

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



PROYECTO PARA OPTAR AL TITULO DE INGENIERO CIVIL
QUIMICO

**EVALUACIÓN Y ANÁLISIS DE LA OPERACIÓN DEL
SISTEMA DE FRACCIONAMIENTO DE LA UNIDAD DE FCC
MEDIANTE SIMULACIÓN DE PROCESOS.**

Sebastián González Manríquez

Profesor Guía:
Javier Silva Campino

2014

DEDICATORIA

“Dedicada a Dios, mis padres, mis hnos., mi abuela Inés, mi abuelo Choche que descansa en un mundo mejor, mi abuelo Cochele, mis compañeros, amigos y todas aquellas personas que me han ayudado en esta hermosa etapa de la vida. Para aquellas personas perseverantes, valientes y esforzadas que quieren hacer realidad sus sueños”

AGRADECIMIENTOS

Quiero dar gracias a Dios en primer lugar por la oportunidad que me ha dado de estudiar esta carrera, por su infinita misericordia, amor y porque se ha cumplido lo que un día me prometió. Porque tu diestra me ha sostenido.

Agradecer a mis padres Danilo y Jeanette que me han apoyado de manera incondicional en todos estos años de universidad y por darme lo mejor, a mi abuela Inés con la que he vivido mientras he sido universitario y que ha sido fundamental, me ha atendido de forma espectacular, ha sido muy edificante el compartir con ella, su preocupación, colaciones y otros quehaceres del hogar, llegará el día en que será bendecida de gran manera, me gustaría retribuirles y mucho más que eso todos los esfuerzos que han hecho para yo crezca cada día y lo que me han enseñado. Los amo mucho. A mis hermanos que algún día llegará un momento parecido a este y siempre he intentado ser un buen ejemplo para ustedes. A mi abuelo Cochele que siempre me brindó desde un principio su apoyo y entusiasmo y a mi abuela Lula. A la tía Chabela de Antofagasta que me brindó su ayuda.

También doy gracias a mis compañeros de universidad: incondicional amigo y brother Diego el Chino, el Soto, Tamara y Glorimar que han sido grandes compañeras, consejeras y amigas, Naty, Carlos, Fabián, Diego Acagui, John, Padilla, Chico, David Rojas, Marcos, Turpie, Rafa, Neumann, Enzo, Feña y a todos los que han compartido y vivido conmigo grandes momentos, luchas, alegrías, penas y hazañas. El conocimiento, la amistad, los consejos en momentos crudos y la unidad que hemos vivido, EIQ United, etc., para ustedes un gran abrazo.

A mis colegas de memoria Fernanda Cabrera, Hugo Vignolo, Xavier Pizarro, Laura Guzmán y Jonathan Moris por todo el apoyo y conocimiento que intercambiamos.

Agradezco a los académicos de EIQ, a mi profesor guía Javier Silva por su disposición durante el transcurso de la memoria y por todas esas asignaturas en las que alguna vez fueron hazañas aprobarlas con una calificación alta. Al profesor Jaime Fernández por enseñarme y

aconsejarme a cómo ser un buen ayudante, también al profesor David Guzmán por su apoyo y dedicación mientras era ayudante y a todos esos buenos ayudantes que tomé como ejemplo.

Agradezco a mis maestros de básica que me supieron tratar cuando era un niño travieso, a mis profesores de la media, esos que eran jugados y motivados por un curso como el profesor Víctor Farías. A mis hermanos de la fe de GBU, por su buena influencia, cuyos consejos, alegrías y vivencias me edifican y fortalecen.

Por último quiero agradecer a mi tutor Juan Pablo Avello por todo lo que me ha enseñado, por sus consejos, el apoyo brindado, la disposición y la oportunidad de haber realizado mi memoria en una gran empresa, dar gracias a sus colegas y equipo de trabajo: los ingenieros Elizabeth Rivero, Pablo Reveco, Michel Mafett, Rodrigo González, Osvaldo Heredia, Kiron Unda, Fernando Cornejo, Carlos López, Alejandro Collao, Hugo Venegas, Fernando Segeur, don David y todos los que hicieron un grato lugar de trabajo, que tuvieron siempre una gran disposición, con los que pude ampliar mis conocimientos y mi formación profesional.

Ruego mis disculpas si alguien no fue mencionado, estoy consciente de que me has ayudado y de que te tengo considerado, esto es sólo el transcurso de una etapa y el comienzo de una que se viene con mucho que contar.

Muchas bendiciones.

RESUMEN

Esta memoria de título presenta el estudio de las secciones de fraccionamiento y unidad de recuperación de livianos de la unidad de Craqueo Catalítico en ENAP Refinerías Aconcagua, cuyo objetivo es realizar un ajuste a la operación de dichas secciones a través de simulación.

Primero se presenta una descripción del proceso de la unidad de FCC. Esta se alimenta con gas oil (producto del crudo de la destilación atmosférica y de vacío) y lo transforma a hidrocarburos más livianos y productos que son de interés como el LPG, gasolinas y COL. El problema planteado fue que se requirió evaluar las condiciones de operación de esta unidad para optimizar la recuperación de LPG, evaluando los defectos de una mayor extracción de nafta, así como la evaluación de las condiciones de operación en el contenido de H_2S en el LPG. Para realizar dichas evaluaciones se utilizó el software Aspen HYSYS.

Se efectuó un levantamiento de una simulación modular guiada por las condiciones de diseño que fueron desarrolladas por la empresa norteamericana UOP, con ello se verificaron algunos parámetros que no son tangibles al momento de operar como los calores que afectan a la distribución energética de los equipos principales involucrados y una caracterización de las extracciones. Posteriormente se escogió un día de operación y se efectuaron simulaciones que permitieron evaluar los parámetros mencionados.

Finalmente se chequearon desviaciones de los parámetros operacionales, se propuso operar extrayendo más nafta y acercarse al diseño, frente a sacar menos gasolina, se reguló la distribución energética en la fraccionadora principal E-701, se evidenció que la recuperación de LPG implica costos en servicios como el agua de caldera y se aprovechó un mejoramiento energético en los Pump Around de nafta y decantado, influyendo en una producción de vapor de media presión, considerando sus altos costos en su adquisición. Además se obtuvo un mejor fraccionamiento entre las extracciones y se minimizó el H_2S presente en el LPG bajo los 1000 ppm máxicos. Se concluye que para poder llegar a estos resultados favorables en la operación es de vital importancia el escoger un día de operación estable (carga de gas oil cercana al diseño: $5000[m^3/día]$).

ABSTRACT

This thesis presents the study of Fractionation and Recovery Lights unit Sections from Catalytic Cracking Unit at ENAP Aconcagua Refinery, which aims to make an adjustment to the operation of said sections through simulation.

A description of the process of the FCC unit is presented first. The feedstock gas oil (a product from atmospheric and vacuum distillation of crude oil) and the unit transforms it to lighter hydrocarbons and more valuable products such as LPG, gasoline and LCO. The problem for this evaluation was to assess the conditions of operation, as to maximize the LPG recovery, considering a higher naphtha extraction. Also, evaluate the effect of operational conditions in LPG's H₂S content. A simulation model was raised and tuned, in Aspen HYSYS to perform such evaluations.

The Stream Material Balance and Process conditions indicated in the Process Engineering Package by UOP were used to prepare the simulation model. Later, the model was tuned selecting an operating day.

Finally deviations in operating parameters were checked. It was proposed to operate with a higher extraction of naphtha flow rate in order to approach design. In order to do so, the energy distribution in the main fractionator E-701 was adjusted, it was shown that the recovery of LPG entails costs in services as boiling feed water and energy improvement took advantage in the Pump Around naphtha and decanted, influencing the production of medium pressure steam, considering their high acquisition costs. Besides it was obtained a better breaking up between extractions and H₂S present in the LPG under the 1000 mass ppm was minimized. It is concluded that in order to reach these favorable results in the operation is of vital importance to choose a day of stable operation (gas oil feedstock near to the design: 5000 [m³/day]).

GLOSARIO

ASTM: American Society for Testing and Materials.

BFW: Agua de alimentación de caldera (Boiling Feed Water).

COL: Cycle Oil Liviano.

COP: Cycle Oil Pesado.

CW: Agua de enfriamiento (Cooling Water).

ENAP: Empresa Nacional del Petróleo.

ERA: ENAP Refinerías Aconcagua.

FCC: Craqueo Catalítico Fluidizado (Fluidized Catalytic Cracking).

FCCU: Unidad de Cracking Catalítico (Fluidized Catalytic Cracking Unit).

GE: Gasolina Estabilizada.

GNE: Gasolina No Estabilizada.

HCK: Unidad de Hidrocraqueo (Hydrocracking).

HDG: Hidrodesulfurizadora de Gasolinas.

LPG: Gas Licuado de Petróleo (Liquified Petroleum Gas).

MHC: Unidad de Hidrocraqueo suave (Mild Hydrocracking).

NBP: Punto Normal de Ebullición de un compuesto (Normal Boiling Point).

SWS: Sour Water Stripper (unidad de tratamiento de aguas ácidas).

Topping: Unidad de Destilación Atmosférica del petróleo crudo.

URL: Unidad Recuperadora de Livianos del Craqueo Catalítico.

ÍNDICE GENERAL

ÍNDICE DE TABLAS	vii
ÍNDICE DE FIGURAS.....	x
CAPÍTULO I: INTRODUCCIÓN	1
1.1. Descripción del problema planteado.....	7
OBJETIVO GENERAL	9
OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	9
PLAN DE TRABAJO:.....	10
CAPÍTULO II: DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE LA UNIDAD DE CRACKING CATALÍTICO	11
2.1. Zona reactiva.....	15
2.1.1. Mecanismo de Reacción del Craqueo Catalítico.....	16
2.2. Zona de fraccionamiento.....	18
2.2.1. Sección de fraccionamiento en E-701.....	19
2.2.2. Sección de Baffles en E-701	19
2.3. Zona de recuperación de livianos.....	23
2.3.1 Absorbedor primario E-721	24
2.3.2 Absorbedor secundario E-722.....	24
2.3.3 Stripper de nafta (gasolina) E-723	25
2.3.4 Torre debutanizadora E-724.....	25
CAPÍTULO III: LEVANTAMIENTO DE LA SIMULACIÓN EN ASPEN HYSYS Y BALANCES DE MASA.....	27
3.1. Lista de componentes y elección del paquete termodinámico	27
3.2. Caracterización de los compuestos pesados (C ₆ +).....	29
3.3. Operaciones de transferencia de masa	30
3.4.1. Destilación multicomponente.....	30
3.3.2. Absorción y desorción de gases	33
3.4. Análisis de grados de libertad	37
3.5. Levantamiento de la unidad de recuperación de livianos (URL).....	47
3.6. Levantamiento de la zona de fraccionamiento.....	56

CAPÍTULO IV: SIMULACIÓN CON LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN.....	66
4.1. Presencia de cargas extrañas	68
4.2. Análisis GAP entre extracciones.....	69
4.3. Caso 1: Simulación para la operación 19/12/2013.....	71
4.3.1. Recopilación de datos para la simulación	71
4.3.2. Convergencia para modelo operacional	79
4.4. Caso 2: Simulación para la operación 13/03/2014.....	81
4.4.1. Recopilación de datos para la simulación	81
4.4.2. Convergencia para modelo operacional	86
CAPÍTULO V: MEJORAS A LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN	88
5.1. Escenario A: Recuperación de LPG en el Proceso	88
5.1.1. Razón de reflujo en E-701.....	88
5.1.2. Aumento de la extracción de nafta en E-701	91
5.2. Escenario B: H ₂ S presente en LPG	98
5.3. Distribución de propanos y butanos en la mejora a la operación para la recuperación de LPG y aprovechamiento de agua de caldera.....	100
CONCLUSIÓN	102
BIBLIOGRAFÍA.....	104
ANEXOS	105
ANEXO A-1: RESULTADOS DE LAS SIMULACIÓN DE URL CON LAS CONDICIONES DE DISEÑO.....	105
ANEXO A-2: RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DE LA ZONA DE FRACCIONAMIENTO CON LAS CONDICIONES DE DISEÑO.....	106
ANEXO B-1: DIAGRAMA P&ID DE FCCU.	107
ANEXO B-2: RESULTADO DE SIMULACIÓN OPERACIONAL CASO 1.....	108
ANEXO B-3: RESULTADO DE SIMULACIÓN OPERACIONAL CASO 2.....	109
ANEXO C-2: ANÁLISIS GRÁFICO DE VARIABLES DEPENDIENTES DEL CALOR DEL REBIOLER DEL STRIPPER DE NAFTA E-723.....	111

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.1. Participación en el mercado de combustibles de ENAP en el año 2012 (En Millones de m ³)	2
Tabla 3.1. Lista de componentes usados para FCC en la simulación	28
Tabla 3.2. Análisis de grados de libertad para fraccionadora principal E-701	39
Tabla 3.3. Variables a especificar para la convergencia de E-701	40
Tabla 3.4. Análisis de grados de libertad para absorbedor primario E-721	41
Tabla 3.5. Variables a especificar para la convergencia de E-721	41
Tabla 3.6. Análisis de grados de libertad para absorbedor secundario E-722.....	42
Tabla 3.7. Análisis de grados de libertad para stripper de nafta E-723.....	44
Tabla 3.8. Variable a especificar para la convergencia de E-723	44
Tabla 3.9. Análisis de grados de libertad para debutanizadora E-724	45
Tabla 3.10. Variable a especificar para la convergencia de E-724	46
Tabla 3.11. Datos definidos en la Ingeniería Básica para el Assay caracterizado en las corrientes de partida	48
Tabla 3.12. Curvas de Destilación extraídas de WinBliss. Fecha escogida: 15/10/2013.....	49
Tabla 3.13. Compuestos hipotéticos de los Assays de gasolinas	49
Tabla 3.14. Compuestos hipotéticos del Assay de COL	50
Tabla 3.15. Especificación de las corrientes gaseosas en la partida de la simulación	51
Tabla 3.16. Eficiencias para cada columna de URL para simular	52
Tabla 3.17. Resumen de las especificaciones ajustadas por columna para la convergencia de URL	55
Tabla 3.18. Datos definidos en la ingeniería básica para los Assays caracterizados en las corrientes de caja negra	57
Tabla 3.19. Curvas de Destilación extraídas de WinBliss. Fecha escogida: 15/10/2013.....	58
Tabla 3.20. Compuestos hipotéticos del Assay de nafta	58
Tabla 3.21. Compuestos hipotéticos de los Assays de COL en fraccionamiento	59
Tabla 3.22. Compuestos hipotéticos del Assay de decantado.....	60
Tabla 3.23. Especificación de las corrientes gaseosas en la caja negra	61
Tabla 3.24. Especificación de la alimentación de COL desde E-722 corrientes en la partida de la simulación	62
Tabla 3.25. Especificaciones de la carga de vapores craqueados a E-701 y resultados de la caja negra a E-701	63
Tabla 3.26. Resumen de las especificaciones ajustadas por columna para la convergencia de Fraccionamiento y URL.....	65
Tabla 4.1. Detalle de la toma de muestras por extracción de FCCU	66
Tabla 4.2. Identificación de cargas extrañas destinadas a FCCU en la operación	69
Tabla 4.3. Muestras de Fuel Gas y LPG extraídas de WinBliss. Fecha: 19/12/2013.....	72
Tabla 4.4. Ensayos de destilación ASTM D86 para las extracciones de gasolina, nafta y COL.	73
Tabla 4.5. Resultados de la caracterización para la extracción de gasolina.....	73
Tabla 4.6. Resultados de la caracterización para la extracción de nafta	74

Tabla 4.7. Resultados de la caracterización para la extracción de COL	74
Tabla 4.8. Resultados de la caracterización para la extracción de decantado	76
Tabla 4.9. Especificación de la carga a la fraccionadora principal E-701	77
Tabla 4.10. Aporte de cargas extrañas a FCCU	78
Tabla 4.11. Valores de convergencia del modelo de operación por equipos principales. Fecha: 19/12/2013	79
Tabla 4.12. Muestras de fuel gas y LPG extraídas de WinBliss. Fecha: 13/03/2014	82
Tabla 4.13. Ensayos de destilación ASTM D86 para las extracciones de gasolina, nafta y COL.	83
Tabla 4.14. Resultados de la caracterización para la extracción de gasolina	83
Tabla 4.15. Resultados de la caracterización para la extracción de nafta	84
Tabla 4.16. Resultados de la caracterización para la extracción de COL	84
Tabla 4.17. Especificación de la carga a la fraccionadora principal E-701	85
Tabla 4.18. Resumen de las cargas extrañas aportadas a FCCU.....	86
Tabla 4.19. Valores de convergencia del modelo de operación por equipos principales. Fecha: 13/03/2014	87
Tabla 5.1. Recopilación de la razón de reflujo y destilado de E-701 para las fechas escogidas y diseño	88
Tabla 5.2. Cambios en el modelo al aumentar la razón de reflujo a las condiciones de diseño.....	90
Tabla 5.3. Efectos Principales en la simulación del aumento en extracción de Nafta.	93
Tabla 5.4. Variables modificadas en equipo principales con el aumento de nafta para la recuperación de LPG	96
Tabla 5.5. Rendimientos volumétricos obtenidos por extracción.	97
Tabla 5.6. Efectos del aumento del Calor del Reboiler en Stripper de Nafta E-723.....	99
Tabla 5.7. Distribución de propanos y butanos perdidos en fuel gas y gasolina respectivamente.....	100
Tabla 5.8. Detalles de las condiciones de salida de BFW en los Pump Around analizados	101

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1. Diagrama de Flujo con las plantas de ENAP Refinería Aconcagua (ERA)	3
Figura 2.1. Detalle por productos de la Unidad de Cracking Catalítico	11
Figura 2.2. Distribución general de cada zona perteneciente a la unidad de FCC	12
Figura 2.3. Diagrama de Flujo de la Zona de Fraccionamiento	13
Figura 2.4. Diagrama de Flujo de la Zona de Recuperación de Livianos	14
Figura 3.1. Criterios de decisión del modelo termodinámico por Elliot y Lira	28
Figura 3.2. Balance de masa en una etapa de equilibrio termodinámico	31
Figura 3.3. Esquema de una columna de absorción o desorción de N etapas	34
Figura 3.4. Detalle del método numérico utilizado en la simulación por Aspen HYSYS	36
Figura 3.5. Configuración de la fraccionadora principal E-701 en la simulación en Aspen HYSYS....	38
Figura 3.6. Configuración de absorbedor primario E-721 en la simulación en Aspen HYSYS	40
Figura 3.7. Configuración de absorbedor secundario E-722 en la simulación en Aspen HYSYS.....	42
Figura 3.8. Configuración del stripper de nafta E-723 en la simulación en Aspen HYSYS.....	43
Figura 3.9. Configuración de la debutanizadora E-724 en la simulación en Aspen HYSYS	45
Figura 3.10. Diagrama de flujo URL. Corrientes definidas en el comienzo de la simulación.....	47
Figura 3.11. Diagrama de flujo convergido de la columna E-721 simulada en Aspen HYSYS.....	52
Figura 3.12. Diagrama de flujo convergido de la columna E-722 en Aspen HYSYS	53
Figura 3.13. Diagrama de flujo convergido de la columna E-723 en Aspen HYSYS	53
Figura 3.14. Diagrama de flujo convergido de la columna E-724 en Aspen HYSYS	55
Figura 3.15. Caja Negra de la Zona de Fraccionamiento.....	56
Figura 3.16. Ambiente de simulación de la columna E-701 convergida	64
Figura 4.1. Tendencia a la carga de gas oil a FCCU en 100 días.....	67
Figura 4.2. Entradas de cargas extrañas a FCCU	68
Figura 4.3. Puntos de partida para las corrientes intermedias caracterizadas de COL.....	70
Figura 4.4.Registro de carga de gas oil para el 19/12/2013. Fuente: PI Process Book.....	71
Figura 4.5. Relación entre los puntos de corte de temperaturas de dos extracciones adyacentes.....	75
Figura 4.6.Caja negra para caracterización de la carga a E-701. Fuente: Aspen HYSYS.....	76
Figura 4.7. Registro de carga de gas oil para el 13/03/2014 en PI Process Book.....	81
Figura 5.1.Registro de TAG FC_7270.pv en un período determinado. Fuente: PI Process Book.....	91
Figura 5.2.Datos históricos del contenido de H ₂ S en LPG en ppm. Desde 19/12/2013 hasta el 25/03/2014. Punto de muestreo: J733. Fuente: WinBliss.....	98

CAPÍTULO I

INTRODUCCIÓN

La refinación del petróleo crudo implica transformar esta materia prima en hidrocarburos más livianos, que tienen mayor valor agregado de comercialización y que son demandados como combustibles.

Los hidrocarburos que se comercializan en la Empresa Nacional del Petróleo (ENAP) son: gas licuado, gasolinas, kerosene, diésel, solventes, gasolina de aviación, fuel oil y pitch asfáltico.

La refinación del crudo comprende una serie de procesos, de fraccionamiento del crudo, así como de conversión y mejora de propiedades. Así una refinería contiene un gran número de plantas conectadas entre sí. Debido a la contaminación y estrictas normativas ambientales, los productos también requieren en muchos casos ser procesados en unidades de tratamiento para la remoción de determinados contaminantes.

La Empresa Nacional del Petróleo (ENAP) está organizada en 2 áreas de negocio: Exploración y Producción por un lado, Refinación y Comercialización por otro, además de contar con 2 filiales: ENAP Sipetrol S.A. y ENAP Refinerías S.A., procesando aproximadamente 200.000 barriles de crudo por día.

ENAP Refinerías S.A. comprende a 2 refinerías en el país: Aconcagua (ERA) y Bío-Bío (ERBB). La participación en el mercado de combustibles de ENAP en el año 2012, tanto nacional como internacional, lo que se resume en la Tabla 1.1 (Aconcagua, Memoria , 2012).

ERA se encuentra en la ciudad de Concón, Quinta región y contaba con 761 empleados en el año 2012; ERB se encuentra en la ciudad de Hualpén en la Octava región con 640 trabajadores en el año 2012.

Tabla 1.1. Participación en el mercado de combustibles de ENAP en el año 2012 (En Millones de m³)

Cifras en MMm³	Ventas Nacionales	Consumo Nacional	Participación de Mercado	Venta Importaciones	Exportaciones
Gas Licuado (LPG)	1091	2109	52%	8	3
Gasolina Vehicular	3787	3856	98%	886	170
Kerosene	878	1243	71%	45	0
Diésel	4476	9153	49%	1515	399
Fuel Oil	1250	1498	83%	163	155
Productos Industriales y Solventes	358	542	66%	0	82
Total	11839	18401	64%	2617	809

ERA contiene las siguientes plantas y compuestos tratados, como lo indica la Figura 1.1:

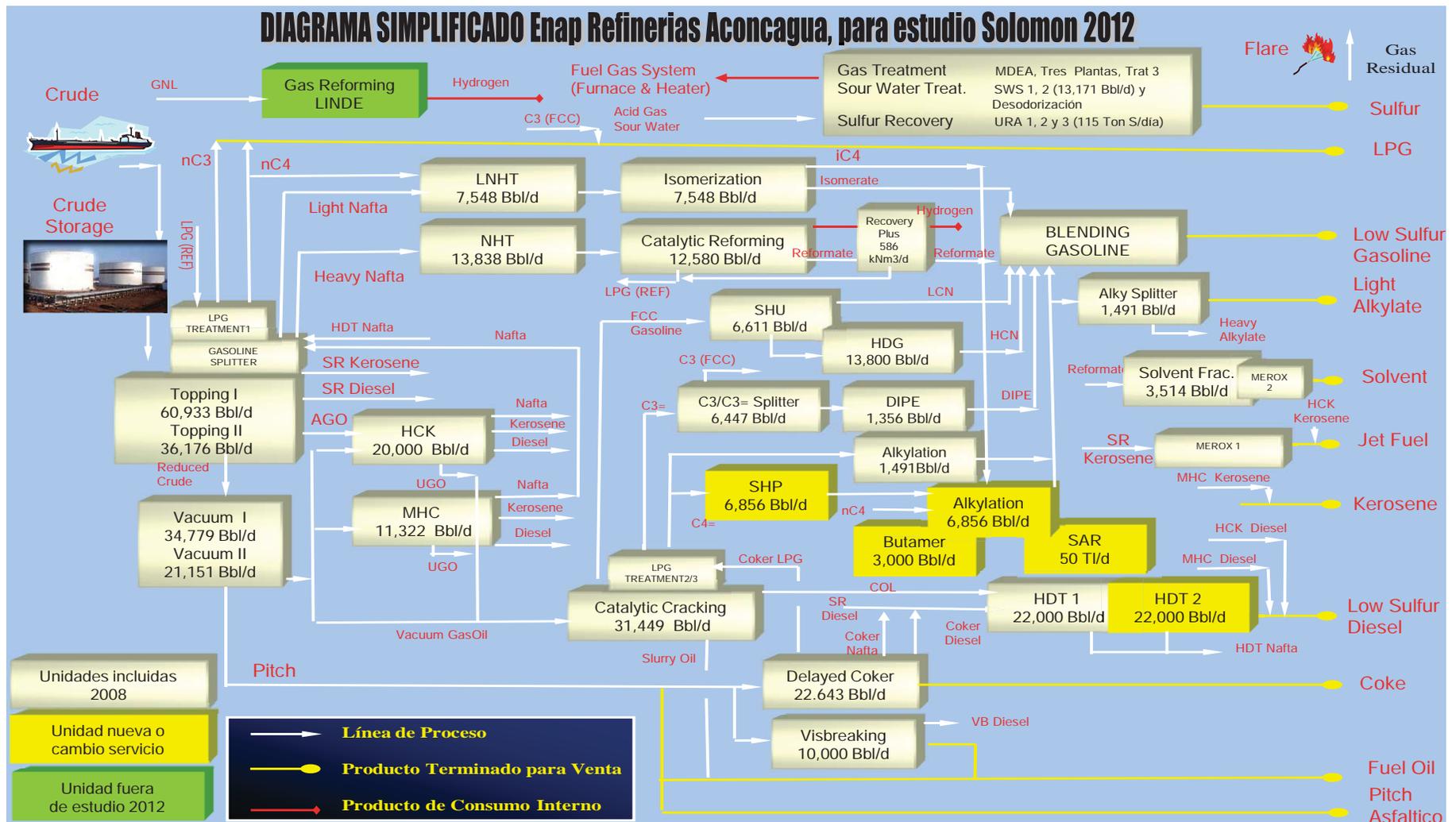


Figura 1.1. Diagrama de Flujo con las plantas de ENAP Refinería Aconcagua (ERA)

El proceso de refinación se encuentra dividido en 6 áreas: Terminal y Almacenamiento, Fraccionamiento, Coker, Cracking, Hidrógeno y Suministros. Cada área se encuentra formada por un número de plantas o unidades.

a) **Área de Terminal y Almacenamiento:**

Comprende la llegada del crudo importado al terminal Quintero, este se almacena en estanques y se bombea a través de oleoductos subterráneos hasta ERA, además esta zona comprende estanques de almacenamiento dentro de la Refinería y el Terminal de Maipú, que recibe los productos desde ERA por oleoductos subterráneos.

b) **Área de Fraccionamiento:**

Corresponde al primer tratamiento del crudo, el cual es sometido a destilación atmosférica y a vacío. Esta área comprende las unidades de Topping1, Topping2, Vacío1, Vacío2, Viscosreductora, Merox y Tratamiento de Solventes.

El crudo sometido a destilación atmosférica se logra separar, obteniendo distintas extracciones: gases de tope, nafta, kerosene, diésel, gas oil y crudo reducido. Este último es sometido a una destilación a vacío, donde se producen nuevas extracciones de compuestos livianos y gas oil con pitch asfáltico.

La unidad Viscosreductora procesa el pitch asfáltico que proviene de la unidad de Vacío y se obtienen gases de tope, nafta, diésel, gas oil y Tar. Este último es el principal producto de la unidad y, posteriormente, se transforma en fuel oil. Actualmente, está fuera de operación.

c) **Área de Hidrógeno:**

Se conforma de las siguientes unidades: Hydrocracking (HCK), Mild Hydrocracking (MHC), Reformación Catalítica (CCR), Hidrotratamiento de Nafta (NHT),

Hidrodesulfurización de Diésel (HDT) e Hidrotratamiento de Gasolinas (HDG). Se tratan gasolinas con alto octanaje y diésel en un ambiente con hidrógeno.

d) **Área de suministros:**

Está encargada de proveer vapor, electricidad, agua de refrigeración, aire de procesos de aire y de instrumento. La actividad de mayor complejidad corresponde a la operación de 5 calderas, utilizadas para la generación de vapor de alta presión. (Aconcagua, Memoria , 2012).

e) **Área de Coker:**

Comprende la unidad de Coquificación retardada, donde el residuo pitch de vacío es sometido a un craqueo térmico a temperaturas del orden de 490°C, para la obtención de diésel, nafta y gas oil. De este modo es posible aumentar la generación de productos valiosos, ya que el destino alternativo del residuo de vacío es la producción de fuel oil, combustible industrial de bajo precio. Adicionalmente se produce coque en el proceso.

La unidad de Alquilación permite la producción de alquilato, una gasolina de alto octanaje y libre de contaminantes, a partir de gas licuado de petróleo (LPG).

f) **Área de Cracking:**

Se conforma de las siguientes unidades: Cracking Catalítico, Isomerización, DIPE, Tratamiento de Aminas, Sour Water Stripper (SWS), Unidad de Recuperación de Azufre, Tratamiento de LPG y Sistema de Antorchas (Blown Down).

- **Cracking Catalítico (FCC):** Recibe gas oil de destilación atmosférica y vacía, así como gas oil no convertidos de HCK y MHC, y el gas oil producido en la unidad de Coker. FCC produce gasolinas a partir del craqueo catalítico, así como también LPG, Light Cycle Oil (COL) y un producto denominado aceite decantado que es utilizado para la producción de fuel oil.

- **Reformación:** Recibe nafta pesada de las unidades de destilación atmosférica, previamente desulfurizada, que es sometida a reacciones de aromatización con el objetivo de producir reformato, una gasolina de alto octanaje (102-104 RON).
- **Isomerización:** Recibe nafta liviana de las unidades de destilación atmosférica, previamente desulfurizada, que es sometida a reacciones de isomerización con el objetivo de aumentar el octanaje de las gasolinas.
- **DIPE:** Se alimenta propileno y agua para producir di-isopropil-éter (DIPE) que es un mejorador del octanaje de las gasolinas y es enviado a Blending de gasolinas.
- **Tratamiento de Aminas (MDEA):** Corresponde a un proceso en que se remueve el H_2S de las corrientes gaseosas, subproducto de distintas unidades, para la producción de un gas tratado o gas dulce, que es utilizado como combustible en hornos de proceso, mediante la absorción con metil-dietanol-amina (MDEA). También se obtiene una corriente gaseosa que es destinada a la unidad Regeneradora de Aminas (URA).
- **Sour Water Stripper (SWS):** Recibe el contenido de aguas ácidas provenientes de FCC, MHC, HDT y CCR y tiene como por objetivo eliminar el contenido de ácido sulfhídrico (H_2S) y amoníaco (NH_3).
- **Unidad de Recuperación de Azufre (ARU):** Procesa los gases ácidos H_2S y NH_3 de SWS y Tratamiento de LPG para su recuperación como azufre elemental y disociación de NH_3 a nitrógeno.
- **Tratamiento de LPG 2 y 3:** Recibe el LPG de FCC y lo separa de gases y gasolinas, además de aguas ácidas y contenido de H_2S .

