el lado de los tubos es:

$$\Delta P_t = \frac{f_t \cdot G_t^2 \cdot Longitud \cdot N^\circ \text{ de pasos}}{2 \cdot g \cdot 3.600^2 \left[\frac{s^2}{h^2} \right] \cdot \rho \cdot D_{int} \cdot \frac{1 [pie]}{12 [pulg]}} + \frac{4 \cdot N^\circ \text{ de pasos} \cdot \vec{V}^2 \cdot \rho}{2 \cdot g_c \cdot 144} = 1,61 [psi]$$

Donde g corresponde a la aceleración de gravedad 32,2 pie/s², y g_c corresponde a la aceleración de gravedad específica 32,2 [lbm · pie / lbf · s²].

Gasolina estabilizada por coraza.

Se define espaciamiento entre baffles de 25% de corte a un medio del diámetro interno de la coraza.

$$B = 7,63 [pulg]$$

Se define el espaciamiento entre tubos como:

$$c' = P_T - D_{ext_{tubos}} = 0,9375 - 0,75 = 0,1875 [pulg]$$

$$A_{coraza} = \frac{D \cdot c' \cdot B}{P_T} = 23 [pulg^2]$$

$$G_c = \frac{\text{Flujo por coraza}}{A_{coraza}} \cdot \frac{144 [pulg^2]}{1 [pie^2]} = \frac{72.174 \cdot 144}{23} = 451.872 \left[\frac{lbm}{h \cdot pie^2} \right]$$

De figura B3 anexo B, se tiene que para el arreglo en triángulo seleccionado el diámetro equivalente para el lado de la coraza es de 0,55 pulg.

Reynolds:

Sabiendo que la viscosidad dinámica media de la gasolina estabilizada es de 0,2177 [cP], el número de Reynolds es:

$$Re = \frac{D_{eq} \cdot \frac{1 [pie]}{12 [pulg]} \cdot G_c}{\mu \cdot 2,42 \frac{\left[\frac{lbm}{h \cdot pie} \right]}{[cP]}} = 39.312$$

Flujo turbulento.

Sabiendo que el flujo medio de operación es de 1.969 [pie³/h], y tomando en cuenta el área de flujo total por coraza, se tiene que la velocidad por coraza es:

$$\vec{V} = \frac{\left(\text{Flujo de operación} \cdot \frac{1 [h]}{3.600 [s]} \right)}{A_{coraza}} \cdot \frac{144 [pulg^2]}{1 [pie^2]} = 3,4 \left[\frac{pie}{s} \right]$$

Prandt:

Sabiendo que de la gasolina estabilizada la capacidad calorífica media es de 0,5926 [Btu/lbm · °F], que la viscosidad dinámica media de la gasolina estabilizada es de 0,2177 [cP], y que la conductividad térmica media es de 0,0508 [Btu/h · pie · °F], se tiene que Prandt es:

$$Prandt = \frac{C_p \cdot \mu \cdot 2,42 \frac{\left[\frac{lbm}{h \cdot pie} \right]}{[cP]}}{k} = 6,1457$$

El coeficiente de película de transferencia de calor por el lado de la coraza es:

$$\frac{h_o \cdot D_{eq} \cdot \frac{1 [pie]}{12 [pulg]}}{k} = 0,36 \cdot Re^{0,55} \cdot Pr^{\frac{1}{3}} \Rightarrow h_o = 244 \left[\frac{Btu}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right]$$

Número de cruces:

$$N + 1 = \frac{\frac{12[\text{pulg}]}{1[\text{pie}]} \cdot \text{Longitud}}{B} = 26$$

De figura B4 anexo B, se obtiene factor de fricción para el lado de la coraza:

$$f_c = 0,0016 \left[\frac{\text{pie}^2}{\text{pulg}^2} \right]$$

Sabiendo que la densidad media de la gasolina estabilizada es de 37,19 [lbm/pie³], se tiene que la caída de presión total por el lado de la coraza se calcula en:

$$\Delta P_c = \frac{f_c \cdot G_c^2 \cdot D_{\text{int coraza}} \cdot (N + 1)}{2 \cdot g \cdot 3.600^2 \left[\frac{\text{S}^2}{\text{h}^2} \right] \cdot \rho \cdot D_{eq}} = 7,59 [\text{psi}]$$

Donde g corresponde a la aceleración de gravedad 32,2 m/s².

Coefficiente total de transferencia de calor calculado:

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = 107 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right]$$

$$R_d = \frac{1}{U_D} - \frac{1}{U_c} = 0,0085 \left[\frac{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}}{\text{Btu}} \right]$$

El resumen se presenta en la tabla 5.2.2:

ARTÍCULO		Intercambiador de calor de tubos y carcaza C-501			
SERVICIO		Intercambio de calor de la alimentación con los fondos de la E-501			
Área de transferencia de calor 47 m ²		Carcaza por unidad 1			
Condiciones de servicio	Fluido circulante		Lado de la coraza	Lado de los tubos	
			Gasolina Estabilizada	Gasolina sin Estabilizar	
	Vapor		---	---	
	Líquido		37.159 kg/h	32.806 kg/h	
	Total		37.159 kg/h	32.806 kg/h	
	Densidad entra / sale		714,8 kg/m ³ / 625,2 kg/m ³	525,2 kg/m ³ / 668,7 kg/m ³	
	Viscosidad entra / sale		0,3982 cP / ---	0,1821 cP / 0,2532 cP	
	Temperatura entrada		144,15 °C	39,20 °C	
	Temperatura salida		104,75 °C	79,00 °C	
	Presión de operación absoluta		9,318 kg/cm ²	8,39 kg/cm ²	
	N° de pasos		1	2	
	Velocidad		1 m/s	1,1 m/s	
	Caída de presión		0,53 kg/cm ²	0,11 kg/cm ²	
	Rd factor de obstrucción		0,0015 m ² · °C / W		
Flujo de calor	3.200.000 kJ/h	LMTD	65,3 °C	Factor térmico	0,92
Dimensiones	N° Tubos 160	Tipo BWG 14	Diámetro externo	19,05 mm	Longitud 4,9 m
			Diámetro interno	14,83 mm	
	Coraza	Diámetro interno 387,35 mm			

Tabla 5.2.2 Resultados equipo de transferencia de calor.

❖ Enfriador de producto C-502.

Cumplirá el mismo propósito del enfriador de producto C-502 actual, enfriando el producto de gasolina estabilizada que sale del integrador de carga C-501, para una capacidad de 5.200.000 [kJ/h]. Los parámetros de operación se muestran en la tabla 5.2.3:

Parámetro	Unidad	Agua de enfriamiento		Gasolina estabilizada	
Flujo másico	lbm/h	265.839		72.415	
		Entra	Sale	Entra	Sale
Temperatura	°F	78,80	96,80	220,55	89,60
Presión interna	psia	39,73		119,4	
Densidad	lbm/pie ³	62,84	62,46	41,66	46,01
Volumen de operación	pie ³ /h	4.230	4.256	1.738	1.574
Peso molecular		18,02		103,9	
Viscosidad	cP	0,8705	0,7332	0,2532	0,5182
Conductividad	Btu/h·pie·°F	0,3539	0,3604	0,0544	0,0628
Cp másico	Btu/lbm·°F	1,03	1,03	0,5653	0,4742
Q Calor transferido	Btu/h	4.928.649			

Tabla 5.2.3 Condiciones de proceso enfriamiento futuro de producto de gasolina estabilizada.

De tabla B1 anexo B,

$$U_D = 90 \left[\frac{Btu}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right]$$

$$LMTD = \frac{(220,55 - 96,80) - (89,60 - 78,80)}{\ln \left(\frac{220,55 - 96,80}{89,60 - 78,80} \right)} = 46,32 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

$$R = \frac{220,55 - 89,60}{96,80 - 78,80} = 7,3 \quad y \quad S = \frac{96,80 - 78,80}{220,55 - 78,80} = 0,1$$

De la figura B1 anexo B, se tiene que el factor térmico que corrige la diferencia media logarítmica es $F_T = 0,955$.

Así se obtiene el área provisional para estimar las dimensiones del intercambiador:

$$A_o = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T \cdot F_T} = 1.238 \text{ [pie}^2\text{]}$$

De acuerdo a la tabla B3 anexo B, se seleccionaron tubos BWG 14 de 12 pie de longitud, de 0,75 pulg de diámetro externo, 0,1963 pie² de superficie por pie lineal, y se define,

conforme a los valores de R y S, intercambiador de calor de 1 paso por coraza y 4 pasos por tubos.

Se calcula el número de tubos necesarios:

$$N^{\circ} \text{ tubos} = \frac{A_o}{\text{Longitud} \cdot \text{Superficie}_{\text{pie lineal}}} = 526 \text{ tubos}$$

De la tabla B2 anexo B, se obtiene que para tubos de 0,75 pulg con pitch de 15/16 pulg en arreglo triangular para 4 pasos por tubos, diámetro interno de 0,584 pulg, la cantidad de tubos necesarios son 550 y un diámetro interno de coraza de 27 pulg, lo que permite definir el área real física:

$$\text{Área} = N^{\circ} \text{ tubos} \cdot \text{Longitud} \cdot \text{Superficie}_{\text{pie lineal}} = 1.295,6 [\text{pie}^2]$$

El equipo no excede más allá de un 4,7% de sobredimensionamiento en el área de intercambio de calor.

Esto permite obtener el coeficiente total de transferencia de calor en el diseño:

$$U_D = \frac{Q}{\text{Área} \cdot \Delta T \cdot F_T} = 86 \left[\frac{\text{Btu}}{h \cdot \text{pie}^2 \cdot ^{\circ}\text{F}} \right]$$

De acuerdo a la tabla B3 anexo B para tubos BWG 14, el área de flujo por tubo es de 0,268 pulg², así el área de flujo total por el número de tubos es:

$$A_{\text{tubos}} = \frac{N^{\circ} \text{ tubos} \cdot \text{área de flujo}}{N^{\circ} \text{ pasos de por tubo}} = 36,85 [\text{pulg}^2]$$

Se define que el agua de enfriamiento vaya por tubos.

Velocidad másica por tubos:

$$G_t = \frac{\text{Flujo por tubos}}{A_{\text{tubos}}} \cdot \frac{144 [\text{pulg}^2]}{1 [\text{pie}^2]} = \frac{265.839 \cdot 144}{36,85} = 1.038.828 \left[\frac{\text{lbm}}{h \cdot \text{pie}^2} \right]$$

Reynolds:

Sabiendo que la viscosidad dinámica media del agua de enfriamiento es de 0,8019 [cP], se tiene que Reynolds es:

$$Re = \frac{D_{int} \cdot \frac{1 \text{ [pie]}}{12 \text{ [pulg]}} \cdot G_t}{\mu \cdot 2,42 \frac{\left[\frac{\text{lbm}}{\text{h} \cdot \text{pie}} \right]}{\text{[cP]}}} = 26.052$$

Flujo turbulento.

Sabiendo que el flujo medio de operación es de 4.243 [pie³/h], y tomando en cuenta el área de flujo total por tubos, se tiene que la velocidad por tubos es:

$$\vec{V} = \frac{\left(\text{Flujo de operación} \cdot \frac{1 \text{ [h]}}{3.600 \text{ [s]}} \right)}{A_{tubos}} \cdot \frac{144 \text{ [pulg}^2\text{]}}{1 \text{ [pie}^2\text{]}} = 4,6 \left[\frac{\text{pie}}{\text{s}} \right]$$

Prandt:

Sabiendo que del agua de enfriamiento la capacidad calorífica media es de 1,03 [Btu/lbm · °F], que la viscosidad dinámica media es de 0,8019 [cP], y que la conductividad térmica es de 0,3572 [Btu/h · pie · °F], se tiene que Prandt es:

$$Prandt = \frac{Cp \cdot \mu \cdot 2,42 \frac{\left[\frac{\text{lbm}}{\text{h} \cdot \text{pie}} \right]}{\text{[cP]}}}{k} = 5,5958$$

El coeficiente de película de transferencia de calor por el lado de los tubos es:

$$\frac{h_i \cdot D_{int} \cdot \frac{1 \text{ [pie]}}{12 \text{ [pulg]}}}{k} = 0,027 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{\frac{1}{3}} \Rightarrow h_i = 1.200 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot \text{°F}} \right]$$

Referido al diámetro exterior:

$$h_{io} = h_i \cdot \frac{D_{int}}{D_{ext}} = 934,4 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot \text{°F}} \right]$$

De figura B2 anexo B, se obtiene factor de fricción para el lado de los tubos:

$$f_t = 0,00021 \left[\frac{\text{pie}^2}{\text{pulg}^2} \right]$$

Sabiendo que la densidad media del agua de enfriamiento, para las condiciones dadas, es de 62,65 [lbm/pie³], se obtiene que la caída de presión total por el lado de los tubos es:

$$\Delta P_t = \frac{f_t \cdot G_t^2 \cdot \text{Longitud} \cdot N^\circ \text{ de pasos}}{2 \cdot g \cdot 3.600^2 \left[\frac{\text{s}^2}{\text{h}^2} \right] \cdot \rho \cdot D_{int} \cdot \frac{1 [\text{pie}]}{12 [\text{pulg}]}} + \frac{4 \cdot N^\circ \text{ de pasos} \cdot \bar{V}^2 \cdot \rho}{2 \cdot g_c \cdot 144} = 6,56 [\text{psi}]$$

Donde g corresponde a la aceleración de gravedad 32,2 pie/s², y g_c corresponde a la aceleración de gravedad específica 32,2 [lbm · pie / lbf · s²].

