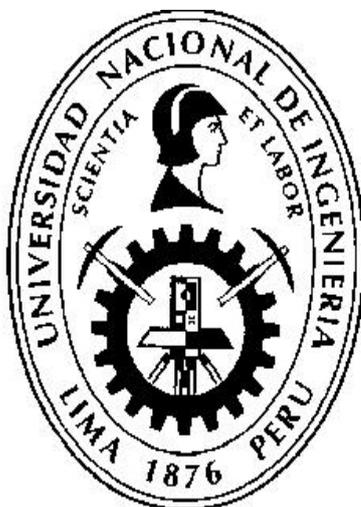


UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
FACULTAD DE INGENIERIA DE PETROLEO,
GAS NATURAL Y PETROQUIMICA



OPTIMIZACIÓN DE LA UNIDAD DE
TOPPING PARA LA OBTENCIÓN DE
DIESEL 2 EN UNA PLANTA DE GAS

TESIS

PARA OPTAR EL TITULO DE PROFESIONAL DE:

INGENIERO PETROQUIMICO

ELABORADO POR:

JAHIR GRIMALDO BUITRÓN FERNÁNDEZ

PROMOCION: 2011-II

LIMA – PERU

2013

DEDICATORIA

A mis padres José y Gladys,

Por inculcarme los valores y ser mis primeros maestros.

Por enseñarme que para salir adelante hay que estudiar,
y que en esta vida todo se puede lograr si uno se lo propone.

AGRADECIMIENTOS

A mis queridos padres por el amor incondicional, confianza y el apoyo más allá de lo requerido.

A mis hermanos por ser ejemplos a seguir y por creer en mí.

A los profesores de la Escuela Profesional de Ingeniería Petroquímica por haber sido pilares fundamentales en mi formación universitaria.

A todos mis amigos de hoy y siempre por estar en los momentos alegres y tristes de mi vida.

A todas las personas que de una u otra manera ayudaron a sacar este proyecto adelante, gracias.

SUMARIO

La instalación de la Unidad de *Topping* forma parte del Proyecto de Ampliación de la Planta de Gas. Esta unidad fue diseñada para producir “*in situ*” Diesel 2 y Turbo A-1 a partir del condensado proveniente de la Unidad de Deshidratación de Condensado, de tal manera de buscar independencia del suministro externo de estos combustibles y evitar los problemas de índice logístico.

La Puesta en Marcha de la Unidad presentó dificultades en la obtención del Diesel 2, debido a que el producto obtenido no cumplía con las especificaciones de calidad y, por tanto, no podría ser consumido; esto motivó a iniciar la investigación.

El presente trabajo hace un análisis de las condiciones de diseño de la Unidad de *Topping* para identificar los cuellos de botella existentes y, mediante el uso del simulador de Procesos Hysys v7.3, se prepara un modelo para analizar las variables operativas que afectan directamente al proceso, con el objetivo de determinar las condiciones óptimas de operación para el correcto funcionamiento de la Unidad, la cual permitirá producir Diesel 2 en la calidad de especificación y en la cantidad requerida para abastecer el consumo interno.

Para la preparación y validación de la simulación, se registraron datos de las condiciones de operación y se realizaron pruebas de cromatografía al condensado obtenido en diferentes puntos de la Unidad. Toda esta data fue ingresada al simulador de procesos y los resultados obtenidos son validados y conciliados. Luego que el modelo de simulación reproduzca las condiciones existentes, se efectúan cambios en las condiciones del simulador y se evalúa su influencia en la performance de la planta actual.

Finalmente, el análisis económico justifica la inversión del proyecto.

ÍNDICE

DEDICATORIA.....	i
AGRADECIMIENTOS.....	ii
SUMARIO	iii
ÍNDICE.....	iv
INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO I: PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	3
1.1. Antecedentes.....	3
1.2. Formulación del Problema.....	5
1.3. Justificación.....	5
1.4. Delimitación de la Investigación.....	5
1.5. Objetivos.....	5
1.5.1. Objetivo General.....	5
1.5.2. Objetivos Específicos.....	6
1.6. Hipótesis.....	6
1.7. Variables.....	6
1.7.1. Variables Independientes.....	6
1.7.2. Variables Dependientes.....	6
CAPÍTULO II: MARCO TEÓRICO.....	7
2.1. Antecedentes.....	7
2.1.1. Diseño de la Unidad de <i>Topping</i>	7
2.2. Bases Teóricas.....	13
2.2.1. Simulador Hysys.....	13
2.2.2. Destilación.....	16
2.2.3. Columna de Destilación.....	16
2.2.4. Columna de Relleno.....	18
2.2.5. Funcionamiento de una Columna de Destilación.....	19

2.2.6. Destilación Multicomponente.....	19
2.2.7. Diesel 2 y Diesel B5	35
2.2.8. Propiedades Físico-Químicas del Diesel 2.....	38
2.3. Marco Conceptual.....	41
CAPÍTULO III: METODOLOGÍA DE LA INVESTIGACIÓN	44
3.1. Tipo de Investigación:.....	44
3.2. Muestra:.....	44
3.3. Instrumentos de Recolección de Datos:.....	44
CAPÍTULO IV: DESARROLLO DE LA INVESTIGACIÓN	45
4.1. Operación de la Unidad según las condiciones de Diseño	45
4.2. Simulación Base	46
4.3. Caracterización de la Alimentación	48
4.4. Validación de la Simulación	50
CAPÍTULO V: ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS	52
5.1. Factores que afectan a la Operación	52
5.1.1. Efecto del Caudal de Alimentación	52
5.1.2. Efecto de la Temperatura de ingreso al Tanque Pre-Flash.....	54
5.1.3. Efecto de la Presión del Tanque Pre-Flash.....	56
5.1.4. Efecto de la Temperatura de Ingreso a la Columna de <i>Topping</i>	59
5.1.5. Efecto del Reciclo caliente de fondo de Columna de <i>Topping</i>	61
5.1.6. Efecto de la Presión de Tope de la Columna de <i>Topping</i>	63
5.1.7. Efecto del Reflujo de Tope de Columna de <i>Topping</i>	67
5.2. Optimización de la Operación	71
5.2.1. Optimización N°1: Obtención de Diesel 2 en especificación	71
5.2.2. Optimización N°2: Maximizar la producción de Diesel 2	79
CAPÍTULO VI: ANÁLISIS ECONÓMICO	88
5.1. Flujo Neto de Caja, VAN y TIR.....	88
5.1.1. Inversión	88

5.1.2. Ingresos	89
5.1.3. Egresos	89
5.2. Relación Beneficio - costo	92
CAPÍTULO VIII: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	93
8.1. CONCLUSIONES.....	93
8.2. RECOMENDACIONES.....	94
CAPÍTULO IX: BIBLIOGRAFÍA	95
CAPÍTULO X: ANEXOS.....	96

INTRODUCCIÓN

La Planta de Gas recibe el gas natural proveniente de los pozos de producción donde se separan los líquidos del gas natural y se eliminan el agua y las impurezas. El gas natural se acondiciona y se transporta por un gasoducto hasta la costa, mientras que el gas excedente es reinyectado a los reservorios productivos. Por otro lado, los líquidos de gas son conducidos mediante un ducto de líquidos hasta una planta de fraccionamiento donde se obtienen productos de calidad comercial.

En la Planta de Gas y locaciones, el Diesel 2 es consumido en vehículos de transporte terrestre (camionetas, camiones, volquetes, montacargas, grúas), grupos electrógenos, equipos de perforación y transporte fluvial (embarcaciones) y el Turbo A-1 es utilizado principalmente en transporte aéreo (helicópteros).

El suministro externo de Diesel 2 y Turbo A-1 en la Planta de Gas es efectuado desde la Refinería Pucallpa. El transporte del combustible se efectúa por vía fluvial; el viaje dura 11 días desde Pucallpa. En épocas de lluvia donde el nivel del río permite el uso de barcazas, éstas pueden transportar hasta 2000 barriles; otros medios de transporte son motochatas de 1000 barriles y botes pongueros de 1400 galones. Sin embargo, los problemas más comunes que se presentan con la logística, son:

- En épocas de seca (sin lluvia) no es posible abastecerse con barcazas, teniendo que recurrir preferentemente a motochatas y muy esporádicamente con botes pongueros.
- Desabastecimiento de combustible: en algunos casos la demora en la llegada del combustible ocasiona problemas de restricciones de movimiento aéreo, y teniendo en cuenta que las operaciones fuera de la locación son principalmente helitransportable, causa inconvenientes en la operación.
- Pérdidas de combustible durante el transporte, normalmente se reportan pérdidas del 2 al 3% del volumen. La causa de pérdida puede ser evaporación, control deficiente de llenado y/o descarga del producto.

- Contingencias en el tránsito fluvial, debido a bloqueos de tramos en la ruta por problemas sociales.

Tanto el Diesel 2 como el Turbo A-1 son almacenados en cuatro 4 tanques verticales atmosféricos idénticos (dos para Diesel 2 y dos para el Turbo A-1) de 1065 m³ de capacidad cada uno, ubicados en el patio de tanques al oeste de la Planta de Gas, con sistema contra incendio incluido, así como con bombas de transferencia de combustible.

A fin de buscar independencia del suministro externo de combustibles y evitar los problemas de índole logístico, y minimizar los potenciales impactos asociados al actual sistema de suministro, se instaló la Unidad de *Topping* para la producción de Diesel 2 y Turbo A-1 para uso interno, a partir del condensado que se obtiene en la Unidad de Deshidratación de Condensado.

CAPÍTULO I: PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

1.1. Antecedentes

La Planta de Gas, así como sus locaciones de producción, requiere de combustibles para diversas actividades de rutina. Además, durante operaciones temporales como perforación de pozos, se incrementa el consumo de combustibles Diesel 2 y Turbo A-1.

En la Figura N°1.1 se muestra el consumo anual de Diesel 2 y Turbo A-1 durante el periodo 2009 – 2012. En el año 2009, en comparación con el año 2010, se registró un mayor consumo de Diesel 2 debido a las actividades de perforación realizadas.

En el año 2011, como resultado de las crecientes demandas del mercado interno de gas natural, se llevó a cabo la ampliación de la capacidad de procesamiento de la Planta de Gas, con la finalidad de poder abastecer al mercado interno con volúmenes adicionales de gas natural.

A fines del año 2012, se terminó la etapa constructiva del proyecto de ampliación, dando como resultado un incremento del consumo de Diesel 2.

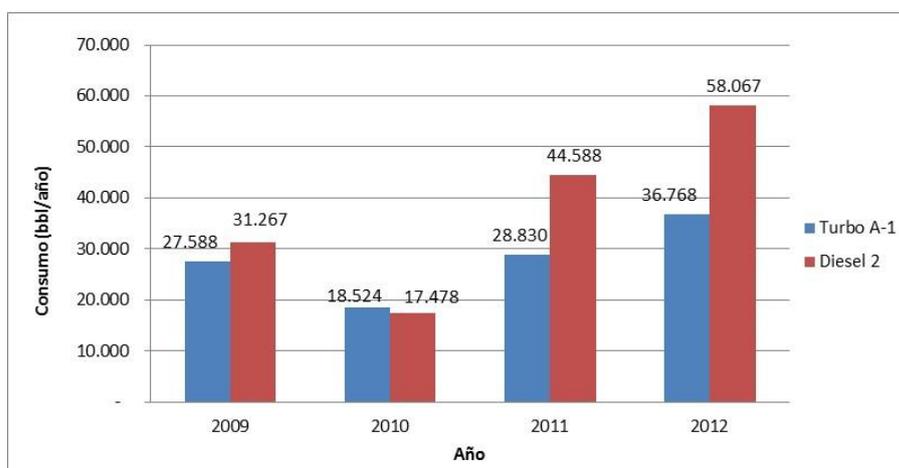


Figura N° 1.1: Consumo Anual de Diesel 2 y Turbo A-1

Fuente: Almacén de la Planta de Gas

En la Tabla N°1.1 se muestra el consumo de Diesel 2 durante los tres primeros meses del año 2013, cuyo valor promedio fue de 2,977.83 barriles.

Tabla N° 1.1: Consumo Mensual de Diesel 2 en el año 2013

MES	DIESEL 2 (bbl)
Ene-13	3,332.48
Feb-13	2,547.24
Mar-13	3,053.76
Promedio Mensual	2,977.83

Fuente: Almacén de la Planta de Gas

Dentro del proyecto de ampliación de las Instalaciones de la Planta de Gas se contempló la instalación de una pequeña unidad paquetizada de destilación, conocida como Unidad de *Topping* (Ver Figura N°1.2), la cual fue diseñada para operar en modo intermitente con el objetivo de obtener 2640 bbl/mes de Diesel 2 (operando en una base de 24 días/mes), y 1584 bbl/mes de Turbo A-1 (operando en una base de 6 días/mes). Esta Unidad procesa 1000 Sbbl/d de condensado estabilizado proveniente de la Unidad de Deshidratación de Condensado



Figura N° 1.2. Unidad de *Topping*

La Puesta en Marcha de la Unidad de *Topping* para la producción de Diesel 2 se realizó según cronograma establecido (Ver Anexo I), operando la Unidad según las condiciones de diseño. El Laboratorio de Control de Calidad y Mediciones realizó ensayos de rutina al producto Diesel 2 obtenido, determinando que se encontraba fuera de especificación. El procedimiento para la Puesta en Marcha de la Unidad es detallado en el Anexo II.