- **Sistema de Antorchas (Blown Down):** Es un sistema de seguridad cuyo objetivo es aliviar las presiones que exceden los límites de operación normal en los equipos. Se cuentan con 2 antorchas interconectadas entre sí.

La planta de interés de estudio es la de Cracking Catalítico Fluidizado (FCC), que tiene una capacidad operacional de 5000[m³/día] indicado por la Ingeniería Básica (UOP, 2000). Esta unidad trabaja con hidrocarburos con alto peso molecular y con un punto de ebullición sobre los 350°C. Estos hidrocarburos de largas cadenas de carbono, rompen sus enlaces formando hidrocarburos más livianos (menor peso molecular) y de mayor valor agregado. Tienen por objetivo obtener cortes de gasolinas de un rango que comprende C₅₊ hasta 200°C, la reacción ocurre con presencia de un catalizador a una de temperatura que ronda los 500°C. Este proceso de craqueo catalítico resulta ser mucho más eficiente que el craqueo térmico (tratado en la unidad de Coker). La gasolina es el producto de más relevancia, obteniéndose un rendimiento volumétrico del 45%, por otro lado los rendimientos son del 26% para LPG, 10% para nafta, 12% para COL y 6% para decantado. (Leprince, 2001)

1.1. Descripción del problema planteado

Las condiciones de operación de la unidad de FCC necesitan ser evaluadas a través de una simulación, ya que actualmente no se cuenta con una herramienta que permita optimizar el proceso. Teniendo presente el nivel de complejidad en las variables del proceso, una simulación requiere evaluar y comparar las condiciones de diseño establecidas en la ingeniería básica (realizada por UOP en el año 2000) versus las de operación, de tal manera que registrará eficiencia de recuperación de los productos valiosos así como la configuración en la operación de los distintos equipos que comprenden las zonas de Fraccionamiento y de Recuperación de Livianos. Los problemas evaluados fueron:

a) **Menor extracción de nafta de FCC:**

Los compuestos de interés son la gasolina estabilizada (sin contenido de LPG) y el LPG, haciendo necesario verificar los rendimientos en la unidad FCC de ambos productos a través de una optimización del proceso. La simulación permitirá evidenciar si operar bajo las condiciones de diseño es proporcional a la reducción en los costos operacionales y demandará proponer mejoras al proceso estudiado.

Bajo las condiciones de operación, la unidad de FCC está extrayendo un flujo menor al diseño de nafta pesada por su respectiva salida de la Fraccionadora Principal, obligando a que salgan más hidrocarburos en el tope la Fraccionadora Principal, condicionando las temperaturas en el equilibrio.

Es necesario evaluar a través de la simulación si es más eficiente operar de esta forma en comparación a como lo indica el diseño, o si este modo de operación generar algún tipo de pérdidas desde el punto de vista de eficiencia operacional.

b) **Recuperación de LPG (Propano-Butano):**

Se está recuperando menos LPG que en el diseño por su extracción en FCC, lo que se evidencia en un mayor contenido de propano y butano en el gas combustible de la unidad. Se está perdiendo LPG en el fuel gas que es usado como combustible en hornos, cuya mayor composición es metano en un 32% molar, etanos en 32% molar, H₂S en 3% molar y el 67% restante corresponde a N₂, CO₂, SO₂, SO₃ y H₂; así como porcentajes de LPG en la gasolina estabilizada, una simulación permite evidenciar la distribución del LPG, así como evaluar los cambios en las condiciones de operación que permiten minimizar las pérdidas.

c) **Contenido de H₂S en LPG:**

En diferidos días de operación se registran altos contenidos de H₂S en el LPG (por sobre los 1.250 ppm máxicos establecidos en el diseño). Esto condiciona a una mayor desulfurización de la siguiente unidad que trata el LPG (Tratamiento 3). La simulación permite evaluar las condiciones energéticas para reducir el contenido de H₂S y transportarlos al fuel gas.

Frente estos problemas, en el Capítulo II se describen detalladamente el proceso en ERA junto con sus equipos principales.

1.2. OBJETIVOS

OBJETIVO GENERAL

Realizar mejoras de una simulación modular que permita evaluar la operación de las Secciones de Fraccionamiento y Recuperación de Livianos, de la unidad de Cracking Catalítico (FCCU).

OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Evaluar la recuperación de LPG, así como el LPG que se obtiene en el fuel gas.
- Verificar el efecto de una menor extracción de Nafta (recuperación energética u otros).
- Chequear el contenido de H₂S en el LPG.
- Analizar las variables claves en la operación de los anteriores objetivos.

PLAN DE TRABAJO:

- Recopilación de antecedentes de ingeniería básica y de detalles pertenecientes a las secciones de fraccionamiento y de recuperación de livianos de la unidad FCC.
- Levantamiento de una simulación modular en Aspen HYSYS de la sección de recuperación de livianos con las condiciones de diseño, posteriormente el levantamiento incluyó a la sección de fraccionamiento. Caracterización de carga a E-701.
- Validación de las simulaciones modulares en comparación con los datos de ingeniería básica (condiciones de diseño).
- Recopilación de TAG's (mediante PI Process Book) y generación de un P&ID con los TAG's relevantes en la operación de las secciones de fraccionamiento y de recuperación de livianos.
- Selección para una fecha de simulación chequeando la carga a la unidad de FCC.
- Recopilación y verificación de las cargas extrañas mediante sus respectivos TAG's que se destinan a FCCU en el día escogido para la simulación.
- Recopilación e información de toma de muestras de productos en WinBliss.
- Generación de la simulación con las condiciones de operación en las fechas escogidas, con bases en la simulación modular.
- Validación de la simulación operacional de acuerdo a la información recopilada en los software PI Process Book y WinBliss.
- Evaluación de una mayor extracción de nafta mediante una modificación a la simulación operacional, validación de la simulación verificando una mayor recuperación de LPG y las variables relevantes.
- Análisis gráfico de curvas de destilación de los productos resultantes (calidad de los productos) con una mayor extracción de nafta.
- Chequeo y evaluación del contenido de H₂S en el LPG identificando el parámetro operacional clave.
- Análisis gráfico entre recuperación de LPG, pérdida de LPG en fuel gas, contenido de H₂S en LPG versus el parámetro operacional clave.
- Chequeo en la distribución del LPG del resultado de la simulación operacional con una mayor extracción de nafta.

CAPÍTULO II

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE LA UNIDAD DE CRACKING CATALÍTICO

La unidad de FCC recibe el gas oil de las unidades de Topping 1 y 2, HCK, Isomerización y MHC. Este gas oil es convertido en distintos productos, siendo el de mayor relevancia la gasolina como se indica en la Figura 2.1: (UOP, 2000).

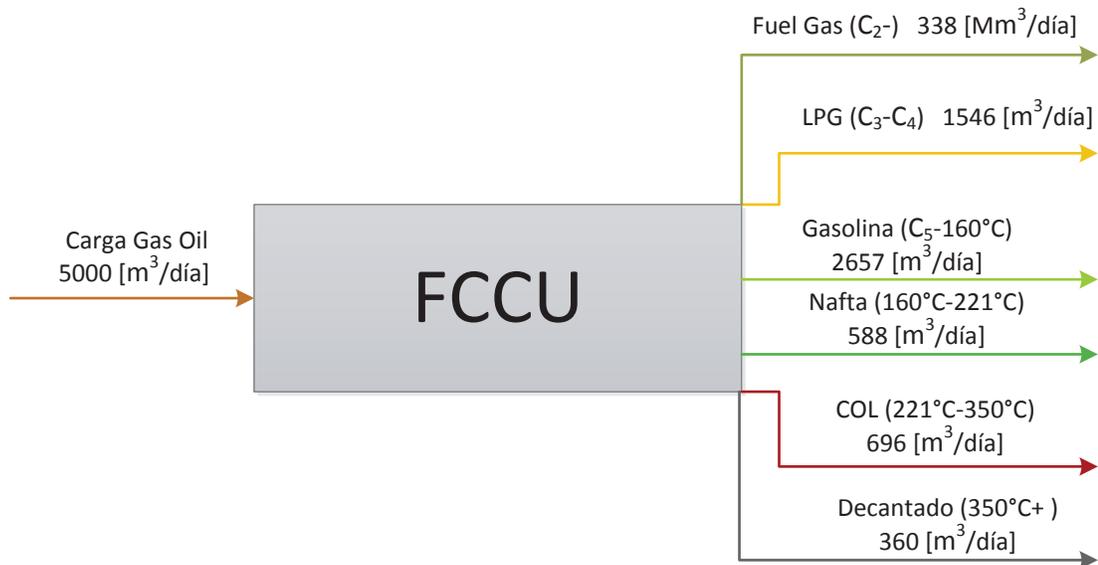


Figura 2.1. Detalle por productos de la Unidad de Cracking Catalítico

En una planta de cracking catalítico, se clasifican 3 zonas:

- Zona reactiva.
- Zona de fraccionamiento.
- Zona de recuperación de livianos.

Viendo los siguientes diagramas de procesos (Figuras 2.2, 2.3 y 2.4), se entenderá las rutas de las líneas y la ubicación de los distintos equipos por cada zona. (Aconcagua, Manual de Operaciones: FCCU, 2008)

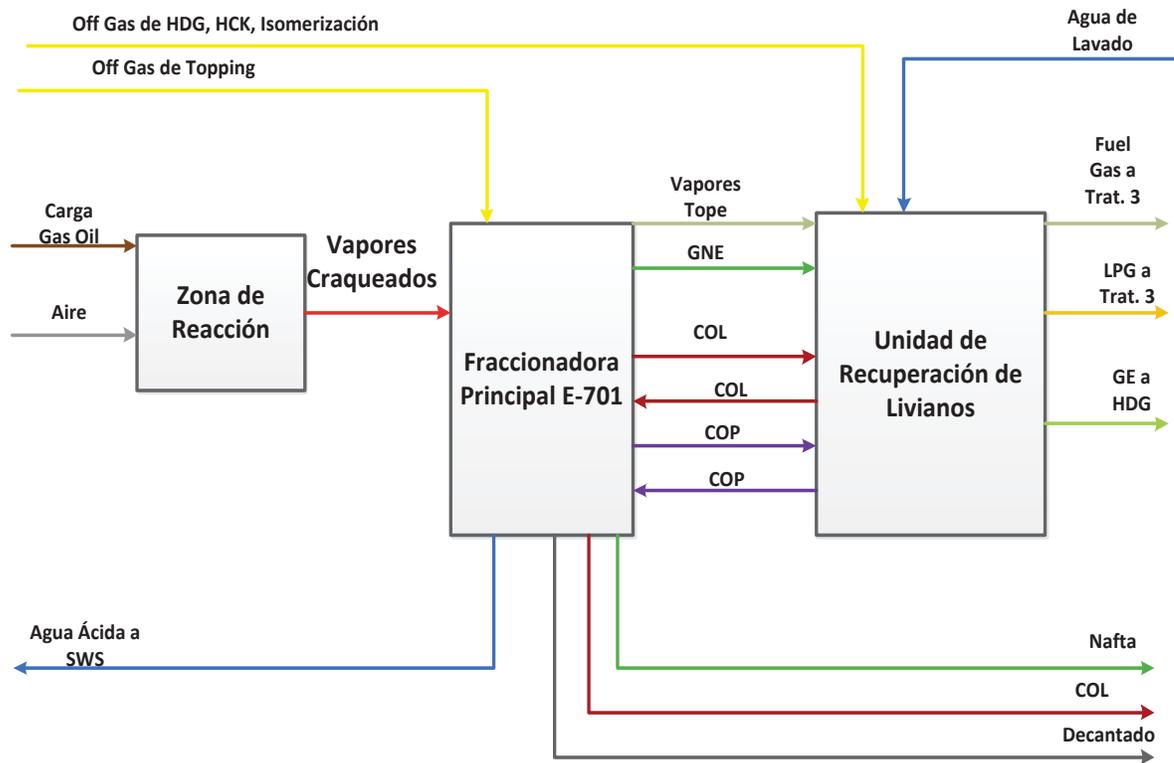


Figura 2.2. Distribución general de cada zona perteneciente a la unidad de FCC

La Figura 2.2 muestra las corrientes involucradas en cada sección de la unidad de FCCU. De dicha figura se muestran en detalle la sección de fraccionamiento en la Figura 2.3 y la sección de recuperación de livianos en la Figura 2.4.

De la Figura 2.3 se destaca que el equipo E-704 se encuentra montado en el E-703 debido al layout existente en terreno, pero cada uno representan a dos equipos distintos, los cuales serán definidos en el presente capítulo de la descripción del proceso de FCCU.

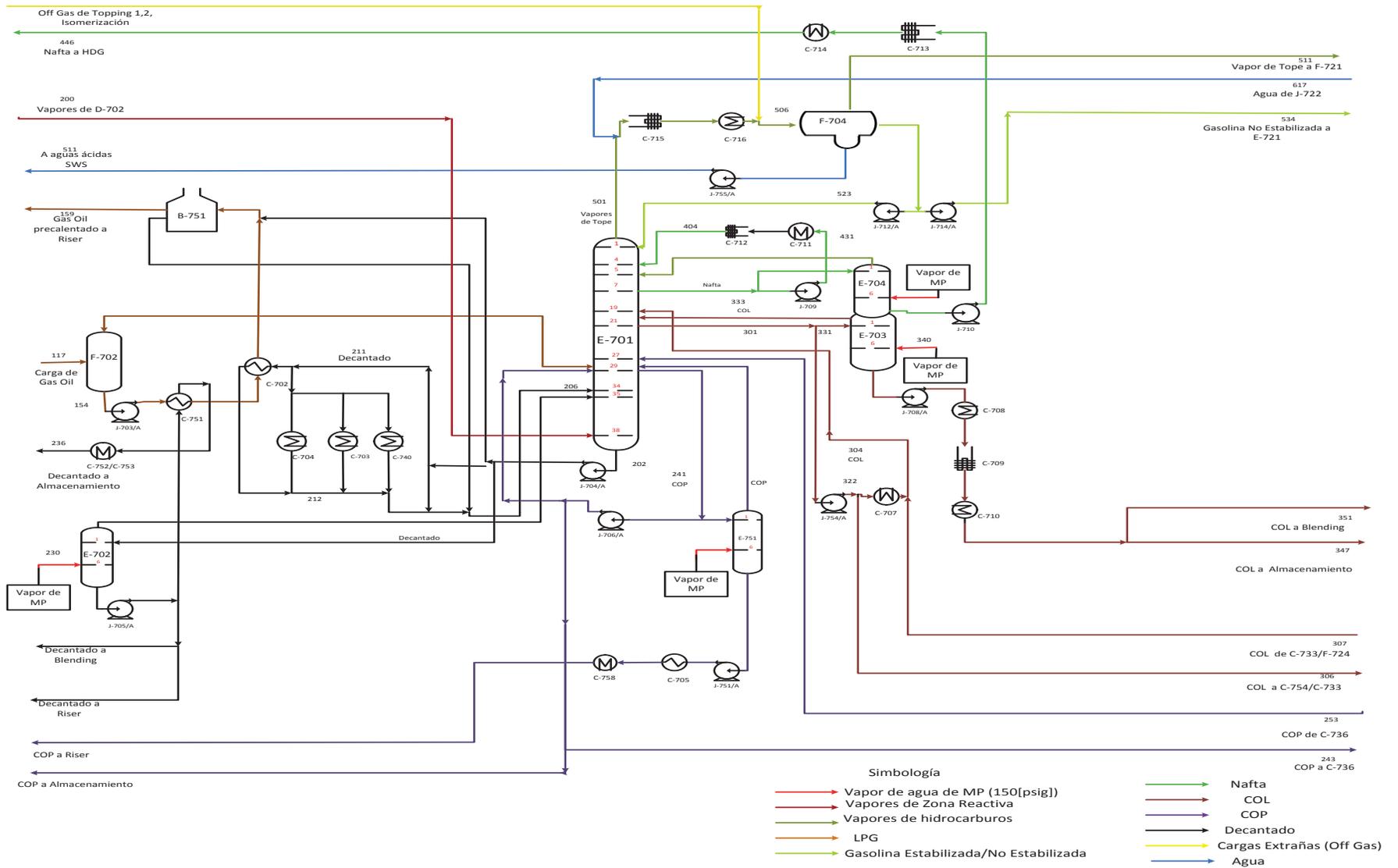


Figura 2.3. Diagrama de Flujo de la Zona de Fraccionamiento

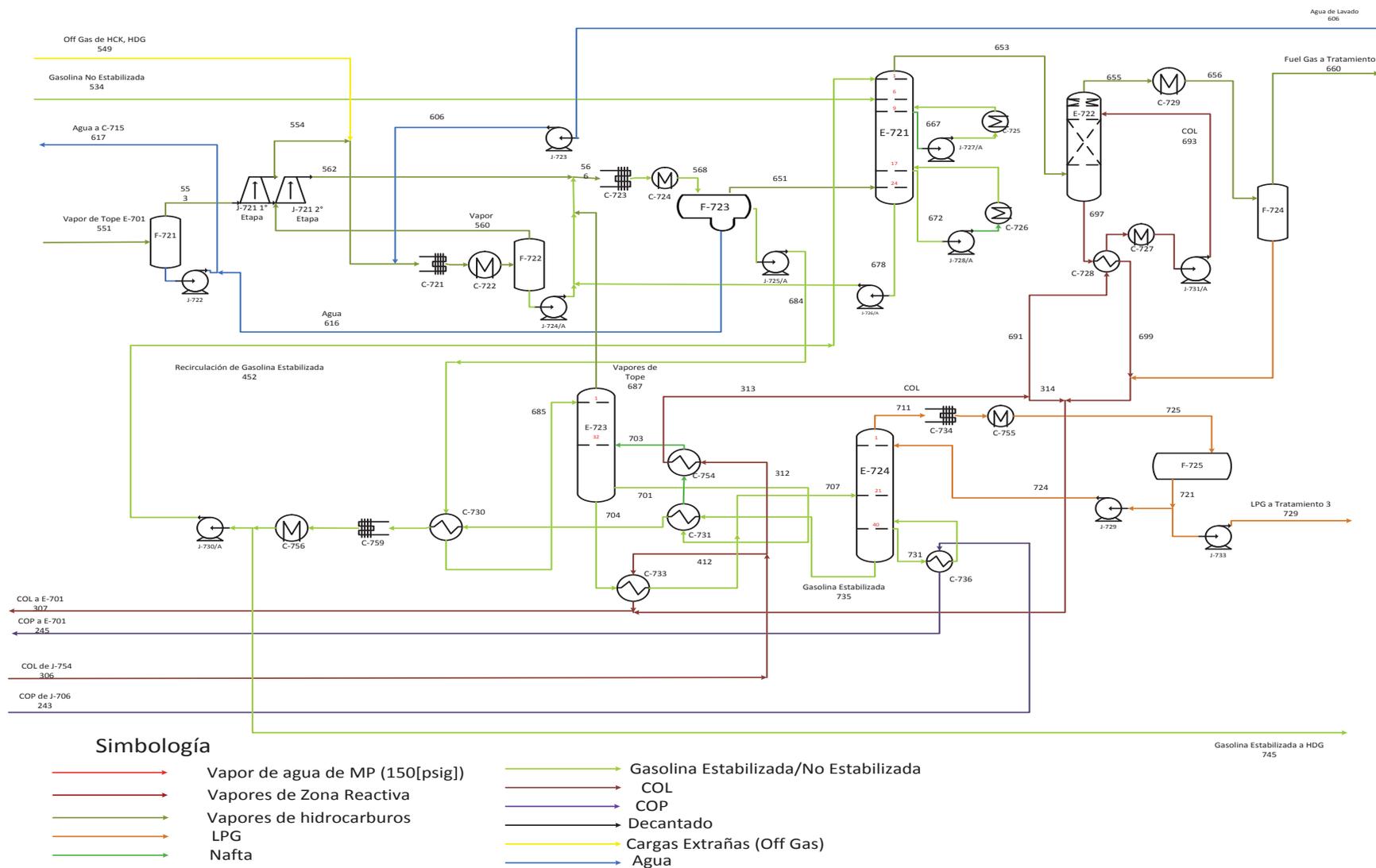


Figura 2.4. Diagrama de Flujo de la Zona de Recuperación de Livianos

2.1. Zona reactiva

Tiene por objetivo producir el craqueo de gas oil mediante un catalizador de zeolita USY. Sus equipos principales son: Riser, Reactor y Regenerador de catalizador. Por lo tanto, esta zona es fundamental para el funcionamiento de la unidad FCC.

Al Riser (RR-703) se alimenta gas oil calentado proveniente del horno B-751 y vapor de media presión mediante un sistema de boquillas. Mediante el contacto con catalizador regenerado a alta temperatura (aproximadamente 700°C), se produce el calentamiento y la vaporización completa del hidrocarburo y el craqueo. Los restos de catalizador junto con los compuestos craqueados pasan a un reactor: D-702, que contiene por el fondo un stripper de catalizador agotado proveniente del Riser que va hacia un tratamiento de regeneración. También existe una línea que inyecta vapor, el que remueve el catalizador agotado con coke, mientras que otra salida por el tope del reactor contiene los compuestos craqueados en forma de vapor separados del catalizador agotado que van directamente a la torre fraccionadora E-701.

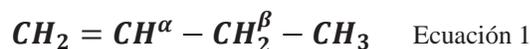
Por otro lado, el catalizador gastado se trata en el regenerador D-701, que contiene un complejo sistema conformado por un combustor, circulación de catalizador, ciclones. El coque es removido del catalizador por combustión con aire caliente. Los gases de combustión de coque salen a través de 2 etapas de ciclones, removiendo las trazas de catalizador de estos gases, que retornan al Riser RR-703.

En esta zona se tienen las siguientes consideraciones: baja gravedad específica de carga implica un alto contenido de hidrógeno, convertido en productos con un mayor valor agregado como gasolinas y gases licuados (LPG). En cambio, una alta gravedad específica implica un alto contenido de aromáticos, estos dan combustibles pesados como COL, COP y decantado. Dos propiedades que afectan directamente al balance térmico y sus productos: rango de destilación y viscosidad, influyendo en el grado de evaporación y atomización del reactor. Si aumentan estas propiedades, se produce coke, regenera la temperatura y baja la conversión.

Una vez detallados los equipos se explica el mecanismo de reacción:

2.1.1. Mecanismo de Reacción del Craqueo Catalítico

El mecanismo de reacción del craqueo catalítico implica la formación de radicales libres, dado el rompimiento de enlaces C-C y C-H, donde el grupo de hidrocarburos craqueados presentan electrones desapareados. Estos se encuentran libres para reaccionar con otros compuestos, produciéndose una ruptura beta y una transferencia de hidruros, lográndose una reacción en cadena que causa la reducción de los tamaños moleculares del hidrocarburo original. Como la energía necesaria para romper los enlaces C-H es mayor que la energía que rompe los enlaces C-C, la ruptura de estos últimos se da con mayor rapidez. Para identificar entre enlaces alfa y beta, los de tipo alfa se encuentran más cercanos al enlace más estable del compuesto y su rompimiento requiere de mayor energía que uno del tipo beta, por ejemplo, en un hidrocarburo que contiene un doble enlace como el 1-buteno, fácilmente se pueden apreciar los enlaces alfa y beta, según lo muestra la siguiente ecuación:



Analizando los enlaces C-H, primero se identifica si el carbono es primario, secundario o terciario, si un átomo de carbono que tiene grupo funcional 4-A, ocupa sus 4 enlaces disponibles con 1 de carbono y 3 de hidrógeno es de tipo primario, si los enlaces son entre 2 de carbono y 2 de hidrógeno se habla de un carbono secundario y, por último, el terciario implica que el carbono en cuestión se encuentra enlazado con 3 átomos de carbono. Por lo tanto, la fuerza requerida para el rompimiento será mayor en los primarios, seguido por los secundarios y, finalmente, terciario.

Los hidrocarburos que se someten al craqueo se clasifican como olefinas, parafinas, cicloparafinas (o naftenos) y aromáticos. (Davison, 1993)

Las parafinas son hidrocarburos de cadenas abiertas simples, clasificadas hasta 7 carbonos: C₇, mientras que las olefinas son de cadenas abiertas que contienen dobles enlaces.

Los naftenos son hidrocarburos cíclicos, comprendidos entre C₉-C₁₀ y, por último, los aromáticos son hidrocarburos derivados del benceno, comprendiendo a los más pesados.

En cuanto al craqueo catalítico de hidrocarburos, implica la formación de compuestos intermediarios, compuestos orgánicos que son denominados carbocationes. Dentro de estos iones se establece una clasificación entre iones carbenilos (CR₃⁺) e iones carbenios (CR₄H⁺). R representa un grupo alquilo o un átomo de hidrógeno.

Los iones carbenios se forman por la adición de un protón H⁺ a una olefina o de la remoción de un ion hidruro H⁻ de una parafina. Los catalizadores inician estas reacciones ya que cuentan con sitios activos que aportan o remueven protones, si aportan protones se denominan sitios ácidos de Bronsted y si remueven reciben el nombre de sitios ácidos de Lewis. La cinética de estos es compleja, su mecanismo de reacción implica una serie de variables, por lo general, los catalizadores usados de alúmina y zeolitas ultraestables aportan con protones a los compuestos orgánicos, logrando que las parafinas se transformen a olefinas por intercambio de iones, esto se logra por una reacción en cadena de las parafinas a través de la formación intermedia de iones carbenios.

Por otro lado, si la parafina se transforma en un ion carbenilo a través de un aporte de protón del catalizador, este a su vez, pasa a ser un ion carbenio y una parafina, o a un ion carbenio e hidrógeno molecular H₂. Por lo tanto, el craqueo de olefinas resulta más fácil que el de parafinas, ya que estas se convierten con menor dificultad en carbocationes. La velocidad de craqueo de las parafinas es directamente proporcional a la longitud de sus cadenas, en el caso de los hidrocarburos aromáticos, presentan una dificultad mayor de craqueo, ya que en presencia de un catalizador los sitios ácidos del catalizador son bloqueados por estos compuestos.

2.2. Zona de fraccionamiento

Esta zona de la unidad de FCC está encargada de obtener y separar los componentes livianos de los pesados: vapores de tope, gasolina, nafta pesada, COL y decantado. Los equipos principales que se destacan son la fraccionadora principal E-701, el compresor de gases J-721, el horno B-751 y los stripper de cada extracción: stripper de nafta E-704, stripper de COL E-703, stripper de COP E-751, stripper de decantado E-702 y el acumulador de tope F-704. El resto de los equipos son: acumulador de carga de gas oil F-702, compresores, intercambiadores de calor y condensadores. La Figura 2.3 es una guía para su descripción por equipos y las rutas de sus líneas.

El acumulador de carga F-702 recibe gas oil por dos líneas: la primera proviene de la unidad Topping 1, HCK y Coker. Mientras que la segunda línea proviene de la unidad Topping 2 y MHC. El gas oil recibido desde las plantas de HCK y de MHC es gas oil no convertido a productos livianos (GONC), mientras que de las unidades de Topping 1 y 2 es gas oil atmosférico (AGO), gas oil de torre de vacío (VGO) y gas oil virgen (GOV) . Por el fondo del F-702 se bombea el gas oil mediante las bombas J-703, J-703A y J-703B; luego pasa por un intercambiador de calor C-702 recibiendo el calor de una corriente de decantado que proviene como producto de fondo de la fraccionadora E-701.

Posteriormente, el gas oil precalentado llega al horno B-751, dónde ajusta su temperatura y luego pasa al Riser de la zona reactiva.

El gas oil tiene un punto de ebullición inicial entre 350-380°C y un punto de ebullición final entre 550°C-560°C. Esto es de vital importancia, ya que la calidad de los productos depende de las condiciones de alimentación a la unidad de FCC.

El equipo de mayor relevancia de esta zona es la fraccionadora principal E-701. Recibe una alimentación de vapores craqueados desde el Riser RR-703 y como productos obtiene distintos cortes que son: tope (vapores que contienen LPG y gasolina), nafta, COL, COP y decantado por el fondo. La torre E-701 se divide en 2 secciones:

- a) Sección de fraccionamiento.
- b) Sección de Baffles.

2.2.1. Sección de fraccionamiento en E-701

Consta de 38 platos bandejas y de 3 salidas de compuestos. En los platos 7 y 8 sale Nafta, en el plato 21 Cycle Oil Liviano (COL) y en el plato 29 Cycle Oil Pesado (COP).

La alimentación a la columna corresponde a la corriente de salida del reactor. Se trata de una corriente completamente vaporizada y sobrecalentada que se alimenta en la sección inferior de columna, es decir, parte del aceite decantado (producto de fondo) es enfriado en intercambiadores, mediante la generación de vapor, y son devueltos a la torre para proveer un medio de enfriamiento, logrando al mismo tiempo prevenir la deposición de coque.

En cuanto a COL y COP se utilizan para calentar en la zona de recuperación de livianos. La gasolina y productos livianos son recuperados en el tope de la columna. Actualmente, en ERA el COL se destina como producto a Blending de diésel y a las unidades de hidrógeno, mientras que el COP se recircula en el proceso y no se considera como producto final.

2.2.2. Sección de Baffles en E-701

Se ubica en su parte inferior y tiene por objetivo eliminar el catalizador arrastrado por los vapores craqueados que ascienden desde las últimas etapas con el reflujo de decantado y cuenta con 8 baffles.

Se tiene medición local de presión sobre el nivel y un medidor en el fondo de la torre; finalmente, el catalizador es arrastrado por el producto de fondo en la torre, el decantado.

2.2.3. Obtención de los productos de fraccionamiento

a) **Productos de tope:**

Los vapores de tope se enfrían en los condensadores C-715 (por aire) y C-716 (por agua de enfriamiento). En este circuito se reciben también algunas cargas gaseosas de otras unidades (cargas extrañas) con contenido de LPG. En el circuito de tope también se inyecta un caudal de agua de lavado desde la zona de recuperación de livianos que sirve para arrastrar posibles formaciones de sales de cloruro de amonio (sublimación de H_2 y N_2 que se convierten en NH_3 y se puede transformar en amonio).

Se cargan en el acumulador F-704 dónde se distinguen 3 fases: el agua condensada, la que presenta un contenido de H_2S (aguas ácidas) mediante una bota que se destinan a la planta SWS, una fase de hidrocarburo líquido, que corresponde al producto gasolina y de la cual una parte se utiliza para el reflujo de tope hacia la E-701 para regular la temperatura en la torre y por el tope del acumulador se obtienen los vapores que son enviados hacia la zona de recuperación de livianos, al acumulador F-721, mientras que la gasolina no estabilizada (GNE) es enviada hacia el absorbedor primario E-721.

b) **Nafta pesada:**

Por el plato N° 7 sale una corriente de la torre conteniendo nafta pesada, esta se bifurca por 2 líneas: la primera es llevada a un stripper de nafta, ingresando por el tope de ésta y es estripeada en contracorriente con vapor de media presión: 150 [psig] para desprender los hidrocarburos más livianos, que son llevados al plato N° 5 de la torre E-701. La nafta estripeada es succionada por la bomba J-710 y pasa a un enfriamiento con aire en el intercambiador de calor C-713 y posteriormente por el C-714 que enfría a través de agua de enfriamiento. Esta corriente es enviada a tratamiento de gasolinas HDG.