Gasolina estabilizada por coraza.

Se define espaciamiento entre baffles de 25% de corte a un quinto del diámetro interno de la coraza.

$$B = 5,40 [\text{pulg}]$$

Se define el espaciamiento entre tubos como:

$$c' = P_T - D_{ext\text{tubos}} = 0,9375 - 0,75 = 0,1875 [\text{pulg}]$$

$$A_{coraza} = \frac{D \cdot c' \cdot B}{P_T} = 29,16 [\text{pulg}^2]$$

$$G_c = \frac{\text{Flujo por coraza}}{A_{coraza}} \cdot \frac{144 [\text{pulg}^2]}{1 [\text{pie}^2]} = \frac{72.415 \cdot 144}{29,16} = 357.605 \left[\frac{\text{lbm}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2} \right]$$

De figura B3 anexo B, se tiene que para el arreglo en triángulo seleccionado el diámetro equivalente para el lado de la coraza es de 0,55 pulg.

Reynolds:

Sabiendo que la viscosidad dinámica media de la gasolina estabilizada es de 0,3857 [cP], se tiene que Reynolds es:

$$Re = \frac{D_{eq} \cdot \frac{1 \text{ [pie]}}{12 \text{ [pulg]}} \cdot G_c}{\mu \cdot 2,42 \frac{\left[\frac{\text{lbm}}{\text{h} \cdot \text{pie}} \right]}{\text{[cP]}}} = 17.560$$

Flujo turbulento.

Sabiendo que el flujo medio de operación es de 1.656 [pie³/h], y tomando en cuenta el área de flujo total por coraza, se tiene que la velocidad por coraza es:

$$\vec{V} = \frac{\left(\text{Flujo de operación} \cdot \frac{1 \text{ [h]}}{3.600 \text{ [s]}} \right)}{A_{coraza}} \cdot \frac{144 \text{ [pulg}^2\text{]}}{1 \text{ [pie}^2\text{]}} = 2,3 \left[\frac{\text{pie}}{\text{s}} \right]$$

Prandt:

Sabiendo que del agua de enfriamiento la capacidad calorífica media es de 0,5198 [Btu/lbm · °F], que la viscosidad dinámica media es de 0,3857 [cP], y que la conductividad térmica media es de 0,0586 [Btu/h · pie · °F], se tiene que Prandt es:

$$Prandt = \frac{C_p \cdot \mu \cdot 2,42 \frac{\left[\frac{\text{lbm}}{\text{h} \cdot \text{pie}} \right]}{\text{[cP]}}}{k} = 8,2795$$

El coeficiente de película de transferencia de calor por el lado de la coraza es:

$$\frac{h_o \cdot D_{eq} \cdot \frac{1 \text{ [pie]}}{12 \text{ [pulg]}}}{k} = 0,36 \cdot Re^{0,55} \cdot Pr^{\frac{1}{3}} \Rightarrow h_o = 201 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot \text{°F}} \right]$$

Número de cruces:

$$N + 1 = \frac{\frac{12 \text{ [pulg]}}{1 \text{ [pie]}} \cdot \text{Longitud}}{B} = 27$$

De figura B4 anexo B, se obtiene factor de fricción para el lado de la coraza:

$$f_c = 0,0019 \left[\frac{\text{pie}^2}{\text{pulg}^2} \right]$$

Sabiendo que la densidad media del agua de enfriamiento, para las condiciones dadas, es de 43,84 [lbm/pie³], se obtiene que la caída de presión total por el lado de la coraza se calcula en:

$$\Delta P_c = \frac{f_c \cdot G_c^2 \cdot D_{\text{int coraza}} \cdot (N + 1)}{2 \cdot g \cdot 3.600^2 \left[\frac{\text{S}^2}{\text{h}^2} \right] \cdot \rho \cdot D_{eq}} = 8,8 \text{ [psi]}$$

Donde g corresponde a la aceleración de gravedad 32,2 m/s².

Coefficiente total de transferencia de calor calculado:

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = 165 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right]$$

$$R_d = \frac{1}{U_D} - \frac{1}{U_c} = 0,0056 \left[\frac{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}}{\text{Btu}} \right]$$

El resumen se presenta en la tabla 5.2.2:

ARTÍCULO		Intercambiador de calor de tubos y carcaza C-502					
SERVICIO		Enfriamiento de la gasolina estabilizada proveniente del integrador de carga C-501					
Área de transferencia de calor 120 m ²			Carcaza por unidad 1				
Condiciones de servicio			Lado de la coraza		Lado de los tubos		
	Fluido circulante		Gasolina Estabilizada		Agua de enfriamiento		
	Vapor		---		---		
	Líquido		32.916 kg/h		120.836 kg/h		
	Total		32.916 kg/h		120.836 kg/h		
	Densidad entra / sale		668,7 kg/m ³	738,6 kg/m ³	1.009 kg/m ³	1.003 kg/m ³	
	Viscosidad entra / sale		0,2532 cP / 0,5182 cP		0,8705 cP / 0,7332 cP		
	Temperatura entrada		104,75 °C		26,00 °C		
	Temperatura salida		32,00 °C		36,00 °C		
	Presión de operación absoluta		8,39 kg/cm ²		2,792 kg/cm ²		
	N° de pasos		1		4		
	Velocidad		0,7 m/s		1,4 m/s		
	Caída de presión		0,62 kg/cm ²		0,46 kg/cm ²		
	Rd factor de obstrucción		0,00099 m ² · °C / W				
Flujo de calor	5.200.000 kJ/h	LMTD	25,7 °C	Factor térmico	0,955		
Dimensiones	N° Tubos 550	Tipo BWG 14	Diámetro externo	19,05 mm	Longitud 3,658 m	Pitch Δ 23,8 mm	
			Diámetro interno	14,83 mm			
	Coraza	Diámetro interno 685,8 mm					

Tabla 5.2.4 Resultados equipo de transferencia de calor.

❖ **Rehervidor de fondo C-504 termosifón vertical.**

Cumplirá el mismo propósito del rehervidor de fondo C-504 actual, proporcionando la energía necesaria al producto de gasolina estabilizada que sale del fondo de la columna E-501, para una capacidad de 6.646.033 [kJ/h]. Los parámetros de operación se muestran en la tabla 5.2.5:

Parámetro	Unidad	Gasolina estabilizada		Vapor de 150 psig	
Flujo másico	lbm/h	507.203		7.502	
		Entra	Sale	Entra	Sale
Vaporización	lbm/h	---	50.720	---	---
Condensación	lbm/h	---	---	---	7.502
Temperatura	°F	291,20	300,20	366,26	363,74
Presión interna	psia	94,66		164,7	
Densidad	lbm/pie ³	38,95	12,4	0,3552	54,33
Volumen de operación	pie ³ /h	12.818	1.677	21.168	138
Peso molecular		104		18,02	
Viscosidad	cP	0,1824		0,0152	0,1456
Conductividad	Btu/h·pie·°F	0,0472		0,0184	0,3896
Cp másico	Btu/lbm·°F	0,6201	0,6178	0,4915	1,139
Q Calor transferido	Btu/h	6.299.222			

Tabla 5.2.5 Condiciones de proceso rehervidor futuro de producto de gasolina estabilizada.

De tabla B1 anexo B,

$$U_D = 85 \left[\frac{Btu}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right]$$

$$LMTD = \frac{(366,26 - 300,20) - (363,74 - 291,20)}{\ln \left(\frac{366,26 - 300,20}{363,74 - 291,20} \right)} = 69,25 [^\circ F]$$

Se obtiene el área provisional para estimar las dimensiones del intercambiador de calor:

$$A_o = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T} = 1.070,2 [pie^2]$$

De acuerdo a la tabla B3 anexo B, se seleccionaron tubos BWG 14 de 8 pie de longitud, de 0,75 pulg de diámetro externo, 0,1963 pie² de superficie por pie lineal, y se define intercambiador de calor de 1 paso por coraza y 1 pasos por tubos.

$$N^{\circ} \text{ tubos} = \frac{A_o}{\text{Longitud} \cdot \text{Superficie}_{\text{pie lineal}}} = 682 \text{ tubos}$$

De la tabla B2 anexo B, se obtiene que para tubos de 0,75 pulg con pitch de 15/16 pulg en arreglo triangular para 1 paso por tubos, la cantidad de tubos necesarios son 721 y un diámetro interno de coraza de 29 pulg, lo que permite definir el área real física:

$$\text{Área} = N^{\circ} \text{ tubos} \cdot \text{Longitud} \cdot \text{Superficie}_{\text{pie lineal}} = 1.132,3 [\text{pie}^2]$$

El equipo no excede más allá de un 5,8% de sobredimensionamiento en el área de intercambio de calor.

Esto permite obtener el coeficiente total de trabajo:

$$U_D = \frac{Q}{\text{Área} \cdot \Delta T} = 80 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^{\circ}\text{F}} \right]$$

De acuerdo a la tabla B3 anexo B para tubos BWG 14, el área de flujo por tubo es de 0,268 pulg², así el área de flujo total por el número de tubos es:

$$A_{\text{tubos}} = \frac{N^{\circ} \text{ tubos} \cdot \text{área de flujo}}{N^{\circ} \text{ pasos de por tubo}} = 193,23 [\text{pie}^2]$$

Se define que la gasolina estabilizada vaya por tubos.

Velocidad másica por tubos:

$$G_t = \frac{\text{Flujo por tubos}}{A_{\text{tubos}}} \cdot \frac{144 [\text{pulg}^2]}{1 [\text{pie}^2]} = \frac{507.203 \cdot 144}{193,23} = 377.981 \left[\frac{\text{lbm}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2} \right]$$

Reynolds:

$$Re = \frac{D_{\text{int}} \cdot \frac{1 [\text{pie}]}{12 [\text{pulg}]} \cdot G_t}{\mu \cdot 2,42 \frac{\left[\frac{\text{lbm}}{\text{h} \cdot \text{pie}} \right]}{[\text{cP}]}} = 41.674$$

Flujo turbulento.

Sabiendo que el flujo de operación del líquido es de 12.818 [pie³/h], y tomando en cuenta el área de flujo total por tubos, se tiene que la velocidad por tubos es:

$$\vec{V} = \frac{\left(\text{Flujo de operación} \cdot \frac{1 [h]}{3.600 [s]} \right)}{A_{\text{tubos}}} \cdot \frac{144 [\text{pulg}^2]}{1 [\text{pie}^2]} = 2,7 \left[\frac{\text{pie}}{s} \right]$$

Prandt:

$$\text{Prandt} = \frac{C_p \cdot \mu \cdot 2,42 \left[\frac{\text{lbm}}{h \cdot \text{pie}} \right]}{k} = 5,7991$$

El coeficiente de película de transferencia de calor por el lado de los tubos es:

$$\frac{h_i \cdot D_{\text{int}} \cdot \frac{1 [\text{pie}]}{12 [\text{pulg}]}}{k} = 0,027 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{\frac{1}{3}} \Rightarrow h_i = 234 \left[\frac{\text{Btu}}{h \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ F} \right]$$

Referido al diámetro exterior:

$$h_{io} = h_i \cdot \frac{D_{\text{int}}}{D_{\text{ext}}} = 182 \left[\frac{\text{Btu}}{h \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ F} \right]$$

De figura B2 anexo B, se obtiene factor de fricción para el lado de los tubos:

$$f_t = 0,00018 \left[\frac{\text{pie}^2}{\text{pulg}^2} \right]$$

Sabiendo que la densidad de la gasolina estabilizada, para las condiciones dadas, es de 38,95 [lbm/pie³], se obtiene que la caída de presión total por el lado de los tubos es:

$$\Delta P_t = \frac{f_t \cdot G_t^2 \cdot \text{Longitud} \cdot N^\circ \text{ de pasos}}{2 \cdot g \cdot 3.600^2 \left[\frac{s^2}{h^2} \right] \cdot \rho \cdot D_{\text{int}} \cdot \frac{1 [\text{pie}]}{12 [\text{pulg}]}} = 0,13 [\text{psi}]$$

Donde g corresponde a la aceleración de gravedad 32,2 pie/s².