1.2. Formulación del Problema

Las variables operativas fijadas por el Fabricante en las condiciones de diseño y reproducidas en la operación actual de la Planta de Gas no permiten obtener producto Diesel 2 en especificación; además, su producción no satisface la demanda interna.

1.3. Justificación

El presente trabajo se justifica en la necesidad de analizar las variables operativas que afectan el proceso y que, controladas adecuadamente, permiten la obtención de Diesel 2 en la calidad de especificación y con la cantidad requerida para satisfacer el consumo interno.

1.4. Delimitación de la Investigación

El estudio se delimitará a la Unidad de *Topping* de la Planta de Gas en modo de operación Diesel 2, quedando excluidos del alcance los demás servicios auxiliares y utilidades.

1.5. Objetivos

1.5.1. Objetivo General

- Determinar las condiciones óptimas de operación para la obtención de Diesel 2 en especificación y en la cantidad requerida para abastecer el consumo interno usando un programa de simulación de procesos.

1.5.2. Objetivos Específicos

- Analizar los principales factores que afectan el proceso.
- Evaluar el rendimiento económico de la obtención del Diesel 2 en óptimas condiciones.

1.6. Hipótesis

La presión de tope de la columna, el reflujo externo de tope de *Topping* y el caudal de alimentación son las variables operativas que más afectan el proceso para la obtención de Diesel 2 en especificación y en su máxima producción.

1.7. Variables

1.7.1. Variables Independientes

- Caudal de Alimentación
- Presión de Tope del Pre-Flash
- Temperatura de ingreso al Pre-Flash
- Presión de Tope de la Columna de *Topping*
- Temperatura de ingreso a la Columna de *Topping*
- Caudal de reflujo externo de Tope de *Topping*.

1.7.2. Variables Dependientes

Propiedades Físico-Químicas del Diesel 2

CAPÍTULO II: MARCO TEÓRICO

2.1. Antecedentes

2.1.1. Diseño de la Unidad de *Topping*

La Unidad de *Topping* fue diseñada en el año 2009 como parte del Proyecto de Ampliación de la Planta de Gas, y puesta en operación en el año 2013. Las siguientes Tablas muestran la información usada por el Fabricante para el diseño de la Unidad.

Tabla N° 2.1. Composición de la Alimentación

Composición	% molar
Nitrógeno	0,00
Dióxido de Carbono	0,00
Metano	0,00
Etano	0,00
Propano	9,21
i-Butano	2,98
n-Butano	7,59
i-Pentano	4,72
n-Pentano	5,48
n-Hexano	12,15
n-Heptano	13,61
n-Octano	15,84
n-Nonano	9,31
n-Decano	6,36
n-C11	4,15
n-C12	2,49
n-C13	2,01
n-C14	1,31
n-C15	1,50
n-C16	0,39
n-C17	0,30
n-C18	0,20
n-C19	0,12
C20+	0,27

Fuente: Documentación del Fabricante

Tabla N° 2.2. Condiciones del Proceso

		Condición en Límite de Batería	
		Presión	Temp.
		(Psig)	(°F)
Alimentación	Origen		
Condensado Deshidratado	Unidad de Deshidratación de Condensados	90	100
Producto	Destino		
Diesel 2 (D2)	TK de Diesel	50	110
Turbo (A1)	TK de JP-A1	50	110
LGN (Off-Spec)	Almacenaje de LGN	130	105

Fuente: Documentación del Fabricante

Tabla N° 2.3. Condiciones de los Servicios

		Condición en Límite de Batería	
		Presión	Temp.
		(Psig)	(°F)
Servicios			
Aceite Térmico (HO) suministro/retorno		55/25	520/400
Gas de Servicio (FG)		100	100
Aire de Instrumentos (AI)		80 (Min)	100
Nitrógeno (N)		100	100

Fuente: Documentación del Fabricante

Tabla N° 2.4. Condiciones de Operación según Diseño

Variable	D2
Columna de Topping	
Presión de Fondo [psig]	15,0
Presión de Tope [psig]	10,0
Presión de Salida de Condensador [psig]	5,0
Temperatura de Fondo [°F]	442,7
Temperatura de Salida de Condensador [°F]	162,0
Cantidad de Etapas Teóricas	12,0
Relación de Reflujo Molar	0,41
Pre-flash	
Presión [psig]	75,0
Temperatura [°F]	330,0
Caudal de Líquido [Sbbl/d]	668,9
Caudal de Gas [MSCFD]	367,1
Acumulador de Reflujo	
Presión [psig]	5,0
Temperatura [°F]	162,0
Caudal de Líquido [Sbbl/d]	786,8
Caudal de Gas [MSCFD]	0,0
Acumulador de LGN/ Offspec	
Presión [psig]	63,0
Temperatura [°F]	106,2
Caudal de Líquido [Sbbl/d]	1184,0
Caudal de Gas [MSCFD]	0,0
Pre calentador	
Flujo de Calor [MMBtu/h]	1,758
UA [Btu/°F h]	10.600,0
Temperatura de Entrada [°F]	100,1
Temperatura de Salida [°F]	330,0
Calentador de Alimentación	
Flujo de Calor [MMBtu/h]	1,393
UA [Btu/°F h]	17.900,0
Temperatura de Entrada [°F]	348,1
Temperatura de Salida [°F]	445,0

Fuente: Documentación del Fabricante

Tabla N° 2.5. Resultados según Condiciones de Diseño

Variable	Turbo A-1	Min/Max	D2	Min/Max
Alimentación				
Caudal [Sbbl/d]	1.000,0	1000	1.000,0	1.000,0
Presión [psig]	90,0	90,0-105,0	90,0	90,0-105,0
Temperatura [°F]	100,0	100,0	100,0	100,0
Producto Turbo A-1/ D2				
Caudal [Sbbl/d]	264,0	264,0 Mín	110,0	110,0 Mín
Presión [psia]	50,0	50,0 Mín	50,0	50,0 Mín
Temperatura [°F]	110,0	110,0 Máx	110,0	110,0 Máx
Parámetros de Calidad A1/ D2				
ASTM D86 10 % LV	333,8	401,0 Máx	-	-
ASTM D86 90 % LV	-	-	563,8	540-680
ASTM D86 100 % [°F]	555,0	572 Máx	-	-
ASTM D93 Flash Point	118,9	100,4 Mín	129,8	125,6 Mín
Densidad @ 60 °F [lb/ft3]	46,7	48,38 -52,44	-	-
Presión de Vapor @ 100,4 °F [psia]	0,11	3,04 Máx	-	-
Viscosidad Cinemática @ -4 °F [cSt]	3,4	8 Máx	-	-
Viscosidad Cinemática @ 104 °F [cSt]	-	-	1,9	1,7 - 4,1
ASTM D97 Pour Point [°F]	-	-	-50,8	39,2 Máx
Indice de Cetano	-	-	81,8	40 Mín
LGN				
Caudal [Sbbl/d]	732,4	-	887,7	-
Presión [psia]	170,0	170,0	170,0	170,0
Temperatura [°F]	109,6	110,0 Máx	109,4	110,0 Máx

Fuente: Documentación del Fabricante

Tabla N° 2.6. Condiciones del Producto Diesel 2

Composición	% Molar
	Diesel 2
Nitrógeno	0,00
Dióxido de Carbono	0,00
Metano	0,00
Etano	0,00
Propano	0,05
i-Butano	0,03
n-Butano	0,11
i-Pentano	0,15
n-Pentano	0,20
n-Hexano	1,00
n-Heptano	2,27
n-Octano	4,94
n-Nonano	5,11
n-Decano	5,92
n-C11	6,40
n-C12	6,34
n-C13	9,50
n-C14	17,32
n-C15	21,86
n-C16	5,71
n-C17	4,41
n-C18	2,94
n-C19	1,77
C20+	3,98

Fuente: Documentación del Fabricante

Las ventajas del diseño son:

- Se utiliza aire atmosférico como medio de enfriamiento en todos los aerofriadores, reduciendo de esta manera los costos y el impacto ambiental.
- Se utiliza un sistema de Aceite Térmico (Therminol 55) en circuito cerrado para proporcionar el calor necesario al proceso, en lugar de otras alternativas como vapor de agua, minimizando el gasto por reposición de fluido de calentamiento.
- No se utiliza agua en ninguna parte del proceso, lo cual elimina la corrosión en equipos, así como gastos de inversión y mantenimiento de sistemas y equipos para tratamiento y acondicionamiento del agua para el proceso.
- Las bombas utilizadas tienen un control automático de flujo mínimo, dando flexibilidad a la operación en las maniobras de incremento o disminución de carga, haciendo que las bombas trabajen siempre en el rango de diseño seguro.
- Para los casos de desviaciones en la calidad de los productos, se dispone de un sistema de circulación de productos al acumulador de LGN/Off-Spec, permitiendo una mayor flexibilidad a la operación en arranques y paradas de planta, asegurando la calidad de los tanques de producción.

2.2. Bases Teóricas

2.2.1. Simulador Hysys

2.2.1.1 Generalidades

El simulador Aspen Hysys es una herramienta informática conformada por modelos de unidades de proceso tales como separadores, intercambiadores de calor, reactores, tuberías, columnas de destilación y extracción, etc.; que tiene como objetivo facilitar el cálculo en el diseño y optimización de procesos de manera resumida y organizada.

También este programa permite variar condiciones de operación dadas para obtener diferentes resultados y determinar las condiciones óptimas para un determinado proceso.

2.2.1.2 Paquetes Termodinámicos

En Aspen Hysys, las propiedades físicas de los componentes puros y los métodos de cálculo para propiedades de mezclas están contenidas en los paquetes termodinámicos o llamados también paquetes de fluido (fluid packages). Esto permite definir toda la información requerida en una sola entidad. Para la realización de la simulación, la selección del paquete termodinámico adecuado depende del tipo de componentes que existen en la simulación y de las mezclas que conforman.

Los paquetes termodinámicos se clasifican en dos grupos bien diferenciados:

a) Ecuaciones de Estado.

Los procedimientos de diseño del equipo para las operaciones de separación requieren el conocimiento de entalpías y densidades, además de las relaciones de equilibrio entre fases. La termodinámica

clásica proporciona un medio de obtener todas estas magnitudes a partir de las relaciones P-V-T, que se conocen como ecuaciones de estado. Si bien se han propuesto un gran número de ecuaciones de estado, la mayoría para la fase vapor, relativamente pocas resultan adecuadas para los cálculos prácticos de diseño. Algunas de estas se indican en la Tabla:

Tabla N°2.7. Ecuaciones de estado más utilizadas en Hysys

Nombre	Ecuación	Constantes y Funciones
Gas Ideal	$P = \frac{RT}{v}$	---
General	$P = \frac{ZRT}{v}$	$Z = f(P_r, T_r, Z_c, \omega)$
Redlich-Kwong (R-K)	$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a}{v^2 + bv}$	$b = 0,08664 * \frac{RT_c}{P_c}$ $a = 0,42748 \frac{R^2 T_c^{2,5}}{P_c T^{0,5}}$
Soave-Redlich-Kwong (S-R-K)	$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a}{v^2 + bv}$	$b = 0,08664 * \frac{RT_c}{P_c}$ $a = 0,42748 \frac{R^2 T_c^2 [1 + f_w (1 - T_r^{0,5})]^2}{P_c}$ $f_w = 0,48 + 1,574\omega - 0,176\omega^2$
Peng-Robinson (P-R)	$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a}{v^2 + 2bv - b^2}$	$b = 0,07780 * \frac{RT_c}{P_c}$ $a = 0,4572 \frac{R^2 T_c^2 [1 + f_w (1 - T_r^{0,5})]^2}{P_c}$ $f_w = 0,37464 + 1,5422\omega - 0,26992\omega^2$

Fuente: Luque S., Simulación y Optimización avanzadas en la industria química y de procesos: Hysys

Paquetes Termodinámicos Peng-Robinson y Soave-Redlich-Kwong

La principal dificultad de la ecuación R-K es su incapacidad para predecir con exactitud la presión de vapor. Tomando como base el trabajo realizado por Wilson, Soave adicionó un tercer parámetro, el

factor acéntrico de Pitzer, a la ecuación R-K y obtuvo una concordancia casi exacta con los datos de presión de vapor de hidrocarburos puros, al mismo tiempo que mejoraba la capacidad de la ecuación para predecir propiedades de la fase líquida. Esta ecuación fue aceptada de inmediato para su aplicación a mezclas conteniendo hidrocarburos y/o gases ligeros, debido a su simplicidad y precisión.

Posteriormente, Peng y Robinson presentaron una modificación adicional a las ecuaciones de estado R-K y S-R-K, mejorando el ajuste a los valores experimentales en la región crítica y para volúmenes molares de líquidos.

Las principales características de la ecuación de Peng-Robinson son:

- Amplio intervalo de condiciones de operación.
- Mayor número de componentes, tanto hidrocarburos como no hidrocarburos.
- En el caso de mezclas, emplea coeficientes de interacción binarios (k_{ij}), obtenidos experimentalmente.
- Al igual que S-R-K, genera todos los valores de las propiedades termodinámicas y de equilibrio en forma directa.
- No aplicable para mezclas no ideales de compuestos polares, como por ejemplo, electrolitos.