La segunda corriente es recirculada a la torre E-701 por la bomba J-709, donde intercambia calor con agua de alimentación para caldera en el intercambiador C-711 y se enfría con aire por medio del condensador C-712 e ingresa por al plato N° 5.

c) **Cycle oil liviano (COL):**

En el plato N° 21 se encuentra un colector de salida de COL, que se bifurca en 2 sentidos:

El primero es un flujo se destina al stripper E-703 donde se recuperan hidrocarburos más livianos que el COL con vapor de agua a presión de 150[psi] en contracorriente a través de 6 bandejas y son recirculados a la torre E-701 en el plato N° 21. Mientras que el COL es succionado por el fondo del stripper E-703 por las bombas J-708 y J-708 A y entrega calor al agua de alimentación de caldera en el C-708, se retira calor con aire en el aeroenfriador C-709 y, finalmente, es enfriado con agua de refrigeración en el intercambiador C-710 para ser enviado a diferentes destinos, según sea necesario este compuesto:

- Almacenamiento a estanque de COL, para el blending de diésel.
- Línea de diésel de Topping 2.
- Hacia HCK.
- Línea de diésel de Topping 1.
- Estanque de Slop.

El segundo flujo se impulsa a través de las bombas J-756 y J-756A hacia un colector que se ramifica en 3 sentidos:

El primero va hacia el rehervidor C-754 de la zona recuperación de livianos, siendo el flujo calefactor del stripper E-723 y se integra al reciclo de COL hacia la torre E-701.

El segundo flujo de COL entrega calor en el precalentador C-733 a la carga de gasolina a debutanizar en la E-724, al igual que el primer flujo se integra a la recirculación de COL. Este flujo también llega a la zona de recuperación de livianos.

El último flujo se destina al intercambiador C-707, donde entrega calor al agua de enfriamiento y se recircula a la torre E-701, ingresando en el plato N° 19.

d) Cycle oil pesado (COP):

No se está produciendo este compuesto, sólo se considera como hidrocarburo circulante. La válvula del colector en los platos N° 27 y 29 permite su entrada y salida de la fraccionadora E-701 respectivamente. Sus usos son semejantes al COL, es succionado por las bombas J-706 y J-706A y que entrega calor en el rehervidor C-736 de la Debutanizadora E-724, posterior al intercambio de calor se recircula a la fraccionadora principal E-701. Una de las líneas de COP se destinaba al stripper de COP E-751, el producto estripeado con vapor de media presión de 150[psig] se recirculaba a la torre E-701 en el plato N° 29.

e) Producto de fondo (decantado):

Es succionado por el sistema de bombas J-704, J-704A y J-704B, las que cuentan con el sistema de inyección de flushing oil (aceite de lavado) para limpiar posibles arrastres de catalizador y erosiones en las bombas del decantado. Las descargas de las bombas son destinadas a 3 distintas líneas para el siguiente propósito:

La primera línea se destina al intercambiador C-702 el cual entrega calor al gas oil que proviene desde el acumulador F-702, posteriormente se junta con las demás líneas de decantado y retornan como reflujo a la fraccionadora principal E-701.

La segunda línea se dirige a las calderetas C-703 y C-704, entregando calor al agua de alimentación de caldera que pasa a ser vapor de 150[psig] ($10,5[\text{kg}/\text{cm}^2 \text{ g}]$) y luego se mezcla con la línea de reciclo hacia la fraccionadora principal E-701.

La tercera línea se dirige al stripper E-702, se estripean por medio de vapor de media presión hidrocarburos livianos en el tope que se recirculan a la torre E-701 en el plato N° 34, mientras como producto de fondo los hidrocarburos pesados se bombean a través de J-705, una línea se destina a entregar calor a través del C-751 a una corriente de gas oil de carga al horno B-751, después esta línea de decantado entrega calor al agua de enfriamiento en los intercambiadores C-752 y C-753, finalmente es enviado a Topping 2, otra línea de decantado es destinada a almacenamiento.

2.3. Zona de recuperación de livianos

También denominada unidad de recuperación de livianos (URL). Esta zona tiene por objetivo obtener productos livianos de la unidad FCC: gasolina estabilizada (GE, sin contenido de LPG) y LPG. Es importante separar ambos hidrocarburos, ya que la gasolina es destinada a la planta HDG para tratamiento, mientras que el LPG se destina a la unidad de tratamiento 3 de LPG. Los equipos principales de esta sección son: absorbedor primario E-721, absorbedor secundario E-722, stripper de nafta E-723 y la debutanizadora E-724.

La Figura 2.4 es una guía para su descripción por equipos y las rutas de sus líneas. Desde el acumulador de los gases de tope F-704, llega una carga al acumulador F-721, posteriormente estos gases son comprimidos por medio de un sistema de compresores de gas J-721 que es puesto en marcha por fuel gas. Los gases succionados pasan por el aerofriador C-721 y son enfriados por agua de refrigeración en el intercambiador C-722. Luego pasan a un separador de fases F-722, los gases que condensaron se bombean a través de J-724 y J-724A, pasan por un aerorefrigerante C-723 y por un condensador por agua de enfriamiento C-724, finalmente llegan a un separador de alta presión F-723. Por otra parte, los gases que salen por el tope del F-722 son retornados al sistema de compresión J-721.

La alimentación del separador de alta presión F-723 consta del condensado del F-722, gases del stripper E-723, nafta de MHC y Reformación y producto de fondo del absorbedor primario E-721. El separador F-723 tiene una bota que retiene agua y es dirigida al intercambiador C-715, mientras que la nafta se succiona por las bombas J-725 y J-725A, que la dirigen para que intercambie calor con la gasolina estabilizada de fondo de la debutanizadora en el C-730 y llega al stripper de nafta E-723. Por otro lado, los gases son dirigidos al absorbedor primario.

2.3.1 Absorbedor primario E-721

Este equipo purifica los gases, removiendo los componentes más pesados a la fase líquida de nafta.

Está compuesto por 24 platos válvulas. Las alimentaciones que recibe son: los gases del acumulador de alta presión F-723 por el fondo, la GNE en el plato N°6 desde el acumulador de tope F-704 de la fraccionadora principal E-701 y por el tope se encuentra provisto de 2 colectores, que reciben GE recirculada por un sistema de bombas J-730 y J-730A.

Contiene 2 Pump Around laterales cuyas salidas de gasolina son impulsadas por las bombas J-727 y J-728 en los platos N° 9 y N° 17 y luego la impulsan a los intercambiadores C-725 y C-726 que enfrían las corrientes con agua y las recirculan a través de unos distribuidores.

Por otro lado, el producto de fondo es impulsado por las bombas J-726 y J-726A hacia el ciclo del F-723. El producto de tope que presenta un mayor contenido de fuel gas, se destina al Absorbedor secundario E-722.

2.3.2 Absorbedor secundario E-722

Esta torre está provista por un lecho de absorción que es el COL, sirve como absorbente de la gasolina se encuentra en los gases provenientes de E-721. El COL llega desde la sección de fraccionamiento, pasa por un previo enfriamiento en los rehervidores del stripper E-723 y se alimenta por el tope del absorbedor secundario E-722, esta alimentación intercambia calor con el COL que absorbió hidrocarburos de gasolina que sale de este absorbedor en el C-728 y luego el COL de salida se integra al circuito de reflujo de COL hacia la torre E-701.

Mientras que los gases, una vez recorrido el lecho de absorción, salen por el tope a través de un demister que atrapa gotas y luego se remueve el calor con agua de refrigeración

en el intercambiador C-729. Pasan por el separador de gases F-724 y por el tope los gases de salida se destinan a la unidad de tratamiento 3 y dónde se remueve el H₂S y posteriormente usarlo en hornos como combustible, mientras que el posible hidrocarburo en fase líquida sale por el fondo del separador se envía a la línea de reflujo de COL hacia la torre E-701.

2.3.3 Stripper de nafta (gasolina) E-723

Esta torre desorbedora está conformada por 36 platos de tipo válvula.

La gasolina proveniente del separador de alta presión F-723 se precalienta en el intercambiador C-730 por medio de gasolina estabilizada que proviene de la debutanizadora E-724. Ingresa por el tope y fluye hacia abajo para ingresar a la zona de stripping en el fondo que cuenta para su operación con dos rehervidores que son: C-731 por medio de gasolina estabilizada proveniente de E-724; y C-732 por medio de COL que proviene directamente de la zona de fraccionamiento. Dado este tratamiento térmico se recircula al stripper como vapor, arrastrando fuel gas por el tope contenido en la gasolina alimentada.

El gas de tope se dirige al separador de alta presión F-723, mientras que la gasolina estripeada como producto de fondo va hacia la debutanizadora E-724.

2.3.4 Torre debutanizadora E-724

La E-724 está provista de 40 platos tipo bandejas, la alimentación de gasolina ingresa en un colector ubicado entre los platos N° 20 y N° 21.

La alimentación proveniente del stripper E-723 se precalienta con COL en el intercambiador C-733, para lograr el objetivo de separar gasolina y LPG se cuenta con el rehervidor C-736, el cual cuenta con COP como fluido caliente. El producto de tope pasa por el aeroenfriador C-734 y luego por un enfriador por agua C-735 donde va al acumulador de tope F-725. Una parte es succionada por las bombas J-729 y J-729A que descargan como

reflujo de tope y otra parte es succionada por las bombas J-733 y J-733A descargando LPG que se destina a tratamiento.

Mientras que por el fondo, la gasolina estabilizada una vez que intercambia calor en los C-731 y C-730, recibe un último enfriamiento con agua en el intercambiador C-759 y se divide en dos flujos, uno de los cuales es succionado por las bombas J-730 y J-730A se dirige al absorbedor primario E-721 y el otro a tratamiento HDG de gasolina de Cracking Catalítico.

CAPÍTULO III

LEVANTAMIENTO DE LA SIMULACIÓN EN ASPEN HYSYS Y BALANCES DE MASA

Para el levantamiento de la simulación en Aspen HYSYS se recopilaron datos de la ingeniería básica, que son las condiciones de diseño en las corrientes y equipos de las secciones de fraccionamiento y de la unidad de recuperación de livianos.

3.1. Lista de componentes y elección del paquete termodinámico

Primero es importante escoger los componentes usados para cada corriente a simular, extraídos de la ingeniería básica, los que se acoplan a un paquete termodinámico de fluidos. La elección de un apropiado paquete termodinámico es relevante, con el fin de evitar errores en la simulación, la convergencia de las operaciones en los equipos a simular dependen del paquete termodinámico ya que se consideran las propiedades físicas y químicas de los compuestos. Existen 2 clasificaciones de estos paquetes que están basados por modelos termodinámicos:

- a) **Modelos de ecuaciones de estado (EOS):** Se aplican a sistemas no polares o ligeramente polares en un intervalo de presión. Se recomiendan para modelar sistemas polares a presiones altas (mayores a 10 [bar]). Se utilizan para las fases líquidas y vapor.
- b) **Modelos de coeficiente de actividad:** Se aplican en sistemas que tienen componentes polares a presiones bajas (menor a 10 [bar]). Se utilizan para la fase líquida y complementan a las EOS para la fase de vapor, en este caso, si las presiones son menores a 5 [bar] se usa el modelo para gas ideal.

A continuación, se muestran la lista de componentes detallados en la ingeniería básica (UOP, 2000):

Tabla 3.1. Lista de componentes usados para FCC en la simulación

Componentes	Fórmula (Abreviatura)	Componentes	Fórmula (Abreviatura)
Agua	H ₂ O	Propano	C ₃ H ₈ (C ₃)
Nitrógeno	N ₂	i-Buteno	C ₄ H ₈ (=IC ₄)
Dióxido de Carbono	CO ₂	1-Buteno	C ₄ H ₈ (=N ₁ C ₄)
Dióxido de Azufre	SO ₂	Trans 2-Buteno	C ₄ H ₈ (=T ₂ C ₄)
Trióxido de Azufre	SO ₃	Cis 2-Buteno	C ₄ H ₈ (=C ₂ C ₄)
Ácido Sulfhídrico	H ₂ S	i-Butano	C ₄ H ₁₀ (IC ₄)
Hidrógeno	H ₂	n-Butano	C ₄ H ₁₀ (NC ₄)
Metano	CH ₄	1-Penteno	C ₅ H ₁₀ (=1C ₅)
Etileno	C ₂ H ₄ (=C ₂)	i-Pentano	C ₅ H ₁₂ (IC ₅)
Etano	C ₂ H ₆ (C ₂)	n-Pentano	C ₅ H ₁₂ (NC ₅)
Propeno	C ₃ H ₆ (=C ₃)	Pesados	C ₆ +

Una vez obtenida la lista de componentes usados se muestra un cuadro de decisión realizado por Elliot y Lira: (Lira, 1999) con el que se escoge el modelo termodinámico a utilizar en la simulación:

Model Category	Most Commonly Used Models	System Type	Examples
Equation of State (EOS)	SRK Peng-Robinson	Real Gas + Ideal Liquid	Petroleum pseudo-components Similar hydrocarbons Light gases
Binary Interaction Parameter (BIP) Activity Coefficient	NRTL Wilson	Ideal Gas + Polar Liquid	Water + organics Dissimilar hydrocarbons (e.g., benzene-cyclohexane) Mineral acids + water Dissimilar organics (e.g., esters-alcohols)
Predictive Activity	UNIFAC UNIQUAC		
Electrolyte	NRTL	Aqueous Electrolyte	Water + acid, base or salts

Figura 3.1. Criterios de decisión del modelo termodinámico por Elliot y Lira

Como los componentes en su mayoría son alcanos y alquenos, son apolares junto con el agua, mientras que los gases son reales, se encontrarán a presiones altas, por lo tanto,

tomada en consideración la Figura 3.1 se escogió una ecuación de estado para componentes y pseudocomponentes que se generarán de futuros ensayos de petróleo y se decidió usar el modelo termodinámico de Peng Robinson que calcula las propiedades críticas de cada compuesto, se adapta a gases reales (considerando las presiones de corrientes gaseosas comprimidas en el J-721 están sobre los 10[bar]) y la existencia de compuestos livianos como el metano, etanos, propanos y otros volátiles como el CO₂, H₂S, H₂. Este modelo termodinámico será la base de los cálculos en la simulación.

3.2. Caracterización de los compuestos pesados (C₆₊)

Para caracterizar los compuestos pesados (C₆₊) en las corrientes necesarias en el comienzo de la simulación de la unidad FCC, se acudió a la herramienta Oil Manager de Aspen HYSYS. Los pasos que se siguieron fueron los siguientes:

a) Definición del Assay:

Se establecieron las propiedades Bulk (densidad, viscosidad a la temperatura de la corriente), los compuestos livianos (Light Ends) que corresponden a todos los compuestos de la lista exceptuando los C₆₊ y por último la curva de destilación establecida por la norma ASTM D86, la cual establece los porcentajes de volumen destilado y sus respectivas temperaturas. Para las propiedades Bulk y los Light Ends se usaron datos de la ingeniería básica, mientras que las curvas de destilación se extrajeron desde distintos puntos de muestreo en una determinada fecha por medio del programa WinBliss, usado para los análisis de laboratorio de las muestras en la refinería. Una vez ingresados los datos, se calcula el Assay que genera curvas de destilación según puntos de ebullición normal (NBP).

b) Creación de las mezclas (Cut Blends):

Una vez definido el Assay, Oil Manager permite mezclar varios Assays o definir un Cut Blend por Assay si el usuario lo desea. En este caso, se optó por la segunda opción ya que

se simuló cada corriente definida por separado. En los Cut Blends se generaron pseudocomponentes por NBP, que son los que caracterizan a los C₆₊.

c) **Instalar el Oil:**

Finalmente, se elige esta opción, definiendo el nombre de la corriente que aparece en el ambiente de simulación con la composición caracterizada en los C₆₊.

3.3. Operaciones de transferencia de masa

El funcionamiento de los equipos principales de las secciones de fraccionamiento y de la URL es descrito por medio de distintas operaciones de transferencia de masa que trabajan en contacto contracorriente de 2 fases (líquido y vapor): Separación de componentes a través de la destilación multicomponente, recuperación de componentes por medio de la absorción y desorción de gases.

3.4.1. Destilación multicomponente

La Fraccionadora Principal E-701 y la Debutanizadora E-724 operan a través de una destilación multicomponente, ya que separa por los distintos cortes según su volatilidad, establece un equilibrio termodinámico de las fases líquido-vapor en las temperaturas por cada etapa, manipulando el calor en el tope y en el fondo de la columna como medio de separación. Los vapores que ascienden hacia el tope en la columna se van enriqueciendo con los compuestos más volátiles, mientras que el líquido que fluye hacia el fondo de la columna se enriquece con los compuestos menos volátiles.

Existen una serie de métodos que explican la destilación multicomponente, Aspen HYSYS se basa en iteraciones a través de métodos numéricos, estableciendo un error de aproximación a un valor especificado.

Es importante definir las etapas de equilibrio a la que estará la columna fraccionadora. En la Figura 3.2 se indican todas las corrientes que pueden participar en una etapa de equilibrio j .

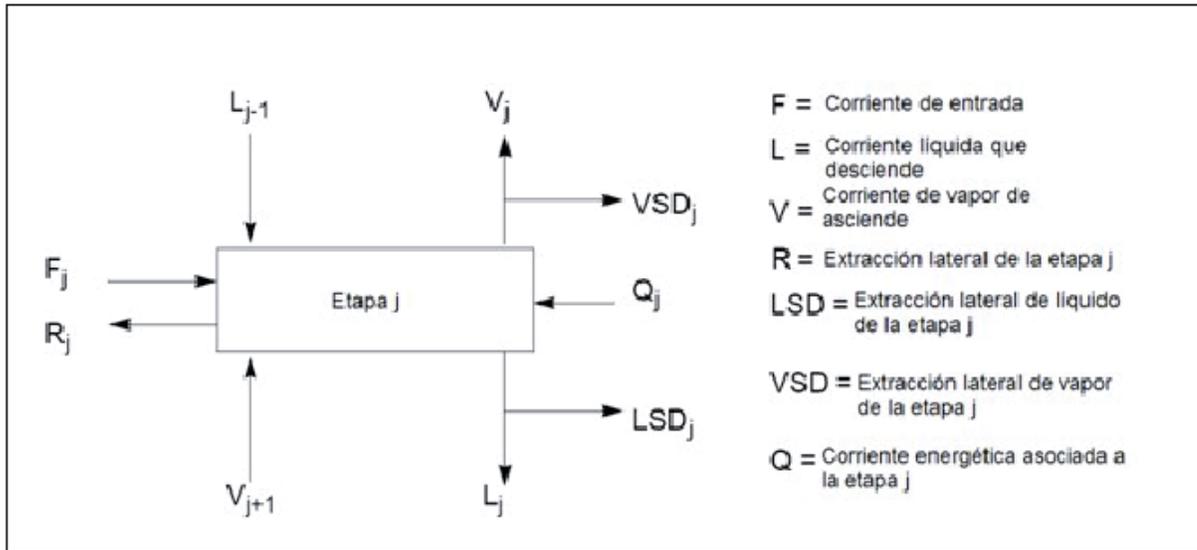


Figura 3.2. Balance de masa en una etapa de equilibrio termodinámico

De la Figura 3.2 se aplica un balance de masa global (AspenTech, 2009), considerando que la etapa j pueda tener salidas laterales:

$$F_j + L_{j-1} + V_{j+1} = L_j + V_j + R_j + VSD_j + LSD_j \quad \text{Ecuación 2}$$

De la ecuación 2 se efectúa un balance global por componente:

$$F_j * z_j + L_{j-1} * x_{j-1} + V_{j+1} * y_{j+1} = (L_j + LSD_j) * x_j + (V_j + VSD_j) * y_j + R_j * z_j$$

Ecuación 3

Dónde:

x_j : Composición líquida por un componente en la etapa de equilibrio j .

y_j : Composición gaseosa por un componente en la etapa de equilibrio j .

z_j : Composición en la alimentación por un componente en la etapa de equilibrio j .

La descripción del equilibrio termodinámico en la etapa j se encuentra en la ecuación 4 (Holland, 1997):

$$\gamma_i^v * f_i^v * y_i = \gamma_i^l * f_i^l * x_i \quad \text{Ecuación 4}$$

Dónde:

f_i^l, f_i^v : Fugacidades de un compuesto puro i en las fases líquido y vapor respectivamente.

γ_i^l, γ_i^v : Coeficientes de fugacidad de un compuesto puro i en las fases líquido y vapor respectivamente.

Se asume que los vapores se comportan como soluciones ideales para todos sus componentes i , entonces $\gamma_i^v = 1$. Aplicando la Ley de Henry, se asume que la fase líquida también presenta un comportamiento ideal, entonces $\gamma_i^l = 1$, por último se toma una relación entre las fugacidades:

$$K_i = f_i^l / f_i^v \quad \text{Ecuación 5}$$

Dónde:

K_i : Valor de la solución ideal.

Con estas consideraciones la ecuación 4 queda reducida a la siguiente expresión que relaciona las composiciones en ambas fases (Holland, 1997):

$$y_i = K_i * x_i \quad \text{Ecuación 6}$$

Las eficiencias se utilizan para tener en cuenta las desviaciones de equilibrio, las que se definen por la siguiente ecuación 7 (Holland, 1997):

$$\eta = \frac{n^\circ \text{ etapas reales}}{n^\circ \text{ etapas teóricas}} \quad \text{Ecuación 7}$$

La ecuación 7 es aplicable a todos los equipos de transferencia de masa y se determinarán eficiencias para la fraccionadora principal E-701, absorbedor primario E-721, absorbedor secundario E-722, stripper de nafta E-723 y la debutanizadora E-724.

3.3.2. Absorción y desorción de gases

La absorción es una operación de transferencia de masa cuyo objetivo es purificar un gas, absorbiendo el soluto por arrastre de líquido absorbente. La transferencia de masa es de la fase vapor a la fase líquida, en sistemas multicomponentes la afinidad que tienen determinados componentes en el soluto de ser arrastrados por el líquido absorbente depende de la solubilidad. Las alimentaciones de gas siempre son por el fondo de la columna, mientras que el líquido absorbente se alimenta por el tope para lograr un contacto contracorriente entre las fases.

La desorción tiene por objetivo purificar un líquido, su mecanismo de transferencia de masa es el mismo que para la absorción, sólo que la transferencia es de la fase líquida a la fase vapor.

En la Figura 3.3 se muestra la distribución de las corrientes de líquido y vapor en una columna de absorción o desorción que posee N etapas.

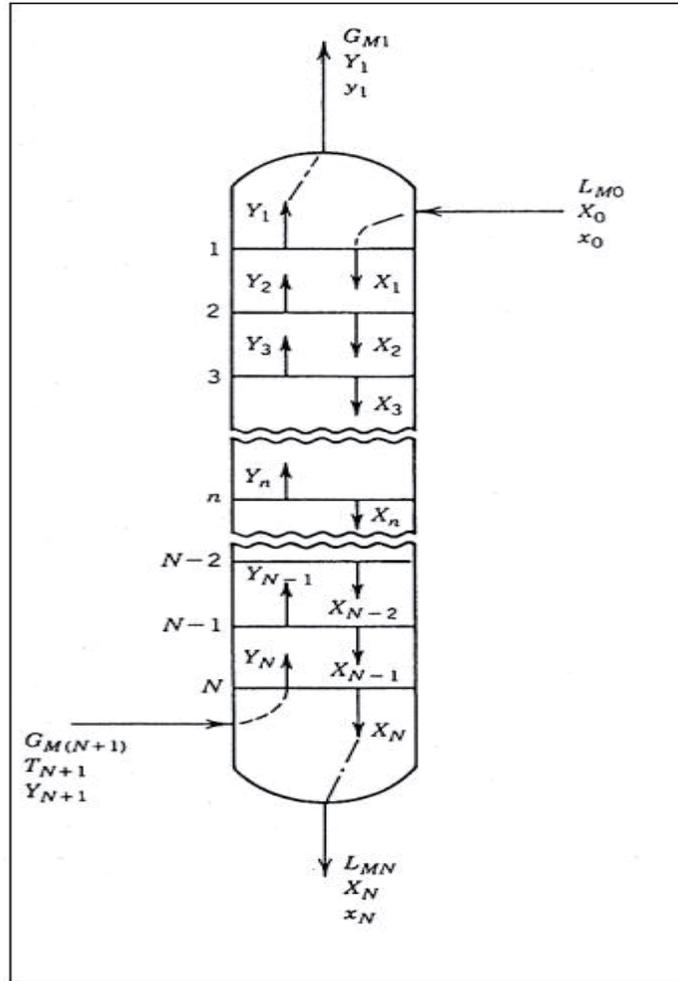


Figura 3.3. Esquema de una columna de absorción o desorción de N etapas

El balance de masa global en columna, considerando G y L como flujos molares constantes (libres del soluto para absorber o estripear) está dado por la ecuación 8 (Valiente, 2010):

$$G * (Y_{N+1} - Y_1) = L * (X_N - X_0) \quad \text{Ecuación 8}$$

En la ecuación 8, para concentraciones no diluidas se tomaron nuevas concentraciones libres de soluto:

$$\mathbf{X} = \frac{x}{1-x} \quad \text{Ecuación 9}$$

$$Y = \frac{y}{1-y} \text{ Ecuación 10}$$

Arreglando la ecuación 8 se obtiene la curva de operación lo siguiente:

$$\frac{L}{G} = \frac{(Y_{N+1}-Y_1)}{(X_N-X_0)} \text{ Ecuación 11}$$

Considerando que la columna posee etapas de equilibrio, la curva de equilibrio en el sistema queda definida por la ecuación 6, los valores de la pendiente de equilibrio K se obtienen mediante el paquete termodinámico escogido (Peng Robinson) que proporciona Aspen HYSYS.

Una vez obtenidas las curvas de operación y de equilibrio, el factor de absorción viene dado por la ecuación 12, mientras que para una columna de desorción se aplica el factor de desorción, descrito en la ecuación 13 (Valiente, 2010):

$$A = \frac{L}{G*K} \text{ Ecuación 12}$$

$$S = \frac{G*K}{L} = \frac{1}{A} \text{ Ecuación 13}$$

Finalmente, el número de etapas teóricas se determina considerando sistema multicomponente, donde c corresponde al compuesto clave para ser absorbido, el método de Edmister propone la siguiente ecuación: (Valiente, 2010)

$$N_{teo} = \frac{\log\left(\frac{A_c - \phi_c}{1 - \phi_c}\right)}{\log A_c} - 1 \text{ Ecuación 14}$$

Dónde la expresión Φ_c corresponde a una reducción de términos que son los factores de absorción del compuesto clave absorbido en las etapas inferiores y superiores, dichos términos se desglosaron en las ecuaciones 11 y 12:

$$\Phi_c = \frac{A_{N+1}^i - A_{j+1}^i}{A_{N+1}^i - 1} = \frac{Y_{N+1}^i - Y_1^i}{X_N^i - K_i^* X_0^i} \quad \text{Ecuación 15}$$

Teniendo en cuenta que las variables comprendidas en los balances de masa para una columna de fraccionamiento y para una de absorción o desorción son dependientes e interactúan entre sí, Aspen HYSYS posee la resolución por métodos numéricos, cuando el usuario define una especificación para una variable en una columna, vienen por defecto el método HYSIM Inside Out en el que se basa en el método de la secante, estableciendo un error mínimo (tolerancia) en las iteraciones tanto para el equilibrio como para el balance de energía tal como lo indica la siguiente figura:

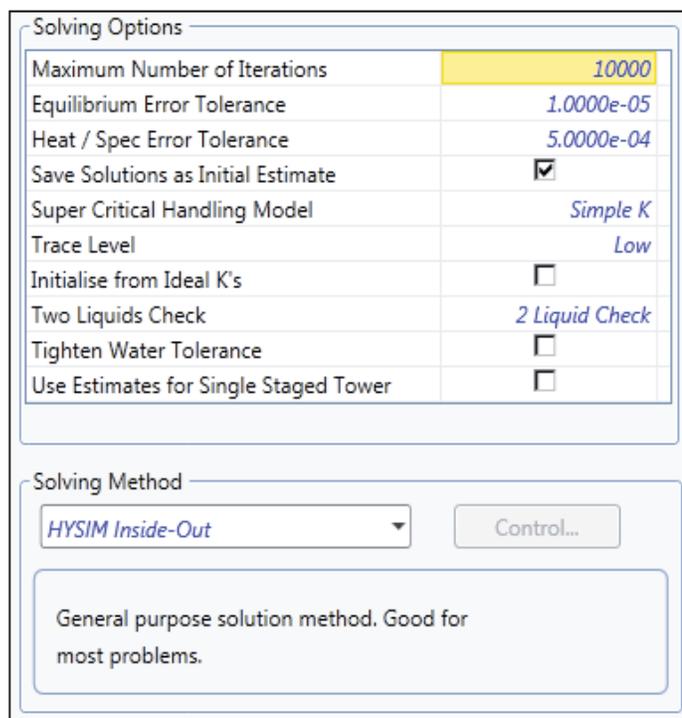


Figura 3.4. Detalle del método numérico utilizado en la simulación por Aspen HYSYS

3.4. Análisis de grados de libertad

Antes de comenzar la simulación fue necesario establecer un análisis de los grados de libertad por equipos, el que permite ver las variables que se necesitan en el proceso. Un análisis de grados de libertad se determina de la siguiente forma:

$$GL = VI - EB - RA \quad \text{Ecuación 16}$$

Dónde:

GL: Grados de libertad.

VI: Variables independientes: flujos, presiones, temperaturas, composiciones.

EB: Ecuaciones de balance: balances de masa, balances de energía, variables especificadas (presiones, temperaturas, flujos, relaciones composición en el equilibrio)

RA: Relaciones adicionales (proporciones, razones).

3.4.1. Grados de libertad en fraccionadora principal E-701

En la siguiente figura se muestra la configuración que se tomó en la simulación de la fraccionadora principal E-701.