Vapor saturado de 150 psig va por coraza.

Se define espaciamiento entre baffles de 25% de corte a un quinto del diámetro interno de la coraza.

$$B = 5,8 \text{ [pulg]}$$

Se define el espaciamiento entre tubos como:

$$c' = P_T - Dext_{tubos} = 0,9375 - 0,75 = 0,1875 \text{ [pulg]}$$

$$A_{coraza} = \frac{D \cdot c' \cdot B}{P_T} = 33,64 \text{ [pulg}^2\text{]}$$

$$G_c = \frac{\text{Flujo por coraza}}{A_{coraza}} \cdot \frac{144 \text{ [pulg}^2\text{]}}{1 \text{ [pie}^2\text{]}} = \frac{7.502 \cdot 144}{33,64} = 32.113 \left[\frac{\text{lbm}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2} \right]$$

De figura B3 anexo B, se tiene que para el arreglo en triángulo seleccionado el diámetro equivalente para el lado de la coraza es de 0,55 pulg.

Reynolds:

$$Re = \frac{D_{eq} \cdot \frac{1 \text{ [pie]}}{12 \text{ [pulg]}} \cdot G_c}{\mu \cdot 2,42 \left[\frac{\text{lbm}}{\text{h} \cdot \text{pie}} \right] \left[\frac{\text{cP}}{\text{cP}} \right]} = 40.013$$

Flujo turbulento.

Sabiendo que el flujo de operación del vapor es de 21.168 [pie³/h], y tomando en cuenta el área de flujo total por coraza, se tiene que la velocidad del vapor por coraza es:

$$\vec{V} = \frac{\left(\text{Flujo de operación} \cdot \frac{1 \text{ [h]}}{3.600 \text{ [s]}} \right)}{A_{coraza}} \cdot \frac{144 \text{ [pulg}^2\text{]}}{1 \text{ [pie}^2\text{]}} = 25,2 \left[\frac{\text{pie}}{\text{s}} \right]$$

Se considera coeficiente de película de transferencia de calor por el lado de la coraza de:

$$h_o = 1.500 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot \text{°F}} \right]$$

Número de cruces:

$$N + 1 = \frac{\frac{12[\text{pulg}]}{1[\text{pie}]} \cdot \text{Longitud}}{B} = 17$$

De figura B4 anexo B, se obtiene factor de fricción para el lado de la coraza:

$$f_c = 0,0016 \left[\frac{\text{pie}^2}{\text{pulg}^2} \right]$$

La caída de presión total por el lado de la coraza se calcula en:

$$\Delta P_c = \frac{f_c \cdot G_c^2 \cdot D_{\text{int coraza}} \cdot (N + 1)}{2 \cdot g \cdot 3.600^2 \left[\frac{\text{S}^2}{\text{h}^2} \right] \cdot \rho \cdot D_{eq}} = 4,99 [\text{psi}]$$

Donde g corresponde a la aceleración de gravedad 32,2 m/s².

Coefficiente total de transferencia de calor calculado:

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = 162 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right]$$
$$R_d = \frac{1}{U_D} - \frac{1}{U_c} = 0,0063 \left[\frac{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}}{\text{Btu}} \right]$$

El diseño de este rehervidor es del tipo termosifón vertical, por lo cual a continuación se procede a los cálculos dados en el método Kern (Kern, 1999, 560 – 562).

Se conoce del fluido que va por tubos, gasolina estabilizada, que el volumen específico del líquido es de 0,0257 pie³/lbm y que el volumen específico del vapor es de 0,0806 pie³/lbm.

De acuerdo a la metodología, se requiere que la tasa de recirculación mínima de la fracción vaporizada de fluido frío a calentar sea 4:1, y se establece que la fracción a vaporizar es de un 10% del flujo de operación (pudiendo ser de 10% - 30 %), por lo cual el peso del líquido recirculado es:

$$\text{Peso del líquido recirculado} = 4 \cdot \text{fracción vaporizada} = 4 \cdot 50.720 = 202.880 [\text{lbm}]$$

Así en base al líquido recirculado y la fracción vaporizada, considerando los volúmenes específicos conocidos, se tiene que los volúmenes de líquido y vapor son 5.209 pie³ y 4.090 pie³, respectivamente. Con esto es posible calcular la presión que ejerce la columna vertical de líquido del termosifón.

$$v_o = \frac{5.209 + 4.090}{202880 + 50720} = 0,0367 \left[\frac{\text{pie}^3}{\text{lbm}} \right]$$

$$v_i = 0,0257 \left[\frac{\text{pie}^3}{\text{lbm}} \right]$$

$$\text{Presión de la columna de líquido} = \frac{2,3 \cdot \text{Longitud}}{144 \cdot (v_o - v_i)} \cdot \log \left(\frac{v_o}{v_i} \right) = 1,8 \text{ [psi]}$$

Donde v_o y v_i , corresponden al volumen específico de mezcla de salida y al volumen específico del líquido que entra, respectivamente.

La suma total de resistencias que son la caída de presión más presión de la columna de líquido, es de 1,93 psi.

Ahora falta verificar el gradiente motor para que ver si el proceso de circulación natural del termosifón puede operar:

$$\text{Gradiente motor} = \frac{\text{Longitud} * \rho_{\text{líquido entrante}}}{144} = \frac{8 * 38,95}{144} = 2,16 \text{ [psi]}$$

Se verifica que el gradiente motor o presión estática de la columna es mayor a las resistencias del circuito del rehervidor, por lo tanto este termosifón vertical funciona para el proceso de estabilización de gasolina.

El resumen se presenta en la tabla 5.2.6:

ARTÍCULO		Intercambiador de calor de tubos y carcaza C-504				
SERVICIO		Rehervidor de los fondos de la columna estabilizadora de gasolina E-501				
Área de transferencia de calor 105 m ²		Carcaza por unidad 1				
Condiciones de servicio			Lado de la coraza		Lado de los tubos	
	Fluido circulante		Vapor saturado de 150 psig		Gasolina Estabilizada	
	Vapor		---		---	
	Líquido		3.410 kg/h		230.547 kg/h	
	Total		3.410 kg/h		230.547 kg/h	
	Vaporización		---	---	---	23.055 kg/h
	Condensación		---	3.410	---	---
	Densidad entra / sale		5,702 kg/m ³ / 872,1 kg/m ³		625,2 kg/m ³ / 199,05 kg/m ³	
	Viscosidad entra / sale		0,01515 cP / 0,1456 cP		0,1824 cP / ---	
	Temperatura entrada		185,70 °C		144,00 °C	
	Temperatura salida		184,30 °C		149,00 °C	
	Presión de operación absoluta		11,57 kg/cm ²		6,65 kg/cm ²	
	N° de pasos		1		1	
	Velocidad		7,7 m/s		0,8 m/s	
	Caída de presión		0,35 kg/cm ²		0,0091 kg/cm ²	
Rd factor de obstrucción		0,0015 m ² · °C / W				
Flujo de calor	6.646.033 kJ/h	LMTD	38,5 °C	Factor térmico	---	
Dimensiones	N° Tubos 721	Tipo BWG 14	Diámetro externo	19,05 mm	Longitud 2,438 m	Pitch Δ 23,8 mm
			Diámetro interno	14,83 mm		
	Coraza	Diámetro interno 736,6 mm				

Tabla 5.2.6 Resultados equipo de transferencia de calor.

5.3 Selección de la válvula de control.

Para obtener una válvula adecuada para el proceso, se cotizó en INECO Chile una válvula que permitiese el siguiente servicio operacional, conforme a la tabla 5.3.1:

CONDICIONES DE SERVICIO	Válvula de control	PV-501-B		Tipo	Globo			
	Servicio	Gas de tope del acumulador F-501						
		Flujo Mínimo		Flujo Normal		Flujo Máximo		
	Flujo kg/h	2.400		3.400		3.652		
	Presión de entrada kg/cm²g	4,546		4,532		4,614		
	Presión de salida kg/cm²g	4,125		4,11		4,105		
	Temperatura de entrada °C	40		40		40		
	Densidad kg/m³	Peso Molecular	13,84	46,31	13,84	46,31		46,31
	Tasa específica de calor (gamma)	1,166		1,166		1,166		
	Máximo ruido permitido dBA	60				80		
	Tamaño cañería	Entrada		3 pulg Sch 40				
		Salida		3 pulg Sch 40				

Tabla 5.3.1 Condiciones de servicio para dimensionamiento y cotización de válvula en INECO Chile.

Válvula con característica de flujo lineal.

INECO respondió con una válvula mariposa conforme a la figura 5.3.1 y a la tabla 5.3.2:

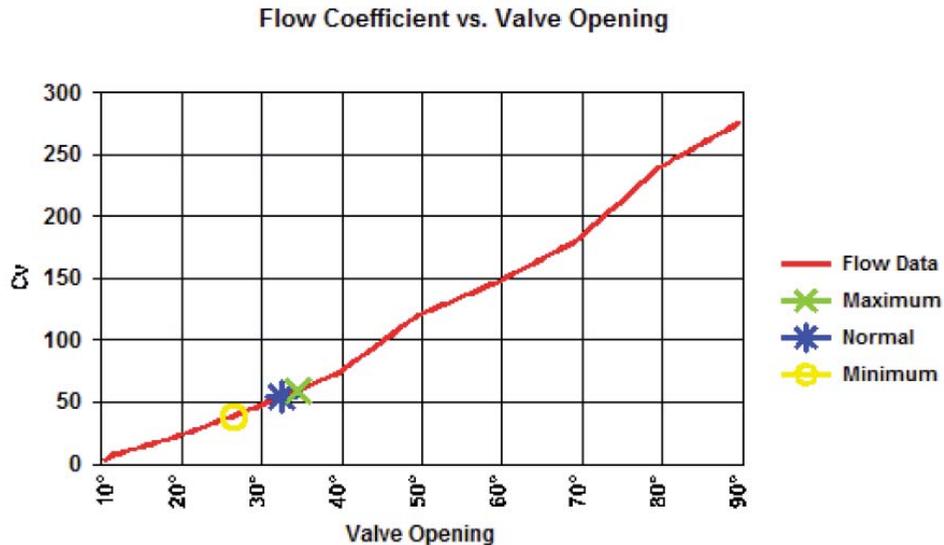


Figura 5.3.1 Flujo característico de la nueva válvula de control, flujo lineal.



Rotary Valve Specification

Customer: Ineco Ltda		Contact: Nicolas Cifuentes		Lead Time:	
Customer Reference:		Sales Office Reference:			
Item: 1	Rev:	Qty: 1	Date Last Modified: 12/5/2013		
Tags:					
Description: NPS 3 8580 2052 Size 2 DVC2000 RTY					
Service Description:					
Service:		Positioner Type:		DVC2000,Performance-PD	
Size and Type: NPS 3 8580		Input Signal:		4 to 20 mA dc	
Body Style: Butterfly, Lugged		Access:		67CFR Filter/Regulator	
Design Temp: 40 deg C		Gauges:		None	
Design Press: 4.544 kg/cm2g		Action:		Direct	
End Connect/In/Out: CL300 RF Flg RF Flg		Certification:		FM and CSA	
Material: CF3M SST/1.4409 SST		Controller Type:			
Flow Direction: Forward		Action:		Measure Element:	
Trim Number:		Measure Element:		Range:	
Retainer Matl: S31603 SST		Range:		Output:	
Bushing/Bearing Matl: PEEK/PTFE		Output:		Mounting:	
Seal/Liner Matl: S31600 SST		Mounting:		Airset:	
Disk/Ball Matl: CF3M SST-CRPL/1.4409 SST-CRPL		Airset:		Mounting:	
Shutoff Class: 1/100 of CL IV		Mounting:			
Port Size:		Transducer:			
Characteristic: Modified Linear		Input Signal:			
Stem Material: S20910 SST		Output Signal:			
Stem Size: 5/8 Inch		Action:			
Bonnet Style: None		Mounting:			
Packing: PTFE		Airset:			
PackFlg/Bltg: SA-193-B8M Str Hd Studs/8M Nuts		Certifications:			
Actuator: Spring & Diaphragm		Line In:		3 in, SCH 40	
Type/Size: 2052/2		Line Out:		3 in, SCH 40	
Travel: 90 Deg		Insulation:			
Bench Set:		Service Cond:			
Push Down To: Clockwise to Close		Process Fluid:		GAS ACIDO	
Supply: Air		Critical Pressure:		60.10000 kg/cm2g	
To Actuator: 2.0 barg (29 psig)		Shutoff Drop:			
Fails Valve: Close		Max Rated Cv:		275.0	
Mounting: Right Hand,Pos 1					
Handwheel: None					
Variable Name		Unit	Minimum	Normal	Maximum
Mass flow rate (w)	kg/h	2400.0000	3400.0000	3652.0000	
Inlet Pressure (P1)	kg/cm2g	4.54400	4.53000	4.52600	
Outlet Pressure (P2)	kg/cm2g	4.04600	4.03100	4.02700	
Temperature (T1)	deg C	40.0000	40.0000	40.0000	
M / Gg	M	46.310	46.310	46.310	
Specific heats ratio (gamma)		1.166	1.166	1.166	
Kinematic Viscosity (Nu)	cSt	0.00001	0.00001	0.00001	
Sizing Coefficient (Cv)		38.693	54.873	58.906	
Deg. Open		26.86	33.20	34.70	

Tabla 5.3.2 Especificación de la válvula de control de tope cotizada en INECO Chile.