Para procesos de fraccionamiento de gas natural, se recomienda el paquete termodinámico de ecuación de estado Peng-Robinson, el cual define a los componentes participantes en su totalidad y a sus mezclas.

b) Modelos de Actividad

Los sistemas químicos polares o no ideales tradicionalmente se han tratado con modelos duales, en los que se emplea una ecuación de estado para predecir los coeficientes de fugacidad de la fase vapor, y

un modelo de coeficientes de actividad para la fase líquida. La predicción de las propiedades en sistemas químicos está dominada principalmente por los modelos de actividad.

Los modelos de actividad son de naturaleza mucho más empíricas que los modelos de ecuaciones de estado, por lo que no es recomendable utilizarlos para aplicaciones generalizadas ni para condiciones de operación fuera de las ensayadas.

2.2.2. Destilación

La destilación es un proceso que consiste en calentar un líquido hasta que sus componentes más volátiles pasan a la fase de vapor y, a continuación, enfriar el vapor para recuperar dichos componentes en forma líquida por medio de la condensación. El objetivo principal de la destilación es separar una mezcla de varios componentes aprovechando sus distintas volatilidades, o bien separar los materiales volátiles de los no volátiles. Si la diferencia en volatilidad (y por tanto en punto de ebullición) entre los componentes de una mezcla es grande, puede realizarse fácilmente la separación completa en una destilación individual. Por otro lado, si los puntos de ebullición de los componentes de una mezcla sólo difieren ligeramente, no se puede conseguir la separación total en una destilación individual.

2.2.3. Columna de Destilación

Una columna de destilación está formada generalmente por una carcasa cilíndrica, un condensador y un hervidor. En el interior de la carcasa se suele disponer un relleno o una serie de platos para que la separación se lleve a cabo de la mejor forma posible y de esta manera se aumenta la eficacia.

- El hervidor proporciona la energía necesaria para llevar a cabo la separación.

- El condensador enfría el vapor para condensarlo y mejorar la eficacia de la destilación, mientras que el acumulador de reflujo almacena el vapor condensado para introducir una parte de éste de nuevo a la columna como reflujo.
- La alimentación se suele introducir en una de las etapas intermedias y a partir de ahí se divide la columna en una sección de rectificación o enriquecimiento y en una sección de agotamiento.

El proceso de destilación se puede realizar en diferentes tipos de columnas, que pueden clasificarse en relación a sus dispositivos internos en columnas de platos y columnas de relleno. Los siguientes criterios pueden ser útiles al considerar la elección entre los dos tipos principales de columnas:

- a. **Caída de presión del gas.** Generalmente, las columnas empacadas requerirán una menor caída de presión.
- b. **Retención del líquido.** Las columnas empacadas proporcionarán una retención del líquido sustancialmente menor. Esto es importante cuando el líquido se deteriora a altas temperaturas; los tiempos cortos de retención son esenciales. También es importante para obtener buenas separaciones en la destilación por lotes.
- c. **Relación líquido-gas.** En las columnas de platos se trabaja con los valores muy bajos de esta relación. En las columnas empacadas son preferibles los valores altos.
- d. **Sistemas espumantes.** Las columnas empacadas operan con menor burbujeo del gas a través del líquido y son las más adecuadas.
- e. **Corrosión.** Cuando se tienen problemas complicados de corrosión, las columnas empacadas son probablemente las menos costosas.
- f. **Limpieza.** La limpieza frecuente es más fácil con las columnas de platos.
- g. **Fluctuaciones grandes de temperatura.** Los empaques frágiles (cerámica, grafito) tienden a romperse. Los platos o empaques de metal son más satisfactorios.

- h. **Carga sobre la base.** Las columnas empacadas de plástico son menos pesadas que las columnas de platos, las que a su vez son más ligeras que las columnas de cerámica o empacadas de metal.
- i. **Costo.** Si no hay otras consideraciones importantes, el costo es el factor principal que debe tomarse en cuenta.

2.2.4. Columna de Relleno

En las columnas de relleno la operación de transferencia de masa se lleva a cabo de manera continua. La función principal del relleno consiste en aumentar la superficie de contacto entre el líquido y el vapor, aumentar la turbulencia y por tanto mejorar la eficacia. A medida que aumenta el tamaño del relleno disminuye la eficiencia de la transferencia de materia y aumenta la pérdida de carga, por tanto para determinar el tamaño óptimo de relleno habrá que llegar a un compromiso entre estos dos factores.

La selección del material de relleno se basa en criterios como resistencia a la corrosión, resistencia mecánica, resistencia térmica y características de mojado. Además, es necesario disponer un distribuidor de líquido en la parte superior de la columna para asegurar que el líquido moje de manera uniforme todo el relleno y no se desplace hacia las paredes.

Se tienen varios tipos de relleno:

- **Al azar:** Este tipo de relleno es bastante económico y suelen ser de materiales resistentes a la corrosión (metálicos, cerámicos o de plástico). Son aquellos que simplemente se arrojan en la columna durante la instalación y se dejan caer en forma aleatoria.
- **Estructurado:** Es bastante más caro por unidad de volumen que el relleno al azar, pero ofrece mucha menos pérdida de carga por etapa y tiene mayor eficiencia y capacidad.

2.2.5. Funcionamiento de una Columna de Destilación

El funcionamiento de toda columna de destilación se basa en que existe un vapor que asciende por la columna el cual se encuentra con un líquido que desciende, entonces se produce una transferencia de materia y energía en cada etapa (bien sea un plato o una porción de relleno). Aunque la alimentación sea un líquido sub-enfriado, el vapor aparece como consecuencia del hervidor situado en la parte inferior de la columna, hay que tener en cuenta que los únicos aportes de calor a lo largo de la columna se realizan en el hervidor y en el condensador.

El vapor, a medida que se aproxima a la parte superior de la columna, se enriquece en los componentes volátiles de la mezcla, mientras que el líquido que circula en contracorriente arrastra los componentes más pesados.

Las corrientes que salen de cada etapa se encuentran en equilibrio pero las que entran no lo están. Las corrientes de líquido están en sus puntos de burbuja y las corrientes de vapor en sus puntos de rocío, por tanto se produce un intercambio calorífico entre ambas corrientes.

2.2.6. Destilación Multicomponente

La mayoría de los procesos de destilación a nivel industrial involucran mezclas de más de dos componentes. Es por esto que el desarrollo de métodos de diseño para columnas de destilación es de gran importancia. En la actualidad existen métodos cortos o aproximados y métodos rigurosos disponibles para el diseño de columnas de destilación.

2.2.6.1. Método Corto de Diseño

El uso de métodos rigurosos ha ido ganando terreno en el diseño de columnas simples, debido al uso de programas computacionales que disminuyen el tiempo de cálculo. A pesar de esto, los métodos aproximados siguen siendo empleados para diseño preliminar, estudios

paramétricos para establecer condiciones óptimas y para el estudio de síntesis.

El método aproximado de diseño más utilizado es el de Fenske-Underwood-Gilliland (FUG). Este supone volatilidades relativas, flujos molares constantes en la torre, pérdidas de calor depreciables, entre otras cosas. Para alimentaciones de mezclas multicomponentes, es necesario la especificación de dos componentes claves, su distribución en el fondo y en el tope, plato de alimentación, relación de reflujo y el perfil de presiones de la torre.

El método FUG, consta de las ecuaciones/correlaciones de:

- Fenske, para el cálculo del número de etapas mínimas a reflujo total.
- Underwood, para el cálculo de reflujo mínimo con etapas infinitas.
- Gilliland, para el cálculo de etapas reales a reflujo de operación.
- Kirkbride, para el cálculo de números de platos en la sección de agotamiento y la sección de rectificación.

a) Ecuación de Fenske

Las ecuaciones de Fenske suponen que todo el vapor que sale de la etapa N es condensado y regresado a la etapa N como reflujo, así como todo el líquido que sale de la etapa 1 es vaporizado y regresado a la etapa 1 como boilup. Con esto se plantean los balances de materia por plato, obteniendo la expresión:

$$N_{\min} = \frac{\log \left[\left(\frac{x_{D,LK}}{x_{B,LK}} \right) \left(\frac{x_{B,HK}}{x_{D,HK}} \right) \right]}{\log \alpha_{LK,HK}} \quad \text{Ec. (1)}$$

O bien

$$N_{\min} = \frac{\log \left[\left(\frac{d_{LK}}{d_{HK}} \right) \left(\frac{b_{HK}}{b_{LK}} \right) \right]}{\log \alpha_{LK,HK}} \quad \text{Ec. (2)}$$

Donde N_{\min} es el número de etapas mínimas, d el flujo de destilado, b el flujo de fondos, x la composición, D el destilado, B los fondos, LK el componente clave ligero, HK el componente clave pesado, α la volatilidad relativa.

Una vez calculadas las etapas mínimas se puede proceder a calcular la distribución de los componentes no clave mediante:

$$b_i = \frac{f_i}{1 + \frac{d_{HK}}{b_{HK}} \alpha_{i,HK}^{N_{\min}}} \quad \text{Ec. (3)}$$

para la corriente de fondos, o bien

$$d_i = \frac{f_i \frac{d_{HK}}{b_{HK}} \alpha_{i,HK}^{N_{\min}}}{1 + \frac{d_{HK}}{b_{HK}} \alpha_{i,HK}^{N_{\min}}} \quad \text{Ec. (4)}$$

para la corriente de destilado, donde f es el flujo de alimentación, i el componente i .

b) Ecuación de Underwood

Las ecuaciones de Underwood calculan el reflujo mínimo si se tiene una columna con etapas infinitas para lograr la separación. Como todos los componentes se encuentran presentes en la etapa de alimentación y se requieren varias etapas para reducir la composición de los componentes más pesados que el clave pesado, el pinch para estos componentes se encuentra unas etapas arriba que la etapa de alimentación. De forma similar, se requieren varias etapas para reducir la composición de los componentes más ligeros que el ligero, por lo que el pinch para estos componentes se localiza unas etapas debajo de la etapa de alimentación.

Teniendo en cuenta lo anterior, se plantean las ecuaciones para estas zonas en términos de la volatilidad combinándolas con los balances de materia y la ecuación de condición térmica de la alimentación, obteniéndose:

$$1 - q = \sum \frac{\alpha_{i,HK} X_{F,i}}{\alpha_{i,HK} - \phi} = \sum f_i \quad \text{Ec. (5)}$$

y

$$\frac{V_{\min}}{D} = \sum \frac{\alpha_{i,HK} X_{D,i}}{\alpha_{i,HK} - \phi} = 1 + R_{\min} \quad \text{Ec. (6)}$$

donde q es la condición térmica de la alimentación, F la alimentación, V_{\min} el flujo de vapor mínimo, R_{\min} la relación de reflujo mínima, ϕ parámetro ajustable.

Estas ecuaciones se resuelven simultáneamente para encontrar el valor de ϕ . La raíz correcta de ϕ debe encontrarse entre los valores de α de los componentes clave. Con este valor se calcula el reflujo mínimo.

c) Correlación de Gilliland

La correlación de Gilliland se emplea para el cálculo de etapas con reflujo de operación. Como la relación de reflujo y el número de etapas deben ser mayores que los mínimos, estos parámetros pueden ser calculados si uno de ellos es fijado como un múltiplo, obteniendo el otro por medio de la correlación:

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 1 - \exp \left[\left(\frac{1 + 54.4X}{11 + 117.2X} \right) \left(\frac{X - 1}{X^{0.5}} \right) \right] \quad \text{Ec. (7)}$$

Donde

$$X = \frac{R - R_{\min}}{R + 1} \quad \text{Ec. (8)}$$

Donde R es la relación de reflujo, N el número de etapas.

La correlación de Gilliland se encuentra restringida por:

- Número de componentes entre 2 y 11
- $0.28 < q < 1.42$
- Presión desde vacío hasta 600 psig
- $1.11 < \alpha < 4.05$
- $0.53 < R_{\min} < 9.09$
- $3.4 < N_{\min} < 60.3$

d) Correlación de Kirkbride

La correlación de Kirkbride es utilizada para la localización de la etapa de alimentación óptima. Esto supone una distribución ideal de las zonas de rectificación y de agotamiento.

La correlación es la siguiente:

$$\frac{N_R}{N_S} = \left[\left(\frac{x_{F,HK}}{x_{F,LK}} \right) \left(\frac{x_{B,LK}}{x_{D,HK}} \right)^2 \left(\frac{B}{D} \right) \right]^{0.206} \quad \text{Ec. (9)}$$

Donde R es la zona de rectificación, S la zona de agotamiento.

Al igual que la correlación de Gilliland, presenta error cuando la zona de agotamiento es más importante que la zona de rectificación, debido a que el boilup no fue considerado como un efecto importante.

2.2.6.2. Métodos Rigurosos de Simulación

Para el diseño final de un equipo es necesaria la determinación rigurosa de temperaturas, presiones, flujos de corrientes, composiciones, y transferencia de calor en cada plato. Esta determinación se hace resolviendo el balance de materia, el balance de energía y las relaciones de equilibrio para cada plato. Además, estas relaciones son ecuaciones algebraicas no lineales que interactúan fuertemente, por lo que los procesos de solución son complejos y tediosos. Sin embargo, cuando estos procedimientos son programados en computadoras, las soluciones son obtenidas en forma rápida. Es por esto que la simulación rigurosa ha ido adquiriendo gran importancia en la toma de decisiones para la selección de equipos.