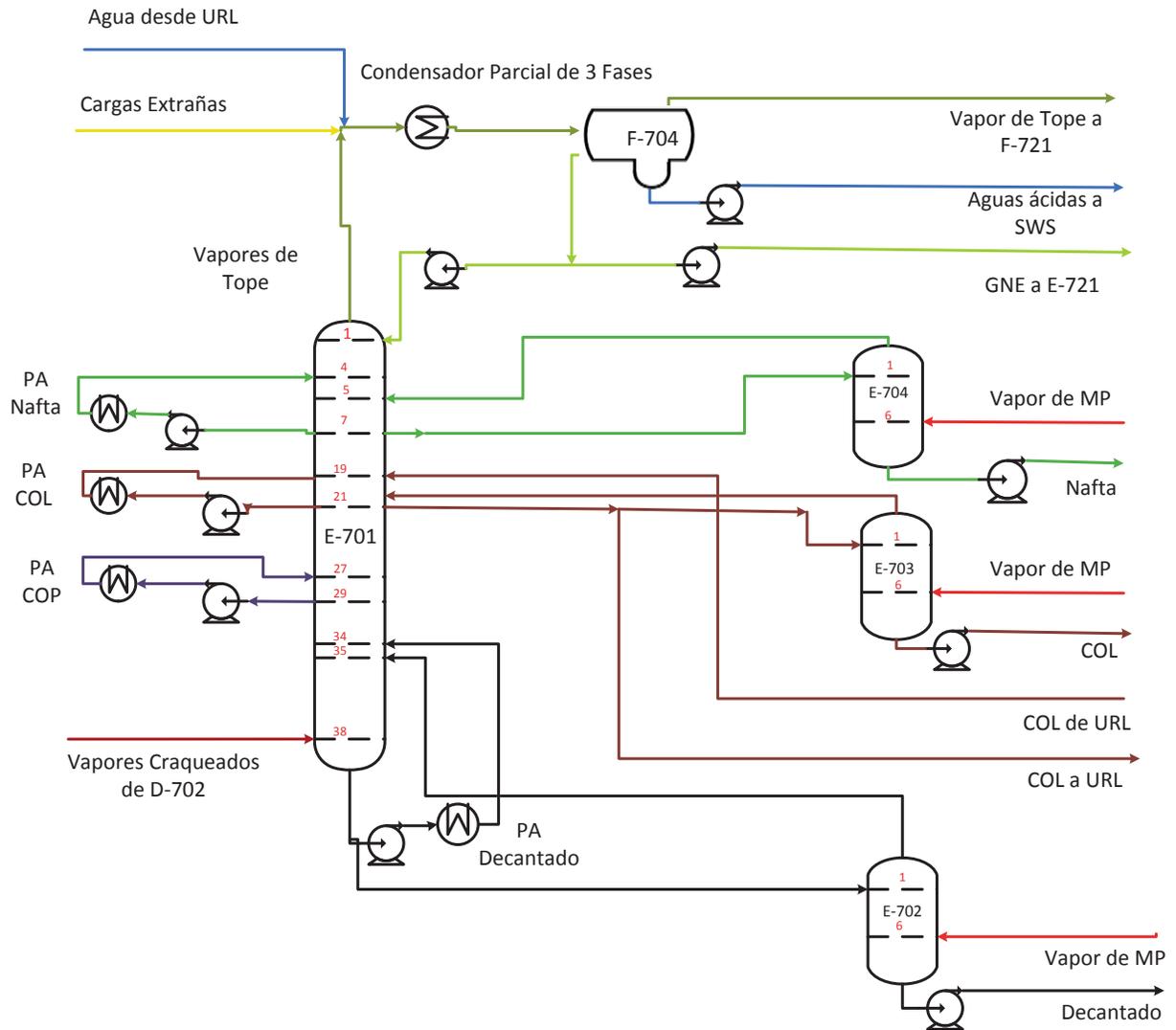


Figura 3.5. Configuración de la fraccionadora principal E-701 en la simulación en Aspen HYSYS

La fraccionadora principal E-701 se encuentra conformada por sus strippers laterales de nafta, COL y decantado, exceptuando el de COP porque no se encuentra en funcionamiento. Las alimentaciones corresponden a la carga de vapores craqueados que ingresan por el fondo, el COL que proviene desde URL, agua desde URL y cargas extrañas. Mientras que las salidas son las extracciones por el tope: gasolina no estabilizada (GNE), vapores de tope y agua; extracciones laterales: nafta, COL y decantado por el fondo.

El sistema de tope se consideró como un condensador parcial de 3 fases que se conforma por los intercambiadores C-715/C-716 y por el Acumulador de tope F-704.

Además, se toman en cuenta los Pump Around de nafta, COL, COP y decantado (que enfrían y mantienen el equilibrio de temperaturas en la fraccionadora principal), se consideraron todos los intercambiadores que los conforman como una sola unidad.

El circuito de decantado conformado por su Pump Around considera las calderetas C-703, C-704 y C-740 como un solo intercambiador, ya que interesa saber el calor desprendido. Cada Pump Around más el condensador definen un calor y por ende sus propios balances de energía. Analizando la Figura 3.5 se realizó el siguiente análisis de grados de libertad:

Tabla 3.2. Análisis de grados de libertad para fraccionadora principal E-701

Equipo	E-701
1. Variables Independientes	
Flujos	21
Presiones	17
Temperaturas	17
Composiciones	230
Total	285
2. Ecuaciones de Balance	
Balances de Masa Independientes	24
Balances de Energía	5
Flujos Conocidos	7
Presiones Conocidas	14
Temperaturas Conocidas	9
Composiciones Conocidas	69
Relaciones Composición en Equilibrio	144
3. Relaciones Adicionales	0
Total	272
Grados de Libertad	13

Cabe destacar que son 24 compuestos, se toman siempre n-1 compuestos para saber las composiciones, mientras que para los balances de masa son el número total de compuestos, las relaciones de composición en equilibrio son el número de compuestos multiplicado por el número de equipos que poseen etapas de equilibrio (E-701, E-702, E-703, E-704). El resultado de la tabla 3 indica que se necesitan 13 variables para que la fraccionadora principal converja, estas variables las indicó el ambiente de simulación de la columna en Aspen HYSYS y se encuentran detalladas en la Tabla 3.3:

Tabla 3.3. Variables a especificar para la convergencia de E-701

Especificaciones	
Q Condensador	PA COP
PA Nafta	dT PA COP
dT PA Nafta	PA Decantado
PA COL	Q PA Decantado
dT PA COL	Extracción Nafta
COL a URL	Extracción COL
---	Extracción Decantado

3.4.2. Grados de libertad en absorbedor primario E-721

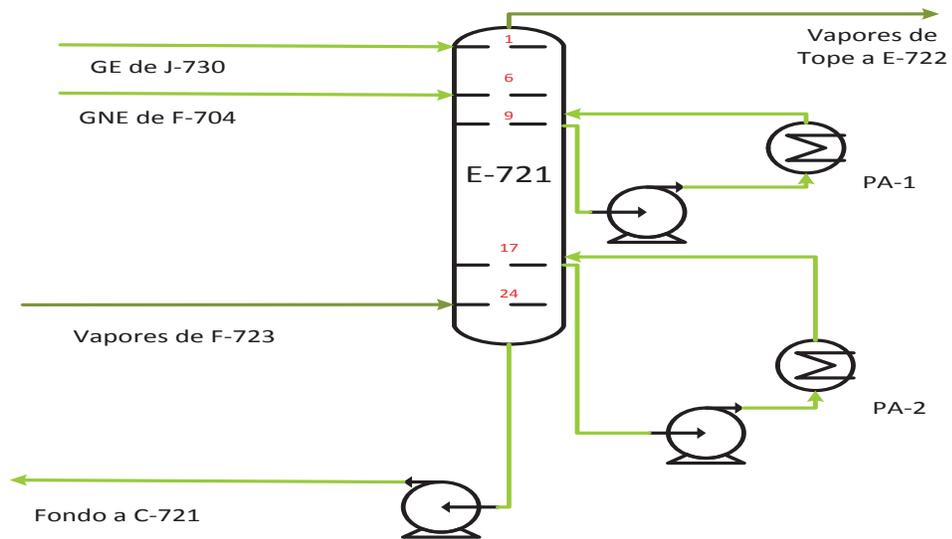


Figura 3.6. Configuración de absorbedor primario E-721 en la simulación en Aspen HYSYS

La configuración del absorbedor primario en la simulación de Aspen HYSYS es menos compleja que la fraccionadora principal, esto se evidencia en la Figura 3.6.

De la Figura 3.6 se aprecia que la configuración este absorbedor tiene 5 flujos, 3 entradas y 2 salidas, además de sus 2 Pump Around. En la Tabla 3.4 se detalla su análisis de grados de libertad:

Tabla 3.4. Análisis de grados de libertad para absorbedor primario E-721

Equipo	E-721
1. Variables Independientes	
Flujos	7
Presiones	5
Temperaturas	7
Composiciones	115
Total	134
2. Ecuaciones de Balance	
Balances de Masa Independientes	24
Balances de Energía	2
Flujos Conocidos	3
Presiones Conocidas	5
Temperaturas Conocidas	3
Composiciones Conocidas	69
Relaciones Composición en Equilibrio	24
3. Relaciones Adicionales	
Total	130
Grados de Libertad	4

De la Tabla 3.4 se explican que 4 variables quedan por determinar para la convergencia, son las que arroja el absorbedor primario y se ven en la siguiente tabla:

Tabla 3.5. Variables a especificar para la convergencia de E-721

Especificaciones	
PA 1	PA 2
Q PA 1	Q PA 2

3.4.3. Grados de libertad en absorbedor secundario E-722

El absorbedor secundario es el equipo que tiene la configuración más simple en la simulación ya que no cuenta con equipos auxiliares como lo son intercambiadores de calor ni tampoco tiene Pump Around. La siguiente figura lo detalla:

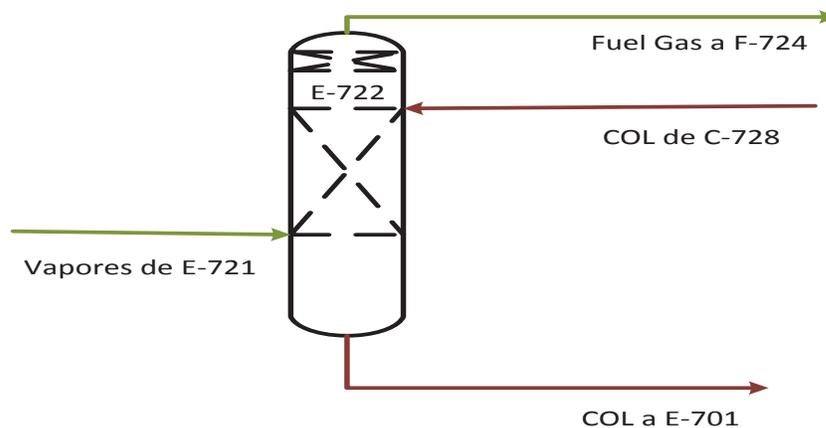


Figura 3.7. Configuración de absorbedor secundario E-722 en la simulación en Aspen HYSYS

Tabla 3.6. Análisis de grados de libertad para absorbedor secundario E-722

Equipo	E-722
1. Variables Independientes	
Flujos	4
Presiones	4
Temperaturas	4
Composiciones	92
Total	104
2. Ecuaciones de Balance	
Balances de Masa Independientes	24
Balances de Energía	0
Flujos Conocidos	2
Presiones Conocidas	4
Temperaturas Conocidas	4
Composiciones Conocidas	46
Relaciones Composición en Equilibrio	24
3. Relaciones Adicionales	
Total	104
Grados de Libertad	0

De la Tabla 3.6 se observa que no hay grados de libertad y los balances de masa están especificados, por lo tanto, no hay variables que se puedan especificar y la convergencia del absorbedor secundario será de forma inmediata.

3.4.4. Grados de libertad en stripper de nafta E-723

La configuración del stripper de nafta E-723 en la simulación de Aspen HYSYS es la siguiente:

- a) Contiene un reboiler (rehervidor) que se encuentra representado por los intercambiadores C-731 y C-754
- b) Tiene 1 entrada y 2 salidas por el tope y fondo respectivamente.

La Figura 3.8 muestra este equipo en detalle y la Tabla 3.7 muestra el análisis de grados de libertad efectuado:

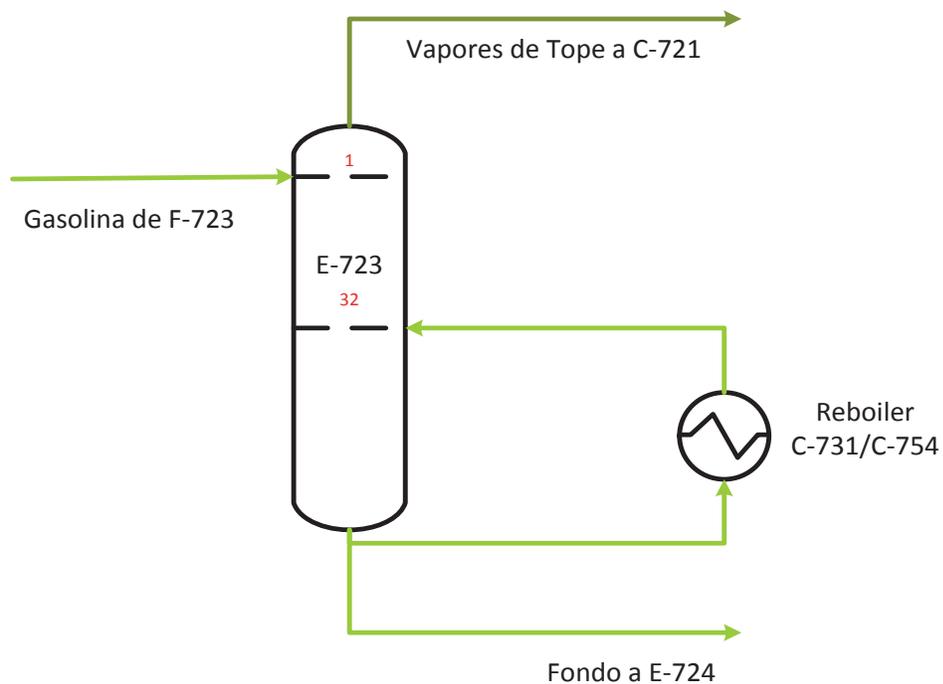


Figura 3.8. Configuración del stripper de nafta E-723 en la simulación en Aspen HYSYS

Tabla 3.7. Análisis de grados de libertad para stripper de nafta E-723

Equipo	E-723
1. Variables Independientes	
Flujos	3
Presiones	3
Temperaturas	3
Composiciones	69
Total	78
2. Ecuaciones de Balance	
Balances de Masa Independientes	24
Balances de Energía	1
Flujos Conocidos	1
Presiones Conocidas	3
Temperaturas Conocidas	1
Composiciones Conocidas	23
Relaciones Composición en Equilibrio	24
3. Relaciones Adicionales	
Total	77
Grados de Libertad	1

La variable que indica la convergencia del stripper de nafta es la mostrada en la Tabla 3.8:

Tabla 3.8. Variable a especificar para la convergencia de E-723

Especificaciones
Q Reboiler

3.4.5. Grados de libertad en debutanizadora E-724

La debutanizadora posee una configuración de una columna de destilación convencional, la cual posee un condensador total en el tope, un reboiler total en el fondo y una alimentación en una etapa intermedia. El detalle de este equipo se muestra en la Figura 3.9:

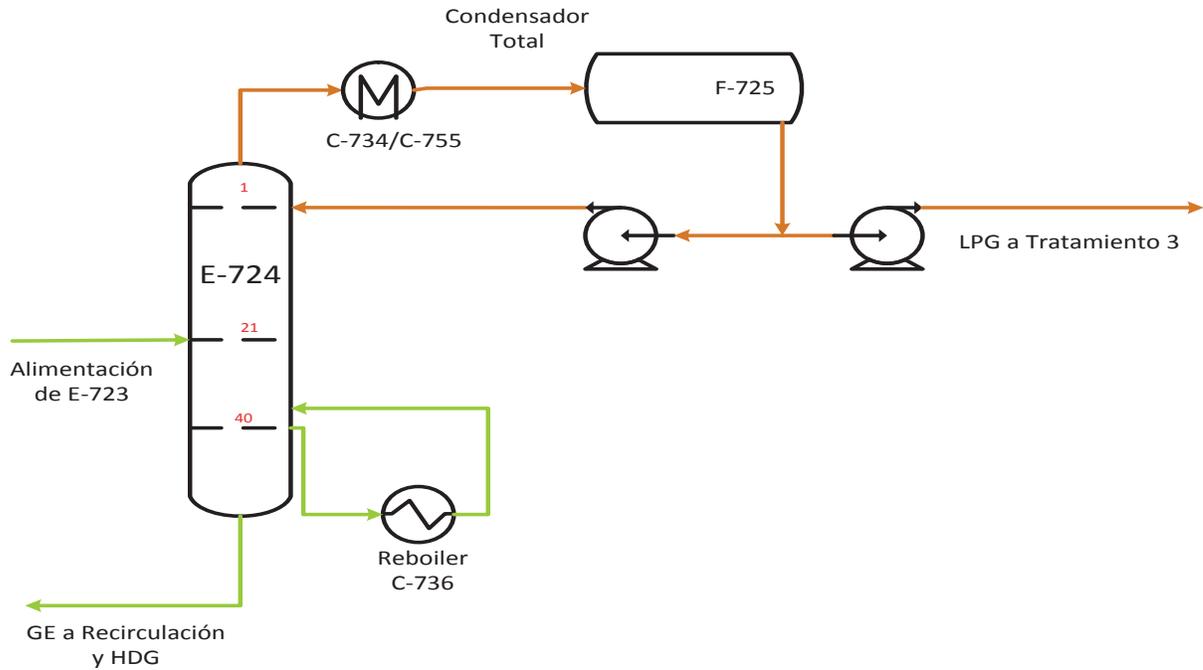


Figura 3.9. Configuración de la debutanizadora E-724 en la simulación en Aspen HYSYS

El análisis de grados de libertad efectuado es mostrado en la Tabla 3.9:

Tabla 3.9. Análisis de grados de libertad para debutanizadora E-724

Equipo	E-724
1. Variables Independientes	
Flujos	3
Presiones	4
Temperaturas	5
Composiciones	69
Total	81
2. Ecuaciones de Balance	
Balances de Masa Independientes	24
Balances de Energía	2
Flujos Conocidos	1
Presiones Conocidas	4
Temperaturas Conocidas	1
Composiciones Conocidas	23
Relaciones Composición en Equilibrio	24
3. Relaciones Adicionales	0
Total	79
Grados de Libertad	2

Estas 2 variables que faltan por especificar para los 2 balances de energía se muestran en la Tabla 3.10:

Tabla 3.10. Variable a especificar para la convergencia de E-724

Especificaciones	
Q condensador	Q reboiler

Con estos calores, la debutanizadora converge y es el último en hacerlo, una vez convergida la simulación realiza iteraciones hasta que se logra una convergencia global.

Las variables especificadas pueden ser manipuladas por el usuario en la simulación, de modo que permite un análisis de los distintos parámetros e intervalos que permite la convergencia.

3.5. Levantamiento de la unidad de recuperación de livianos (URL)

Primero se simuló la URL porque presentó menores dificultades para comenzar la simulación, una menor cantidad de variables especificadas por equipo, por lo tanto, se establecieron las siguientes corrientes másicas, en Figura 3.10 se encuentran con el nombre:

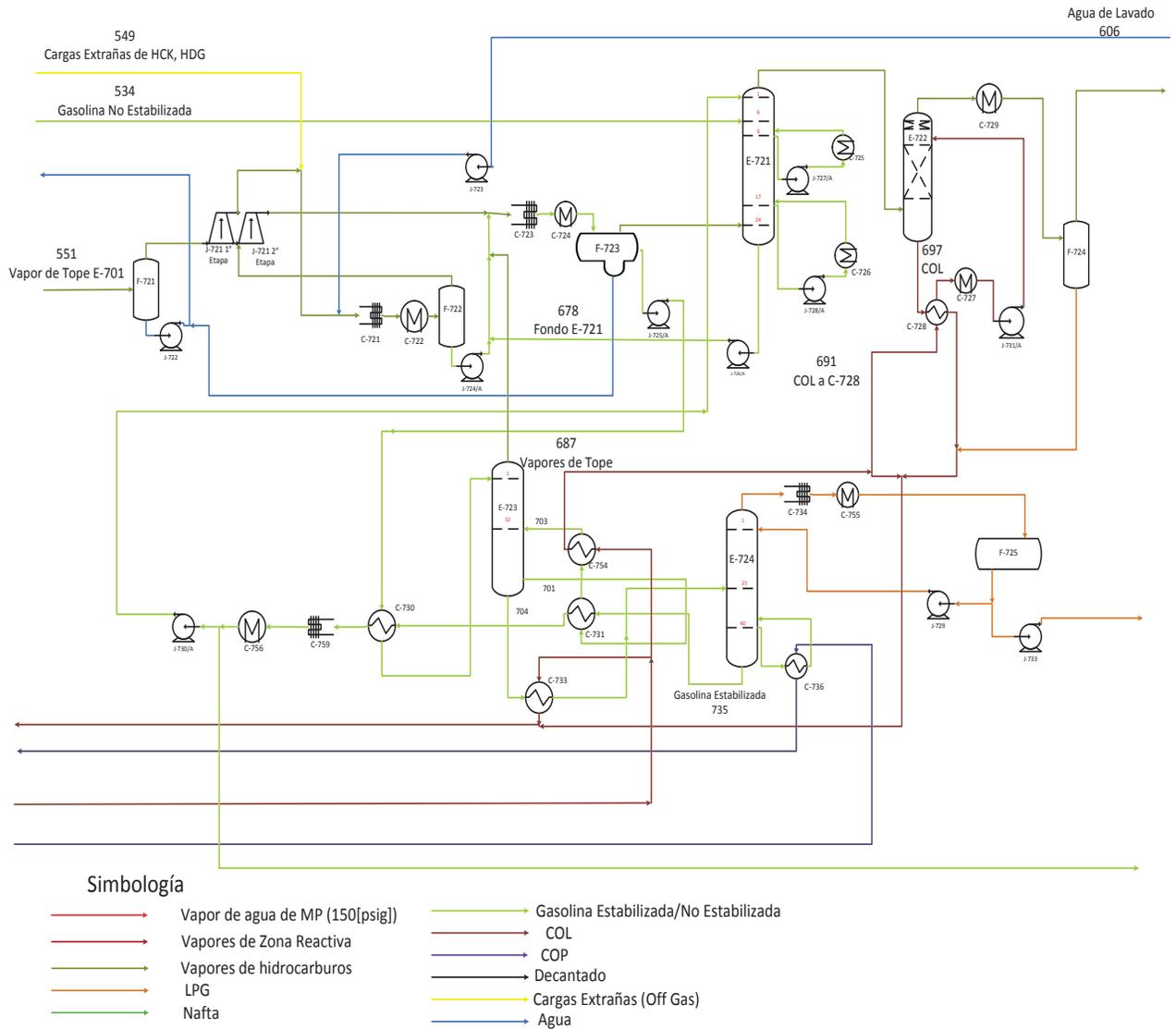


Figura 3.10. Diagrama de flujo URL. Corrientes definidas en el comienzo de la simulación

Una vez que se definieron las corrientes que permitieron comenzar la simulación, en el caso de las corrientes caracterizadas por Oil Manager se detallaron sus respectivos Assays.

Los datos ocupados por ingeniería básica (UOP, 2000) y las curvas de destilación entregadas por el programa WinBliss se encuentran detallados en las siguientes tablas:

Tabla 3.11. Datos definidos en la Ingeniería Básica para el Assay caracterizado en las corrientes de partida

Línea	735	678	534	691
Descripción	GE de Fondo E-724	GNE: Fondo de E-721	GNE a E-721	COL a C-728
1. Propiedades Bulk				
Densidad STD[kg/m3]	722,40	671,40	723,50	937,60
Viscosidad[cp]	0,14	0,24	0,36	0,60
Temperatura[°C]	171,00	46,00	36,00	149,00
2. Light Ends[kmol/h]				
H ₂ O	0,00	1,83	0,88	0,42
N ₂	0,00	1,96	0,07	0,01
CO ₂	0,00	6,32	0,22	0,01
SO ₂	0,00	0,01	0,00	0,00
SO ₃	0,00	0,00	0,00	0,00
H ₂ S	0,00	32,70	0,79	0,02
H ₂	0,00	1,49	0,05	0,01
CH ₄	0,00	22,82	0,89	0,06
C ₂ H ₄ (=C ₂)	0,00	43,61	1,41	0,04
C ₂ H ₆ (C ₂)	0,00	98,51	2,49	0,04
C ₃ H ₆ (=C ₃)	0,00	165,19	16,18	0,29
C ₃ H ₈ (C ₃)	0,00	60,41	7,31	0,10
C ₄ H ₈ (=IC ₄)	0,57	21,37	10,85	0,14
C ₄ H ₈ (=N ₁ C ₄)	0,63	18,17	9,37	0,13
C ₄ H ₈ (=T ₂ C ₄)	2,71	23,16	14,11	0,17
C ₄ H ₈ (=C ₂ C ₄)	4,34	17,48	11,06	0,13
C ₄ H ₁₀ (IC ₄)	0,59	45,57	19,93	0,27
C ₄ H ₁₀ (NC ₄)	2,55	18,77	10,27	0,11
C ₅ H ₁₀ (=1C ₅)	173,90	102,79	60,52	0,60
C ₅ H ₁₂ (IC ₅)	123,44	72,04	41,88	0,41
C ₅ H ₁₂ (NC ₅)	33,54	20,57	12,52	0,10
% Livianos	30,08	52,10	29,97	1,76

Tabla 3.12. Curvas de Destilación extraídas de WinBliss. Fecha escogida: 15/10/2013

3. Curvas Destilación		ASTM D86	
Assays Gasolinas		Assay COL	
Corrientes: 735-678-534		Corriente: 691	
% v/v	T[°C]	% v/v	T[°C]
0	33,9	0	183,6
10	52,7	10	230,1
30	69,4	30	257,2
50	90,7	50	275,4
70	126	70	296,9
90	166,2	90	325,9
95	183,2	95	340
100	205,7	100	342,3

Los compuestos hipotéticos (o pseudocomponentes) generados por Oil Manager fueron los siguientes:

Tabla 3.13. Compuestos hipotéticos de los Assays de gasolinas

Assay GNE		Assay GE		Assay GNE	
Compuesto	Fracción Molar	Compuesto	Fracción Molar	Compuesto	Fracción Molar
NBP 108	0,14	NBP 108	0,12	NBP 108	0,09
NBP 122	0,13	NBP 122	0,11	NBP 122	0,09
NBP 136	0,14	NBP 136	0,12	NBP 136	0,09
NBP 150	0,10	NBP 150	0,09	NBP 150	0,07
NBP 165	0,07	NBP 165	0,06	NBP 165	0,04
NBP 179	0,05	NBP 179	0,04	NBP 179	0,03
NBP 194	0,04	NBP 194	0,03	NBP 194	0,02
NBP 208	0,03	NBP 208	0,02	NBP 208	0,02

Tabla 3.14. Compuestos hipotéticos del Assay de COL

Assay COL	
Compuesto	Fracción Molar
NBP 149	0,03
NBP 164	0,03
NBP 179	0,03
NBP 193	0,03
NBP 210	0,05
NBP 222	0,09
NBP 237	0,08
NBP 253	0,09
NBP 267	0,11
NBP 281	0,10
NBP 296	0,09
NBP 310	0,08
NBP 326	0,08
NBP 338	0,05
NBP 360	0,07

Por otro lado, los componentes de las corrientes gaseosas se extraen directamente de la ingeniería básica (UOP, 2000), detalladas en la Tabla 3.15:

Tabla 3.15. Especificación de las corrientes gaseosas en la partida de la simulación

Descripción	Off Gas	Vapor a F-721	Vapor de Tope E-723
Temperatura[°C]	25	36	62
Presión[kg/cm2]	5,55	0,88	15,45
Componentes[kmol/h]			
H ₂ O	0,12	47,50	3,35
N ₂	0,00	53,33	3,88
CO ₂	0,00	11,15	11,55
SO ₂	0,00	0,01	0,00
SO ₃	0,00	0,00	0,00
H ₂ S	0,59	20,52	54,76
H ₂	8,02	87,47	2,68
CH ₄	6,17	185,52	43,14
C ₂ H ₄ (=C ₂)	0,00	84,23	83,53
C ₂ H ₆ (C ₂)	9,85	111,93	188,58
C ₃ H ₆ (=C ₃)	0,00	228,76	149,95
C ₃ H ₈ (C ₃)	5,03	89,49	52,50
C ₄ H ₈ (=IC ₄)	0,00	48,77	12,26
C ₄ H ₈ (=N ₁ C ₄)	0,00	41,42	10,29
C ₄ H ₈ (=T ₂ C ₄)	0,00	50,04	10,74
C ₄ H ₈ (=C ₂ C ₄)	0,00	35,58	7,29
C ₄ H ₁₀ (IC ₄)	0,90	103,88	28,74
C ₄ H ₁₀ (NC ₄)	6,40	38,73	9,75
C ₅ H ₁₀ (=1C ₅)	0,00	86,01	14,31
C ₅ H ₁₂ (IC ₅)	0,06	64,84	11,07
C ₅ H ₁₂ (NC ₅)	0,01	14,96	2,37
C ₆ H ₁₄ (NC ₆)	0,00	46,60	12,55
C ₇ H ₁₆ (NC ₇)	0,00	46,60	0,00
Flujo Total[kmol/h]	37,16	1497,53	713,29

En cuanto a las eficiencias teóricas descritas en la ecuación 7 para cada columna se definieron por medio de una revisión bibliográfica (Kaes, 2000), definiéndose en la siguiente tabla:

Tabla 3.16. Eficiencias para cada columna de URL para simular

Eficiencias por etapas (columnas de platos)	
E-721	20-60%
E-723	50%
E-724	75-80%

Las eficiencias escogidas para los equipos se basan en un número adecuado de etapas para las condiciones de diseño en la simulación.

A continuación, se entregan en detalle los diagramas de flujos, en la modalidad del ambiente de simulación de la columna analizada de URL en Aspen HYSYS:

a) **Absorbedor primario E-721:**

Se consideraron una eficiencia teórica del 50%, 2 Pump Arounds que se les especifica sus respectivos calores y caudales, y, por último, las cargas de vapor por el fondo, gasolina no estabilizada por el tope y una carga lateral de gasolina estabilizada.

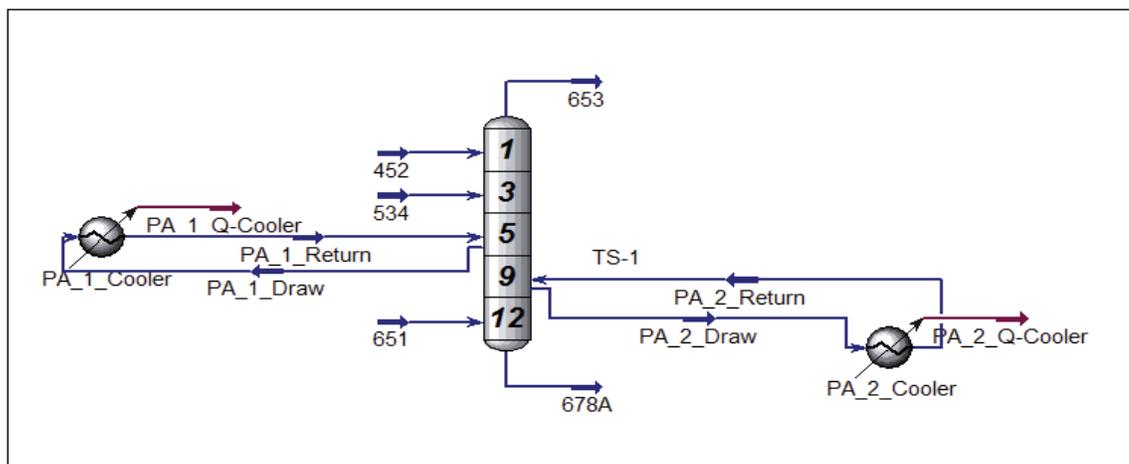


Figura 3.11. Diagrama de flujo convergido de la columna E-721 simulada en Aspen HYSYS

b) **Absorbedor secundario E-722:**

La simulación de este equipo depende de la salida de tope del E-721 y la carga de COL se encuentra simulada desde un principio, de esta manera este equipo no pide especificaciones ni tampoco eficiencia por etapas al ser una columna de lecho empacado.