CONCLUSIONES

Los resultados de los diseños satisfacen las condiciones para el servicio de cada unidad, lo cual es un paso importante para la evaluación económica en el siguiente capítulo, para analizar el incremento de los ingresos tras aplicar las recomendaciones de la solución encontrada que elimina los puntos críticos y la acción preventiva de proceso aguas arriba.

CAPÍTULO 6

EVALUACIÓN ECONÓMICA

INTRODUCCIÓN

En este breve capítulo, se presentará la evaluación económica de las recomendaciones hechas en el capítulo 4, que permiten eliminar los puntos críticos en la unidad estabilizadora de gasolina E-501.

6.1 Costo de los equipos y depreciación.

Los activos que entran dentro de este tópico son la válvula de control y los intercambiadores de calor que se diseñaron y presentaron al final del capítulo anterior.

La válvula cotizada en INECO Chile tiene un costo de US\$9.949.

Para los intercambiadores de calor y el rehervidor de fondo, se tiene los siguientes requerimientos:

Parámetro	C-501	C-502	C-504
Área de transferencia requerida [m ²]	47 (502,5 pie ²)	120 (1.295,6 pie ²)	105 (1.132,3 pie ²)
Calor requerido [kJ/h]	3.200.00	5.200.000	6.646.033

Tabla 6.1.1 Requerimientos para los equipos de transferencia de calor.

De acuerdo a las áreas de transferencia de calor de los nuevos equipos se estimó el costo en la web “Matche’s Process Equipment Cost Estimates”, la cual entregó los siguientes resultados:

FOB 2014	C-501	C-502	C-504
Costo [US\$]	76.900	194.400	81.900
Material	AISI 316	AISI 316	AISI 316

Tabla 6.1.2 Costo estimado de los equipos de transferencia de calor al 2014 (Matche, 2013).

Así el costo CIF (FOB 80% del CIF) de los equipos es de:

Año	C-501	C-502	C-504
CIF US\$	96.125	243.000	102.375

Tabla 6.1.3 Costo de los equipos nuevos para el proceso.

El costo total de los equipos y la válvula para la condición futura de la estabilizadora de gasolina E-501 es de US\$451.449.

En cuanto a la depreciación de los equipos, se acepta una depreciación lineal con un valor de salvamento del 35% de los costos fijos directos, para 10 años de vida útil del proyecto.

$$D = \frac{451.449 - 396.598}{10} = \text{US\$ } 5.485$$

La depreciación se muestra en la tabla 6.1.4:

Fecha de compra	Costo US\$	Depreciación anual US\$	Depreciación acumulada US\$	Valor del libro US\$
Fecha de compra	451.449			451.449
Fin año 1		5.485	5.485	445.964
Fin año 2		5.485	10.970	440.479
Fin año 3		5.485	16.455	434.994
Fin año 4		5.485	21.940	429.509
Fin año 5		5.485	27.426	424.023
Fin año 6		5.485	32.911	418.538
Fin año 7		5.485	38.396	413.053
Fin año 8		5.485	43.881	407.568
Fin año 9		5.485	49.366	402.083
Fin año 10		5.485	54.851	396.598

Tabla 6.1.4 Depreciación de los equipos de proceso adquiridos.

6.2 Ingresos y gastos.

Referente a los ingresos anuales obtenidos con la solución a aplicar a la unidad estabilizadora de gasolina E-501, se conoce que el margen económico de ENAP Refinería Aconcagua para el procesamiento de crudos promedio del 2013 es de 10 US\$/bbl, y que de la canasta de crudo típica se puede decir que el 15% es nafta más gasolina, por lo cual se establece que el precio del producto de gasolina estabilizada es 1,5 US\$/bbl.

OBS: Una limitante en la refinería para aumentar la nafta en el crudo que se procesa, es la capacidad de tratamiento de esta, por lo tanto aumentar la capacidad de la E-501 da una holgura para procesar más crudo en la refinería.

De acuerdo a los resultados obtenidos en el capítulo 4, el incremento de gasolina estabilizada se muestra en la tabla 6.2.1:

Materia prima	Unidad	Producto actual	Producto futuro	Delta
Nafta + Gasolina (P-1803 + P-1202)	Sm ³ /día	599	1.041	442

Tabla 6.2.1 Incremento de gasolina estabilizada obtenida tras la mejora encontrada.

Por lo tanto, el ingreso anual por el incremento de producción de la gasolina estabilizada tras operar la unidad estabilizadora E-501 8.000 horas al año, es de US\$1.390.046.

Por otra parte, operacionalmente también hay un incremento en los gastos, y se ve reflejado en la siguiente tabla 6.2.2:

Servicio	Costo	Caso actual	Caso futuro	US\$/año
Vapor 150 [psig]	0,012 US\$/kg	2.087 kg/h	3.410 kg/h	127.008
Electricidad	0,000015 US\$/kJ	4,79 kJ/s	5 kJ/s	91
Agua de servicio	0,00001 US\$/kg	1.084.640.000 kg/año	1.728.728.000 kg/año	6.441

Tabla 6.2.2 Costo de los utilities para el proceso al 2004 (Sinnott, 2005, 264).

Se estima el delta de los costos operacionales totales en US\$133.540 por año.

6.3 Capital total de inversión.

La estimación del capital de inversión se obtuvo mediante el método de los porcentajes, para una planta anexa de procesamiento fluido – fluido, y se muestra en la tabla 6.3.1:

CAPITAL FIJO DIRECTO	%	US\$
Costo total de los equipos (sin instalar)	100	451.449
Instalación de los equipos	47	212.181
Instrumentación y control (instalado)	36	162.522
Tuberías (instalado)	68	306.985
<i>TOTAL COSTOS FIJOS DIRECTOS</i>		1.133.137
CAPITAL FIJO INDIRECTO	%	US\$
Ingeniería y supervisión	33	148.978
Honorario contratista	22	99.319
Contingencias	44	198.638
<i>TOTAL COSTOS FIJOS INDIRECTOS</i>		446.935
<i>TOTAL CAPITAL FIJO DE LA INVERSIÓN (90% CTI)</i>		1.580.072
Puesta en marcha (10% Costo total de inversión)		175.564
<i>CAPITAL TOTAL DE LA INVERSIÓN</i>		1.755.635

Tabla 6.3.1 Estimación del capital total de inversión (Peters and Timmerhaus, 2002, 251).

El capital total de inversión estimado que se requiere para eliminar los puntos críticos para la operación de la estabilizadora de gasolina E-501, es de US\$1.755.635.

6.4 Flujo de caja.

En US\$	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10
Ingreso por venta	+	1.390.046	1.390.046	1.390.046	1.390.046	1.390.046	1.390.046	1.390.046	1.390.046	1.390.046	1.390.046
Gastos operacionales	-	133.540	133.540	133.540	133.540	133.540	133.540	133.540	133.540	133.540	133.540
Utilidad operacional	=	1.256.506	1.256.506	1.256.506	1.256.506	1.256.506	1.256.506	1.256.506	1.256.506	1.256.506	1.256.506
Depreciación	-	5.485	5.485	5.485	5.485	5.485	5.485	5.485	5.485	5.485	5.485
Ingreso o renta gravable	=	1.251.021	1.251.021	1.251.021	1.251.021	1.251.021	1.251.021	1.251.021	1.251.021	1.251.021	1.251.021
Impuestos (20% al 2012)	-	250.204	250.204	250.204	250.204	250.204	250.204	250.204	250.204	250.204	250.204
Utilidad neta	=	1.000.817	1.000.817	1.000.817	1.000.817	1.000.817	1.000.817	1.000.817	1.000.817	1.000.817	1.000.817
Depreciación	+	5.485	5.485	5.485	5.485	5.485	5.485	5.485	5.485	5.485	5.485
Valor de salvamento	+										396.598
Inversión	-	1.755.635									
Flujo de caja neto	=	-1.755.635	1.006.302	1.006.302	1.006.302	1.006.302	1.006.302	1.006.302	1.006.302	1.006.302	1.402.900
VAN	=	6.258.239									
TIR	=	57%									

Tabla 6.4.1 Flujo de caja inversión en unidad estabilizadora de gasolina E-501.

El VAN resulta positivo mayor a cero, por lo cual el proyecto es rentable.

La tasa de interés anual fijada es del 5%, por el riesgo incurrido para un proyecto de incremento de la capacidad de producción.

CONCLUSIONES

De acuerdo a los resultados obtenidos de la evaluación económica en la tabla 6.4.1, es posible aplicar las recomendaciones dadas en los resultados del capítulo 4, ERA puede proceder a aplicar el proyecto de incremento de producción de la E-501 si lo desea.

CAPÍTULO 7

CONCLUSIONES GENERALES

Tras estudiar los modelos matemáticos del simulador *Hysys Process Modeling v7.1*, se identificaron 3 modelos matemáticos candidatos que podían representar el proceso de la unidad estabilizadora de gasolina E-501, de los cuales Peng Robinson arrojó los resultados más cercanos a los flujos de las corrientes principales del proceso, siendo el mejor candidato para la simulación de la unidad estabilizadora.

Tras analizar históricamente las variables, se pudo identificar un punto crítico inmediato en la válvula de control de tope FR-503, que limita a la unidad para procesar más gasolina no estabilizada hasta los $732 \text{ Sm}^3/\text{día}$ aproximadamente.

Luego mediante el estudio del proceso, para recopilar paralelamente toda la información descriptiva de la unidad E-501, fue la información suficiente para construir los diagramas de los circuitos del proceso de la estabilizadora de gasolina E-501, para finalmente simular la operación con el modelo matemático seleccionado.

La simulación de ambos casos a distintos perfiles de presión:

- Alimentación actual de $732 \text{ Sm}^3/\text{día}$.
- Alimentación futura de $1.190 \text{ Sm}^3/\text{día}$.

Permitió en el caso actual, identificar un único punto crítico que puede ser resuelto si se reemplaza la válvula de control de presión de tope FR-503. Sin embargo, al considerar el caso futuro, en donde se espera incrementar la cantidad de gasolina no estabilizada para obtener una mayor cantidad de producto procesando toda la gasolina no estabilizada disponible, se identificaron 3 limitaciones en el flujo de masa en los intercambiadores de calor C-501, C-502 A/B y C-504, adicionales al ya conocido punto crítico identificado en la válvula FR-503, que para esta condición futura, se necesitaría una capacidad de la válvula mucho mayor que para el caso actual.

Por lo cual las recomendaciones para solucionar los puntos críticos son:

- a) Sustituir la válvula de flujo de tope FR-503 por una de las características presentadas en la figura 5.3.1 y la tabla 5.3.2.
- b) Sustituir el intercambiador de calor C-501 por uno de acuerdo a los detalles presentados en la tabla 5.2.2.
- c) Sustituir el par de intercambiadores de calor C-502 A/B, por uno de acuerdo a los detalles presentados en la tabla 5.2.4.
- d) Sustituir el rehervidor de fondo C-504, termosifón vertical, por uno de acuerdo a los detalles presentados en la tabla 5.2.6.

Para eliminar todas las limitaciones que el proceso tendría para operar con toda la gasolina no estabilizada disponible desde HDT y HCK, 1.190 Sm³/día.

Los beneficios identificados tras aplicar la recomendación son:

- Incremento de la materia prima de crudo que puede procesarse en la refinería.
- Incremento en el producto de gasolina estabilizada para la post-producción de gasolina comercial.
- Eliminar la acción preventiva aguas arriba para recuperar el LPG de la alimentación de gasolina no estabilizada.