Cuando el problema de diseñar una columna de destilación es parte de un problema más grande que implica detectar la mejor secuencia de separación para una mezcla de multicomponentes, el uso de métodos rigurosos implica un esfuerzo que no es recomendable llevar a cabo, ya que se requerirá diseñar muchas columnas que no serán parte de la estructura final; en estos casos el uso de métodos cortos representa una alternativa más eficiente para comparar diferentes secuencias en la misma base y detectar la que ofrece el mejor potencial.

Existen diversos métodos de simulación rigurosa que resuelven los complejos sistemas de ecuaciones, entre ellos se encuentran los métodos de:

- Punto de Burbuja, propuesto por Wang – Henke
- Corrección simultánea, propuesta por Naphtali – Sandholm
- Inside – Out, propuesto por Boston – Sullivan

a) Ecuaciones MESH

Si se considera un separador líquido – vapor general, en estado estable operando en continuo, teniendo un número de platos en arreglo de cascada en contracorriente y suponiendo que el equilibrio se alcanza en cada plato, que no existen reacciones químicas y que el arrastre de gotas de líquido en el vapor y la oclusión de burbujas de vapor en el líquido son despreciables, se plantea el modelo de etapa de equilibrio j para un separador líquido-vapor, donde las etapas son numeradas de arriba hacia abajo, observando en la Figura N°2.1 (Seader, J.D. y Henley, E.J.,2000)

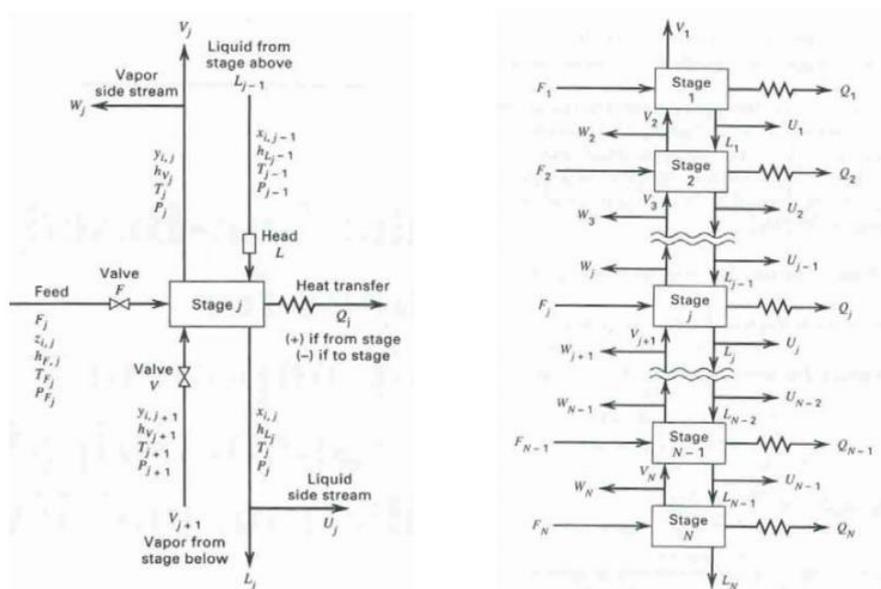


Figura N°2.1. Modelo General de Etapa de Equilibrio y de Cascada en Contracorriente

Para cada etapa teórica general se pueden expresar un conjunto de ecuaciones en términos de un conjunto de variables. Este conjunto de ecuaciones son denominadas ecuaciones MESH.

Ecuaciones M: Balances de materia para cada componente (C ecuaciones por cada plato).

$$M_{i,j} = L_{j-1}x_{i,j-1} + V_{j+1}y_{i,j+1} + F_jz_{i,j} - (L_j + U_j)x_{i,j} - (V_j + W_j)y_{i,j} = 0 \quad \text{Ec. (10)}$$

Ecuaciones E: Relaciones de equilibrio de fases para cada componente
(C ecuaciones por cada plato)

$$E_{i,j} = y_{i,j} - K_{i,j}x_{i,j} = 0 \quad \text{Ec. (11)}$$

Ecuaciones S: Sumatorias de fracción mol (una por cada plato)

$$(S_y)_j = \sum_{i=1}^c y_{i,j} - 1.0 = 0 \quad \text{Ec. (12)}$$

$$(S_x)_j = \sum_{i=1}^c x_{i,j} - 1.0 = 0 \quad \text{Ec. (13)}$$

Ecuaciones H: Balances de energía (uno por cada plato)

$$H_j = L_{j-1}h_{L_{j-1}} + V_{j+1}h_{V_{j+1}} + F_j h_{F_j} - (L_j + U_j)h_{L_j} - (V_j + W_j)h_{V_j} - Q_j = 0 \quad \text{Ec. (14)}$$

Donde M es el balance de materia, L el flujo del líquido, V el flujo de vapor, F el flujo de alimentación, U salida lateral de líquido, W salida lateral de vapor, x la composición del líquido, y la composición del vapor, z la composición de la alimentación, E es la relación de equilibrio, K es la constante de equilibrio, S la relación de sumatoria, H el balance de energía, h es la entalpía, Q es la carga térmica, i es el componente i de la mezcla, j el número de etapa.

Además de estas ecuaciones, se puede plantear un balance de materia general, combinando las ecuaciones de sumatorias (Ec. 12 y 13) para los C componentes a través de la etapa 1 hasta la etapa N , resultando:

$$L_j = V_{j+1} + \sum_{m=1}^j (F_m - U_m - W_m) - V_1 \quad \text{Ec. (15)}$$

Cada etapa de equilibrio está definida por $2C+3$ ecuaciones MESH. Una cascada en contracorriente de N etapas, es representada por $N(2C+3)$ ecuaciones con $[N(3C+10)+1]$ variables. Si N y todas las F_j , $z_{i,j}$, T_{F_j} , P_{F_j} , P_j , U_j , W_j y Q_j son especificadas, el modelo es representado

por $N(2C + 3)$ ecuaciones algebraicas simultáneas en $N(2C + 3)$ variables desconocidas que comprenden todas las $x_{i,j}$, $y_{i,j}$, L_j , V_j y T_j .

b) Algoritmo de la Matriz Tridiagonal

La clave para el éxito de los métodos de simulación rigurosos es la matriz tridiagonal que resulta de la modificación de las ecuaciones (Ec. 10), cuando se eligen como variables de corte a T_j y V_j , lo cual lleva a ecuaciones M modificadas lineales en la variable de fracción mol de líquido.

Este conjunto de ecuaciones para cada componente es resuelto mediante el algoritmo de Thomas, que es una modificación de la eliminación Gaussiana tradicional. Las ecuaciones M modificadas se obtienen cuando se sustituye las ecuaciones E (Ec. 11) en las ecuaciones M (Ec. 10) para eliminar y y la sustitución del balance de materia general (Ec. 15) en las ecuaciones M (Ec.10) para eliminar L . El resultado de dichas sustituciones para cada etapa y cada componente es:

$$A_j x_{i,j-1} + B_j x_{i,j} + C_j x_{i,j+1} = D_j \quad \text{Ec. (16)}$$

Donde

$$A_j = V_j + \sum_{m=1}^{j-1} (F_m - W_m - U_m) - V_1, \quad 2 \leq j \leq N \quad \text{Ec. (17)}$$

$$B_j = - \left[V_{j+1} + \sum_{m=1}^j (F_m - W_m - U_m) - V_1 + U_j + (V_j + W_j) K_{i,j} \right], \quad 1 \leq j \leq N \quad \text{Ec. (18)}$$

$$C_j = V_{j+1} K_{i,j+1}, \quad 1 \leq j \leq N-1 \quad \text{Ec.(19)}$$

$$D_j = -F_j z_{i,j}, \quad 1 \leq j \leq N \quad \text{Ec.(20)}$$

Con $x_{i,0} = 0$, $V_{N+1} = 0$, $W_1 = 0$ y $U_N = 0$. Si las ecuaciones M modificadas (Ec. 16) son agrupadas por componente, pueden ser escritas como una serie de C matrices tridiagonales independientes donde la variable de salida para cada matriz es x_i en toda cascada en contracorriente de N etapas.

flujo total de todas las corrientes laterales, transferencias de calor desde o hacia todas las etapas con excepción de la etapa 1 (condensador) y la etapa N (rehervidor), número total de etapas, flujo del reflujo externo de punto de burbuja y flujo de destilado vapor.

Para iniciar los cálculos, se suponen valores para las variables de corte T_j , V_j y $K_{i,j}$. Para cada iteración, los valores calculados de $x_{i,j}$ para cada etapa, por lo general, no satisfacen la ecuación S (Ec. 12 y 13), por lo que se deben normalizar estos valores. Un nuevo conjunto de temperaturas T_j es calculado etapa por etapa a partir del cálculo de la temperatura de punto de burbuja.

Para el cálculo de la temperatura de burbuja se utiliza el método iterativo de Muller, ya que no requiere el cálculo de derivadas. Los valores de $y_{i,j}$ son determinados a partir de las ecuaciones E (Ec. 11). Ya con los datos de $x_{i,j}$, $y_{i,j}$ y T_j se calculan las entalpías molares para cada corriente de líquido y vapor que salen de cada etapa. La carga del condensador es obtenida a partir de las ecuaciones H (Ec. 14) y la carga del rehervidor se obtiene mediante:

$$Q_N = \sum_{j=1}^N (F_j h_{F_j} - U_j h_{L_j} - W_j h_{V_j}) - \sum_{j=1}^{N-1} Q_j - V_1 h_{V_1} - L_N h_{L_N} \quad \text{Ec. (21)}$$

Un nuevo conjunto de variables de corte V_j es calculado. El criterio de convergencia para este método está determinado por:

$$\tau = \sum_{j=1}^N [T_j^{(k)} - T_j^{(k-1)}]^2 \leq 0.01N \quad \text{Ec. (22)}$$

d) Método de Corrección Simultánea (Naphtali - Sandholm)

El método de Punto de Burbuja presenta problemas de convergencia cuando se tratan mezclas con comportamiento no ideal. Se han propuesto diversos métodos que resuelven las ecuaciones MESH por

técnicas de corrección simultánea para así disminuir los problemas de convergencia.

Naphtali y Sandholm (1971) propusieron un método de corrección simultánea, basado en el método de Newton-Raphson, agrupando las ecuaciones MESH de acuerdo a la localización. Esta forma de agrupar las ecuaciones MESH da buenos resultados cuando el número de etapas es elevado y pocos componentes.

Se utiliza el modelo de etapa de equilibrio descrito anteriormente. Sin embargo, en lugar de resolver $N(2C+3)$ ecuaciones MESH simultáneamente, utilizando este método solo se resuelven $N(2C+1)$ ecuaciones MESH. Esto se logra combinando las ecuaciones S (Ec.12 y 13) con las otras ecuaciones MESH, eliminando $2N$ variables. Las ecuaciones a resolver quedan de la siguiente manera:

Balance de Materia:

$$M_{i,j} = l_{i,j}(1 + s_j) + v_{i,j}(1 + S_j) - l_{i,j-1} - v_{i,j+1} - f_{i,j} = 0 \quad \text{Ec. (23)}$$

Equilibrio de Fases:

$$E_{i,j} = K_{i,j} l_{i,j} \frac{\sum_{k=1}^C v_{k,j}}{\sum_{k=1}^C l_{k,j}} - v_{i,j} = 0 \quad \text{Ec. (24)}$$

Balance de Energía:

$$H_j = h_{L_j}(1 + s_j) \sum_{i=1}^C l_{i,j} + h_{V_j}(1 + S_j) \sum_{i=1}^C v_{i,j} - h_{L_{j-1}} \sum_{i=1}^C l_{i,j-1} - h_{V_{j+1}} \sum_{i=1}^C v_{i,j+1} - h_{F_j} \sum_{i=1}^C f_{i,j} - Q_j = 0 \quad \text{Ec. (25)}$$

Donde:

$$V_j = \sum_{i=1}^C v_{i,j} \quad \text{Ec. (26)}$$

$$L_j = \sum_{i=1}^C l_{i,j} \quad \text{Ec. (27)}$$

$$f_{i,j} = F_j z_{i,j} \quad \text{Ec. (28)}$$

$$y_{i,j} = \frac{v_{i,j}}{V_j} \quad \text{Ec. (29)}$$

$$x_{i,j} = \frac{l_{i,j}}{L_j} \quad \text{Ec. (30)}$$

$$s_j = \frac{U_j}{L_j} \quad \text{Ec. (31)}$$

$$S_j = \frac{W_j}{V_j} \quad \text{Ec. (32)}$$

Si N y todas las $f_{i,j}$, T_{Fj} , P_{Fj} , P_j , s_j , S_j y Q_j son especificadas, las funciones M (Ec. 23), E (Ec. 24) y H (Ec. 25) son no lineales en $N(2C+1)$ variables v_{ij} , l_{ij} y T_j para $i=1$ a C y $j=1$ a N . Las ecuaciones son resueltas simultáneamente por el método iterativo Newton-Raphson hasta cierta tolerancia. El criterio de convergencia para este método es el siguiente:

$$\tau_3 = \sum_{j=1}^C \left\{ (H_j)^2 + \sum_{i=1}^C [(M_{i,j})^2 + (E_{i,j})^2] \right\} \leq \varepsilon_3 \quad \text{Ec. (33)}$$

Para que el orden de magnitud de cada uno de los términos de la ecuación anterior sea igual, es necesario dividir el balance de energía por un factor que se aproxime al calor latente de vaporización. Si se realiza esto, el valor de ε_3 se calcula de la siguiente manera:

$$\varepsilon_3 = N(2C+1) \left(\sum_{j=1}^N F_j^2 \right) 10^{-10} \quad \text{Ec. (34)}$$

e) Método Inside – Out (Boston - Sullivan)

En los métodos de Punto de Burbuja y Corrección Sucesiva, gran parte del tiempo de cálculo se utiliza en el cálculo de los valores de K , entalpías de las fases líquida y vapor sobre todo cuando son utilizados modelos de propiedades termodinámicas rigurosos. Estos cálculos, así como el de las derivadas de las funciones, se realizan en cada iteración. Esto hace que estos métodos sean lentos y/o tengan problemas de convergencia.