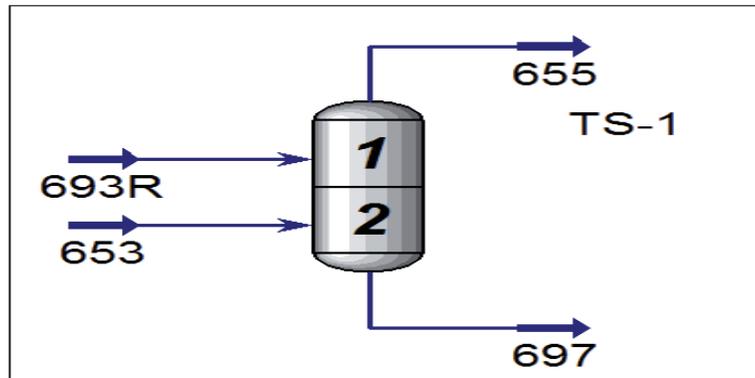


Figura 3.12. Diagrama de flujo convergido de la columna E-722 en Aspen HYSYS

c) **Stripper de Nafta E-723:**

Se consideraron una eficiencia teórica del 50% y el calor de un rehervidor con reflujo en el fondo, ya que los intercambiadores C-731 y C-754 tienen la configuración de un rehervidor, además de la carga líquida de nafta por el tope.

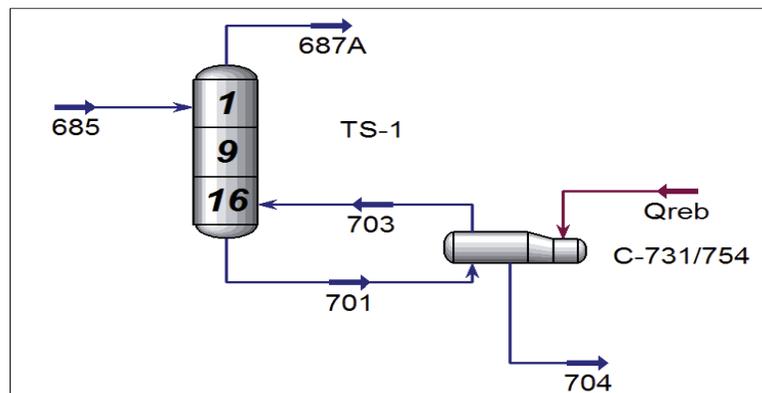


Figura 3.13. Diagrama de flujo convergido de la columna E-723 en Aspen HYSYS

d) **Debutanizadora E-724:**

Para esta columna de fraccionamiento se consideraron una eficiencia teórica del 75%, los calores del condensador de tope y del rehervidor de fondo, ya que los intercambiadores C-734, C-735 y el acumulador de tope F-726 tienen la configuración de un condensador, mientras que por el fondo el intercambiador C-736 se pudo representar como un rehervidor de fondo.

Un parámetro importante considerado en la simulación es la presión de vapor en la gasolina estabilizada, para el caso de los hidrocarburos se considera la presión de vapor de Reid (RVP: Reid Vapour Pressure) la cual es tomada como la presión parcial en el equilibrio que se explica en la siguiente ecuación:

$$RVP(T) = \sum_{i=1}^n \frac{P_i}{P} \quad \text{Ecuación 17}$$

Dónde:

RVP (T): Presión de vapor de Reid a la temperatura de equilibrio de fondo de E-724.

P_i : Presión del compuesto liviano.

n: número de compuestos livianos.

P: Presión del fondo de E-724.

Por medio de RVP se controla la composición de los livianos (para la gasolina estabilizada los butanos), ya que son directamente proporcionales.

La Figura 3.14 muestra el diagrama de flujo de la debutanizadora E-724 convergida.

Las especificaciones por cada columna se ajustaron de acuerdo a los requerimientos de la simulación, se estimaron hasta que todas las columnas interconectadas entre sí y sus equipos auxiliares (intercambiadores, válvulas y acumuladores) convergieron. En la Tabla 3.17 se muestran estas especificaciones, mientras que en la tabla del Anexo A-1, se muestra en detalle el balance de masa por equipo y en el que hay coincidencias entre la simulación y las condiciones de diseño.

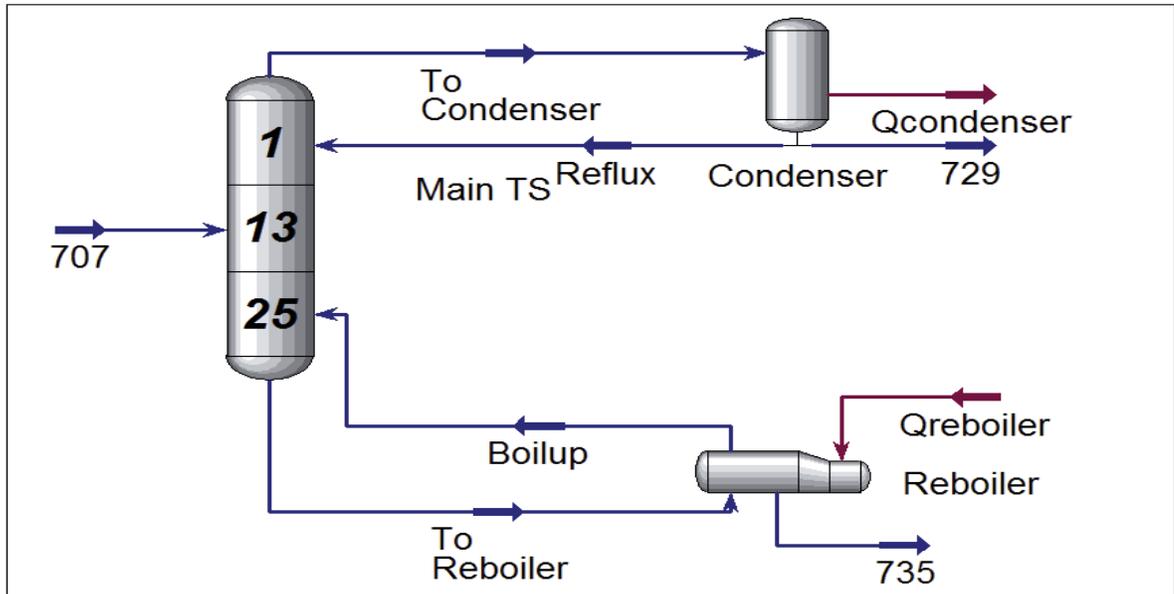


Figura 3.14. Diagrama de flujo convergido de la columna E-724 en Aspen HYSYS

Tabla 3.17. Resumen de las especificaciones ajustadas por columna para la convergencia de URL

Equipo	Especificación	Valor Modelo	Valor Ingeniería Básica
E-721	N° Etapas Teóricas	12	24
	Flujo PumpAround 1 [m ³ /h]	146	146
	Duty PumpAround 1 [MMBTU/h]	-1,4	-1,4
	Flujo PumpAround 2 [m ³ /h]	155	155
	Duty PumpAround 2 [MMBTU/h]	-1,2	-1,2
E-722	N° Etapas Teóricas	2	2
E-723	N° Etapas Teóricas	16	32
	Duty Rehervidor [MMBTU/h]	30	29
E-724	N° Etapas Teóricas	25	40
	Duty Condensador [MMBTU/h]	-34	-36
	Duty Rehervidor [MMBTU/h]	41	35

3.6. Levantamiento de la zona de fraccionamiento

Una vez obtenido el levantamiento de la simulación de la URL, se definieron los puntos de partida en la simulación de la columna fraccionadora principal de FCCU E-701.

Para conocer la carga y composición de vapores craqueados provenientes de la zona reactiva se estableció un balance de masa de caja negra de la columna, incluyendo sus strippers laterales:

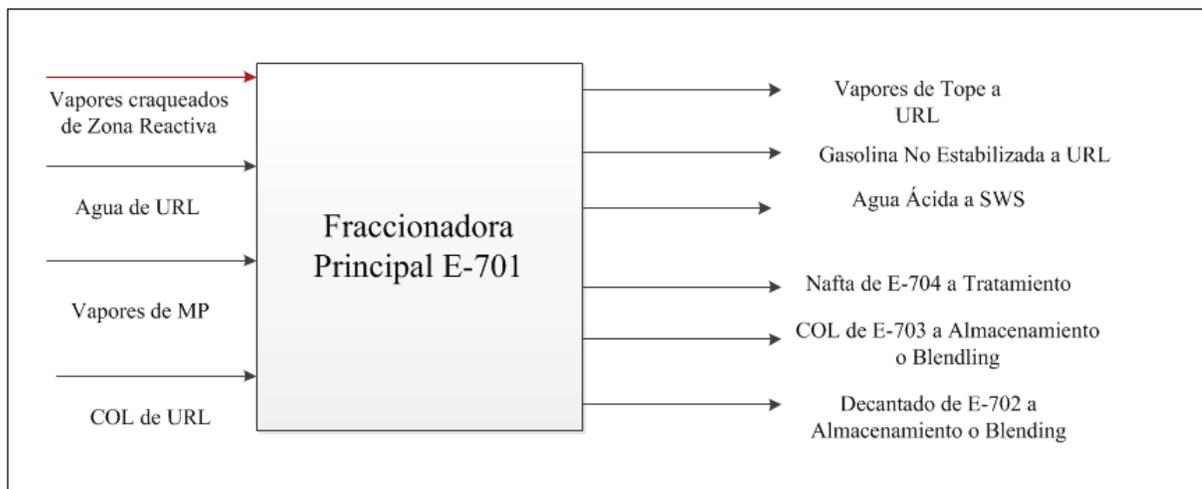


Figura 3.15. Caja Negra de la Zona de Fraccionamiento

En la Figura 3.15 se destacan los aportes de agua y vapores de agua de media presión, mientras que las salidas laterales por cortes se definieron como salidas de cada stripper lateral, exceptuando al COP ya que no se obtiene como producto.

Por otro lado, las salidas laterales que poseen retorno, se definieron como Pump Around, adicionando un retorno de COL que posee un aporte de masa del absorbedor secundario E-722.

Luego se caracterizaron las corrientes de las salidas de gasolina no estabilizada (GNE), nafta, COL y decantado a través del Oil Manager. En el caso de la GNE y el COL se utilizaron las curvas definidas en la Tabla 3.12.

Las Tablas 3.18 y 3.19 definen los datos proporcionados por la ingeniería básica (UOP, 2000) para las propiedades Bulk y Light Ends, y por WinBliss para las curvas de destilación ASTM D86.

Tabla 3.18. Datos definidos en la ingeniería básica para los Assays caracterizados en las corrientes de caja negra

Línea	534	442	344	231
Descripción	GNE a E-721	Nafta de E-704	COL de E-703	Decantado de E-702
1. Propiedades Bulk				
Densidad STD [kg/m ³]	723,5	832,0	926,8	1002,0
Viscosidad[cp]	0,36	1,20	3,4	37,00
Temperatura[°C]	36	35,00	40	80,00
2. Light Ends[kmol/h]				
H ₂ O	0,88	2,12	1,78	0,45
N ₂	0,07	0,00	0,00	0,00
CO ₂	0,22	0,00	0,00	0,00
SO ₂	0	0,00	0,00	0,00
SO ₃	0	0,00	0,00	0,00
H ₂ S	0,79	0,00	0,00	0,00
H ₂	0,05	0,00	0,00	0,00
CH ₄	0,89	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₄ (=C ₂)	1,41	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₆ (C ₂)	2,49	0,00	0,00	0,00
C ₃ H ₆ (=C ₃)	16,18	0,00	0,00	0,00
C ₃ H ₈ (C ₃)	7,31	0,00	0,00	0,00
C ₄ H ₈ (=IC ₄)	10,85	0,01	0,00	0,00
C ₄ H ₈ (=N ₁ C ₄)	9,37	0,01	0,00	0,00
C ₄ H ₈ (=T ₂ C ₄)	14,11	0,01	0,00	0,00
C ₄ H ₈ (=C ₂ C ₄)	11,06	0,01	0,00	0,00
C ₄ H ₁₀ (IC ₄)	19,93	0,01	0,00	0,00
C ₄ H ₁₀ (NC ₄)	10,27	0,01	0,00	0,00
C ₅ H ₁₀ (=1C ₅)	60,52	0,13	0,01	0,00
C ₅ H ₁₂ (IC ₅)	41,88	0,08	0,01	0,00
C ₅ H ₁₂ (NC ₅)	12,52	0,03	0,00	0,00
% Livianos	29,97	1,74	1,76	1,1

Tabla 3.19. Curvas de Destilación extraídas de WinBliss. Fecha escogida: 15/10/2013

Curvas Destilación ASTM D86			
Assay Decantado		Assay Nafta	
% v/v	T[°C]	% v/v	T[°C]
0	221,3	0	96,7
5	303,0	10	165,7
10	346,0	30	188,1
20	394,3	50	197,4
30	419,3	70	204,1
40	427,3	90	212,3
50	441,7	95	216,0
60	454,7	100	223,1
70	467,3	-	-
80	490,7	-	-
90	499,0	-	-
100	541,7	-	-

Los compuestos generados por cada Assay, Oil Manager los denominó por su correspondiente NBP y se resumen en las Tablas 3.20, 3.21 y 3.22, exceptuando al Assay de la GNE, ya que es la misma corriente caracterizada en la Tabla 3.13:

Tabla 3.20. Compuestos hipotéticos del Assay de nafta

Assay extracción de nafta	
Compuesto	Fracción Molar
NBP 108	0,01
NBP 122	0,03
NBP 138	0,04
NBP 152	0,10
NBP 166	0,09
NBP 183	0,12
NBP 196	0,23
NBP 210	0,25
NBP 223	0,11

Tabla 3.21. Compuestos hipotéticos de los Assays de COL en fraccionamiento

Assay extracción de COL		Assay COL salida a URL	
Compuesto	Fracción Molar	Compuesto	Fracción Molar
NBP 149	0,03	NBP 149	0,03
NBP 164	0,03	NBP 164	0,03
NBP 179	0,03	NBP 179	0,03
NBP 193	0,03	NBP 193	0,03
NBP 210	0,05	NBP 210	0,05
NBP 222	0,09	NBP 222	0,09
NBP 237	0,08	NBP 237	0,08
NBP 253	0,09	NBP 253	0,09
NBP 267	0,11	NBP 267	0,11
NBP 281	0,10	NBP 281	0,10
NBP 296	0,09	NBP 296	0,09
NBP 310	0,08	NBP 310	0,07
NBP 326	0,08	NBP 326	0,07
NBP 338	0,05	NBP 338	0,05
NBP 360	0,07	NBP 360	0,06

Tabla 3.22. Compuestos hipotéticos del Assay de decantado

Assay extracción de decantado	
Compuesto	Fracción Molar
NBP 190	0,01
NBP 204	0,01
NBP 219	0,01
NBP 233	0,01
NBP 248	0,01
NBP 262	0,01
NBP 276	0,01
NBP 291	0,01
NBP 305	0,02
NBP 319	0,02
NBP 335	0,02
NBP 348	0,03
NBP 362	0,03
NBP 377	0,03
NBP 391	0,04
NBP 406	0,04
NBP 420	0,05
NBP 440	0,16
NBP 467	0,12
NBP 490	0,13
NBP 523	0,10
NBP 536	0,08
NBP 566	0,04

Los componentes de la corriente gaseosa de salida por el tope de la fraccionadora E-701, las alimentaciones y salidas de agua y los aportes de vapor de media presión (MP) se determinaron por ingeniería básica (UOP, 2000) en la Tabla 3.23:

Tabla 3.23. Especificación de las corrientes gaseosas en la caja negra

Línea	551	511	617	440	340	230
Descripción	Vapor a E-721	Agua a Tratamiento	Agua a E-701	Vapor MP a E-704	Vapor MP a E-703	Vapor MP a E-702
Temperatura[°C]	36	36	38	134	254	255
Presión[kg/cm2]	0,88	0,88	2,42	2,54	1,34	1,51
Componentes[kmol/h]						
H ₂ O	47,50	1113,00	638,40	38,88	38,88	23,73
N ₂	53,33	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂	11,15	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SO ₂	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SO ₃	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H ₂ S	20,52	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H ₂	87,47	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CH ₄	185,52	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₄ (=C ₂)	84,23	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₆ (C ₂)	111,93	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₃ H ₆ (=C ₃)	228,76	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₃ H ₈ (C ₃)	89,49	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₄ H ₈ (=IC ₄)	48,77	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₄ H ₈ (=N ₁ C ₄)	41,42	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₄ H ₈ (=T ₂ C ₄)	50,04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₄ H ₈ (=C ₂ C ₄)	35,58	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₄ H ₁₀ (IC ₄)	103,88	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₄ H ₁₀ (NC ₄)	38,73	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₅ H ₁₀ (=IC ₅)	86,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₅ H ₁₂ (IC ₅)	64,84	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₅ H ₁₂ (NC ₅)	14,96	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₆ H ₁₄ (NC ₆)	46,70	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₇ H ₁₆ (NC ₇)	46,70	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo Total	1497,53	1113,00	638,40	38,88	38,88	23,73

Se caracterizó una corriente de COL con su respectivo Assay proveniente de la columna E-722 mostrada en la Tabla 3.24, la que aporta con gasolina absorbida:

Tabla 3.24. Especificación de la alimentación de COL desde E-722 corrientes en la partida de la simulación

Línea	697
Descripción	COL de URL
1. Propiedades Bulk	
Densidad STD[kg/m3]	813,10
Viscosidad[cp]	0,65
Temperatura[°C]	137
2. Light Ends[kmol/h]	
H ₂ O	3,19
N ₂	0,32
CO ₂	0,93
SO ₂	0,00
SO ₃	0,00
H ₂ S	3,40
H ₂	0,31
CH ₄	3,63
C ₂ H ₄ (=C ₂)	4,94
C ₂ H ₆ (C ₂)	9,11
C ₃ H ₆ (=C ₃)	4,88
C ₃ H ₈ (C ₃)	1,63
C ₄ H ₈ (=IC ₄)	1,36
C ₄ H ₈ (=N ₁ C ₄)	1,18
C ₄ H ₈ (=T ₂ C ₄)	1,65
C ₄ H ₈ (=C ₂ C ₄)	1,41
C ₄ H ₁₀ (IC ₄)	2,62
C ₄ H ₁₀ (NC ₄)	1,21
C ₅ H ₁₀ (=IC ₅)	14,48
C ₅ H ₁₂ (IC ₅)	10,61
C ₅ H ₁₂ (NC ₅)	2,50
% Livianos	8,55

En cuanto a la curva de destilación ASTM D86 de este aporte de COL, viene siendo la descrita en la Tabla 3.13.

Se sumaron las salidas por balance de masa, luego a esa suma se le restaron las entradas, excluyendo a la alimentación de vapores craqueados, siendo el resultado final de la caja negra las composiciones y el flujo de esta corriente. En la siguiente tabla se muestran los resultados de la caja negra efectuada.

Tabla 3.25. Especificaciones de la carga de vapores craqueados a E-701 y resultados de la caja negra a E-701

Línea	200
Descripción	Carga a E-701
Temperatura[°C]	529
Presión[kg/cm2]	1,5
Componentes[kmol/h]	
H ₂ O	413,19
N ₂	53,11
CO ₂	10,39
SO ₂	0,02
SO ₃	0,00
H ₂ S	16,25
H ₂	77,43
CH ₄	176,62
C ₂ H ₄ (=C ₂)	80,46
C ₂ H ₆ (C ₂)	84,29
C ₃ H ₆ (=C ₃)	241,03
C ₃ H ₈ (C ₃)	74,55
C ₄ H ₈ (=IC ₄)	58,83
C ₄ H ₈ (=N ₁ C ₄)	50,10
C ₄ H ₈ (=T ₂ C ₄)	63,15
C ₄ H ₈ (=C ₂ C ₄)	45,72
C ₄ H ₁₀ (IC ₄)	115,19
C ₄ H ₁₀ (NC ₄)	39,81
C ₅ H ₁₀ (=1C ₅)	133,79
C ₅ H ₁₂ (IC ₅)	92,26
C ₅ H ₁₂ (NC ₅)	20,44
C ₆₊	902,18
Flujo Total	2748,81

Obteniendo la alimentación, esta corriente junto con las demás alimentaciones a la torre fueron los puntos de partida de la simulación. El resto de las corrientes corresponden a Pump Around que ajustan un perfil de temperatura en la columna E-701, reflujo y salidas del tope. La siguiente figura muestra el ambiente de simulación convergido de esta columna:

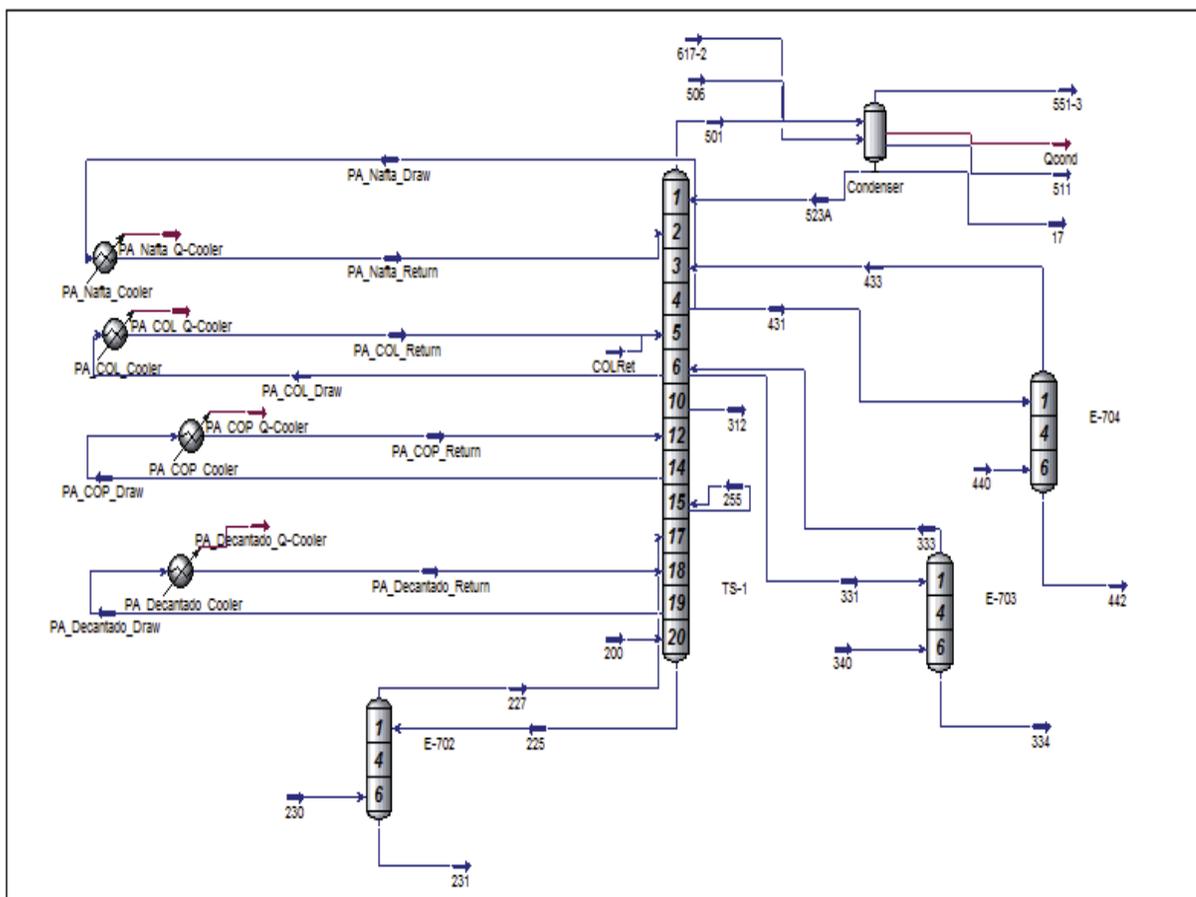


Figura 3.16. Ambiente de simulación de la columna E-701 convergida

Considerando el aporte de masa que proviene de la alimentación de COL desde el absorbedor secundario E-722, se anexa al modelo de la fraccionadora principal E-701 y afecta a las especificaciones en las otras columnas de URL.

Por último, se muestra en la Tabla 3.26 un resumen de las especificaciones que se definieron para la columna E-701 y por las cuales el modelo convergió.

Tabla 3.26. Resumen de las especificaciones ajustadas por columna para la convergencia de Fraccionamiento y URL

Equipo	Especificación	Valor Modelo	Valor Ingeniería Básica
E-701	N° Etapas Teóricas	20	38
	Duty Condensador [MMBTU/h]	-95	-82
	Flujo Pump Around Nafta [m ³ /h]	290	290
	dT Pump Around Nafta [°C]	61	61
	Corte Lateral Nafta [m ³ /h]	35	27
	Flujo Pump Around COL [m ³ /h]	63	63
	Duty PumpAround COL [MMBTU/h]	8	8
	Corte Lateral COL [m ³ /h]	37	32
	Corte Lateral COL hacia URL [m ³ /h]	154	140
	Flujo PumpAround COP [m ³ /h]	206	206
	dT Pump Around COP [°C]	78	78
	Corte Lateral COP [m ³ /h]	148	148
	Flujo PumpAround Decantado [m ³ /h]	509	509
	Duty Pump Around Decantado [MMBTU/h]	-71	-73
	Flujo de Fondo Decantado[m ³ /h]	16	16
E-721	N° Etapas Teóricas	12	24
	Flujo Pump Around 1 [m ³ /h]	146	146
	Duty Pump Around 1 [MMBTU/h]	-1,4	-1,4
	Flujo PumpAround 2 [m ³ /h]	155	155
	Duty PumpAround 2 [MMBTU/h]	-1,2	-1,2
E-723	N° Etapas Teóricas	16	32
	Duty Rehervidor [MMBTU/h]	7,6	7,3
E-724	N° Etapas Teóricas	25	40
	Duty Condensador [MMBTU/h]	-35	-36
	Duty Rehervidor [MMBTU/h]	41	35

Además en el Anexo A-2, se muestran balances de masa efectuados por la simulación en la fraccionadora principal E-701 y en la que se decidió que concordaba con respecto a las condiciones de diseño.

CAPÍTULO IV

SIMULACIÓN CON LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN

Considerando la misma distribución con respecto a las simulaciones con las condiciones de diseño, se armó una nueva simulación, esta vez con las condiciones de operación. Se escogió un día de operación, el que se incorporaron datos en línea (cada instrumento monitoreado en la sala de control tiene su respectivo TAG) obtenidos en la herramienta PI Process Book. Para escoger el día, se recopilaron datos de tomas de muestras extraídas del programa WinBliss para cada extracción. En la siguiente se detallan las muestras:

Tabla 4.1. Detalle de la toma de muestras por extracción de FCCU

Punto de muestreo	Frecuencia de muestreo	Hora	Producto	Descripción
E722 Gas/Cola	Diaria	11:00	Fuel Gas	Composición Molar.
J733 (LPG a E950)	Martes, Jueves	11:00	LPG	Composición Volumétrica, H ₂ S en ppm potenciométrico.
C737 Gas s/Nafta	Diaria	11:00	Gasolina Estabilizada	Ensayo Destilación ASTM D86, Presión de Vapor.
J710 Nafta	Martes, Jueves	11:00	Nafta	Ensayo Destilación ASTM D86.
FIC7265 COL	Martes, Jueves	11:00	Cycle Oil Liviano	Ensayo Destilación ASTM D86.
J704 Reflujo Barro	Martes, Jueves	11:00	Decantado	Ensayo Destilación ASTM D86. (Ocasionalmente)

Para que las muestras coincidieran en el modelo, se determinó que la simulación apuntaría a un día martes o jueves en la operación, para ello se verificó que la operación de FCCU se mantuviera estable, o sea, que no tuviera algún evento de caída en la producción, tomando un registro del TAG que mide el flujo de carga de gas oil en unos cien días hacia atrás. El registro recopilado por el TAG FC_7206.pv se encuentra descrito en el siguiente gráfico:

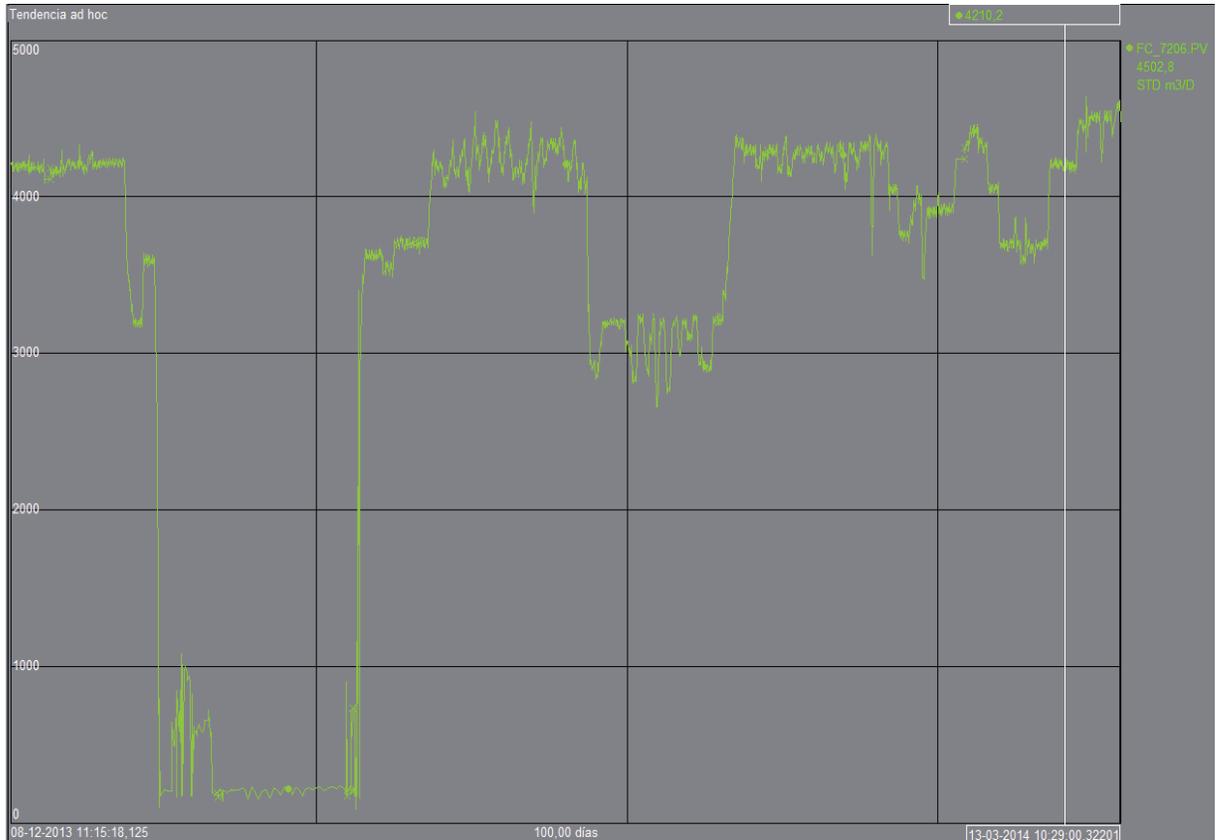


Figura 4.1. Tendencia de la carga de gas oil a FCCU en 100 días

La Figura 4.1 muestra que la carga es muy variable, incluso registrando períodos de inactividad de la planta en cierto período comprendido entre el 20/12/2013 hasta el 08/01/2014. En el mes de marzo de 2014 se registra un período de carga de gas oil estable que es de 4200[m³/día]. Por lo tanto se escogieron dos casos para el análisis en la operación: los días jueves 19/12/2013 y jueves 13/03/2014.