De acuerdo al flujo de caja, ya entre el segundo al tercer año es posible recuperar la inversión, y resulta muy rentable considerando la tasa interna de retorno de un 57%.

Por otra parte, el producto destilado que se obtiene tras la estabilización de la gasolina no debe tener una cantidad mayor a 1,66 kgmol/h de H₂S, ya que el acumulador F-704 receptor del destilado fue diseñado para operar con una alimentación que contenga esa cantidad de H₂S. Además, dado el incremento de H₂S en la alimentación, se recomienda hacer un estudio de la corrosión.

ANEXO A SIMULACIÓN DE PROCESOS

A-1 Fundamentos y aplicación de la simulación de procesos.

La simulación de procesos, puede ser definida como una técnica para evaluar en forma rápida un proceso con base en una representación del mismo, mediante modelos matemáticos, la solución de estos se lleva a cabo por medio de programas de computadora, y permite tener un mejor conocimiento del comportamiento de dicho proceso, esto se debe a que el número de variables que aparecen en la descripción matemática de una planta de proceso química puede llegar a ser muy grande, y el número de ecuaciones no lineales que deben resolverse pueden ser del orden de miles, por lo tanto la única forma viable de resolver el problema es por medio de una computadora (Martínez, 2000, 34).

En los últimos años, la simulación de procesos en estado estacionario, ha llegado a ser una herramienta de apoyo para el diseño de procesos químicos, y además, ha llegado a ser una herramienta adecuada y oportuna no sólo para el diseño, también para la caracterización, optimización, y monitoreo del funcionamiento de procesos industriales (Martínez, 2000, 35).

La simulación de procesos químicos, es una herramienta moderna que se ha hecho indispensable para la solución adecuada de los problemas de proceso. Permite efectuar el análisis de plantas químicas en operación, y llevar a cabo las siguientes tareas, la cuales son comunes en las diversas ramas de la industria química:

- Detección de puntos críticos en la producción.
- Predicción de los efectos de cambios en las condiciones de operación y capacidad de la planta.
- Optimización de las variables de operación.
- Optimización del proceso cuando cambian las características de los insumos y/o las condiciones económicas del mercado.
- Análisis de nuevos procesos para nuevos productos.
- Evaluación de alternativas de proceso para reducir el consumo de energía.
- Análisis de condiciones críticas de operación.

- Transformación de un proceso para desarrollar otras materias primas.
- Análisis de factibilidad y viabilidad de nuevos procesos.
- Optimización del proceso para minimizar la producción de desechos y contaminantes.
- Entrenamiento de operadores e ingenieros de proceso.
- Investigación de la factibilidad de automatización de un proceso (Martínez, 2000, 35-36).

En principio, la simulación de procesos puede ser útil en todas las etapas del desarrollo de un proyecto industrial. En las diferentes etapas de un proyecto, puede haber necesidad de realizar simulaciones con diferentes niveles de sofisticación. La simulación de procesos puede usarse en las siguientes etapas de desarrollo de un proyecto industrial:

- a) Investigación y desarrollo. Una simulación sencilla se puede usar para probar la factibilidad técnica y económica del proyecto.
- b) Etapa crítica en la toma de decisiones. Se prueban diferentes alternativas de proceso y condiciones de operación y se toman decisiones. Cuando un proceso es económicamente atractivo, se deben probar diferentes alternativas de tamaño y localización de la planta industrial y determinar condiciones de operación óptimas.
- c) Planta piloto. Simulación con modelos más sofisticados para obtener mejores estimaciones de las condiciones de operación a escala industrial.
- d) Diseño. La simulación proporciona todos los datos de proceso requeridos para el diseño detallado de los diferentes equipos,
- e) Simulación de plantas existentes. Puede ser muy útil cuando es necesario cambiar las condiciones de operación, o cuando se quieren sustituir materias primas (Martínez, 2000, 36).

Hay tres tipos de problemas que pueden resolverse por medio de la simulación de procesos:

- 1) Simulación de un problema. En donde debe especificarse las variables asociadas con las corrientes de alimentación, y las variables de diseño de los módulos unitarios. Se conocen las alimentaciones y los parámetros de los equipos, y las incógnitas son las condiciones de las corrientes de salida.

- 2) Problema de diseño. Similar a la simulación de un problema, excepto que algunas de las variables de diseño no están especificadas, y se imponen restricciones a algunas variables de las corrientes (regularmente sólo restricciones de igualdad). Se conocen las alimentaciones y las condiciones principales de las corrientes de salida, y las incógnitas son las dimensiones y especificaciones de algunos parámetros de los equipos.
- 3) Problemas de optimización. Las variables asociadas con las corrientes de alimentación y las variables de diseño, pueden no estar especificadas, entonces es necesario agregar una función de costo al modelo. Las variables sin especificar, se determinan de modo que se minimiza la función objetivo, en este caso, se pueden especificar restricciones de igualdad y desigualdad.

Aun cuando en sus inicios la simulación de procesos estuvo enfocada principalmente a la industria petroquímica y de refinación del petróleo, su aplicación se ha ido extendiendo a otras industrias tales como la de combustibles, pulpa y papel, cemento, metales, minerales, alimentos, etc., en donde se involucra la fase sólida (Martínez, 2000, 36-37).

A-2 Uso de un simulador de procesos en la resolución de problemas.

Para poder resolver un problema en la industria de procesos con un simulador comercial, se sugiere el procedimiento propuesto por el libro “Simulación de procesos en ingeniería química”, el cual está basado en la estrategia “Aprendizaje basado en problemas”, y en la estrategia de resolución de problemas “Método heurístico de seis pasos de MacMaster”, la cual es un procedimiento básico, general, que se recomienda tomar como referencia, sobre todo a principiantes.

La estrategia de aprendizaje basado en problemas, se describe a continuación mediante el siguiente esquema:

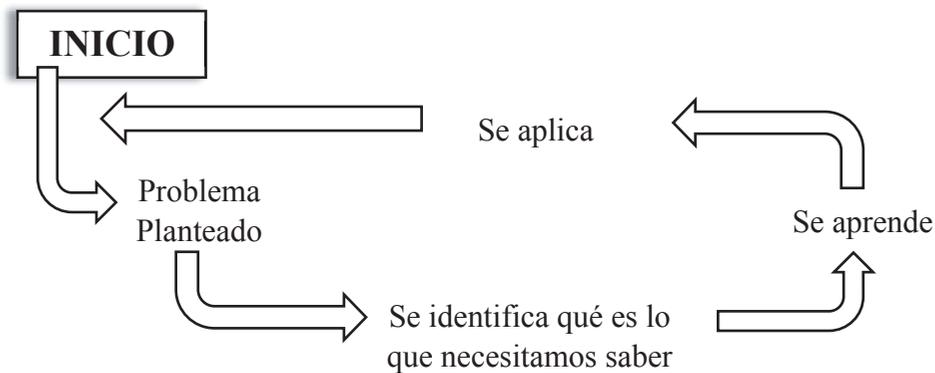


Figura A-2.1 Etapas de la estrategia de aprendizaje basado en problemas.

El procedimiento está constituido por los siguientes siete pasos:

1. Comprometerse: quiero y puedo.
2. Definir claramente la naturaleza del problema.
3. Explorar, investigar, aplicar el conocimiento.
4. Planear una solución (generar varias posibles formas de resolver el problema y efectuar una selección entre ellas).
5. Introducir al simulador la información del problema y proceder a su ejecución.
6. Analizar el reporte de resultados, y efectuar los cambios que deban hacerse de acuerdo a las características del problema.
7. Verificar y mirar hacia atrás el procedimiento (Martínez, 2000, 41-42).

A-3 SIMULADORES COMERCIALES DE PROCESO

En la actualidad hay una gran variedad de simuladores de procesos comerciales, algunos de los cuales son poderosas y útiles herramientas de cálculo en procesos industriales, con enormes bases de datos y un fuerte respaldo de bibliotecas para cálculos de equipos y bibliotecas de modelos para cálculos termodinámicos, que le dan al simulador la ventaja de una gran versatilidad (Martínez, 2000, 37). Algunos de estos simuladores de procesos generales son:

Aspen (Advance System for Process Engineering) Plus

- Desarrollado por Aspen Technology, Inc.
- Flexible y fácil de usar.
- Algoritmo de cálculo: Aspen Plus 10.2 método secuencial modular. En las últimas versiones permite la estrategia orientada a ecuaciones.
- Permite:
 - Regresión de datos experimentales.
 - Diseño preliminar de los diagramas de flujo, usando modelos de equipos simplificados.
 - Realizar balances de materia y energía rigurosos, usando modelos de equipos detallados.
 - Dimensionar piezas clave de los equipos.
 - Optimización online de unidades de proceso completas o bien plantas.
 - Cálculos de costos de proceso.
 - Generación de resultados en forma gráfica, tablas, y otros (Aspentech, 2013).

Chemcad

- Desarrollado por Chemstations Inc.
- Incluye base de datos de componentes químicos, métodos termodinámicos y unidades de operación que permiten la simulación en estado estacionario de procesos químicos continuos desde escala laboratorio a escala industrial.

- Simulación en régimen dinámico y de procesos discontinuos.
- Muy usado en todo el mundo para el diseño, operación y mantenimiento de procesos químicos, en una gran variedad de industrias incluyendo la exploración de petróleo y gas, y naturalmente en procesos químicos, farmacéuticos, biocombustibles, y procesos de fábricas industriales.
- Como herramienta de productividad, tiene muchas ventajas entre las cuales cabe mencionar:
 - Incremento en la productividad por el uso de información obtenida a partir de la simulación diaria de cálculos relacionados con las condiciones de operación.
 - Maximizar la rentabilidad de las operaciones por el diseño más eficiente de nuevos procesos y equipos.
 - Reducción de costos e inversiones de capital por la optimización y solución de los puntos críticos existentes en los procesos y en los equipos.
- Interfase gráfica.
- Funcionamiento bajo entorno Windows (Chemstations, 2007).

Hysys

- Este es un programa enfocado a la simulación de procesos en ingeniería química, el cual tiene las siguientes características:
- Entorno de simulación modular, tanto para estado estacionario como para régimen dinámico.
- Interfase gráfica de fácil uso (orientado a objeto), intuitivo.
- Posibilidad de adicionar código de programación con Visual Basic.
- Posibilidad de compartir la información con otras aplicaciones.
- Interpreta interactivamente los comandos según se introducen en el programa. Por tanto no necesita un botón de ejecución, aunque existe la posibilidad de plantear el problema completo sin hacer cálculos y después ejecutarlo.
- Sin límites al acceso de información útil.
- Es un simulador bidireccional, ya que el flujo de información va en dos direcciones (hacia delante y hacia atrás). De esta forma, puede calcular las condiciones de una

corriente de entrada a una operación a partir de las correspondientes a la(s) corriente(s) de salida, sin necesidad de cálculos iterativos.

- Diseña, simula, optimiza, desde un equipo unitario hasta una planta química, para solucionar toda clase de problemas relacionados con procesos químicos.
- Cada proceso en Hysys es tratado como un caso, en el cual se puede especificar datos importantes del proceso como: compuestos, modelos termodinámicos a aplicar, curvas características de ebullición de un aceite, densidad de un aceite, reacciones junto a sus parámetros asociados a la cinética de reacción, etc.
- Las unidades de operación son simuladas en estado estacionario o dinámico (Aspentech, 2013).

Hysys dispone de las siguientes unidades:

Mixers and splitters	Mixer Tee	Steam mixer Steam splitter
Separators	Component Splitter	Component separator – two outlets
Flash drums	Separator 3-Phase Separator Tank	Multiple feeds, one vapor and one Liquid product Multiple feeds, one vapor and two liquid products Multiple feeds, one liquid product
Approximate distillations Multistage separation (Equilibrium-based simulation)	Shortcut Column Column	Fenske-Underwood design Generic multiphase separation, including absorber, stripper, rectifier, distillation, liquid-liquid extraction. Additional strippers and pump-arounds can be added. All models support two or three phases and reactions. Physical property models are available for petroleum refining applications.
Heat exchange	Cooler/ Heater Heat Exchanger Lng	Cooler or heater Two-stream heat exchanger Multistream heat exchanger
Reactors	Conversion Reactor Equilibrium Reactor Gibbs Reactor CSTR PFR	Extent of reaction specified Equilibrium reactions Multiphase chemical equilibrium (stoichiometry not required) Continuous-stirred tank reactor Plug-flow tubular reactor
Pumps, compressors, and	Pump	Pump or hydraulic turbine

turbines	Compressor Expander Valve	Compressor Turbine Adiabatic valve
Pipeline	Pipe Segment	Single/multiphase piping with heat transfer

Tabla A-3.1 Equipamiento disponible en el simulador comercial Hysys.