Boston y Sullivan presentaron un algoritmo diseñado para reducir el tiempo utilizando en el cálculo de propiedades termodinámicas, en el diseño de operaciones de separación multicomponente, multietapas en estado estable. Para lograr esto, el método de Boston-Sullivan posee dos ciclos anidados, en los cuales se utilizan dos tipos de métodos de propiedades: un método simple y aproximado usado frecuentemente para hacer converger el ciclo interno; y un método riguroso que se utiliza con mucha menos frecuencia en las iteraciones del ciclo externo.

Las ecuaciones MESH son resueltas en el ciclo interno con el método aproximado, mientras que los parámetros del método corto son calculados en el ciclo externo mediante el método riguroso. Esta característica de doble ciclo es la que denomina a este tipo de métodos como Inside – Out.

Otra diferencia que distingue a los métodos Inside – Out son las variables de iteración. El método Inside- Out elige como variables para el ciclo externo los parámetros de los métodos termodinámicos aproximados, mientras que las variables del ciclo interno están relacionados con los factores de desorción.

$$S_{i,j} = K_{i,j} \frac{V_j}{L_j} \quad \text{Ec. (35)}$$

El método Inside – Out utiliza las siguientes características de los cálculos iterativos: las volatilidades relativas de los componentes varían menos que los valores K de los componentes; las entalpías de vaporización varían menos que las entalpías de fase; los factores de desorción de los componentes combinan los efectos de temperatura y los flujos de líquido y vapor en cada etapa. El ciclo interno utiliza volatilidad relativa, energía y los factores de desorción para mejorar la estabilidad y reducir el tiempo de cómputo.

La forma de las ecuaciones MESH son muy similares a las del método de Corrección Sucesiva, ya que utiliza los flujos por componentes. Además, utiliza las siguientes variables en el ciclo interno:

$$\alpha_{i,j} = \frac{K_{i,j}}{K_{b,j}} \quad \text{Ec. (36)}$$

$$S_{b,j} = K_{b,j} \frac{V_j}{L_j} \quad \text{Ec. (37)}$$

$$R_{L_j} = 1 + \frac{U_j}{L_j} \quad \text{Ec. (38)}$$

$$R_{V_j} = 1 + \frac{W_j}{V_j} \quad \text{Ec. (39)}$$

Donde K_b es el valor de un componente base o hipotético de referencia, S_{bj} es el factor de desorción para el componente base, R_{ij} es el factor de retiro de la fase líquida y R_{vj} es el factor de retiro de la fase vapor. Las ecuaciones MESH para este método son las siguientes:

Equilibrio de Fases:

$$v_{i,j} = \alpha_{i,j} S_{b,j} l_{i,j} \quad \text{Ec. (40)}$$

Balance de materia por componente

$$l_{i,j-1} - (R_{L_j} + \alpha_{i,j} S_{b,j} R_{V_j}) l_{i,j} + (\alpha_{i,j+1} S_{b,j+1}) l_{i,j+1} = -f_{i,j} \quad \text{Ec. (41)}$$

Balance de Energía

$$H_j = h_{L_j} R_{L_j} L_j + h_{V_j} R_{V_j} V_j - h_{L_{j-1}} L_{j-1} - h_{V_{j+1}} V_{j+1} - h_{F_j} F_j - Q_j = 0 \quad \text{Ec. (42)}$$

Donde

$$S_{i,j} = \alpha_{i,j} S_{b,j} \quad \text{Ec. (43)}$$

El algoritmo del método Inside – Out consiste de tres etapas: inicialización, ciclo interno y ciclo externo.

En la etapa de inicialización es necesario proporcionar valores estimados de x_{ij} , y_{ij} , T_j , V_j y L_f . También se debe especificar el número de etapas, condiciones de las alimentaciones, localización de las etapas de alimentación y el perfil de presiones de la columna. Además de la localización de las etapas donde es retirado el producto, incluyendo corrientes laterales e intercambiadores de calor, así como una especificación adicional para cada uno de estos productos e intercambiadores intermedios. También se especifica el perfil de temperatura. Con estos valores se calculan los parámetros del método aproximado a través del método riguroso utilizado y se calculan los factores de desorción y de retiro de líquido y vapor.

El ciclo interno inicia cuando se obtienen los parámetros del método aproximado de la etapa de inicialización o del ciclo externo. Dentro de esta etapa se calculan los flujos de líquido a través del método de la matriz tridiagonal, así como los flujos de vapor. Con estos datos se calculan los flujos totales de vapor y líquido, así como el perfil de temperatura. Se seleccionan como variables de iteración los factores de desorción y de retiro de vapor y líquido.

Se calculan las entalpías de todas las corrientes y se normalizan las funciones de convergencia, y se calcula el Jacobiano de derivadas parciales para recalculer los nuevos valores de las variables de iteración del ciclo interno por el método de Newton-Raphson. Con

estos nuevos valores se calcula la suma de cuadrados y si se satisface la tolerancia se procede al ciclo externo, de lo contrario reiniciar el ciclo interno con los últimos valores calculados de las variables de iteración.

A partir de los últimos valores del ciclo interno, se inicia el ciclo externo. Se calculan las volatilidades relativas y las entalpías de las corrientes mediante el modelo termodinámico riguroso. Si los valores son muy cercanos a los valores previos con los que se inició el ciclo interno anterior, ambos ciclos han convergido y se termina el proceso. De lo contrario, se recalculan los nuevos valores de los parámetros del método aproximado y los factores de desorción y de retiro de líquido y vapor, como en la etapa de inicialización y se vuelve al ciclo interno.

2.2.7. Diesel 2 y Diesel B5

El Diesel 2 es un combustible destilado medio para su uso en motores Diesel que requieran un combustible con un número de cetano apropiado para uso vehicular y motores estacionarios. Los Biocombustibles son productos químicos que se obtienen de materias primas de origen agropecuario, agroindustrial o de otra forma de biomasa y que cumplan con las normas de calidad establecidas por las autoridades competentes.

Los biocombustibles reducen el volumen total de CO₂ que se emite en la atmósfera, ya que lo absorben a medida que crecen y emiten prácticamente la misma cantidad que los combustibles convencionales cuando se queman, por lo que se produce un proceso de ciclo cerrado.

Un ejemplo de biocombustible es el Biodiesel, el cual se fabrica a partir de cualquier grasa animal o aceites vegetales, que pueden ser ya usados o sin usar. El Diesel B5 es un biocombustible constituido por una mezcla de Diesel N°2 y 5% en volumen de Biodiesel (B100).

Normatividad relacionada con los Biocombustibles en el Perú

- **Ley N° 28054, Ley de Promoción del Mercado de Biocombustibles.**

Promulgada en el año 2003. Establece el marco general para promover el desarrollo del mercado de los Biocombustibles en el Perú sobre la base de la libre competencia y el libre acceso de la actividad económica. Sus objetivos son: diversificar la matriz energética, fomentar el desarrollo agroindustrial, disminuir la contaminación ambiental, y ofrecer un mercado alternativo en la lucha contra las drogas.

- **D.S. N° 013-2005-EM Reglamento de la Ley de Promoción del Mercado de Biocombustibles**

Se aprueba el Reglamento de la Ley de Promoción del Mercado de Biocombustibles donde se establece que el porcentaje máximo de Biodiesel en el Diesel será de 5%. Además establece un cronograma para la aplicación del biodiesel a nivel nacional. Señala asimismo que las mezclas deberán realizarse en las Plantas de Abastecimiento

- **D.S. N° 021-2007-EM Reglamento de Comercialización de Biocombustibles**

Aprobado en Abril de 2007. Establece los requisitos para la comercialización y distribución de los Biocombustibles, así como lo referente a las normas técnicas de calidad de los mencionados productos. Contiene:

- Competencias sectoriales del mercado de Biocombustibles.
- Cronograma de Comercialización Obligatoria de Biocombustibles, donde se establece que a partir del año 2009 será de uso obligatorio el Diesel B2 = 2% Biodiesel B100 + 98% Diesel 2 y a partir del año 2011 será de uso obligatorio el Diesel B5 = 5% Biodiesel B100 + 95% Diesel 2 (en reemplazo del Diesel B2)

- Normas correspondientes a comercialización y distribución de Biocombustibles y sus mezclas con combustibles líquidos.
- Aplicación de Normas Técnicas de Calidad

La Fig. N°2.2 es un esquema donde se representan todas las partes involucradas en la cadena de comercialización del Biodiesel.

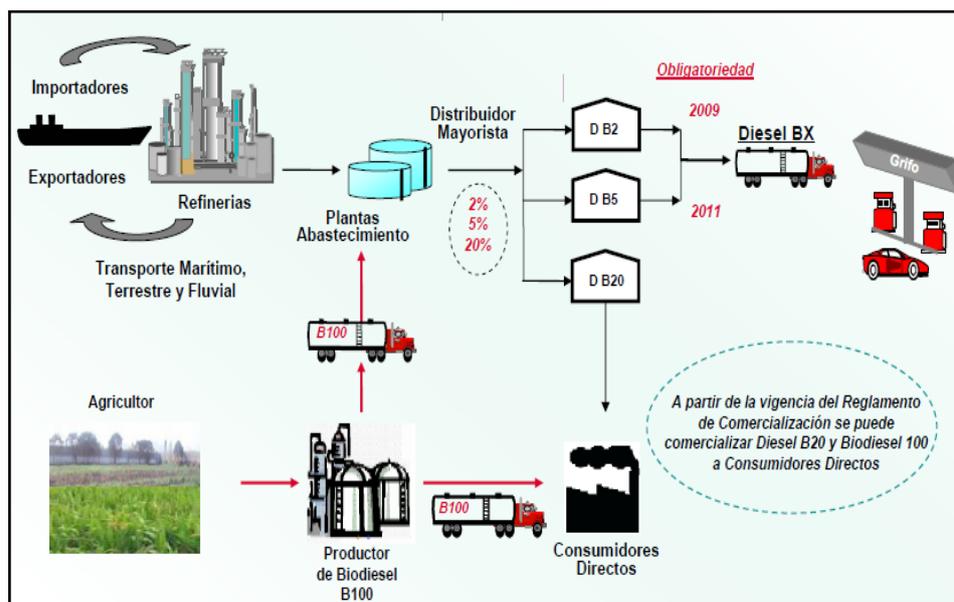


Figura N°2.2. Cadena de Comercialización del Biodiesel

Fuente: www.osinerg.gob.pe

En virtud del presente Reglamento, el Diesel 2 obtenido de la Unidad de *Topping* de la Planta de Gas puede ser usado sin tener que ser mezclado con Biodiesel B100, puesto que su consumo es interno y no con fines comerciales.

2.2.8. Propiedades Físico-Químicas del Diesel 2

El Diesel 2 deberá estar sujeto a las características técnicas (físico-químicas) o especificaciones de calidad que se establecen en la Tabla N°2.8, según NTP 321.003

Tabla N°2.8. Especificación del Diesel 2

CARACTERÍSTICAS	Especificación		Método
	Min.	Máx.	ASTM / Otros
VOLATILIDAD			
Densidad a 15°C, kg/m ³	Reportar		D-1298
Destilación, °C (a 760 mm Hg)			
90% recuperado	282	360	D-86
Punto de inflamación Pensky Martens, °C	52		D-93
FLUIDEZ			
Viscosidad Cinemática a 40°C, cSt	1,7	4,1	D-445
Punto de Ecurrimiento, °C		+4	D-97
COMPOSICIÓN			
Número de Cetano	45		D-613
Índice de Cetano	40		D-4737 , D-976
Cenizas, % masa		0,01	D-482
Residuos Carbón Ramsbottom 10% fondos, % masa		0,35	D-524 , D-189
CORROSIVIDAD			
Corrosión Lámina de Cobre, 3 h a 50°C, N°		3	D-130
Azufre Total, % masa		0,5	D-129 , D-2622 , D-4294
CONTAMINANTES			
Aguas y Sedimentos % vol.		0,05	D-1796 , D-2709

Fuente: NTP 321.003

El significado de estas propiedades físico-químicas se detalla a continuación:

- a) **Densidad.**- La determinación exacta de la densidad o gravedad específica de un combustible es necesaria para la conversión del volumen medido de producto a masas o volúmenes a la correspondiente temperatura, durante la venta del producto. Del mismo modo, este parámetro es un factor gobernante al momento de valorar la calidad y el precio de un producto.

- b) **Destilación ASTM.**- Es una destilación analítica que se utiliza para determinar el rango de ebullición de una fracción de hidrocarburo. El rango de ebullición provee información sobre la composición, las propiedades y el comportamiento de un combustible durante el almacenamiento y el uso. Además, los límites de destilación de un hidrocarburo son incluidos en las especificaciones de producto, acuerdos comerciales y para cumplimiento de la normatividad vigente.