Para visualizar los TAG's de medida, se acudió al P&ID de la Unidad de FCC, que detalla el diagrama de flujo instrumentado. Se muestra en el Anexo B-1 un diagrama P&ID resumido con los TAG's que se incorporaron al modelo de operación.

4.1. Presencia de cargas extrañas

Son denominadas cargas extrañas aquellas corrientes gaseosas que provienen de otras unidades de la refinería, cuyo aporte en mayoritario es en etanos, propanos y butanos.

Actualmente la unidad de FCC recibe estas cargas para aprovechar de recuperar el LPG.

Revisando la operación la Figura 4.2 muestra las siguientes son las cargas extrañas identificadas con sus respectivos TAG's de medición de flujo:

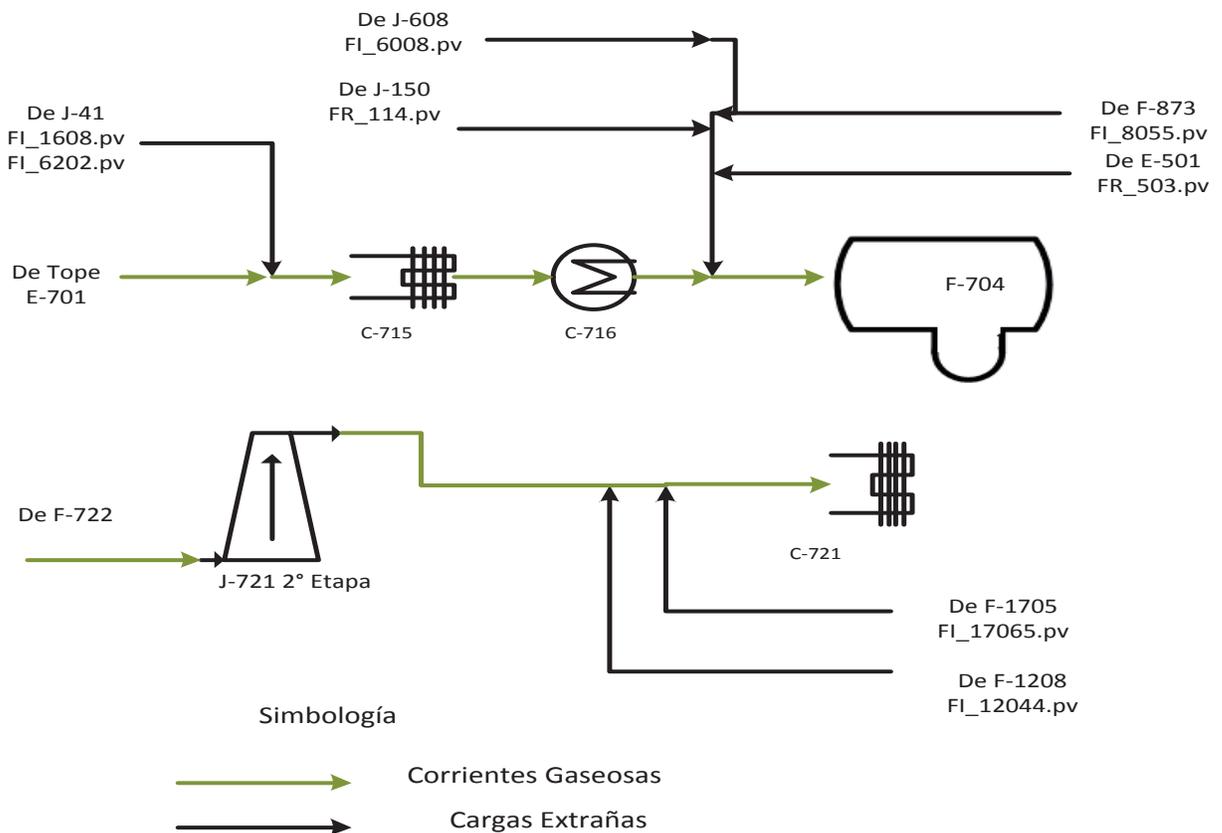


Figura 4.2. Entradas de Cargas Extrañas a FCCU

De la Figura 4.2 se observan los equipos que reciben el aporte de cargas extrañas: el aerofriador de tope C-715 y el acumulador de tope F-704 en la zona de fraccionamiento, mientras que la línea que antecede al aerofriador C-721 que enfría el gas comprimido en la segunda etapa del J-721 recibe otro importante aporte de cargas extrañas en la zona de recuperación de livianos.

Las cargas extrañas provenientes de las distintas unidades de la refinería se detallan en la siguiente tabla:

Tabla 4.2. Identificación de cargas extrañas destinadas a FCCU en la operación

Equipo de Destino	TAG	Unidad	Descripción	Procedencia
C-715	<i>FI_1608.pv</i>	Mm ³ /día	Gases de F-132	Vacío 1
	<i>FI_6202.pv</i>	m ³ /h	Gases de F-691	Vacío 2
F-704	<i>FR_114.pv</i>	Mm ³ /día	Gases de J-150	Topping 1
	<i>FI_6008.pv</i>	Mm ³ /día	Gases de J-608	Topping 2
	<i>FI_8055.pv</i>	Mm ³ /día	Gases de F-873	Isomerización
	<i>FR_503.pv</i>	Mm ³ /día	Gases de E-501	Debutanizadora E-501 Área Fraccionamiento
C-721	<i>FI_17065.pv</i>	kg/h	Gases de F-1705	HDG
	<i>FI_12044.pv</i>	Mm ³ /día	Gases de F-1208	HCK

4.2. Análisis GAP entre extracciones

Es la diferencia entre el 5% de la extracción más pesada con el 95% de la extracción más liviana. Define el grado de separación en una columna, si el GAP es positivo indica que es una buena separación entre las extracciones que aseguran una gran calidad por extracción. Por otro lado, si la diferencia es negativa implica que la separación es deficiente, la calidad del producto empeora por mayor presencia de la extracción más liviana en el compuesto más

pesado. En este caso recibe el nombre de OVERLAP. Por lo tanto el GAP y el OVERLAP quedan resumidos en la siguiente ecuación:

$$GAP(OVERLAP) = T5\%H - T95\%L \quad \text{Ecuación 18}$$

La Figura 4.3 (R.N., 1979) explica la relación que existe entre una extracción más liviana y una más pesada (denominadas adyacentes en la columna), dónde se aprecia un gráfico TBP (True Boling Point) vs % volumen de destilado que define los límites de ambas extracciones por el punto final del liviano e inicial del pesado (cut point). De tal manera se puede visualizar el GAP entre las extracciones.

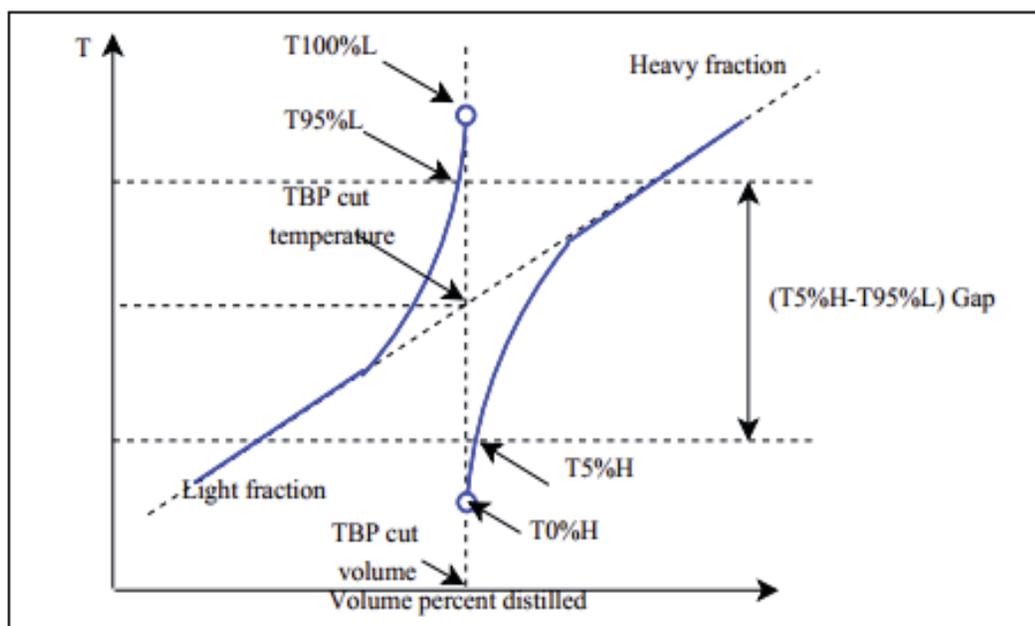


Figura 4.3. Relación entre los puntos de corte de temperaturas de dos extracciones adyacentes.

Fuente: (R.N., 1979)

4.3. Caso 1: Simulación para la operación 19/12/2013

Este día se consideró antes de la caída operativa de la planta de FCCU. En promedio para ese día la carga de Gas Oil registraba un valor de 3200[m³/día], entonces la unidad operaba con un 64% de su carga máxima se Gas Oil. En la siguiente figura se muestra la tendencia de la operación en 100 días, por medio de PI Process Book:

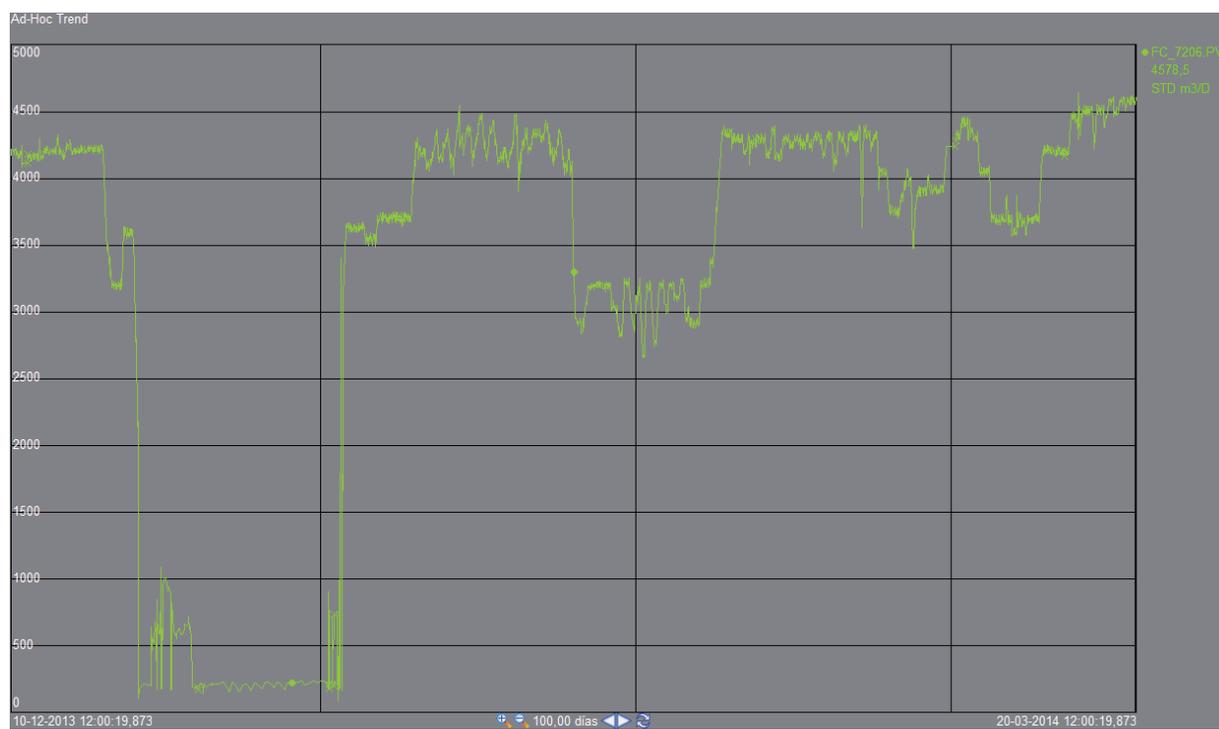


Figura 4.4. Registro de carga de gas oil para el 19/12/2013. Fuente: PI Process Book

4.3.1. Recopilación de datos para la simulación

Primero se extrajeron de WinBliss las muestras de producto de Fuel Gas y LPG respectivamente como lo muestra la Tabla 4.3, en cuanto a los ensayos de destilación ASTM D86 se ingresaron en la herramienta Oil Manager, dichas curvas se indican en la Tabla 4.4.

Tabla 4.3. Muestras de Fuel Gas y LPG extraídas de WinBliss. Fecha: 19/12/2013

Componentes	Muestras: 19/12/2013	
	Fuel Gas	LPG
	% molar	% v/v
H ₂ O	0,0	0,0
N ₂	7,6	0,0
CO ₂	1,9	0,0
SO ₂	0,0	0,0
SO ₃	0,0	0,0
H ₂ S	7,9	0,0
H ₂	12,5	0,0
C ₁	31,5	0,0
C ₂ =	0,0	0,0
C ₂	28,6	0,0
C ₃ =	5,9	32,2
C ₃	1,3	15,2
IC ₄ =	0,8	25,7
N ₁ C ₄ =	0,0	0,0
T ₂ C ₄ =	0,0	0,0
C ₂ C ₄ =	0,0	0,0
IC ₄	0,4	18,3
NC ₄	0,2	8,2
1C ₅ =	0,1	0,0
IC ₅	0,4	0,5
NC ₅	0,0	0,0
C ₆	0,1	0,0
C ₇	0,0	0,0
CO	0,7	0,0
O ₂	0,1	0,0
Total	100	100

Tabla 4.4. Ensayos de destilación ASTM D86 para las extracciones de gasolina, nafta y COL.

Fecha: 19/12/2013

Curvas ASTM D86	Gasolina	Nafta	COL
% v/v	T[°C]	T[°C]	T[°C]
0%	37	88	195
10%	55	162	233
30%	68	188	260
50%	86	198	285
70%	123	205	316
90%	164	213	356
95%	180	217	370
100%	198	225	375

Con las curvas ingresadas Oil Manager entrega la caracterización para las extracciones y corrientes intermedias definidas en la Tablas 4.5, 4,6 y 4.7:

Tabla 4.5. Resultados de la caracterización para la extracción de gasolina

Caracterización gasolina	
Compuesto	Fracción Molar
NBP 4	0,04
NBP 18	0,04
NBP 33	0,09
NBP 49	0,13
NBP 60	0,12
NBP 74	0,09
NBP 89	0,07
NBP 103	0,06
NBP 117	0,06
NBP 132	0,07
NBP 145	0,07
NBP 159	0,05
NBP 174	0,04
NBP 188	0,04
NBP 202	0,04

Tabla 4.6. Resultados de la caracterización para la extracción de nafta

Caracterización nafta	
Compuesto	Fracción Molar
NBP 46	0,01
NBP 60	0,01
NBP 74	0,01
NBP 88	0,01
NBP 102	0,01
NBP 116	0,02
NBP 132	0,02
NBP 145	0,06
NBP 157	0,07
NBP 172	0,07
NBP 187	0,13
NBP 201	0,25
NBP 214	0,23
NBP 226	0,10

Tabla 4.7. Resultados de la caracterización para la extracción de COL

Caracterización COL	
Compuesto	Fracción Molar
NBP 162	0,02
NBP 176	0,02
NBP 190	0,02
NBP 205	0,03
NBP 219	0,07
NBP 233	0,07
NBP 247	0,07
NBP 261	0,08
NBP 275	0,08
NBP 289	0,08
NBP 303	0,07
NBP 317	0,07
NBP 331	0,07
NBP 345	0,07
NBP 359	0,06
NBP 373	0,04
NBP 391	0,08

Para la gasolina se caracterizó una corriente intermedia con reciclo y se le asoció como un punto de partida de la simulación, que corresponde al fondo del absorbedor primario E-721, tal como ocurrió en la simulación con las condiciones diseño.

La caracterización de COL se considera tanto para la extracción de dicho compuesto como para corrientes intermedias: alimentación de COL a E-722, salida de COL a E-722 y retorno de COL a E-701, ya que presentan reciclos en la simulación. La Figura 4.5 muestra los puntos de partida de la simulación acompañados con flechas rojas de estas corrientes.

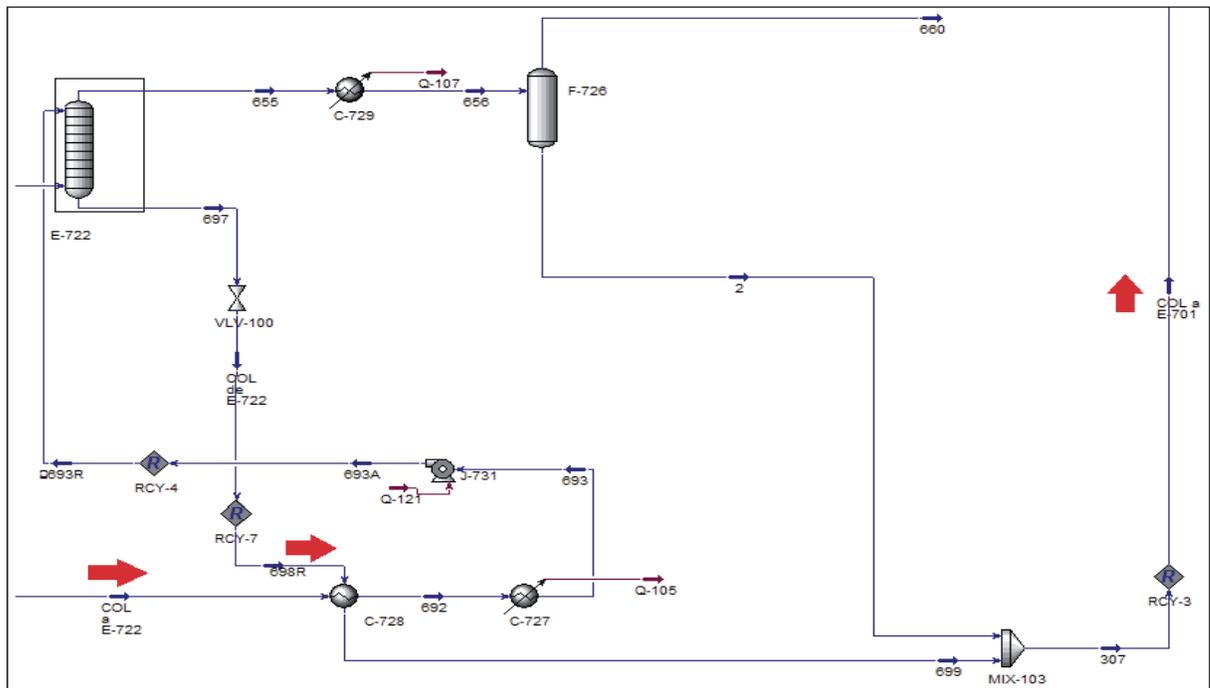


Figura 4.5. Puntos de partida para las corrientes intermedias caracterizadas de COL.

Fuente: Aspen HYSYS

Finalmente, la Tabla 4.8 muestra la caracterización de la corriente de decantado. Para la muestra de decantado, la última fecha disponible era del 11/06/2013, por lo tanto, tal ensayo de destilación se consideró para la simulación.

Cabe destacar que el ensayo de decantado se encuentra detallado para las simulaciones anteriores con las condiciones de diseño en la Tabla 3.19.

Tabla 4.8. Resultados de la caracterización para la extracción de decantado

Caracterización Decantado			
Compuesto	Fracción Molar	Compuesto	Fracción Molar
NBP 46	0,00	NBP 282	0,00
NBP 60	0,00	NBP 296	0,01
NBP 74	0,00	NBP 310	0,01
NBP 88	0,00	NBP 322	0,01
NBP 101	0,00	NBP 337	0,01
NBP 115	0,00	NBP 352	0,01
NBP 129	0,00	NBP 367	0,01
NBP 143	0,00	NBP 381	0,03
NBP 157	0,00	NBP 392	0,05
NBP 171	0,00	NBP 407	0,05
NBP 185	0,00	NBP 421	0,07
NBP 198	0,00	NBP 439	0,20
NBP 212	0,00	NBP 470	0,14
NBP 226	0,00	NBP 497	0,10
NBP 240	0,00	NBP 530	0,08
NBP 254	0,00	NBP 559	0,20
NBP 267	0,00		

Con las extracciones especificadas, se efectuó una caja negra con todas las salidas para caracterizar la carga de vapores craqueados a la fraccionadora principal E-701. En la siguiente figura se muestra el diagrama en el ambiente de simulación:

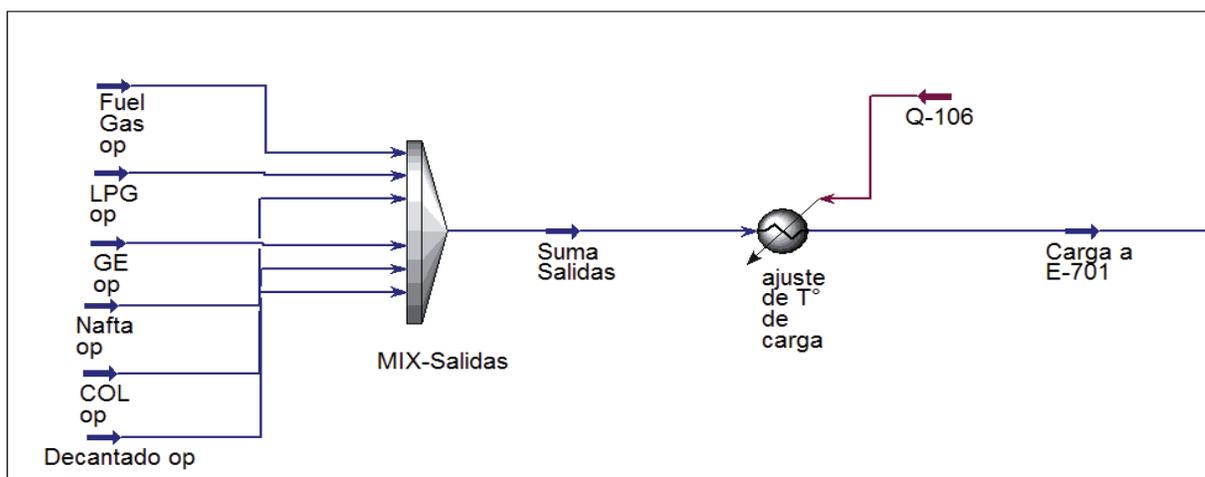


Figura 4.6. Caja negra para caracterización de la carga a E-701. Fuente: Aspen HYSYS

La Tabla 4.9 indica los flujos molares por compuesto, dónde se aprecia que el mayor aporte es de un 44,6% perteneciente a los compuestos caracterizados representados como C₆₊. El flujo molar es de 1653,94[kmol/h] que corresponde al 60% del flujo molar detallado en la simulación con las condiciones de diseño (Tabla 3.25).

Tabla 4.9. Especificación de la carga a la fraccionadora principal E-701

Descripción	Carga a E-701	
Temperatura[°C]	527	
Presión[kg/cm2]	1,5	
Compuesto	Flujo Molar[kmol/h]	% Molar
H ₂ O	0,00	0,00
N ₂	27,38	1,66
CO ₂	6,84	0,41
SO ₂	0,00	0,00
SO ₃	0,00	0,00
H ₂ S	29,35	1,77
H ₂	45,03	2,72
CH ₄	113,46	6,86
C ₂ H ₄ (=C ₂)	0,00	0,00
C ₂ H ₆ (C ₂)	103,20	6,24
C ₃ H ₆ (=C ₃)	215,19	13,01
C ₃ H ₈ (C ₃)	83,98	5,08
C ₄ H ₈ (=IC ₄)	2,88	0,17
C ₄ H ₈ (=N ₁ C ₄)	150,40	9,09
C ₄ H ₈ (=T ₂ C ₄)	0,00	0,00
C ₄ H ₈ (=C ₂ C ₄)	0,00	0,00
C ₄ H ₁₀ (IC ₄)	93,87	5,68
C ₄ H ₁₀ (NC ₄)	36,53	2,21
C ₅ H ₁₀ (=1C ₅)	0,36	0,02
C ₅ H ₁₂ (IC ₅)	5,01	0,30
C ₅ H ₁₂ (NC ₅)	0,04	0,00
CO	2,36	0,14
O ₂	0,36	0,02
C ₆₊	737,70	44,60
Flujo Total[kmol/h]	1653,94	100

Se comprobó el aporte de las cargas extrañas a FCCU durante la fecha escogida, sin embargo, la toma de muestras no es a menudo, debido a que son gases ácidos que presentan un alto contenido de H₂S, sobre todo las provenientes de HDG y HCK, se necesitan de rigurosos permisos de la jefatura de laboratorio, por lo tanto, sólo se toman para requerimientos mayores.

La Tabla 4.10 registra el aporte molar de cargas extrañas a FCCU:

Tabla 4.10. Aporte de cargas extrañas a FCCU

Destino	TAG	Unidad	Valor PI	m3/h	kmol/h	% Molar
C-715	FI_1608.pv	Mm3/día	6	251	10,6	2,6
	FI_6202.pv	m3/h	128	133	5,4	1,3
F-704	FR_114.pv	Mm3/día	22	925	39,1	9,7
	FI_6008.pv	Mm3/día	35	1460	61,7	15,3
	FI_8055.pv	Mm3/día	8	350	14,8	3,7
	FR_503.pv	Mm3/día	21	875	36,9	9,2
C-721	(HDG) FI_17065.pv	kg/h	5920		198,0	49,0
	(HCK) FI_12044.pv	Mm3/día	21	885	37,4	9,3
Total					403,9	100,0

La corriente con más aporte es la proveniente de HDG con un 49,0% molar, pero al desconocerse su composición molar en el último período contemplado de operación no se pueden apreciar los aportes por componentes, dado esta limitante sólo se estima un aporte global de las cargas extrañas de 403,9[kmol/h] como lo especifica la Tabla 4.9 y que corresponde a un 24,4% molar para ese día.

Se decidió por no incluirlas en la simulación y ver que su aporte está incorporado en la caja negra del proceso y en la alimentación a la fraccionadora principal.

4.2.2. Convergencia para modelo operacional

Una vez obtenidas las caracterizaciones de las corrientes aguas arriba al ambiente de simulación, se pusieron en marcha los equipos. La convergencia del modelo de operación fue llevada a cabo a través de las siguientes especificaciones por equipos principales, como lo muestra la siguiente tabla:

Tabla 4.11. Valores de convergencia del modelo de operación por equipos principales. Fecha: 19/12/2013

Equipo	Especificación	Valor Modelo
E-701	N° Etapas Teóricas	20
	Duty Condensador [MMBTU/h]	-46
	Flujo Pump Around Nafta [m ³ /h]	50
	dT Pump Around Nafta [°C]	78
	Extracción Lateral Nafta [m ³ /h]	2,3
	Flujo Pump Around COL [m ³ /h]	106
	dT Pump Around COL [°C]	92
	Extracción Lateral COL [m ³ /h]	24
	Extracción Lateral COL hacia URL [m ³ /h]	25
	Flujo PumpAround COP [m ³ /h]	171
	dT Pump Around COP [°C]	44
	Flujo PumpAround Decantado [m ³ /h]	311
	Duty Pump Around Decantado [MMBTU/h]	-58
	Flujo de Fondo Decantado[m ³ /h]	9,6
E-721	N° Etapas Teóricas	12
	Flujo Pump Around 1 [m ³ /h]	84
	Duty Pump Around 1 [MMBTU/h]	-1,2
	Flujo PumpAround 2 [m ³ /h]	75
	Duty PumpAround 2 [MMBTU/h]	-1,6
E-723	N° Etapas Teóricas	16
	Duty Rehervidor [MMBTU/h]	27
E-724	N° Etapas Teóricas	25
	Duty Condensador [MMBTU/h]	-26
	Duty Rehervidor [MMBTU/h]	29

En el Anexo B-2 se confecciona una tabla resumen que entrega los resultados en detalle de las variables que se compararon en el modelo obtenido versus las condiciones de operación para la fecha escogida. El análisis comparativo consistió en un error significativo si fue mayor al 5%, mientras que si resultó ser menor o igual al 5% el error no fue significativo. Dicho error o desviación se encuentra definido por la siguiente ecuación:

$$\%Error = \frac{|Valor Estimado - Valor Esperado|}{Valor Esperado} * 100 \quad \text{Ecuación 19}$$

Dónde:

Valor Estimado: Corresponde a la variable obtenida por el modelo operacional.

Valor Esperado: Corresponde a la variable definida en el día de operación a través de las herramientas PI Process Book y WinBliss.

4.4. Caso 2: Simulación para la operación 13/03/2014

Se escogió una segunda fecha para evaluar las condiciones de operación de FCCU, el criterio de selección se tomó de acuerdo a un período estable de la carga de gas oil. La Figura 4.7 destaca que la carga se mantuvo estable durante un período, según la línea blanca de la Figura 4.7 esto se registra durante el día 13/03/2014 con una carga de 4200[m³/día].