A-4 Modelos matemáticos del simulador Hysys.

Los modelos de Hysys, representan el comportamiento de las distintas fases (sólido, líquido, y vapor) según el valor de sus variables termodinámicas; presión, temperatura, flujo volumétrico, y su composición. Estos modelos permiten realizar:

- Balances de masa: Flujos másicos y molares.
- Balances de energía en estado estacionario: Cálculo de la caída de presión.
- Balances de cantidad de movimiento en estado transitorio: Hidrodinámica termodinámica (dimensiones).
- Ecuaciones constitutivas (IQUCE, 2012).

Hysys contiene más de 35 modelos matemáticos para equilibrio L-V, L-L, L-L-V, y cálculo de entalpías. A continuación, la siguiente tabla indica los diferentes modelos que existen en Hysys:

Modelos de actividad	Ecuaciones de estado	Misceláneos
Chien Null	BWRS	Amine Pkg
Extended NRTL	GCEOS	ASME Steam
General NRTK	Glycol Package	Aspen Properties
Margules	Kabadi- Danner	Clean Fuels Pkg
NRTL	Lee – Kesler – Plocker	DBR Amine Package
UNIQUAC	MBWR	Infochem Multiflash
Van Laar	Peng – Robinson	MBWR
	PR – Twu	NBS Steam
	PRSV	Neotec Black Oil
	Sour SRK	OLI_Electrolyte
	Sour PR	
	SRK	
	Twu – Sim – Tassone	
	Zudkevitch - Jofee	

Tabla A-4.1 Modelos matemáticos en Hysys (IQUCE, 2013).

MODELOS DE ECUACIÓN DE ESTADO

- GCEOS: Este modelo le permite definir e implementar su propia ecuación de tercer grado generalizada de estado incluyendo las reglas de mezcla y la traslación de volumen.
- Kabadi Danner: Este modelo es una modificación de la ecuación SRK (Soave Redlich Kwong) original de estado, creado para mejorar los cálculos de equilibrios vapor-líquido-líquido para sistemas de hidrocarburos en agua, particularmente en las regiones diluidas.
- Lee-Kesler Plocker: Este modelo es el método general más exacto para sustancias no polares y mezclas.
- Peng-Robinson: Este modelo es ideal para el cálculo de la densidad de líquidos para los sistemas de hidrocarburos. El modelo debe proporcionar una precisión razonable cerca del punto crítico, sobre todo para los cálculos del factor de compresibilidad y la densidad del líquido, cumple con extender su rango de aplicabilidad en P y T y también en tratamientos especiales para algunos de los componentes clave y para tener una mayor base de datos del parámetro de interacción binaria.
- PRSV: Este modelo es una modificación doble de la ecuación Peng-Robinson de estado que amplía el uso original de esta misma, el método sirve para sistemas moderadamente no ideales.
- Sour PR: Se utiliza para los sistemas de aguas ácidas que contienen H₂S, CO₂ y NH₃ en la baja de presiones moderadas.
- Sour SRK: Combina la ecuación de estado SRK con el modelo ácido de API Wilson para manejo de sistemas ácidos acuosos.
- Zudkevitch Joffe: Es una modificación de la ecuación de estado SRK. Esta ecuación ha sido mejorada para desarrollar mejores predicciones del comportamiento de equilibrio vapor-líquido de los sistemas de hidrocarburos halogenados (IQUCE, 2013).

MODELOS MISCELÁNEOS

- Amine Pkg (paquete de aminas): Contiene modelos termodinámicos desarrollados por DB Robinson & Associates para su simulador de propiedad planta de aminas, AMSIM. Amine Pkg está disponible como una opción con Hysys que le da acceso a un paquete comprobada la propiedad de terceros para la simulación fiable planta de aminas, mientras mantiene la capacidad de utilizar los grandes alcances de los programas de simulación de Hysys.
- Antoine: Aplicado para sistemas de baja presión que se comportan idealmente.
- ASME Steam: Propiedades del vapor saturado y recalentado en unidades del sistema acostumbrado y el SI de la Norma Internacional IAPWS-IF97 para uso industrial.
- Braun K10: Este modelo es estrictamente aplicado en sistemas de hidrocarburos pesados a bajas presiones. El modelo emplea el método de convergencia de presión de Braun, dado el punto de ebullición normal de un componente, el valor de K se determina a la temperatura del sistema y a 10 psia.
- Chao Seader: Aplicable a los sistemas de hidrocarburos en el intervalo de temperatura de 0 °C a 500 °C, y presiones menores a 10.000 kPa.
- Esso Tabular: El modelo de Esso tabular es estrictamente aplicable a los sistemas de hidrocarburos a baja presión. El modelo emplea una modificación del modelo de presión de vapor de Maxwell-Bonnel.
- Grayson Streed: Recomendado para la simulación de sistemas de hidrocarburos pesados con un alto contenido de hidrógeno.
- NBS Steam (National Building Specification): Contiene rutinas para calcular diversas propiedades físicas del agua, en relación con la temperatura, presión y densidad. La mayoría de estas rutinas utilizan un conjunto estándar de las unidades SI.

- MBWR: Es una modificación del modelo BWR y funciona muy bien con un número de componentes puros dentro de temperaturas específicas y rangos determinados de presión (IQUCE, 2013).

MODELOS DE ACTIVIDAD

- Chien Null: Provee un marco de trabajo consistente para aplicar modelos de actividad existentes en una base binaria para sistemas binarios. Permite seleccionar el mejor modelo de actividad para cada par del caso en simulación.

- Extended NRTL: La variación del modelo NRTL (Non Random Two Liquids), permite ingresar valores de parámetros A_{ij} , B_{ij} , C_{ij} y Alp_{2ij} . Se aplica este modelo a sistemas que tengan un amplio rango de punto de ebullición entre componentes y que requiera de soluciones simultáneas de EVL y ELL.

- General NRTL: Esta variación del modelo NRTL (Non Random Two Liquids), permite seleccionar el formato de ecuación para los parámetros y se aplica este modelo a sistemas que tengan un amplio rango de punto de ebullición entre componentes.

- Margules: Es una función añadida a la descripción de la Ley de Raoult de una solución líquida para tener en cuenta las desviaciones de la idealidad. Cuanto mayor sean las desviaciones de los parámetros más idealidad se requiere. La relación de Gibbs-Duhem se puede utilizar para fijar la función de Margules para el segundo componente.

- NRTL: Esta es una extensión de la ecuación de Wilson. Utiliza la mecánica estadística y la teoría de celda líquida para representar la estructura líquida. Es capaz de representar el comportamiento de fases de sistemas de equilibrio vapor líquido, líquido-líquido, y vapor-líquido-líquido (EVL, ELL, EVLL)

- UNIQUAC (Universal Quasi Chemical): Es un modelo utilizado en la descripción de los equilibrios de fase. Representa moléculas que difieren apreciablemente en tamaño y forma, a la vez que toma en cuenta los efectos de diferencias de polaridad. Retiene el concepto de concentraciones locales empleado en los modelos de Wilson y NRTL, pero

cambia fracción local de volumen por fracción local de área como variable primaria de concentración.

- Van Laar: La ecuación de Van Laar es un modelo de actividad, para describir el equilibrio de fases de mezclas de líquidos. La ecuación se deriva de la ecuación de Van der Waals. Los parámetros originales de Van der Waals no da una buena descripción del equilibrio de fases líquido-vapor, lo que obligaba al usuario a ajustar los parámetros con los resultados experimentales. Debido a esto, el modelo ha perdido la conexión con las propiedades moleculares, y por lo tanto ha de ser considerado como un modelo empírico para correlacionar los resultados experimentales.

- WILSON: Es la primera ecuación de coeficiente de actividad en usar el modelo de composición local para derivar una expresión del exceso de energía Gibbs. Ofrece un enfoque termodinámico muy consistente para la predicción de comportamiento de fase de sistemas multicomponentes de información regresiva de equilibrio binario. Sin embargo, este modelo no se puede aplicar en sistemas de dos fases líquidas (IQUCE, 2013).

Para seleccionar un modelo matemático a ejecutar para un proceso, se debe considerar los siguientes puntos:

- Naturaleza de los componentes (polaridad), idealidad o no idealidad de la mezcla.
- Intervalo de composición, temperatura, y presión.
- Tipo de aplicación (equilibrio líquido – vapor, líquido – líquido, líquido – líquido – vapor, una fase) (IQUCE, 2013).

SELECCIÓN DEL MODELO MATEMÁTICO

Se conoce que la gasolina no estabilizada es un compuesto apolar, que puede presentar un equilibrio de fase líquido – vapor, líquido – líquido – vapor en presencia de agua.

De acuerdo a las características de la gasolina no estabilizada, se han seleccionado tres modelos de ecuaciones de estado para efectuar la evaluación de la estabilizadora de gasolina E-501:

- Kabadi Danner.
- Peng-Robinson.
- PRSV.

En el capítulo 3 de este informe, se presenta cómo obtener los flujos volumétricos reales que salen de la unidad, con los cuales serán contrastados los resultados de los flujos volumétricos de salida de la unidad en Hysys, ahora, tras utilizar los tres modelos mencionados anteriormente, y así seleccionar y utilizar el mejor modelo para trabajar.

Corrientes	Flujos corregidos Sm ³ /día	Flujos Kabadi Sm ³ /día	Flujos Peng Robinson Sm ³ /día	Flujos PRSV Sm ³ /día
Vapores	24.808	29.469	29.427	29.528
LPG	56,74	62,35	59,50	60,45
Gasolina Estabilizada	594,11	581,1	585,5	585,5

Tabla A-4.2 Tabla comparativa de flujos volumétricos entre modelos con la realidad.

En vista de los resultados, y de la descripción de cada modelo anteriormente presentado, se selecciona el modelo matemático de Peng-Robinson para trabajar.

ANEXO B TABLAS Y FIGURAS PARA EL DISEÑO

Para el diseño de los intercambiadores de calor y el rehervidor se utilizaron las siguientes tablas y figuras:

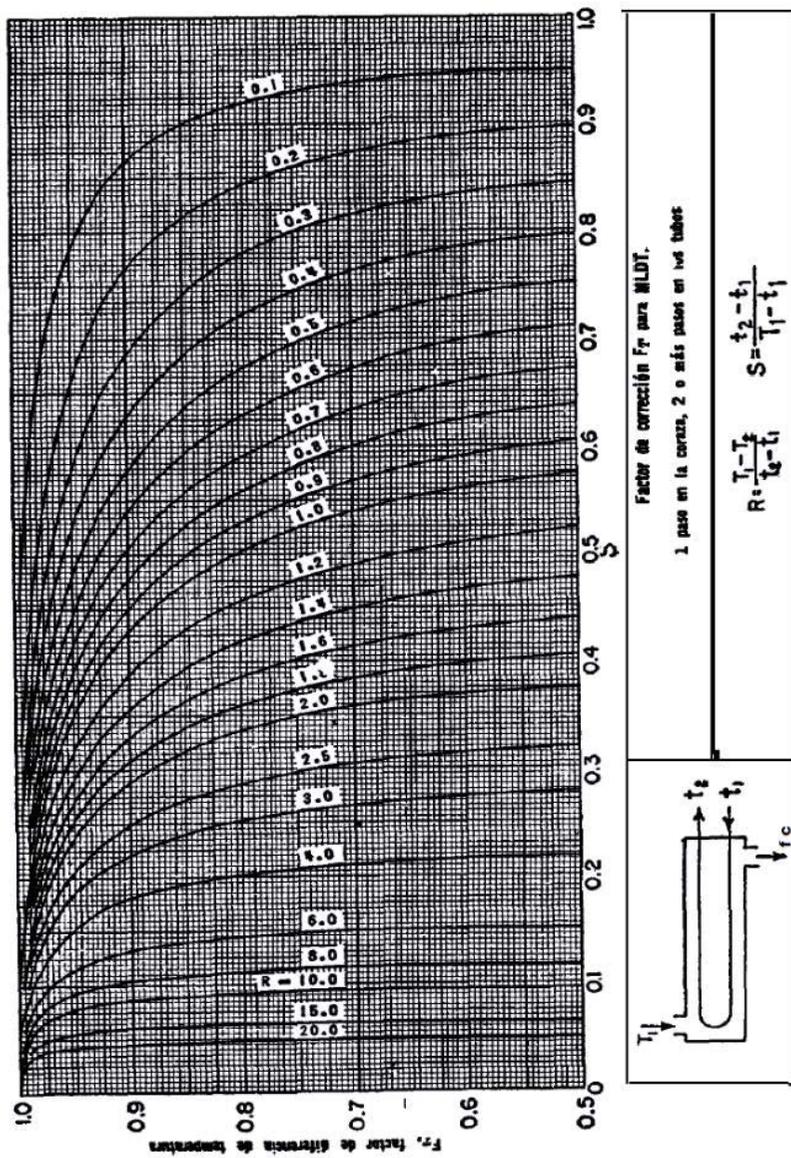


FIG. 18. Factores de corrección MLDT para intercambiadores 1-2. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2a. ed., New York, 1949)

Figura B1 Factor térmico para intercambiador de calor 1-2 (Kern, 1999, 933).