- c) **Punto de Inflamación.**- Es la temperatura mínima necesaria para que un material inflamable desprenda vapores que, mezclados con el aire, se inflamen en presencia de una fuente ígnea, y continúe ardiendo una vez retirada la fuente de activación.

- d) **Viscosidad Cinemática.**- La viscosidad es una medida de la resistencia de un fluido que está siendo deformada por cualquier esfuerzo cortante o tensión extensional. La viscosidad cinemática se define como la viscosidad absoluta de un fluido dividido por su densidad. ($V = m / p$).

- e) **Punto de Ecurrimiento.**- Se define como la más baja temperatura a la cual una muestra de hidrocarburos fluye cuando es enfriado bajo ciertas condiciones.

- f) **Número de Cetano.-** El número de cetano es una medida relativa del intervalo entre el inicio de la inyección del combustible y la auto-ignición del mismo. Cuanto más alto el número, más corto es este intervalo. Los combustibles con un bajo número de cetano originan dificultades en el encendido, ruido y emisión de humo negro. El número de cetano es una variable importante en el Diesel y se puede incrementar con la adición de aditivos, lo cual es una tarea que corresponde normalmente a los suministradores de combustible.
- g) **Índice de Cetano.-** El índice de cetano es una aproximación a la calidad de encendido del combustible, estimada a partir de la destilación y la gravedad específica. El índice de cetano no se ve afectado por el uso de aditivos mejoradores del número de cetano, por lo que se puede decir que es un valor referencial del número de cetano base del combustible.
- h) **Contenido de Cenizas.-** El conocimiento de la cantidad de material presente con tendencia a formar cenizas en un producto puede proporcionar información para definir si el producto es apropiado o no para su uso en una aplicación dada. Cualquier material que forme cenizas es normalmente considerado impureza o contaminante, o simplemente material indeseable.
- i) **Residuos Carbón Ramsbottom.-** Esta prueba determina la tendencia de un producto a formar residuo carbonáceo. En el análisis se mide la cantidad de residuo de carbón formado después de la evaporación y pirólisis de productos del petróleo bajo ciertas condiciones del ensayo.
- j) **Corrosión a la Lámina de Cobre.-** El combustible del carburador no debe provocar corrosión de las piezas del motor. A pesar de que al producto también se le evalúa su contenido total de azufre, el potencial corrosivo del producto no necesariamente está relacionado con aquel parámetro.

- k) **Azufre Total.-** El contenido de azufre se expresa como porcentaje en peso y varía desde valores inferiores a 0.1% hasta valores mayores a 5%. Las fracciones de crudo con más de 0.5% de contenido de azufre generalmente requieren un procesamiento más extensivo y costoso que aquellos con menores contenidos de azufre.
- l) **Agua y Sedimentos.-** El contenido de agua y sedimentos en las fracciones de hidrocarburos puede causar corrosión de los equipos y problemas en su procesamiento. Igualmente, se exige conocer el contenido exacto de agua y sedimentos para hacer cualquier venta o exportación del producto, ya que de esta manera se registra el volumen neto del combustible.

2.3. Marco Conceptual

Modo de Operación: Diesel 2

La corriente de alimentación ingresa a la Unidad a 100 °F y 90 psig. a un caudal de ingreso de 1.000 BPD. A continuación, la temperatura de la corriente se incrementa hasta 330 °F en el Pre-calentador de Alimentación (EBG-29103).

En el Pre-Flash (VBD-29305) se efectúa la separación de las fases líquido y vapor, los vapores se condensan en el Condensador del Pre-Flash (EAL-29404), equipo en el que también se produce el sub-enfriamiento de los líquidos obtenidos, hasta una temperatura de 105 °F.

Los líquidos del Pre-flash se evacuan mediante control de nivel y se mezclan con la corriente de “Reciclo caliente”, procedente del fondo de la Columna de *Topping* (CBA-29001), para luego ingresar al Calentador de Alimentación (EBC-29001), donde su temperatura se incrementa hasta 445 °F.

La corriente bifásica obtenida se envía a la parte inferior de Columna de *Topping*. La columna cuenta con dos lechos de relleno desordenado, uno

superior (equivalente a 8 etapas teóricas) y otro inferior (equivalente a 4 etapas teóricas).

Los vapores de tope de la columna se condensan a 162 °F y 5,8 psig en el Condensador de la Columna de *Topping* (EAL-29403). Los líquidos obtenidos se envían al Acumulador de Reflujo (VBA-29304), desde donde son succionados por la Bomba de Reflujo (PBB-29303/13). Estas bombas impulsan parte de los líquidos como reflujo a la columna, enviando el resto hacia el Enfriador de LGN/ Residuo (EAL-29401).

El reflujo externo (Re) levemente sub-enfriado, proveniente del acumulador VBA-29304, al entrar en contacto con el líquido del último plato de la columna CBA-29001 condensa una fracción del vapor que asciende, aumentando así su flujo y denominándose ahora reflujo interno (Ri).

La presión de la columna se controla mediante el grado de inundación de los tubos del Condensador de la Columna de *Topping* (EAL-29403). Para ello el control de presión en la columna y el de nivel en el acumulador VBA-29304 operan de manera conjunta.

Los líquidos de fondo de la columna son succionados por la Bomba de Fondo de la Columna de *Topping* (PBB-29201/11). Parte de los líquidos impulsados por esta bomba se unen a la corriente de ingreso al Calentador de Alimentación (EBC-29001), enviando el resto hacia el Enfriador de JP1/D2 (EAL-29402), donde disminuye su temperatura hasta 110 °F antes de alcanzar el límite de batería, a una presión de 50 psig.

Finalmente, los líquidos provenientes del Condensador de Pre-flash (EAL-29404) y Enfriador de LGN/ Residuo (EAL-29401) se dirigen al Acumulador de LGN/ Off-Spec (VBA-29306), desde donde son impulsados por la Bomba de LGN/ Off-Spec (PBB-29304/14) hacia las esferas de almacenamiento, mientras que el Diesel 2 es almacenado en dos tanques a presión atmosférica.

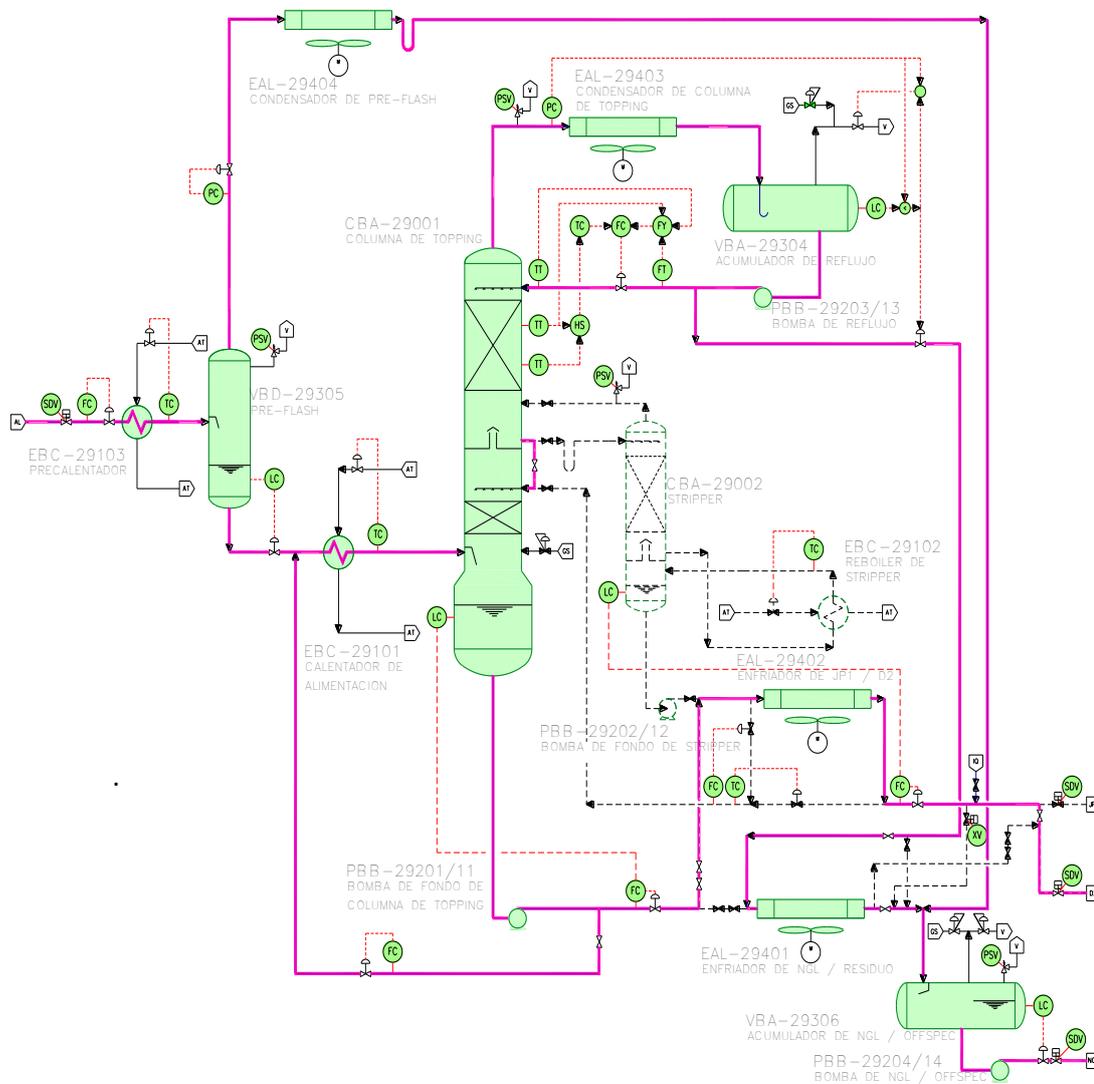


Figura N°2.3. Modo de Operación Diesel 2

Fuente: Elaboración Propia

CAPÍTULO III: METODOLOGÍA DE LA INVESTIGACIÓN

3.1. Tipo de Investigación:

Investigación Analítica

3.2. Muestra:

Durante la Puesta en Marcha de la Unidad de *Topping*, el Laboratorio de Control de Calidad y Mediciones tomó muestras en 3 puntos diferentes de la Unidad para la realización de ensayos de cromatografía. Estos puntos fueron:

- Ingreso de LGN desde la Unidad de Deshidratación de Condensado (CDU) hacia la Unidad de *Topping*.
- Salida de Tope de Pre-Flash.
- Salida Tope de *Topping*.

Además, se tomaron muestras del producto Diesel 2 que sale del Aeroenfriador EAL-29402 hacia los tanques de almacenamiento, para la realización de pruebas rápidas como:

- Gravedad API a 15.6°C.
- Densidad a 15.6°C
- Destilación ASTM a 760 mmHg.
- Punto de Inflamación Pensky-Martens.
- Viscosidad Cinemática a 40°C

3.3. Instrumentos de Recolección de Datos:

Para el desarrollo de los cálculos realizados en la elaboración de este trabajo se empleó el software de Aspen Tech “**Aspen Hysys**” en su versión v7.3 y el paquete de propiedades termodinámicas “**Peng Robinson**”. Los ensayos de Laboratorio permitieron validar la simulación y conciliar los resultados obtenidos.

CAPÍTULO IV: DESARROLLO DE LA INVESTIGACIÓN

4.1. Operación de la Unidad según las condiciones de Diseño

Durante la Puesta en Marcha de la Unidad operando según las condiciones de diseño (Ver Tabla N°2.4), el producto Diesel 2 obtenido resultaba fuera de especificación por lo que no se podía almacenar en tanques y, por el contrario, recirculaba dentro de la Unidad aumentando los costos de energía y desgaste de los equipos.

La Fig. 4.1 es un reporte de Laboratorio donde se detallan los resultados de las pruebas realizadas a una muestra de Diesel 2. El punto de inflamación fue 33.1°C, muy por debajo de la especificación (52°C), lo que significa que el producto tenía todavía una significativa proporción de componentes livianos (propano, butanos, pentanos, etc).