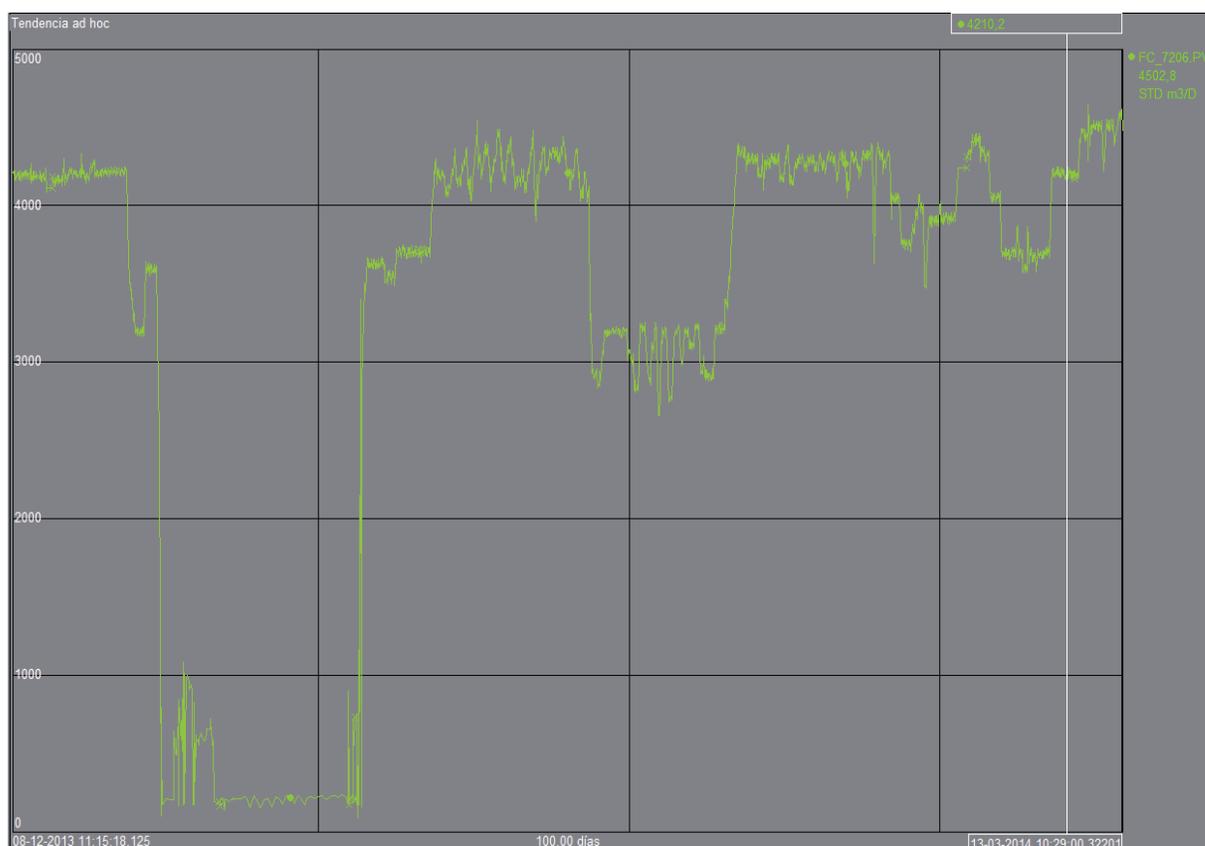


Figura 4.7. Registro de carga de gas oil para el 13/03/2014 en PI Process Book

4.4.1. Recopilación de datos para la simulación

La recopilación de datos fue desarrollada de manera similar al caso 1, dónde de WinBliss se extrajeron los registros de muestras para las producciones de fuel gas y LPG, tal como lo indica la Tabla 4.12:

Tabla 4.12. Muestras de fuel gas y LPG extraídas de WinBliss. Fecha: 13/03/2014

Componentes	Muestras: 13/03/2014	
	Fuel Gas	LPG
	% molar	% v/v
H ₂ O	0,0	0,0
N ₂	8,0	0,0
CO ₂	3,1	0,0
SO ₂	0,0	0,0
SO ₃	0,0	0,0
H ₂ S	0,5	0,0
H ₂	13,3	0,0
C ₁	34,3	0,0
C ₂ =	0,0	0,0
C ₂	32,7	0,0
C ₃ =	4,0	32,2
C ₃	1,0	15,2
IC ₄ =	0,5	25,7
N ₁ C ₄ =	0,0	0,0
T ₂ C ₄ =	0,0	0,0
C ₂ C ₄ =	0,0	0,0
IC ₄	0,5	18,3
NC ₄	0,5	8,2
1C ₅ =	0,3	0,0
IC ₅	0,2	0,5
NC ₅	0,0	0,0
C ₆	0,0	0,0
C ₇	0,0	0,0
CO	1,0	0,0
O ₂	0,1	0,0
Total	100,0	100,0

Para las extracciones restantes se recopilaron de sus respectivas muestras, dadas por el ensayo de destilación atmosférica ASTM D86, de esta manera caracterizar sus composiciones en la herramienta Oil Manager, los datos ingresados corresponden a los especificados en la Tabla 4.13 para cada ensayo. Como se desconocen sus componentes livianos sólo se ingresaron las curvas ASTM D86 a los Assays efectuados en el Oil Manager.

Tabla 4.13. Ensayos de destilación ASTM D86 para las extracciones de gasolina, nafta y COL.

Fecha: 13/03/2014

Curvas ASTM D86	Gasolina	Nafta	COL
% v/v	T[°C]	T[°C]	T[°C]
0%	34	96	179
10%	51	157	223
30%	65	179	248
50%	82	187	264
70%	118	194	282
90%	158	201	308
95%	172	205	321
100%	190	214	330

Una vez realizados los Assays, Oil Manager generó las siguientes composiciones por extracción, especificadas en las Tablas 4.14, .4.15 y 4.16:

Tabla 4.14. Resultados de la caracterización para la extracción de gasolina

Caracterización gasolina	
Compuesto	Fracción Molar
NBP 2	0,06
NBP 17	0,07
NBP 30	0,11
NBP 47	0,16
NBP 60	0,13
NBP 75	0,09
NBP 90	0,06
NBP 105	0,06
NBP 120	0,06
NBP 135	0,06
NBP 149	0,05
NBP 164	0,04
NBP 179	0,03
NBP 194	0,03

Tabla 4.15. Resultados de la caracterización para la extracción de nafta

Caracterización nafta	
Compuesto	Fracción Molar
NBP 58	0,02
NBP 72	0,02
NBP 87	0,02
NBP 101	0,02
NBP 115	0,02
NBP 131	0,03
NBP 144	0,09
NBP 158	0,08
NBP 175	0,12
NBP 187	0,24
NBP 202	0,23
NBP 213	0,08

Tabla 4.16. Resultados de la caracterización para la extracción de COL

Caracterización COL	
Compuesto	Fracción Molar
NBP 144	0,03
NBP 158	0,03
NBP 173	0,03
NBP 187	0,03
NBP 202	0,05
NBP 214	0,09
NBP 229	0,08
NBP 244	0,10
NBP 257	0,12
NBP 271	0,11
NBP 285	0,10
NBP 299	0,07
NBP 313	0,08
NBP 327	0,04
NBP 343	0,05

Para la muestra de decantado, la última fecha disponible era del 11/06/2013, por lo tanto, tal ensayo de destilación se consideró para la simulación, su caracterización se encuentra descrita en la Tabla 4.8.

Para la caracterización de la carga a la fraccionadora principal E-701, se efectuó una caja negra con las caracterizaciones determinadas anteriormente para las extracciones, tal como se indica en la Figura 4.6 del caso 1. Aquella caracterización se detalla en la Tabla 4.17.

Tabla 4.17. Especificación de la carga a la fraccionadora principal E-701

Descripción	Carga a E-701	
Temperatura[°C]	531	
Presión[kg/cm2]	1,5	
Compuesto	Flujo Molar[kmol/h]	% Molar
H ₂ O	0,00	0,00
N ₂	38,07	2,00
CO ₂	14,75	1,00
SO ₂	0,00	0,00
SO ₃	0,00	0,00
H ₂ S	6,49	0,00
H ₂	63,17	3,00
CH ₄	163,23	8,00
C ₂ H ₄ (=C ₂)	0,00	0,00
C ₂ H ₆ (C ₂)	155,69	7,00
C ₃ H ₆ (=C ₃)	261,41	12,00
C ₃ H ₈ (C ₃)	110,67	5,00
C ₄ H ₈ (=IC ₄)	167,28	8,00
C ₄ H ₈ (=N ₁ C ₄)	0,00	0,00
C ₄ H ₈ (=T ₂ C ₄)	0,00	0,00
C ₄ H ₈ (=C ₂ C ₄)	0,00	0,00
C ₄ H ₁₀ (IC ₄)	109,90	5,00
C ₄ H ₁₀ (NC ₄)	52,41	2,00
C ₅ H ₁₀ (=1C ₅)	1,43	0,00
C ₅ H ₁₂ (IC ₅)	3,42	0,00
C ₅ H ₁₂ (NC ₅)	0,00	0,00
CO	0,00	0,00
O ₂	0,00	0,00
C ₆ +	950,77	45,00
Flujo Total[kmol/h]	2098,67	100,00

En la Tabla 4.17 se observa que el mayor aporte es de C₆+ con un 45% molar, mientras que el flujo total corresponde a un 76% con respecto a la carga señalada en el modelo con las condiciones de diseño (Tabla 3.25).

Por otro lado, para las cargas extrañas presentes en la operación, se empleó la misma metodología que para el caso 1, estimándose el aporte de aquellas descrito en la Tabla 4.18.

Tabla 4.18. Resumen de las cargas extrañas aportadas a FCCU

Destino	TAG	Unidad	Valor PI	m3/h	kmol/h	% Molar
C-715	FI_1608.pv	Mm ³ /día	7	283	12,0	2,9
	FI_6202.pv	m ³ /h	133	133	5,6	1,3
F-704	FR_114.pv	Mm ³ /día	33	1358	57,3	13,7
	FI_6008.pv	Mm ³ /día	36	1505	63,5	15,2
	FI_8055.pv	Mm ³ /día	8	315	13,3	3,2
	FR_503.pv	Mm ³ /día	23	973	41,1	9,8
	C-721	FI_17065.pv	kg/h	9459	198,0	47,3
	FI_12044.pv	Mm ³ /día	16	651	27,5	6,6
Total					418,4	100

La tabla anterior describe el mayor aporte es efectuado desde HDG con un 47,3% molar, y el aporte global para la fecha escogida fue de 19,9% molar, resultando un menor aporte de cargas extrañas en comparación al caso 1. Cabe destacar que este aporte se encuentra considerado en la corriente de alimentación a la fraccionadora principal E-701.

4.2.2. Convergencia para modelo operacional

Para la convergencia de la simulación se siguen los mismos criterios que en el caso 1. Las variables en los equipos principales no se modifican, sólo cambian sus valores por efectos de la fecha escogida. La Tabla 4.19 muestra las variables que permitieron converger el modelo operacional:

Tabla 4.19. Valores de convergencia del modelo de operación por equipos principales. Fecha: 13/03/2014

Equipo	Especificación	Valor Modelo
E-701	N° Etapas Teóricas	20
	Duty Condensador [MMBTU/h]	-53
	Flujo Pump Around Nafta [m ³ /h]	102
	dT Pump Around Nafta [°C]	92
	Extracción Lateral Nafta [m ³ /h]	4,2
	Flujo Pump Around COL [m ³ /h]	120
	dT Pump Around COL [°C]	92
	Extracción Lateral COL [m ³ /h]	27
	Extracción Lateral COL hacia URL [m ³ /h]	31
	Flujo Pump Around COP [m ³ /h]	178
	dT Pump Around COP [°C]	80
	Flujo Pump Around Decantado [m ³ /h]	384
	Duty Pump Around Decantado [MMBTU/h]	-52
	Flujo de Fondo Decantado[m ³ /h]	16
E-721	N° Etapas Teóricas	12
	Flujo Pump Around 1 [m ³ /h]	79
	Duty Pump Around 1 [MMBTU/h]	-1,2
	Flujo Pump Around 2 [m ³ /h]	54
	Duty Pump Around 2 [MMBTU/h]	-1,6
E-723	N° Etapas Teóricas	16
	Duty Rehervidor [MMBTU/h]	23
E-724	N° Etapas Teóricas	25
	Duty Condensador [MMBTU/h]	-32
	Duty Rehervidor [MMBTU/h]	32

Siguiendo la tónica del caso 1, se discretizaron las distintas variables presentes en el proceso de FCCU a través de un % error, el cual permitió analizar si un cambio en el modelo operacional fue o no significativo con respecto a los registros de operación dados por PI Process Book y WinBliss, estos resultados se encuentran en el Anexo B-3.

CAPÍTULO V

MEJORAS A LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN

De las simulaciones efectuadas se analizaron la efectividad de ciertas variables, de acuerdo al problema planteado se resuelven los 2 casos y se revisan de acuerdo a los siguientes escenarios:

- a) Escenario A: Recuperación de LPG.
- b) Escenario B: H₂S presente en LPG.

5.1. Escenario A: Recuperación de LPG en el Proceso

Para la recuperación de LPG se analizaron modificaciones de las siguientes variables:

5.1.1. Razón de reflujo en E-701

En las fechas escogidas, se confirmó que la razón de reflujo en la operación eran muy bajas comparadas a la de diseño (Tabla 5.1).

La explicación a esto se debe a que el destilado de GNE se encuentra sobre las condiciones de diseño en el día 13/04/2013 y cercano al diseño considerando una carga de gas oil del 64% de diseño el día 19/12/2013.

Tabla 5.1. Recopilación de la razón de reflujo y destilado de E-701 para las fechas escogidas y diseño

Variable	Fecha		Diseño
	19-12-2013	13-03-2014	
Razón Reflujo E-701	0,19	0,30	0,75
GNE[m ³ /día]	2174	2400	2268

Al observar las razones de reflujo para ambas fechas se descarta un análisis en la simulación de la primera fecha escogida, ya que su razón de reflujo es demasiado baja debido a la desproporcionada salida del destilado de GNE, el pobre aporte del reflujo líquido a la fraccionadora principal y la inestabilidad en la operación durante ese período.

La segunda fecha resultó ideal para la evaluación del parámetro de la razón de reflujo que excede a las condiciones de diseño. Por lo tanto, al aumentar la razón de reflujo a las condiciones de diseño se esperan los siguientes efectos: disminución del destilado de GNE, aumento del tráfico de líquido en la fraccionadora principal E-701, menor requerimiento de energía para condensar y mejoramiento del fraccionamiento entre extracciones del tope. Sin embargo, para analizar el efecto sobre la recuperación de LPG en el proceso se obtiene mediante su simulación.

A continuación, la Tabla 5.2 entrega detalles de las variables que sufrieron desviaciones con el aumento de la razón de reflujo:

Tabla 5.2. Cambios en el modelo al aumentar la razón de reflujo a las condiciones de diseño

Caso 2A. Aumento Razón de Reflujo en E-701 para Recuperación de LPG.

Referencias

Modelo HYSYS con Operación

Operación (PI)

Fecha:13-03-2014

Desviaciones

Adecuada

Operación (WB)

Fecha:13-03-2014

Sobre el 5%

Carga Gas Oil: 4200[m3/día]

Producciones	Diseño	Modelo	Operación	Cambios al modelo	% Desviaciones
Fuel Gas[kg/h]	14257	10177	10812	10308	5
Fuel Gas[Mm3/día]	338	263	279	266	5
LPG [m3/día]	1546	1563	1461	1551	2
Gasolina [m3/día]	2657	2384	2436	2387	2
Nafta [m3/día]	588	100	100	100	0
COL [m3/día]	696	650	649	650	1
Decantado [m3/día]	360	374	377	374	1
Calidad de curvas en extracciones ASTM D86[°C]					
Gasolina	10%	46	50	51	4
	90%	193	152	158	5
Nafta	10%		163	157	4
	90%		193	201	1
COL	10%	243	219	223	4
	90%	316	296	308	1
Decantado	10%	343	389	383	0
	90%	524	523	524	0
Análisis de curvas [°C]					
10% Nafta- 90% Gasolina			11	-1	13
10% COL - 90% Nafta			26	22	27
10% Decantado - 90% COL			93	75	93
Especificaciones por Equipos Principales					
E-701: Fraccionadora Principal					
Razón de Reflujo (R/D)	0,75	0,33	0,30	0,75	
Q Condensador Tope [MMBTU/h]	-85	-53	-53	-55	5
Q sensible Retirado en el fondo [MMBTU/h]	0	-24	-24	-14	43
GENE a E-721	2268	2331	2400	1922	20
E-721: Absorbedor Primario					
T° Fondo [°C]	46	44	44	49	10
Resultados					
H2S (ppm peso)	1250	2774	4062	2205	46
% Recuperación LPG	98,8	95,2	96,0	94,7	
% Pérdida LPG en Fuel Gas		2,5	4,0	2,6	
% Pérdida LPG en GE		2,6		2,6	
RVP [psia]	6,7	8,7	8,7	8,7	0

El aumento de la razón de reflujo al diseño afectó a una leve disminución de la recuperación de LPG en la operación, dado que se envía una menor carga en masa de vapores en el tope de la unidad hacia la URL, condiciona a que se absorba una menor cantidad de LPG

que sale como fuel gas. Sin embargo, las desviaciones no son de gran magnitud por lo que se descarta que la razón de reflujo sea una variable que afecta a la recuperación de LPG. En cuanto al análisis GAP hubo un leve mejoramiento entre las extracciones de gasolina-nafta y nafta-COL.

5.1.2. Aumento de la extracción de nafta en E-701

Haciendo una recopilación de los datos históricos el TAG FC_7270.pv que indica el flujo de la extracción lateral de nafta en $\text{m}^3/\text{día}$ se obtiene la Figura 5.1:

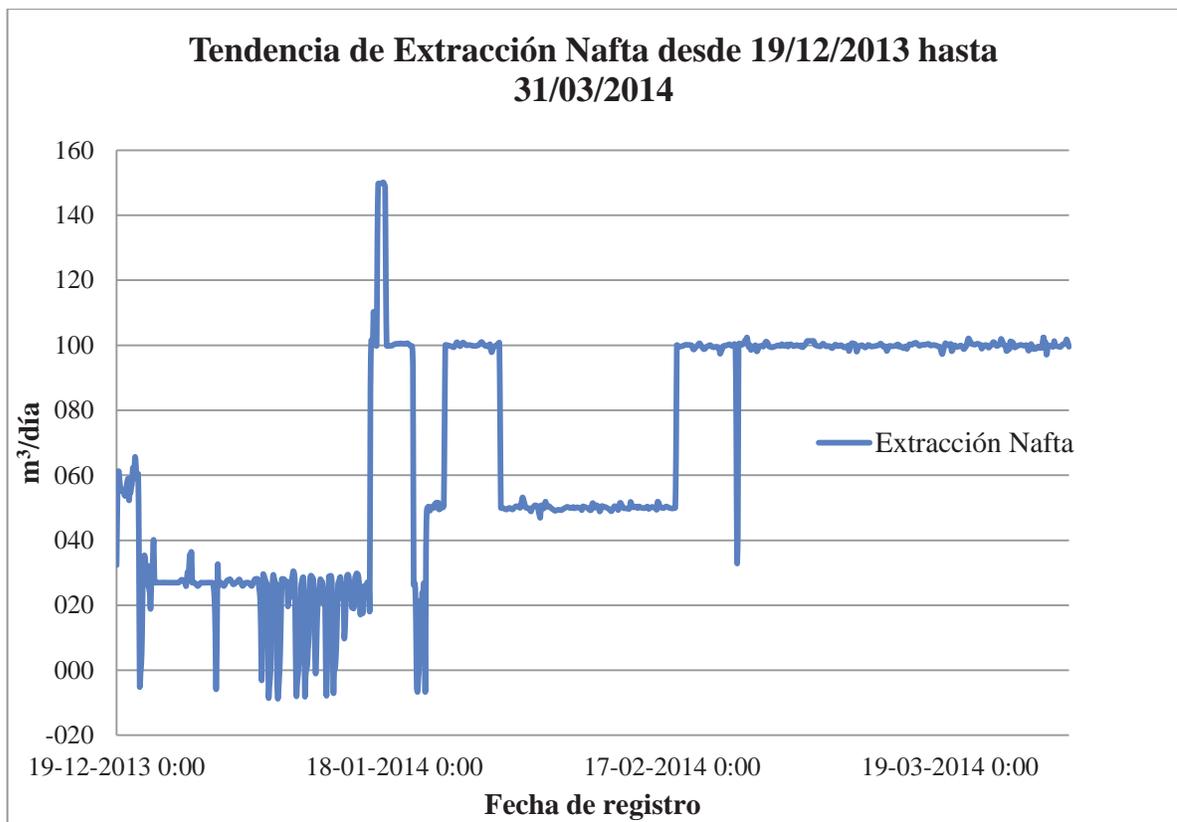


Figura 5.1. Registro de TAG FC_7270.pv en un período determinado. Fuente: PI Process Book.

Viendo de la Figura 5.1 el comportamiento de la extracción de nafta en un período de 2 meses y medio aproximadamente (desde el 19/12/2013 hasta el 31/03/2013) se observa que hasta el 18/01/2014 existen grandes diferencias en la extracción de la nafta y es demasiado

baja (no sobrepasó a los $60[\text{m}^3/\text{día}]$), debido a que la unidad de FCC se encontraba en intermitentes paros de operación durante ese período, por lo tanto, para la primera fecha escogida del día 19/12/2013 no fue conveniente realizar un análisis de la extracción de nafta dada su inestabilidad. Sin embargo, durante el mes de marzo de 2014 la extracción de nafta se mantuvo constante ($100[\text{m}^3/\text{día}]$), se registra un período de actividad estable en la operación lo que llevó a realizar el análisis en la simulación sobre la segunda fecha escogida: 13/03/2014.

El registro de operación que hay sobre la extracción de nafta está muy por debajo a los $588[\text{m}^3/\text{día}]$ especificados en el diseño, ya que están extrayendo más gasolina.

Un incremento en la extracción de nafta significa una disminución en la extracción de gasolina, lo que también disminuye el absorbente de gasolina en el absorbedor primario E-721, también modifica el equilibrio termodinámico de la fraccionadora principal, obligando a efectuar cambios en la distribución energética de sus Pump Around y un menor enfriamiento en el condensador de tope.

Como la carga de gas oil a la unidad de FCC el día 13/03/2014 es un 84% del diseño ($4200[\text{m}^3/\text{día}]$), se asignó esta proporción a la extracción de nafta del diseño quedando especificada en $481[\text{m}^3/\text{día}]$. Frente a esto se realizó una simulación cuyos resultados se encuentran resumidos en la Tabla 5.3:

Tabla 5.3. Efectos Principales en la simulación del aumento en extracción de Nafta

Caso 2A. Modificación Extracción de Nafta para Recuperación de LPG.						
Referencias		Operación (PI)		Desviaciones		
Modelo HYSYS con Operación		Fecha:13-03-2014		Adecuada		
Carga Gas Oil: 4200[m3/día]		Operación (WB)		Sobre el 5%		
		Fecha:13-03-2014				
Producciones	Diseño	Modelo	Operación	Cambios al modelo	% Desviaciones	
Fuel Gas[kg/h]	14257	10177	10812	10207	5	
Fuel Gas[Mm3/día]	338	263	279	264	5	
LPG [m3/día]	1546	1563	1461	1605	10	
Gasolina [m3/día]	2657	2384	2436	1918	21	
Nafta [m3/día]	588	100	100	481	381	
COL [m3/día]	696	650	649	697	7	
Decantado [m3/día]	360	374	377	358	5	
Calidad de curvas en extracciones ASTM D86[°C]						
Gasolina	10%	46	50	51	47	9
	90%	193	152	158	123	22
Nafta	10%		163	157	135	14
	90%		193	201	178	11
COL	10%	243	219	223	210	6
	90%	316	296	308	306	1
Decantado	10%	343	389	383	396	4
	90%	524	523	524	522	0
Análisis de curvas [°C]						
10% Nafta- 90% Gasolina			11	-1	12	
10% COL - 90% Nafta			26	22	31	
10% Decantado - 90% COL			93	75	91	
Resultados						
H2S (ppm peso)	1250	2774	4062	688	83	
% Recuperación LPG	98,8	95,2	96,0	97,5		
% Pérdida LPG en Fuel Gas		2,5	4,0	1,6		
% Pérdida LPG en GE		2,6		0,8		
RVP [psia]	6,7	8,7	8,7	8,7	0	

Los efectos de la mayor extracción de nafta fueron:

- a) Disminución de la producción de fuel gas (no significativa en un 5%) y una disminución de un 21% de la producción de gasolina.
- b) El aumento de la producción de LPG en un 10%, se vio favorecido a causa de una menor producción en gasolina, así como también un leve aumento del 7% en la producción de COL.

- c) La mejora significativa de los GAP entre nafta-COL y COL-decantado, asegurando un mejor fraccionamiento y una mayor calidad entre estos productos.
- d) La recuperación de LPG aumenta debido a una serie de cambios efectuados como consecuencia al aumento de nafta, llegando hasta un 97,5% de recuperación y disminuyendo la pérdida de LPG en el fuel gas hasta un 1,6%.
- e) Una disminución considerable con respecto al diseño de los ppm máxicos de H₂S en el proceso y que son analizados en el próximo ítem.

Para que estos cambios fueran posibles se intervinieron los equipos principales en la simulación, justificando los efectos que conlleva una mayor extracción de nafta:

a) **Fraccionadora principal E-701:**

Aumento de los Pump Around de nafta, COL y decantado, ya que un aumento en la extracción de nafta requiere de más energía removida para mantener un perfil de temperatura y así poder enfriar menos por el tope, aprovechando la energía a lo largo de la torre y adaptar el equilibrio a una mejor calidad en sus extracciones.

En el caso del aumento del Pump Around de nafta se aprovecha esa energía para calentar el agua de enfriamiento de caldera en uno de sus intercambiadores (C-711).

En el caso de la razón de reflujo aumentó de 0,30 a 0,44 ya que la temperatura en el tope se adapta a los 38°C y disminuye el destilado de GNE desde 2331[m³/día] hasta 1400[m³/día].

b) **Absorbedor primario E-721:**

Con menos carga de GNE se logra aumentar la carga de GE sobre la operación a este equipo para absorber todo el LPG que sea posible, esto es posible con el aumento de sus Pump Around retirando más calor en el equipo, su orden de magnitud aumentó a lo más en

1,2[MMBTU/h] ya que se asegura no absorber una gran cantidad de H₂S y no tener que aumentar el calor en el stripper de nafta E-723 porque se arriesga perder LPG absorbido.

c) **Absorbedor secundario E-722:**

Se aumentó la remoción de calor en los intercambiadores de COL con el fin de enfriarlo en su entrada al equipo y así absorber una mayor cantidad de gasolina que se encuentra presente en el fuel gas.

d) **Debutanizadora E-724:**

Primero se llevó la razón de reflujo volumétrica al diseño en una magnitud de 1,86. Para esto se aumenta el calor del condensador, logrando enfriar la torre y permitiendo un mayor tráfico de líquido y una mejor separación en el equilibrio entre LPG y gasolina, verificando en el caso de la gasolina que su RVP no excediera los 8,7[psia] que se registran en la operación.

La Tabla 5.4 muestra en detalle las intervenciones en los equipos anteriormente mencionados:

Tabla 5.4. Variables modificadas en equipo principales con el aumento de nafta para la recuperación de LPG

Caso 2A. Modificación Extracción de Nafta para Recuperación de LPG. Detalles por Equipos

Referencias

Modelo HYSYS con Operación

Operación (PI)

Fecha:13-03-2014

Desviaciones

Adecuada

Sobre el 5%

Carga Gas Oil: 4200[m3/día]

5. Especificaciones por Equipos Principales	Diseño	Modelo	Operación	Cambios al modelo	% Desviaciones
5.1. E-701: Fraccionadora Principal					
Razón de Reflujo (R/D)	0,75	0,33	0,30	0,44	48
Caudal PA Nafta [m3/día]	6960	2456	2448	5879	140
Caudal PA COL [m3/día]	4800	2889	2880	4045	40
Caudal PA COP [m3/día]	4944	4278	4272	4276	0
Caudal PA Decantado [m3/día]	12216	9159	9144	11933	30
Q Condensador Tope [MMBTU/h]	-85	-53	-53	-32	39
Q sensible Retirado en el fondo [MMBTU/h]	0	-24	-24	-14	43
dT PA Nafta [°C]	60	92	92	60	35
dT PA COL [°C]	80	92	92	80	13
dT PA COP [°C]	80	80	80	80	0
Q PA Decantado [MMBTU/h]	-78	-52	-52	-59	14
Q PA Nafta E-701	-19	-16	-16	-24	55
Q PA COL E-701	-33	-22	-22	-26	16
Q PA COP E-701	-34	-32	-32	-32	1
GNE a E-721	2268	2331	2400	1425	41
5.2. E-721: Absorbedor Primario					
Carga GE	874	840	905	978	8
Q PA 1[MMBTU/h]	-1,1	-1,2	-1,2	-2,4	98
Q PA 2[MMBTU/h]	-1,4	-1,6	-1,6	-2,0	24
Caudal PA 1 [m3/día]	3504	1896	1904	3504	84
Caudal PA 2 [m3/día]	3720	1296	1292	3720	188
5.3. E-722: Absorbedor Secundario					
Q C-727/C-728 [MMBTU/h]	-5,0	-5,0	-5,0	-6,4	28
5.5. E-724: Debutanizadora					
Razón de Reflujo (R/D)	1,86	1,61	1,61	1,86	
Q Condensador [MMBTU/h]	-36	-33	-33	-37	12

Se consideró un análisis gráfico de curvas de destilación ASTM D86 que se encuentra especificado en el gráfico incorporado en el Anexo C-1, que representa los cálculos de las curvas de destilación ASTM D86 considerando las extracciones de gasolina, nafta, COL y

decantado a medida que la carga a la fraccionadora principal E-701 avanza por las extracciones. Este gráfico se confecciona considerando un %v/v acumulado, que se obtiene en base a rendimientos en volumen de cada extracción. La siguiente tabla entrega en detalle los rendimientos obtenidos:

Tabla 5.5. Rendimientos volumétricos obtenidos por extracción

Extracción	Producción [m³/día]	Rendimiento %	Rendimiento Acumulado %
LPG	1605	32	32
Gasolina	1918	38	70
Nafta	481	10	79
COL	697	14	93
Decantado	358	7	100
Total	5059	100	100

El %v/v acumulado en cada extracción se realizó a través de la siguiente ecuación:

$$\%v/v \text{ ac} = \frac{\%v/v}{100} * RE + REA \quad \text{Ecuación 20}$$

Dónde:

%v/v ac. : %v/v acumulado.

%v/v: %v/v de la extracción analizada.

RE: Rendimiento de la extracción analizada.

REA: Rendimiento de la extracción anterior a la analizada.

Viendo el gráfico resultante del Anexo C-1 las curvas de destilación para cada extracción tienden a superponerse en la curva de la carga recombinada, esto explica que cada extracción se encuentra entre un rango de %v/v sobre la carga. Además se aprecian de manera vertical en el eje de las abscisas los GAP entre cada extracción.