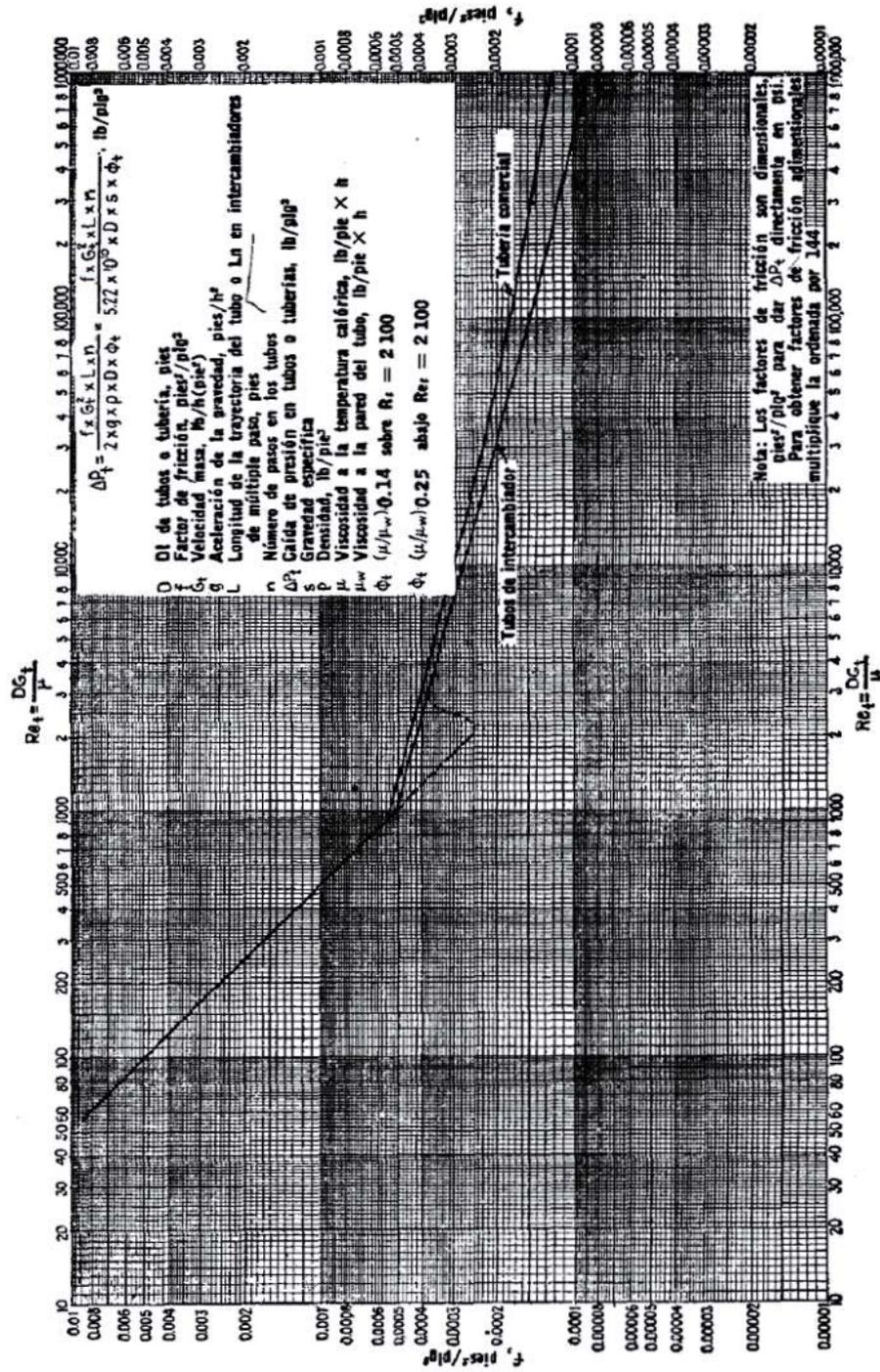


Fig. 26. Factores de fricción, para lado de tubo. (Standards Exchanger Manufacturers Association, 2a. ed., New York, 1949)

Figura B2 Factores de fricción para el lado de los tubos (Kern, 1999, 941).

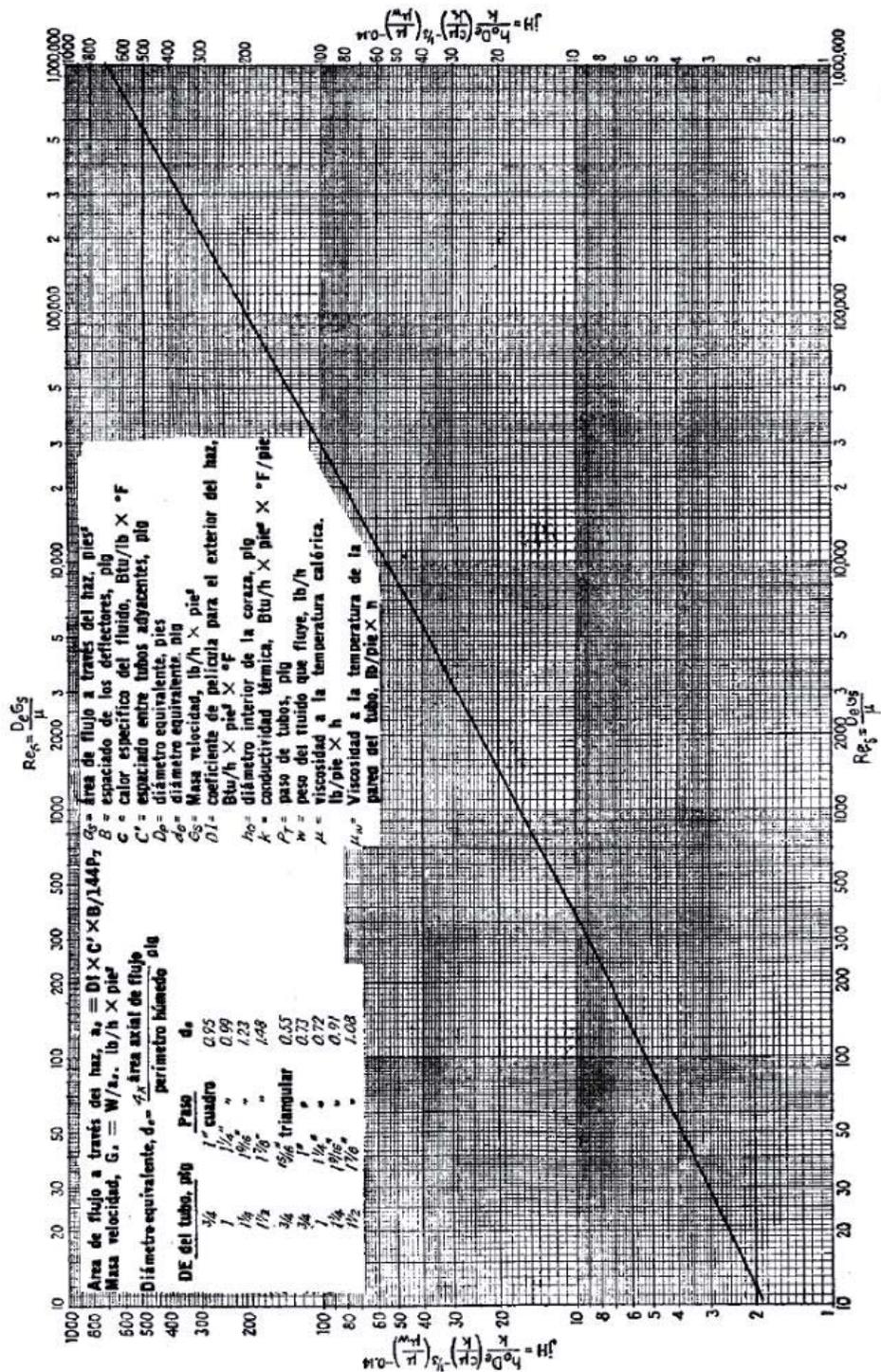


Fig. 28. Curva de transferencia de calor para lado de la coraza con haz de tubos con deflectores segmentados 25%

Figura B3 Diámetros equivalentes para el lado de la coraza según arreglo de tubos (Kern, 1999, 943).

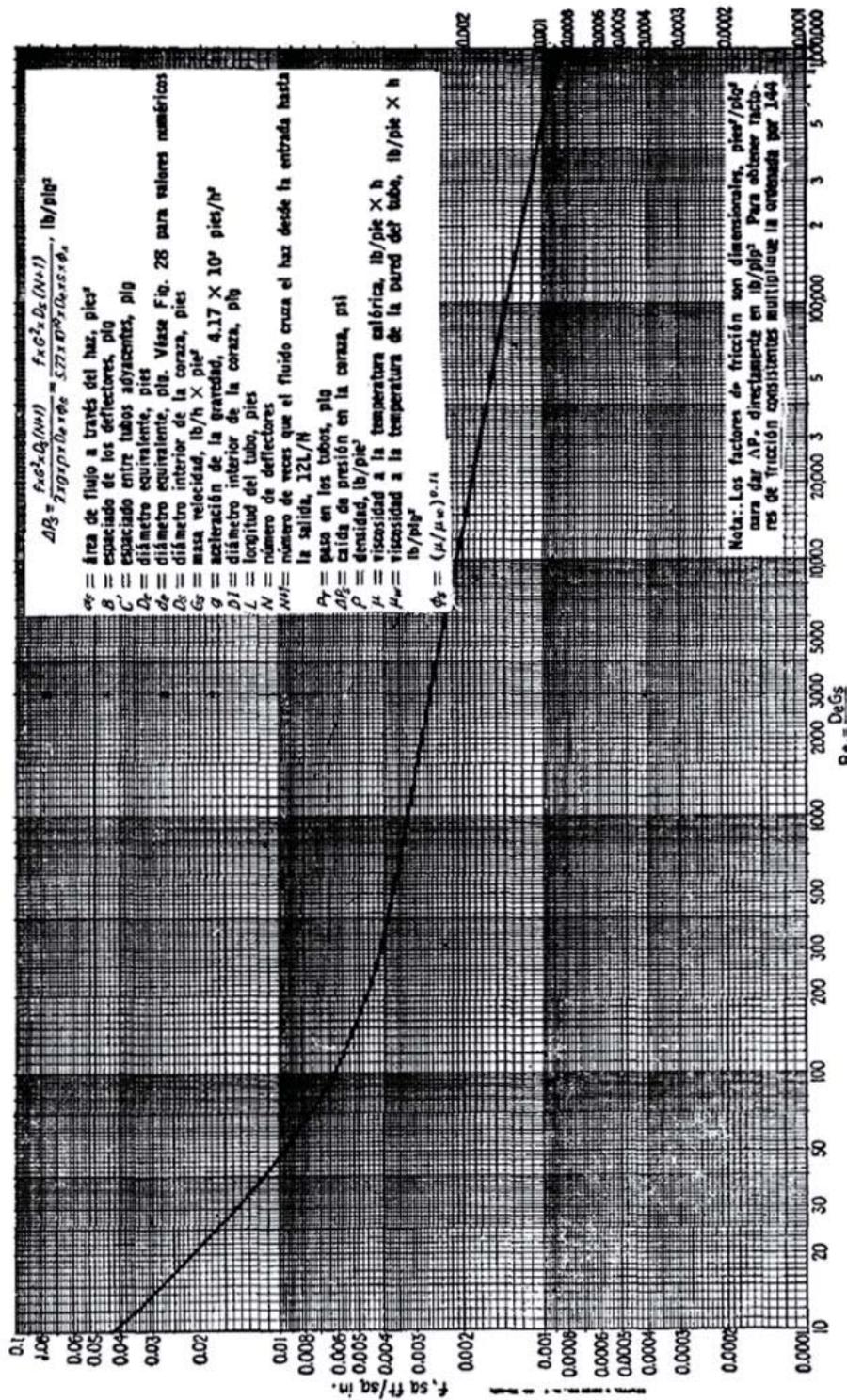


Fig. 29. Factores de fricción lado de la coraza, para haces de tubos con deflectores segmentados 25%

Figura B4 Factores de fricción para el lado de la coraza (Kern, 1999, 944).