LABORATORIO DE CONTROL DE CALIDAD Y MEDICIONES Planta de Gas - Cuzco INFORME DE ENSAYO - PRUEBAS RÁPIDAS PRODUCTO DIESEL 2					
		Muestra N°			
Fecha de muestreo: 13-03-13		Fecha de recepción: 13-03-13		Fecha de Análisis: 14-03-13	
Procedencia de la muestra: Salida del Aeroenfriador			Muestreado por:		
EAL - 29402 (Purga de Manómetro)			Analizado por:		
PROPIEDADES	METODO ENSAYO	RESULTADOS		ESPECIFICACIONES	
		21:25	-	MIN	MAX
APARIENCIA					
Visual		Claro	-	-	-
VOLATILIDAD					
Gravedad API a 15.6°C	ASTM D-1298	42,6	-	-	-
Densidad 15.6 °C, Kg/m3	ASTM D-1298	812,8	-	-	-
Destilación a 760 mmHg, °C	ASTM D-86				
Punto Inicial de Ebullición		127	-	-	-
5% recuperado, °C		162	-	-	-
10% recuperado, °C		192	-	-	-
20% recuperado, °C		232	-	-	-
50% recuperado, °C		276	-	-	-
90% recuperado, °C		319	-	282	360
95% recuperado, °C		338	-	-	360
Punto Final de Ebullición		353	-	-	-
%Vol recuperado 250°C		30	-	-	65
%Vol recuperado 350°C		98	-	80	-
%Vol recuperado Final		98,8	-	-	-
%Vol residuo		1,0	-	-	-
%Vol Pérdida		0,2	-	-	-
Punto de Inflamación Pensky-Martens	ASTM D-93	33,1	-	52	-
FLUIDEZ					
Viscosidad Cinemática a 40°C	ASTM D-445	2,60	-	1,9	4,1
Observaciones:					

Figura N°4.1. Reporte de Laboratorio

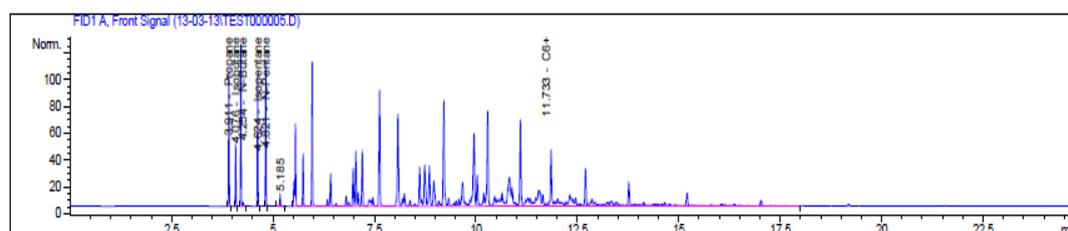
4.2.Simulación Base

Para el desarrollo de los cálculos realizados en la elaboración de este trabajo, se empleó el software de AspenTech “Aspen Hysys” en su versión v7.3 y el paquete de propiedades termodinámicas de “Peng Robinson”. Además, se consideró a la columna del tipo platos, por presentar una mejor precisión en los resultados.

Usando la información del Fabricante, el relleno superior equivale a ocho etapas teóricas y el relleno inferior equivale a cuatro etapas teóricas, de esta manera se puede distinguir el perfil térmico de la columna.

El criterio de validación de la simulación consistió en comparar la composición a la salida del Tope del Pre-Flash y a la salida del Tope de la Columna de *Topping* obtenidos por la simulación versus lo obtenido en Laboratorio mediante las pruebas de cromatografía (Ver Fig. N° 4.2-4.4), bajo las mismas condiciones de operación.

Sample Info : HRS.

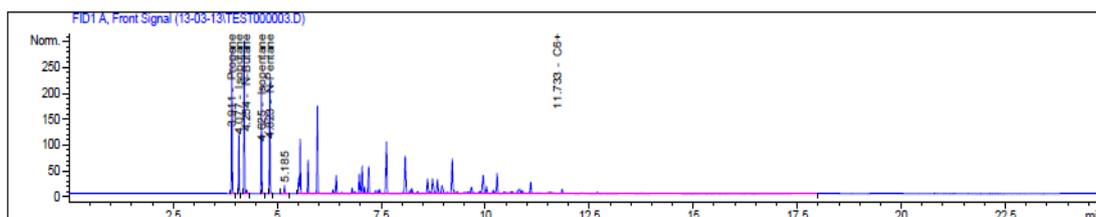


Signal 1: FID1 A, Front Signal

RetTime [min]	Type	Area [pA*s]	Amt/Area	Norm %	Grp	Name
3.797	-	-	-	-	-	Ethane
3.911	BB	114.59100	6.21888e-2	7.379890		Propane
4.076	BB	50.75499	4.63140e-2	2.434322		Isobutane
4.254	VBA+	135.49367	4.48881e-2	6.298510		N-Butane
4.624	BB	107.98224	3.64474e-2	4.075743		Isopentane
4.821	BB	124.11296	3.62090e-2	4.653948		N-Pentane
11.733	VVA+	2874.96240	2.52437e-2	75.157586		C6+
Totals :				100.000000		

Figura N°4.2. Cromatograma Alimentación a Unidad de *Topping*

Sample Info : HRS.

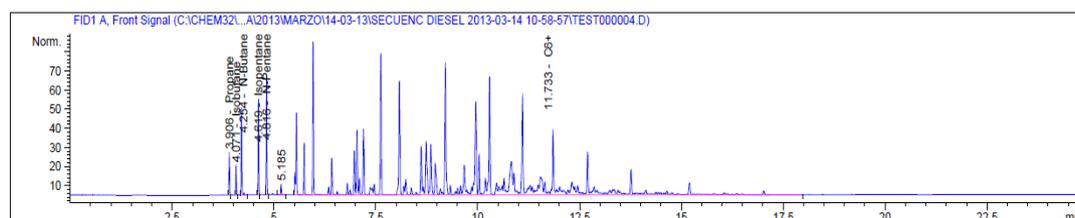


Signal 1: FID1 A, Front Signal

RetTime [min]	Type	Area [pA*s]	Amt/Area	Norm %	Grp	Name
3.797	-	-	-	-	-	Ethane
3.911	BB	316.62811	6.21888e-2	17.315202		Propane
4.077	BB	129.84552	4.63140e-2	5.288165		Isobutane
4.254	VBA+	333.48993	4.48881e-2	13.163768		N-Butane
4.625	BB	233.68451	3.64474e-2	7.489678		Isopentane
4.823	BB	258.00565	3.62090e-2	8.215089		N-Pentane
11.733	VVA+	2186.11963	2.52437e-2	48.528098		C6+
Totals :				100.000000		

Figura N°4.3. Cromatograma Salida Tope Pre-Flash

Sample Info : MUESTREDO: 21:50 / 13-03-13



Signal 1: FID1 A, Front Signal

RetTime [min]	Type	Area [pA*s]	Amt/Area	Norm %	Grp	Name
3.797	-	-	-	-	-	Ethane
3.906	BB	26.23771	6.21888e-2	2.478108		Propane
4.071	BB	17.12718	4.63140e-2	1.204703		Isobutane
4.254	VVA+	53.26709	4.48881e-2	3.631388		N-Butane
4.619	BB	56.67154	3.64474e-2	3.136999		Isopentane
4.816	BB	69.78219	3.62090e-2	3.837460		N-Pentane
11.733	VVA+	2235.64453	2.52437e-2	85.711342		C6+
Totals :				100.000000		

Figura N°4.4. Cromatograma Salida Tope de Columna de Topping

4.3. Caracterización de la Alimentación

Se ingresó al simulador las condiciones de operación de la Unidad según las condiciones de diseño (Ver Tabla N°2.4) y la composición de la alimentación (Ver Figura N°4.2). En Figura N°4.5 se observa que la composición de la alimentación real y la del diseño no son iguales, haciendo que los rendimientos reales de la planta no sean los esperados conforme al diseño.

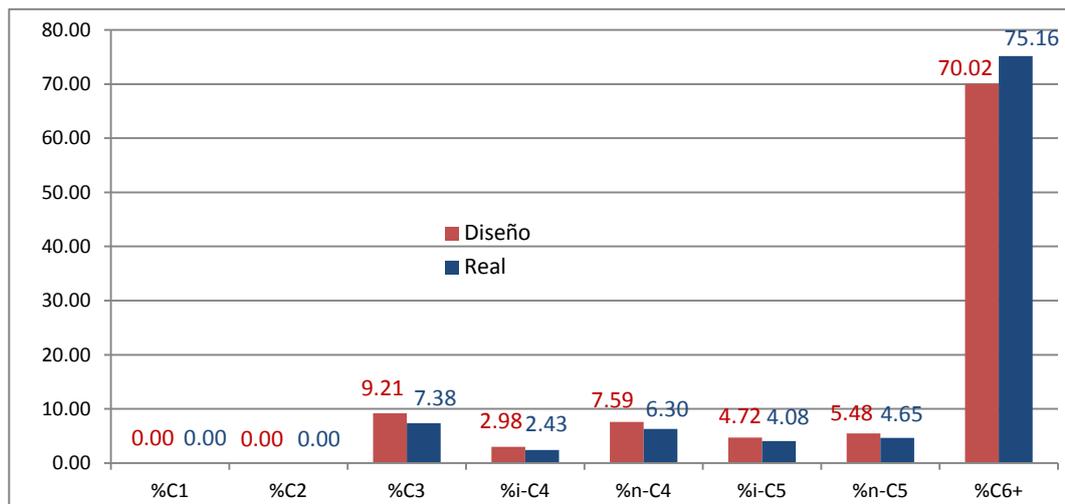


Figura N°4.5. Composición de la Alimentación

Fuente: Elaboración Propia

La Fig. N°4.7 es el diagrama del proceso para la obtención de Diesel 2 en el Software de Simulación, cuyos resultados son mostrados en la Tabla N°4.2.

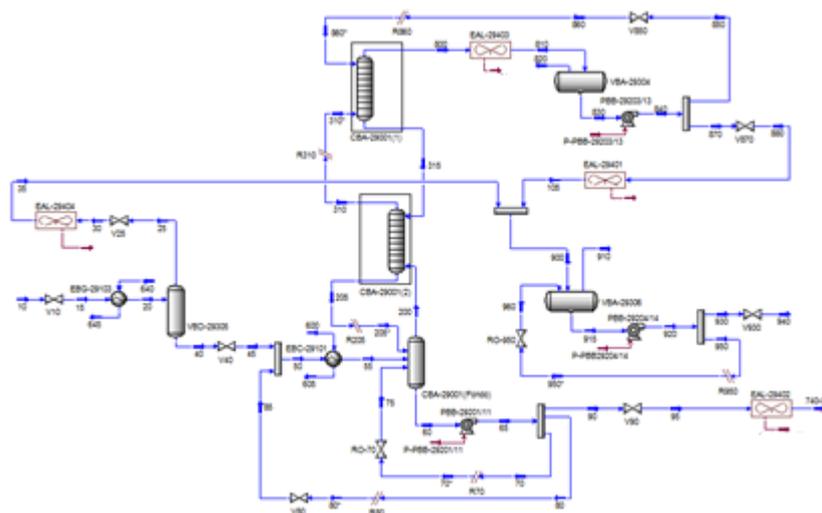


Figura N°4.6. Simulación en Hysys

Fuente: Aspen Hysys v7.3

4.4. Validación de la Simulación

La composición de la corriente de salida del Tope de Pre-Flash (Ver Fig. N°4.3) salida del Tope de Columna de *Topping* (Ver Fig. N°4.4) obtenidos en el simulador fueron comparados con aquellos proporcionados por las pruebas de cromatografía, con el objetivo de validar la simulación.

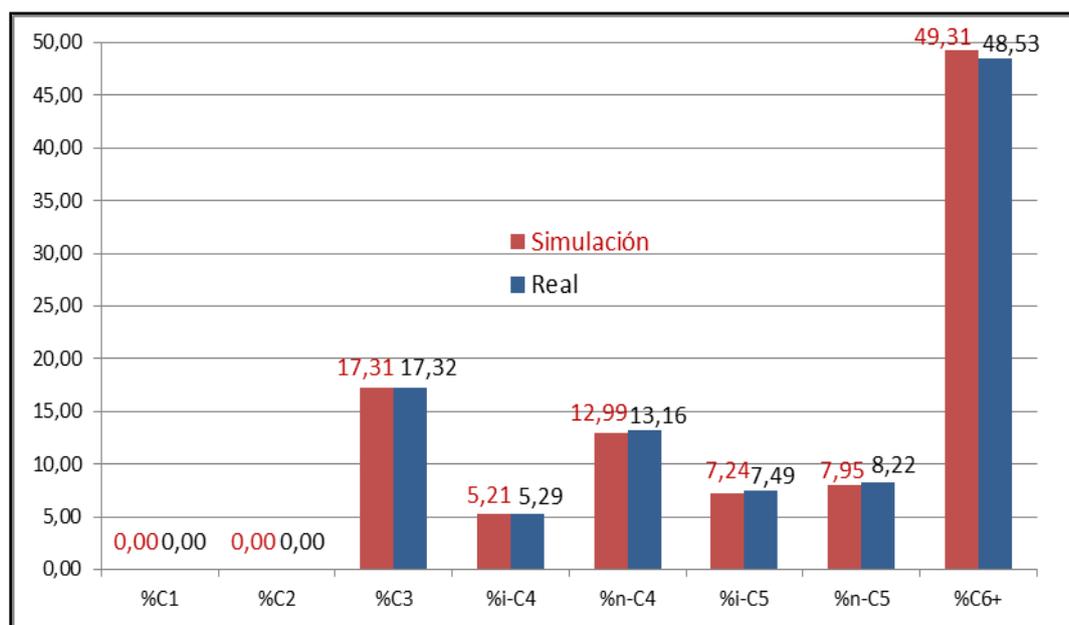


Figura N°4.7. Composición de la corriente salida Tope de Pre-Flash

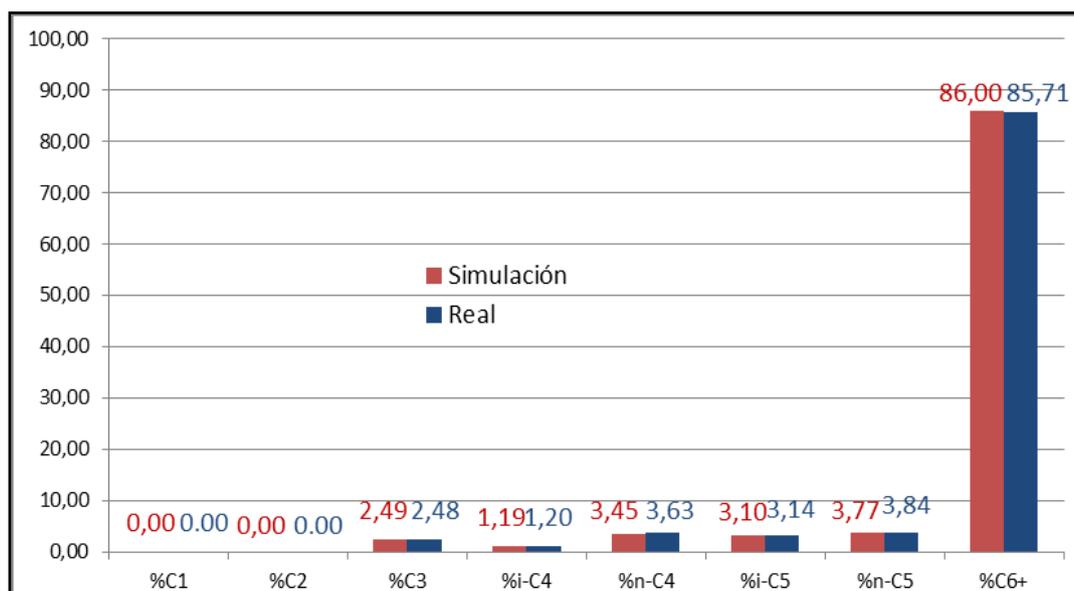


Figura N°4.8. Composición de la corriente salida Tope de *Topping*

Los resultados obtenidos con el simulador reproducen las condiciones de operación existentes. Por lo tanto, los cambios que se realicen en las condiciones del simulador proveerán una predicción exacta de cómo la planta responderá a los mismos cambios.