5.2. Escenario B: H₂S presente en LPG

El contenido de H₂S en LPG es medido en ppm másicas, por condiciones de diseño se encuentra definido que este contenido no debe sobrepasar los 1250 ppm. Se realizó una recopilación de muestras de LPG desde el 19/12/2013 hasta el 25/03/2014 a través del programa WinBliss:

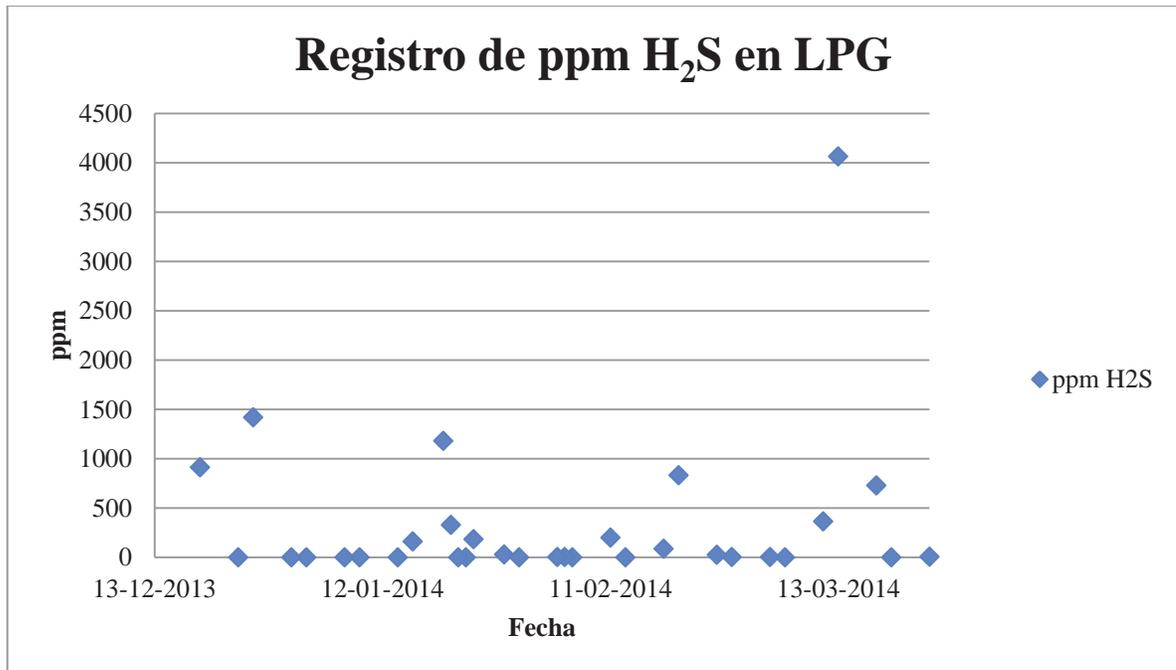


Figura 5.2. Datos históricos del contenido de H₂S en LPG en ppm. Desde 19/12/2013 hasta el 25/03/2014. Punto de muestreo: J733. Fuente: WinBliss

De la Figura 5.2 queda evidenciado que los ppm de H₂S en la muestra de LPG para la fecha escogida del 13/03/2014 excede los 4000 ppm, el cual se aleja de otras fechas que poseen un leve exceso sobre los 1000 ppm. Este considerable exceso se puede dar a menudo en la operación, por ello es relevante examinar un cambio en la variable que permite disminuir el contenido de H₂S en el LPG y que lo traspasa al fuel gas. Esa variable es el calor del Reboiler del stripper de nafta E-723, que permite que el H₂S y otros gases sean separados del LPG con la gasolina. Pese a esta recomendación fue importante el análisis a través de una simulación dónde sus resultados se encuentran detallados en la siguiente tabla:

Tabla 5.6. Efectos del aumento del calor del reboiler en stripper de nafta E-723

Caso 2B. Aumento Q Reboiler de E-723 para Remoción de H₂S en LPG.

Referencias

Modelo HYSYS con Operación

Operación (PI)
Fecha:13-03-2014

Desviaciones
Adecuada

Operación (WB)
Fecha:13-03-2014

Sobre el 5%

Carga Gas Oil: 4200[m³/día]

Producciones	Diseño	Modelo	Operación	Cambios al modelo	% Desviaciones
Fuel Gas[kg/h]	14257	10177	10812	10755	0
Fuel Gas[Mm ³ /día]	338	263	279	278	0
LPG [m ³ /día]	1546	1563	1461	1533	2
Gasolina [m ³ /día]	2657	2384	2436	2382	2
Nafta [m ³ /día]	588	100	100	100	0
COL [m ³ /día]	696	650	649	650	1
Decantado [m ³ /día]	360	374	377	374	1
E-723: Stripper de Nafta					2
Q Rehervidor [MMBTU/h]	29	23	23	29	26
Resultados					
H ₂ S (ppm peso)	1250	2774	4062	52	99
% Recuperación LPG	98,8	95,2	96,0	94,6	
% Pérdida LPG en Fuel Gas		2,5	4,0	3,1	
% Pérdida LPG en GE		2,6		2,5	
RVP [psia]	6,7	8,7	8,7	8,7	0

Un aumento del calor del reboiler en E-723 evidencia un claro deceso del contenido de H₂S en el LPG, pero también se toma en cuenta que aumentar la magnitud de este calor efectúa una disminución en la recuperación del LPG que se pierde en el fuel gas, por lo que se necesita de un análisis entre estas 4 variables, dejando la recuperación de LPG, la pérdida de LPG en el fuel gas y el contenido de H₂S en el LPG como variables dependientes del calor del reboiler. El análisis es efectuado mediante un gráfico que se encuentra en el Anexo C-2.

Según el gráfico la concentración de H₂S se ve disminuida bajo los 1250 ppm en el orden de los 25[MMBTU/h], mientras que el % molar de recuperación de LPG disminuye a un 95%, mientras aumenta el % molar de LPG en fuel gas a 2,7%.

5.3. Distribución de propanos y butanos en la mejora a la operación para la recuperación de LPG y aprovechamiento de agua de caldera

a) Distribución de propanos y butanos para la recuperación de LPG:

Primero se verificó la simulación para el día 13/03/2014 (operación estable) y posteriormente la simulación de mejora en la recuperación de LPG. Se revisó la distribución de los propanos (C₃) en el fuel gas y en el LPG. Luego se revisó la distribución de los butanos (C₄) en el LPG y en la gasolina estabilizada. Se estimaron las cantidades en masa [kg/día] de C₃ que se pierden en el fuel gas y también de C₄ que se pierden en la gasolina, mostradas en la Tabla 5.7:

Tabla 5.7. Distribución de propanos y butanos perdidos en fuel gas y gasolina respectivamente

Simulación efectuada	Propanos en fuel gas[kg/día]	Butanos en gasolina[kg/día]
Operación	564	374
Mejora con extracción de nafta	241	143
% variación mejora/operación	43	38

De la Tabla 5.7 se verifica que la variación de las cantidades másicas de la mejora propuesta a recuperar LPG extrayendo más nafta es de un 43% en propanos (explicando que se recupera un 57% de propanos perdidos en fuel gas) y de un 38% en butanos (se recupera un 62% de butanos perdidos en la gasolina estabilizada).

b) Agua de alimentación de caldera (BFW):

Al aumentar la extracción de nafta como consecuencia se modifica la distribución energética en la fraccionadora principal E-701. Los intercambiadores que utilizan agua de alimentación de caldera (Boiling Feed Water: BFW) aprovecharon el aumento de calor, se generó vapor de media presión (Pump Around decantado) y se calentó el agua de alta presión (Pump Around nafta), ya que se necesitan de 118[MMBTU/h] adicionales para transformarla a vapor de alta presión. Estos resultados se verificaron en la simulación de mejora a la recuperación de LPG extrayendo más nafta.

En la Tabla 5.8 se detallan las condiciones de salida de presión, temperatura y fase para BFW procesadas.

Tabla 5.8. Detalles de las condiciones de salida de BFW en los Pump Around analizados

Equipo	Descripción	Duty [MMBTU/h]	Presión [psig]	Temperatura [°C]	Fase Salida BFW
C-711	BFW en PA Nafta	13	600	179	Líquido
C-740	BFW en PA Decantado	61	150	186	Vapor

No es posible estimar costos operacionales en la producción del vapor porque para producir agua de alimentación se requiere de un detallado análisis por procesos previos los cuales pertenecen al área de suministros de la refinería. Cada proceso tiene un costo adicional de producción, siendo la mayoría de esta información de uso confidencial en ENAP Refinerías Aconcagua.

CONCLUSIÓN

La simulación es una herramienta que facilitó el reconocimiento de las variables que influyeron a las mejoras propuestas frente a los problemas desarrollados. En lo que es al levantamiento de la simulación con las condiciones de diseño se verificaron variables como los calores con los cuales se podía trabajar para tener un control frente a composiciones por producto que se determinan en la operación a través de toma de muestras del programa WinBliss.

Con respecto a las simulaciones efectuadas con las condiciones de operación se concluye que el escoger un día que presente inestabilidad en la operación como lo fue el 19/12/2013 lleva a que ciertas variables analizadas no representen al comportamiento de las variables establecidas en las condiciones de diseño, además que el análisis en cuanto a la recuperación de LPG en el proceso tiene un grado de incertidumbre para su evaluación, ya que una inestabilidad operacional se debe a procesos previos a la unidad de FCC y depende de la caracterización de la carga de gas oil. Por lo tanto, es de vital importancia en la simulación siempre escoger un día que se tenga una carga de gas oil estable en la unidad de FCC ya que la evaluación de parámetros claves en la operación se efectúa en el estado estacionario.

Se pudo apreciar que al aumentar la extracción de nafta transforma la configuración energética dentro de la fraccionadora principal, además que el calor aprovechado aumentando el Pump Around de nafta facilita calentar el agua de enfriamiento de caldera de alta presión, se necesitan una serie de intercambiadores para precalentar el agua, se ahorra energía ya que no se pierde en el condensador de tope, que posee un aerofriador y requiere de un menor enfriamiento en esa zona. También se comprobó la importancia de mantener el equilibrio entre las etapas de la fraccionadora principal al aumentar el Pump Around de decantado, enfriando más en el fondo se requiere de una menor energía en las otras secciones de la torre.

Aumentando la extracción de nafta se obtiene una menor cantidad de gasolina estabilizada en la debutanizadora, pero esto no tiene importancia ya que ambas se destinan a la unidad de HDG, por lo tanto, la máxima regulación que se comprobó mediante la simulación fue controlar la presión de vapor (RVP) en la gasolina ya que se regula la cantidad de butanos

presentes en la gasolina, esto fue posible ajustando el calor del reboiler de la debutanizadora E-724 y su razón de reflujo llevándola al diseño. También la RVP es fundamental en la recuperación de LPG, ya que los butanos se distribuyen siempre en una mayor cantidad hacia la extracción de LPG.

En cuanto al absorbedor primario E-721, absorbedor secundario E-722 y stripper de nafta E-723 fue relevante el evaluar estos equipos como un sistema integrado, ya que al aumentar el flujo de absorbente (gasolina estabilizada) en el E-721 la recuperación de LPG aumenta, pero sólo hasta cierto flujo de absorbente ($978[\text{m}^3/\text{día}]$) ya que en una mayor cantidad se arriesga absorber más H_2S que se destina al LPG, obligando a aumentar el calor del reboiler del E-723 y con esto se arriesga a perder el LPG en el fuel gas.

Finalmente, se decide no aumentar el calor del reboiler de E-723 con respecto a la operación y no llevarlo al diseño, ya que afecta a tener una menor recuperación de LPG, además que en el escenario A ya se verificó que el H_2S en fuel gas se regula a través del absorbedor primario E-721 al aumentar el calor en sus Pump Around ya que se tiene una menor carga de GNE, evitando arrastrar el H_2S y otros compuestos volátiles, por lo tanto, se obtienen menores concentraciones de H_2S en el LPG, manteniendo el calor del reboiler del stripper de nafta E-723.

Por último como son mejoras operacionales, se enfocaron a beneficios técnicos del proceso y no se acudió a compra e instalación de nuevos equipos, no hay una nueva inversión, por lo tanto, no fue necesario efectuar una evaluación económica del proceso, ya que tampoco se pueden estimar costos en los requerimientos de agua de alimentación de caldera, porque esto se efectúa con información que es de uso confidencial para la empresa y tampoco es posible establecer una rentabilidad operacional.

BIBLIOGRAFÍA

1. Aconcagua, E. R. (2012).” *Memoria de ENAP Refinerías año 2012*” . Concón. 2012.
2. UOP. (2000). “*FCCU Basic Engineeing Information*”. Illonis, USA. 2000.
3. Leprince, P. (2001). “*Conversion Processes*”,*Vol. 3,Chapter 5*. Paris: Technip. 2001.
4. Aconcagua, E. R. (2008). “*Manual de Operaciones de FCCU en ENAP Refinerías Aconcagua*”. Concón. 2008.
5. Davison, G. (1993). “*Guía para craqueo catalítico fluidizado*”. Maryland: W.R. Grace&Co.-Conn. 1993.
6. Lira, E. (1999).” *Introductory Chemical Engineering Thermodynamics*”.*Editorial Prentice Hall*.1999.
7. AspenTech. (2009).” *Aspen HYSYS Operations Guide*”. *Aspen Tech*. 2009.
8. Holland, C. (1997). “*Fundamentals of Multicomponent Distillation*”. *Editoral Mc Graw Hill*. 1997.
9. Valiente, A. (2010). “*Absorción multicomponente*”. México D.F. 2010.
10. Kaes, G. L. (2000). “*Refinery Process Modeling*”. Athenas. 2000.
11. R.N., W. (1979). "*Petroleum Refinery Distillation*",*2nd Edition*. Houston, Texas: Gulf Publishing Company. 1979.

ANEXOS

ANEXO A-1: RESULTADOS DE LAS SIMULACIÓN DE URL CON LAS CONDICIONES DE DISEÑO.

Modelo en HYSYS vs Diseño URL FCCU: Equipos Principales

Referencia de colores	Modelo	Ingeniería
-----------------------	--------	----------------------------

Equipo	E-724: Debutanizadora						E-723: Stripper de Nafta						E-722: Absorbedor Secundario						E-721: Absorbedor Primario													
Línea	707		729		735		703		685		687		704		653		693		655		697		651		452		534		653		678	
Descripción	Alimentación		Destilado LPG		Fondo GE		Alim. Vapor		Alim. Líquido		Salida Vapor		Salida Líquido		Alim. Vapor		Alim. Líquido		Salida Vapor		Salida Líquido		Alim. Vapor		Alim. GE		Alim.GNE		Salida Vapor		Salida Líquido	
Temperatura[°C]	121	121	46	35	191	171	125	123	60	60	63,5	62	125	123	45	45	54	53	55	47	55	57	38	38	35	35	36	36	45	45	46	46
Presión[kg/cm2]	11,19	11,19	9,53	9,53	10,81	10,81	15,77	15,87	17,71	17,78	15,45	15,45	15,77	15,77	14,1	14,06	13,62	13,62	13,7	13,62	13,7	13,67	14,85	14,56	16,78	16,78	16,39	16,39	14,1	14,06	16,31	16,31
RVP[psia]					6,5	9,4																										
Componentes [kmol/h]																																
H2O	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	4,96	2,37	3,35	2,37	3,35	0,00	0,00	4,66	4,01	0,42	0,42	4,86	4,10	0,22	0,33	5,01	4,96	0,00	0,00	0,89	0,88	4,66	4,01	1,24	1,83
N2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	55,31	3,68	3,88	3,68	3,88	0,00	0,00	53,40	53,42	0,01	0,01	53,16	53,16	0,25	0,28	55,30	55,31	0,00	0,00	0,07	0,07	53,40	53,42	1,97	1,96
CO2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	17,47	6,30	11,55	6,30	11,55	0,00	0,00	11,32	11,37	0,01	0,01	10,87	10,46	0,45	0,92	14,37	17,47	0,00	0,00	0,22	0,22	11,32	11,37	3,28	6,32
SO2	0,01	0,02	0,01	0,02	0,00	0,00	0,02	0,00	0,00	0,02	0,01	0,00	0,01	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,01
SO3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2S	0,89	0,89	0,89	0,89	0,00	0,00	2,53	52,92	52,25	55,65	51,36	54,76	0,89	0,89	20,48	21,01	0,02	0,02	18,14	17,68	2,36	3,34	47,60	52,92	0,00	0,00	0,80	0,79	20,48	21,01	27,91	32,70
H2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	97,02	3,40	2,68	3,40	2,68	0,00	0,00	95,56	95,57	0,01	0,01	95,34	95,32	0,23	0,27	97,34	97,02	0,00	0,00	0,05	0,05	95,56	95,57	1,82	1,49
C1	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	214,57	39,76	43,14	39,76	43,14	0,00	0,00	192,53	192,64	0,06	0,06	189,84	189,27	2,74	3,43	212,33	214,57	0,00	0,00	0,90	0,89	192,53	192,64	20,69	22,82
C2=	0,00	0,01	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	127,86	71,16	83,54	71,16	83,53	0,00	0,01	85,55	85,66	0,04	0,04	81,58	80,89	4,01	4,81	120,44	127,86	0,00	0,00	1,42	1,41	85,55	85,66	36,31	43,61
C2	0,18	0,66	0,18	0,66	0,00	0,00	0,59	219,66	181,62	189,24	181,44	188,58	0,18	0,66	123,90	123,64	0,04	0,04	115,63	114,74	8,31	8,95	213,60	219,66	0,00	0,00	2,51	2,49	123,90	123,64	92,21	98,51
C3=	229,47	225,96	229,47	225,89	0,00	0,00	424,93	168,11	427,92	375,84	198,45	149,95	229,47	225,89	15,57	19,11	0,29	0,29	13,11	15,62	2,75	3,79	188,38	168,11	0,00	0,00	16,29	16,18	15,57	19,11	189,10	165,19
C3	97,59	96,17	97,59	96,14	0,00	0,00	165,38	58,80	164,39	148,64	66,81	52,50	97,59	96,14	4,26	5,70	0,10	0,10	3,52	4,55	0,84	1,25	63,57	58,80	0,00	0,00	7,36	7,31	4,26	5,70	66,67	60,41
C4s	398,31	392,81	389,98	381,33	8,33	11,39	369,57	788,57	478,68	471,79	80,44	79,07	398,31	392,70	6,05	11,51	0,95	0,95	4,08	6,48	2,92	5,96	69,41	77,61	2,04	2,82	76,08	75,59	6,05	11,51	141,48	144,52
C5s	341,30	338,09	6,69	7,12	334,61	330,88	170,50	532,05	367,52	365,74	26,22	27,75	341,30	338,00	22,51	24,80	1,11	1,11	5,70	2,47	17,92	23,45	19,78	23,33	82,01	81,95	115,67	114,92	22,51	24,80	110,47	195,40
C6+	806,83	795,62	0,00	0,00	806,83	795,39	64,68	878,25	812,09	807,94	5,17	12,55	806,83	795,39	3,44	10,92	170,25	170,23	0,21	0,61	173,48	180,54	2,83	8,66	197,74	197,02	519,32	515,88	3,44	10,92	800,93	710,62
Flujo Total	1874,58	1850,22	724,81	712,06	1149,77	1137,66	1198,19	3215,56	2611,14	2563,00	736,57	713,29	1874,58	1849,69	639,24	659,36	173,30	173,28	596,04	595,35	216,49	237,32	1109,97	1126,28	281,79	281,79	741,57	736,69	639,24	659,36	1494,10	1485,39

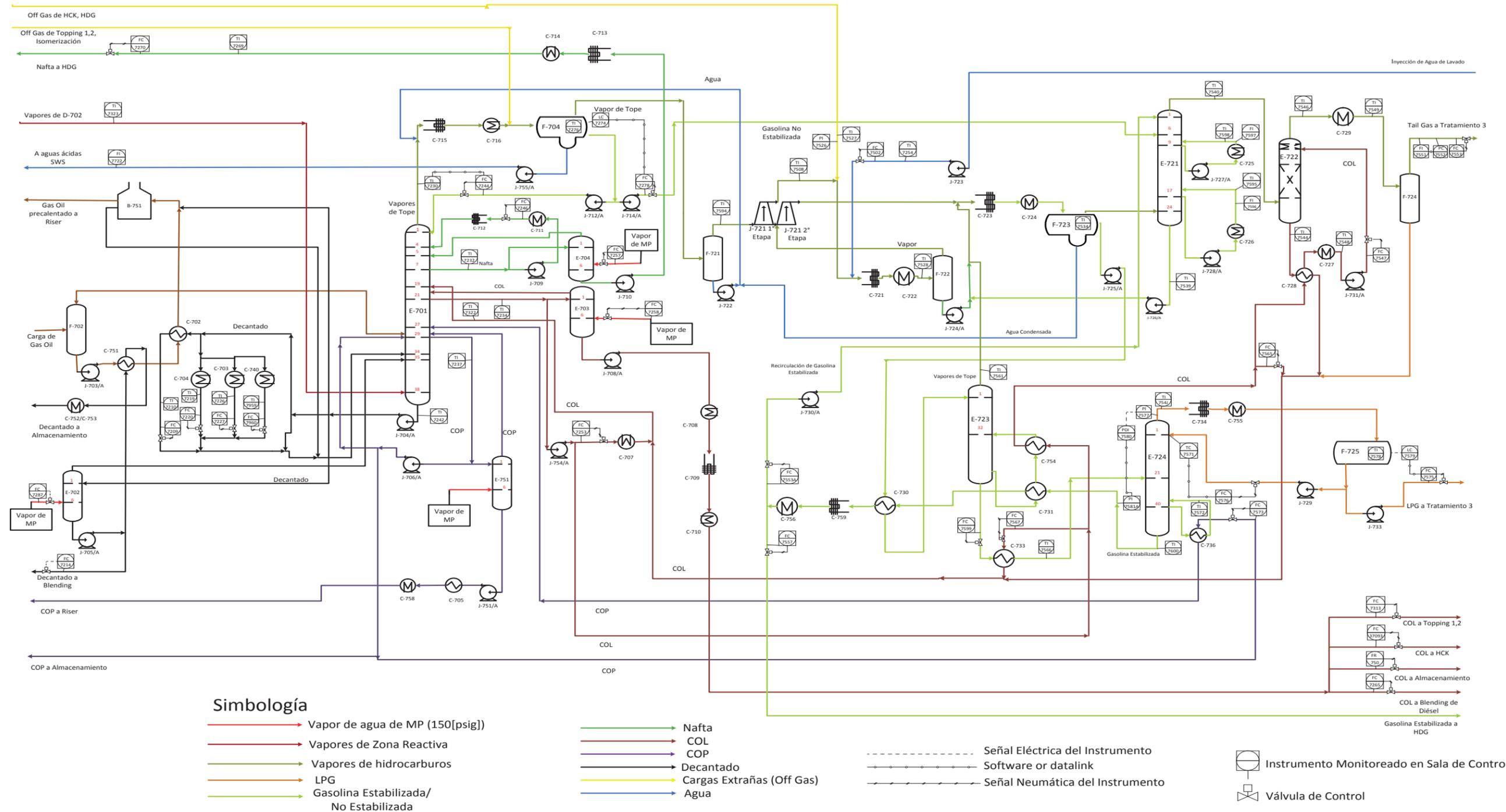
ANEXO A-2: RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DE LA ZONA DE FRACCIONAMIENTO CON LAS CONDICIONES DE DISEÑO.

Modelo en HYSYS vs Diseño Fraccionadora FCCU: E-701

Referencia de colores	Modelo	Ingeniería
-----------------------	--------	------------

Línea	200		534		551		511		442		334		231	
Descripción	Carga de vapores a E-701		GNE a E-721		Vapores de Tope a F-721		Agua de Tope a SWS		Nafta de E-704 a Tratamiento		COL de E-703 a Almacenamiento		Decantado a Almacenamiento	
Temperatura[°C]	529	529	42	36	42	36	42	36	138	147	207	210	364	339
Presión[kg/cm2]	1,52	1,52	0,88	0,88	0,88	0,88	0,88	0,88	1,24	1,24	1,33	1,43	1,5	1,51
RVP[psia]														
Componentes [kmol/h]														
H2O	413,19	413,36	0,78	0,88	64,43	47,50	1088,92	1112,67	1,36	2,12	1,17	1,78	0,27	0,45
N2	53,11	53,16	0,08	0,07	53,38	53,33	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO2	10,39	10,46	0,12	0,22	10,82	11,15	0,01	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SO2	0,02	0,02	0,00	0,00	0,01	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SO3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2S	16,25	16,55	0,60	0,79	19,83	20,52	0,03	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2	77,43	77,50	0,06	0,05	87,49	87,47	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C1	176,62	176,99	0,82	0,89	185,47	185,52	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C2=	80,46	80,90	1,28	1,41	84,23	84,23	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C2	84,29	85,10	2,51	2,49	112,71	111,93	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C3=	241,03	241,52	14,56	16,18	229,75	228,76	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C3	74,55	74,70	6,65	7,31	89,89	89,49	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C4s	372,80	373,72	68,84	75,59	322,17	318,42	0,00	0,00	0,00	0,06	0,00	0,01	0,00	0,00
C5s	246,50	248,91	105,06	114,92	169,76	165,81	0,00	0,00	0,00	0,24	0,00	0,03	0,00	0,00
C6+	902,18	866,28	564,74	515,86	45,18	93,39	0,00	0,00	136,94	136,65	131,29	130,71	38,99	40,38
Flujo Total	2748,81	2719,17	766,11	736,67	1475,14	1497,53	1088,96	1112,67	138,30	139,07	132,46	132,53	39,26	40,83

ANEXO B-1: DIAGRAMA P&ID DE FCCU.



ANEXO B-2: RESULTADO DE SIMULACIÓN OPERACIONAL

CASO 1.

Caso 1. Modelo Ajustado a Operación: 19/12/2013

Referencias

Modelo HYSYS con Operación

Operación
(PI)
Fecha:
19-12-2013

Operación
(WB)
Fecha:
19-12-2013

Desviaciones

Adecuada

Sobre el 5%

Carga: 3200[m³/día]

Producciones	Modelo	Operación	% Desviaciones
Fuel Gas[kg/h]	8217	8678	5
Fuel Gas[Mm ³ /día]	212	224	5
LPG [m ³ /día]	1272	1207	5
Gasolina [m ³ /día]	1910	1951	2
Nafta [m ³ /día]	56	56	0
COL [m ³ /día]	570	570	0
Decantado [m ³ /día]	229	227	1
Calidad de curvas en extracciones ASTM D86[°C]			
Gasolina 10%	53	55	4
90%	163	164	1
Nafta 10%	176	161	9
90%	208	213	2
COL 10%	223	232	4
90%	341	355	4
Decantado 10%	397	383	4
90%	523	524	0
Análisis de curvas [°C]			
10% Nafta- 90% Gasolina	13	-3	
10% COL - 90% Nafta	15	19	
10% Decantado - 90% COL	56	28	
Resultados			
H ₂ S (ppm peso)	97	912	89
% Recuperación LPG	95,3	94,0	
% Pérdida LPG en Fuel Gas	3,2	6,0	
% Pérdida LPG en GE	1,5	0,0	
RVP [psia]	7,6	8,1	6

ANEXO B-3: RESULTADO DE SIMULACIÓN OPERACIONAL CASO 2.

Caso 2: Modelo Ajustado a Operación. 13/03/2014

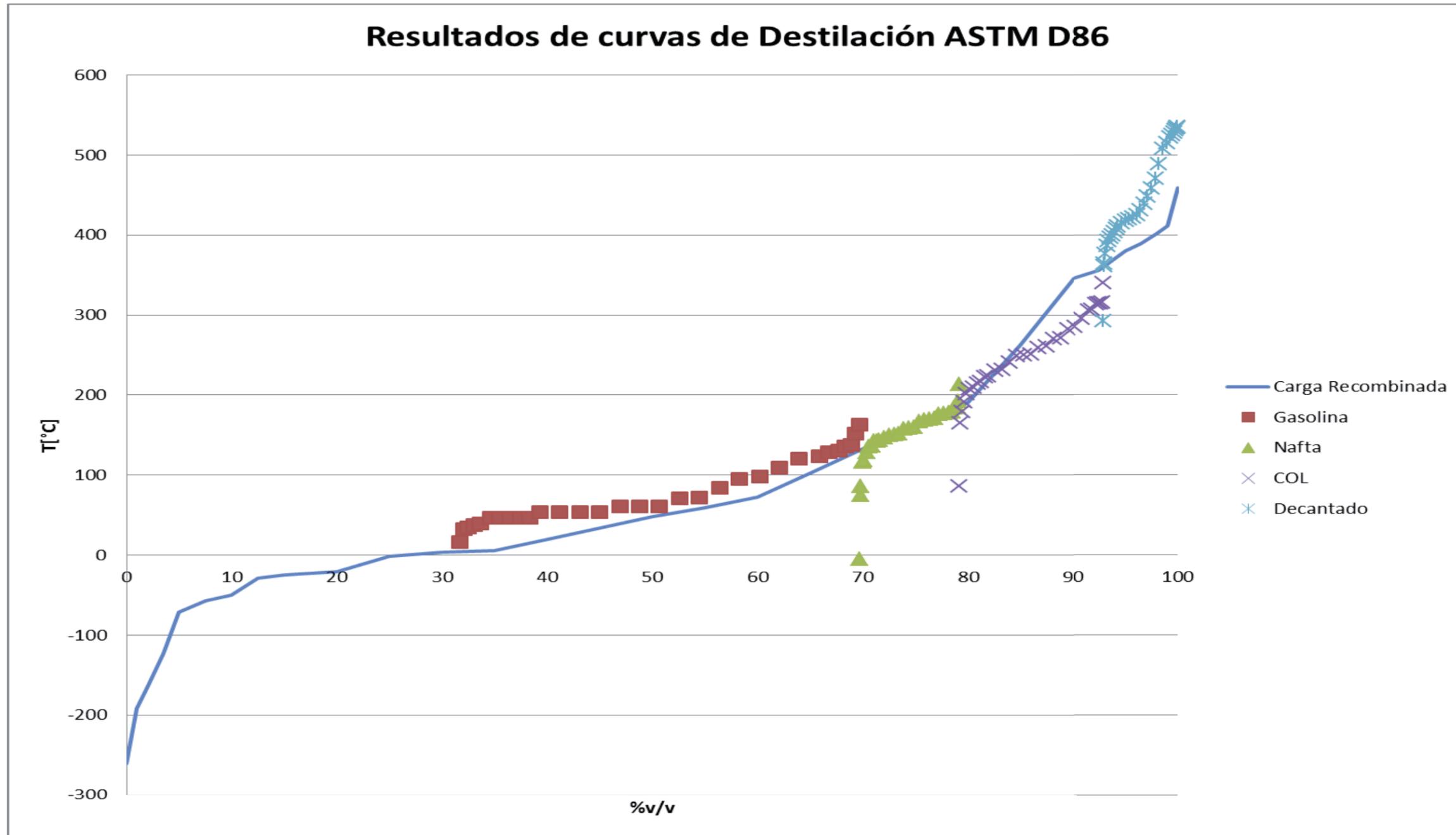
Referencias

Modelo HYSYS con Operación	Operación (WB) Fecha: 13- 03-2014	Operación (PI) Fecha: 13- 03-2014	Desviaciones Adecuada Sobre el 5%
----------------------------	--	--	---

Carga Gas Oil: 4200[m³/día]

Producciones	Diseño	Modelo	Operación	% Desviaciones
Fuel Gas[kg/h]	14257	10177	10812	6
Fuel Gas[Mm ³ /día]	338	263	279	6
LPG [m ³ /día]	1546	1563	1461	7
Gasolina [m ³ /día]	2657	2384	2436	2
Nafta [m ³ /día]	588	100	100	0
COL [m ³ /día]	696	650	649	0
Decantado [m ³ /día]	360	374	377	1
Calidad de curvas en extracciones ASTM D86[°C]				
Gasolina 10%	46	50	51	2
90%	193	152	158	4
Nafta 10%		163	157	4
90%		193	201	4
COL 10%	243	219	223	2
90%	316	296	308	4
Decantado 10%	343	389	383	1
90%	524	523	524	0
Análisis de curvas [°C]				
10% Nafta- 90% Gasolina		11	-1	
10% COL - 90% Nafta		26	22	
10% Decantado - 90% COL	27	93	75	
Resultados				
H2S (ppm peso)	1250	2774	4062	32
% Recuperación LPG	98,8	95,2	96,0	
% Pérdida LPG en Fuel Gas		2,5	4,0	
% Pérdida LPG en GE		2,6	0,0	
RVP [psia]	6,7	8,7	8,7	0

ANEXO C-1: GRÁFICO COMBINADO DE CURVAS DE DESTILACIÓN ASTM D86 PARA CASO 2A: RECUPERACIÓN DE LPG EXTRAYENDO MÁS NAFTA.



ANEXO C-2: ANÁLISIS GRÁFICO DE VARIABLES DEPENDIENTES DEL CALOR DEL REBIOLER DEL STRIPPER DE NAFTA E-723.