TABLA 8. VALORES APROXIMADOS DE LOS COEFICIENTES TOTALES PARA DISEÑO. MS VALORES INCLUYEN UN FACTOR DE OBSTRUCCION TOTAL DE 0.003 Y CAIDA DE PRESION PERMISIBLE DE 5 A 10 LB/PLG² EN LA CORRIENTE QUE CONTROLE

Enfriadores		
Fluido caliente	Fluido frío	U_D total
Agua	Agua	250500 †
Metanol	Agua	250-500 †
Amoniaco	Agua	250500 †
Soluciones acuosas	Agua	250-500 †
Sustancias orgánicas ligeras 1	Agua	75-150
Sustancias orgánicas medias 2	Agua	50-125
Sustancias orgánicas pesadas 3	Agua	5- 75
Gases	Agua	2-50
Agua	Salmuera	100-200
Sustancias orgánicas ligeras	Salmuera	40-100

Calentadores		
Fluido caliente	Fluido frío	U_D total
Vapor de agua	Agua	200-700 †
Vapor de agua	Metanol	200-700 †
Vapor de agua	Amoniaco	200-700 †
Vapor de agua	Soluciones acuosas :	
Vapor de agua	menos de 2.0 cp	200-700
Vapor de agua	Más de 2.0 cp	100-500 †
Vapor de agua	Sustancias orgánicas ligeras	50-100
Vapor de agua	Sustancias orgánicas medias	100-200
Vapor de agua	Sustancias orgánicas pesadas	5-50
Vapor de agua	Gases	5-50 †

Intercambiadores		
Fluido caliente	Fluido frío	U_D total
Agua	Agua	250-500 †
Soluciones acuosas	Soluciones acuosas	250-500 †
Sustancias orgánicas ligeras	Sustancias orgánicas ligeras	40-75
Sustancias orgánicas medias	Sustancias orgánicas medias	20-60
Sustancias orgánicas pesadas	Sustancias orgánicas pesadas	10-40
Sustancias orgánicas pesadas	Sustancias orgánicas ligeras	30-60
Sustancias orgánicas ligeras	Sustancias orgánicas pesadas/	10-40

Tabla B1 Coeficientes aproximados totales de transferencia de calor, caída de presión permisible y factor de ensuciamiento total (Kern, 1999, 945).

TABLA 9. DISPOSICION DE LOS ESPEJOS DE TUBOS (CUENTA DE TUBOS. (Continúa). ARREGLO TRIANGULAR

Tubos de 3/4" DE, arreglo triangular de 15/16 plg						Tubos de 3/4" DE, arreglo triangular de 1 plg					
Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	36	32	26	24	18	8	37	30	24	24	
10	62	56	47	42	36	10	61	52	40	36	
12	109	98	86	82	78	12	92	82	76	74	70
13 1/4	127	114	96	90	86	13 1/4	109	106	86	82	74
15 1/4	170	160	140	136	128	15 1/4	151	138	122	118	110
17 1/4	239	224	194	188	178	17 1/4	203	196	178	172	166
19 1/4	301	282	252	244	234	19 1/4	262	250	226	216	210
21 1/4	361	342	314	306	290	21 1/4	316	302	278	272	260
23 1/4	442	420	386	378	364	23 1/4	384	376	352	342	328
25	532	506	468	446	434	25	470	452	422	394	382
27	637	602	550	536	524	27	559	534	488	474	464
29	721	692	640	620	594	29	630	604	556	538	508
31	847	822	766	722	720	31	745	728	678	666	640
33	974	938	878	852	826	33	856	830	774	760	732
35	1102	1068	1004	988	958	35	970	938	882	864	848
37	1240	1200	1144	104	072	37	1074	1044	012	986	870
39	1377	1330	1258	248	212	39	1206	1176	128	1100	078
Tubos de 1" DE, arreglo triangular de 1 1/4 plg						Tubos de 1 1/4" DE, arreglo triangular de 1 9/16 plg					
8	21	16	16	14		10	20	18	14		
10	32	32	26	24		12	32	30	26	22	20
12	55	52	48	46	44	13 1/4	38	36	32	28	26
13 9/16	68	66	58	54	5c	15 1/4	54	51	45	42	38
15 1/4	91	86	80	74	72	17 1/4	69	66	62	58	54
17 1/4	131	118	106	104	94	19 1/4	95	91	86	78	69
19 1/4	163	152	140	136	128	21 1/4	117	112	105	101	95
21 1/4	199	188	170	164	160	23 1/4	140	136	130	123	117
23 1/4	241	232	212	212	202	25	170	164	155	150	140
25	294	282	256	252	242	27	202	196	185	179	170
27	349	334	302	296	286	29	235	228	217	212	202
29	397	376	338	334	318	31	275	270	255	245	235
	472	454	430	424	400	33	315	305	297	288	275
33	538	522	486	470	454	35	357	348	335	327	315
35	608	592	562	546	532	37	407	390	380	374	357
37	674	664	632	614	598	39	449	436	425	419	407
39	766	736	700	688	672						
Tubos de 1 1/2" DE, arreglo triangular de 1 7/8 plg											
12	18	14	14	12	12						
13 1/4	27	22	18	16	14						
15 1/4	36	34	32	30	27						
17 1/4	48	44	42	38	36						
19 1/4	61	58	55	51	48						
21 1/4	76	72	70	66	61						
23 1/4	95	91	86	80	76						
25	115	110	105	98	95						
27	136	131	125	118	115						
29	160	154	147	141	136						
31	184	177	172	165	160						
33	215	206	200	190	184						
35	246	238	230	220	215						
37	275	268	260	252	246						
39	307	299	290	284	275						

Tabla B2 Cuenta de tubos para arreglo triangular (Kern, 1999, 947).

TABLA 10. DATOS DE TUBOS PARA CONDENSADORES
E INTERCAMBIADORES DE CALOR

Tubo DE, plg	BWG	Espesor de la pared,	DI, plg	Area de flujo por tubo, plg ²	Superficie por pie lin. pies ²		Peso por pie lineal, lb, de acero
					Exterior	Interior	
½	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
¾	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660	0.469
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401
1	8	0.165	0.670	0.355	0.2618	0.1754	1.61
	9	0.148	0.704	0.389		0.1843	1.47
	10	0.134	0.732	0.421		0.1916	1.36
	11	0.120	0.760	0.455		0.1990	1.23
	12	0.109	0.782	0.479		0.2048	1.14
	13	0.095	0.810	0.515		0.2121	1.00
	14	0.083	0.834	0.546		0.2183	0.890
	15	0.072	0.856	0.576		0.2241	0.781
	16	0.065	0.870	0.594		0.2277	0.710
17	0.058	0.884	0.613	0.2314	0.639		
18	0.049	0.902	0.639	0.2361	0.545		
1¼	8	0.165	0.920	0.665	0.3271	0.2409	2.09
	9	0.148	0.954	0.714		0.2498	1.91
	10	0.134	0.982	0.757		0.2572	1.75
	11	0.120	1.01	0.800		0.2644	1.58
	12	0.109	1.03	0.836		0.2701	1.45
	13	0.095	1.06	0.884		0.2775	1.28
	14	0.083	1.08	0.923		0.2839	1.13
	15	0.072	1.11	0.960		0.2896	0.991
	16	0.065	1.12	0.985		0.2932	0.900
17	0.058	1.13	1.01	0.2969	0.808		
18	0.049	1.15	1.04	0.3015	0.688		
1½	8	0.165	1.17	1.075	0.3925	0.3063	2.57
	9	0.148	1.20	1.14		0.3152	2.34
	10	0.134	1.23	1.19		0.3225	2.14
	11	0.120	1.26	1.25		0.3299	1.98
	12	0.109	1.28	1.29		0.3356	1.77
	13	0.095	1.31	1.35		0.3430	1.56
	14	0.083	1.33	1.40		0.3492	1.37
	15	0.072	1.36	1.44		0.3555	1.20
	16	0.065	1.37	1.47		0.3587	1.09
17	0.058	1.38	1.50	0.3623	0.978		
18	0.049	1.40	1.54	0.3670	0.831		

Tabla B3 Datos de tubos según para intercambiadores de calor (Kern, 1999, 948).

BIBLIOGRAFÍA

- Aspentech. 2013. *Aspen plus product family* [on-line]. Disponible desde <http://www.aspentech.com/products/aspen-plus.aspx> ; Internet; último acceso 6 de julio 2013.
- Aspentech. 2013. *Hysys product family* [on-line]. Disponible desde <http://www.aspentech.com/products/aspen-hysys.aspx> ; Internet; último acceso 6 de julio 2013.
- Chemstations. 2007. *Chemcad version 6.5* [on-line]. Disponible desde http://www.chemstations.com/Products/New_in_Version_6/ ; Internet; último acceso 7 de julio 2013.
- ENAP. 2012. *Memoria ENAP* [on-line]. Disponible en internet desde http://www.enap.cl/investor_relations/finanzas_memorias.php ; Internet, último acceso 14 de agosto 2013.
- ENAP. 2013. *Productos “Gasolina 93/97 NOR Sin Plomo”* [on-line]. Disponible desde http://www.enap.cl/comercial_relations/especificaciones_de_productos_b.php ; Internet; último acceso 10 de julio 2013.
- IQUCE. 2012. *Modelos del Hysys* [on-line]. Quito, Universidad central del Ecuador; disponible desde <http://simulacionprocesos.wikispaces.com/Modelos+del+Hysys> ; Internet; último acceso 6 de julio 2013.
- Kern Donald Q. 1999. Vaporización en los tubos. En *Procesos de transferencia de calor*, primera edición, trigésima primera reimpresión, 560 – 562. México.
- Kern Donald Q. 1999. Apéndice. En *Procesos de transferencia de calor*, primera edición, trigésima primera reimpresión, 933. México.
- Kern Donald Q. 1999. Apéndice. En *Procesos de transferencia de calor*, primera edición, trigésima primera reimpresión, 941. México.

- Kern Donald Q. 1999. Apéndice. En *Procesos de transferencia de calor*, primera edición, trigésima primera reimpresión, 943. México.
- Kern Donald Q. 1999. Apéndice. En *Procesos de transferencia de calor*, primera edición, trigésima primera reimpresión, 944. México.
- Kern Donald Q. 1999. Apéndice. En *Procesos de transferencia de calor*, primera edición, trigésima primera reimpresión, 945. México.
- Kern Donald Q. 1999. Apéndice. En *Procesos de transferencia de calor*, primera edición, trigésima primera reimpresión, 947. México.
- Kern Donald Q. 1999. Apéndice. En *Procesos de transferencia de calor*, primera edición, trigésima primera reimpresión, 948. México.
- Martínez Sifuentes, Víctor H., Alonso Dávila, Pedro A., López Toledo, Jacinto, Salado Carbajal, Manuel, Rocha Uribe, José Antonio. 2000. Simulación de procesos. En *Simulación de procesos en ingeniería química*, Ed. Plaza y Valdés, 34-37. México.
- Martínez Sifuentes, Víctor H., Alonso Dávila, Pedro A., López Toledo, Jacinto, Salado Carbajal, Manuel, Rocha Uribe, José Antonio. 2000. Simuladores de procesos comerciales. En *Simulación de procesos en ingeniería química*, Ed. Plaza y Valdés, 37. México.
- Martínez Sifuentes, Víctor H., Alonso Dávila, Pedro A., López Toledo, Jacinto, Salado Carbajal, Manuel, Rocha Uribe, José Antonio. 2000. Uso de un simulador de procesos en la resolución de problemas. En *Simulación de procesos en ingeniería química*, Ed. Plaza y Valdés, 41-42. México.
- Martínez Sifuentes, Víctor H., Alonso Dávila, Pedro A., López Toledo, Jacinto, Salado Carbajal, Manuel, Rocha Uribe, José Antonio. 2000. Algoritmos de solución de los modelos matemáticos. En *Simulación de procesos en ingeniería química*, Ed. Plaza y Valdés, 49-58. México.

Matche's Process Equipment Cost Estimates. 2003. *Exchanger cost* [on-line]. Disponible desde <http://matche.com/EquipCost/Exchanger.htm> ; Internet; último acceso 10 de diciembre 2013.

Peters Max S., Timmerhaus Klaus D., West Ronald E. 2002. Methods for Estimating Capital Investment. En *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, quinta edición, 251.

Sinnott R. K. 2005. Estimation of operating costs. En *Chemical Engineering*, cuarta edición, volumen 6, 264. Australia.