La simulación de columnas de destilación es una de las operaciones más complejas de todo simulador de proceso, por lo que la exactitud de los resultados dependerá de las correlaciones usadas por el simulador así como la complejidad del proceso mismo; sin embargo, el fraccionamiento de los líquidos del gas natural mediante una columna de destilación de platos es uno de los procesos más estudiados y desarrollados por simuladores de procesos, lo que comprueba el grado de exactitud de los resultados obtenidos en la simulación base.

CAPÍTULO V: ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS

5.1. Factores que afectan a la Operación

Con apoyo del simulador se analizan los efectos que originan variaciones de las siguientes variables de operación:

- Caudal de Alimentación
- Temperatura de ingreso al Pre-Flash
- Presión de Tope del Pre-Flash
- Temperatura de ingreso a la Columna de *Topping*
- Presión de Tope de Columna de *Topping*
- Caudal de reflujo externo de Tope de *Topping*
- Caudal de reciclo caliente de Fondo de *Topping*

5.1.1. Efecto del Caudal de Alimentación

Un aumento en el caudal de alimentación a la Unidad de *Topping* origina un incremento en la producción de Diesel 2 y de LGN / Off Spec, tal como se observa en el Figura N°5.1

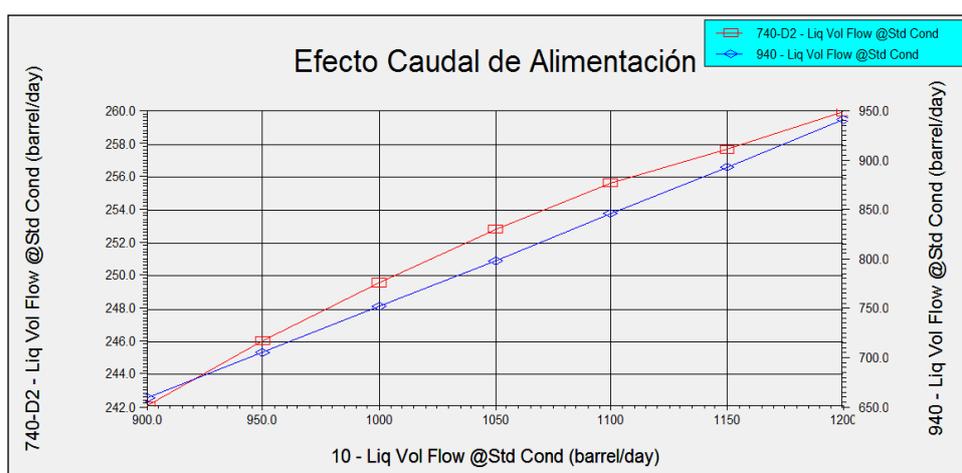


Figura N°5.1. Efecto del Caudal de Alimentación

Acción de Control

La placa de orificio FE-29104 y el transmisor FIT-29104 censan y transmiten respectivamente el caudal que circula por la línea de proceso. El *set point* establecido en el controlador FIC-29104 es el valor a mantener mediante la modulación de la válvula de control FV-29104.

Ante una desviación del valor de caudal circulante respecto al *set point*, el controlador de caudal actuará sobre la válvula FV-29104. Si el valor de caudal resulta menor que el deseado, el sistema responderá con la apertura de la válvula de control brindando menor resistencia a la circulación del fluido, resultando en el aumento del caudal hasta el valor deseado.

De manera opuesta, si el valor de caudal resulta superior al deseado, el sistema responderá con el cierre de la válvula de control aumentando la resistencia a la circulación del fluido por el sistema de cañerías, resultando en la disminución del caudal hasta el valor deseado.

El control descrito se muestra en la siguiente figura.

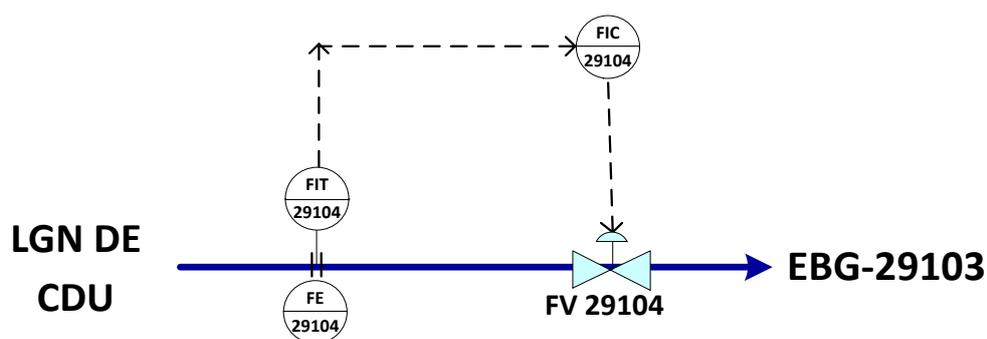


Figura N°5.2. Control del Caudal de Alimentación

5.1.2. Efecto de la Temperatura de ingreso al Tanque Pre-Flash

Para este análisis, se mantuvo constante la presión del tanque Pre-Flash a 75 psig. Un incremento de temperatura de la corriente que ingresa al Pre-Flash origina una mayor vaporización de sus componentes, disminuyendo la carga a la columna de *Topping*. En la Figura N°5.5 se observa que a partir de 370°C comienza a vaporizarse mayor cantidad de hidrocarburos pesados (C10+), los cuales no pueden ser recuperados ya que son enviados directamente al tanque de LGN – Off Spec.

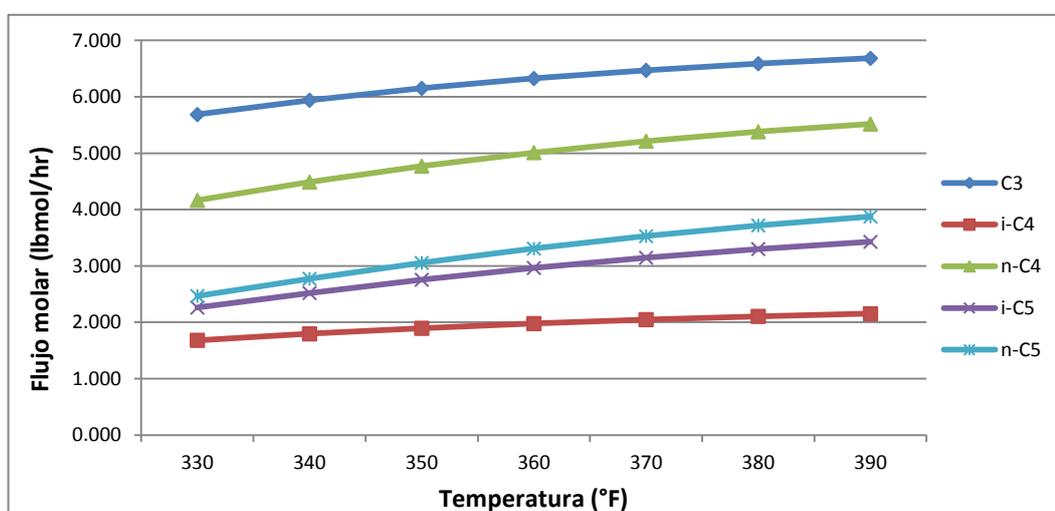


Figura N°5.3. Flujo molar del C3 al C5 en la corriente del Tope del Pre-Flash

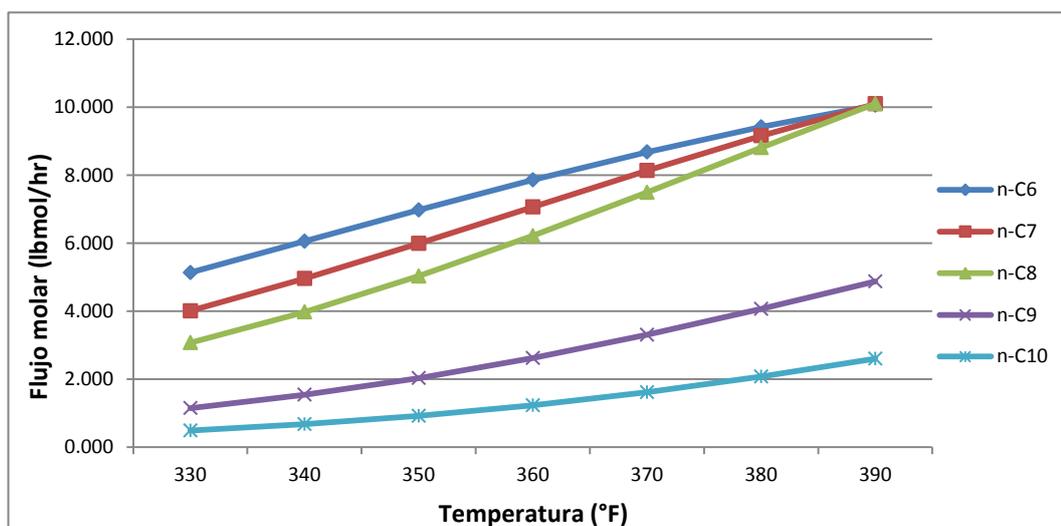


Figura N°5.4. Flujo molar del C6 al C10 en la corriente del Tope del Pre-Flash

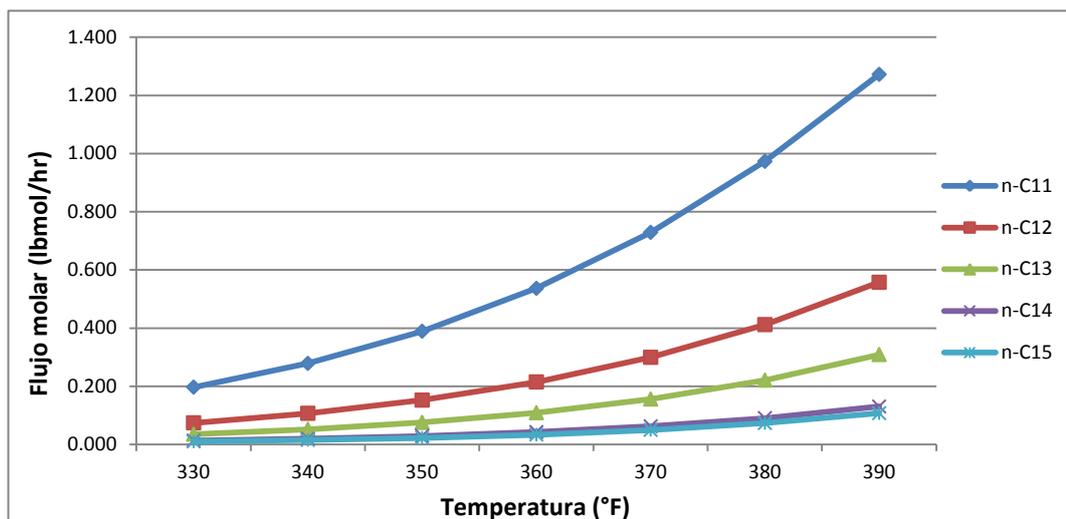


Figura N°5.5. Flujo molar del C11 al C15 en la corriente del Tope del Pre-Flash

Acción de Control

El termoelemento TE-29103 censa la temperatura de salida del producto que circula por tubos en el Pre-calentador de Alimentación EBG-29103. La señal de temperatura es comparada por el TIC-29103 contra el *set point* para operar luego sobre la válvula de control ubicada en el suministro de *Hot Oil* al equipo.

Ante una desviación del valor de la temperatura de salida del LGN precalentado respecto al *set point*, el controlador de temperatura actuará sobre la válvula TV-29103. Si el valor de esta resulta menor que el deseado, el sistema responderá con la apertura de la válvula de control brindando mayor cantidad de fluido caliente (*Hot Oil*) al intercambiador de calor, aumentando consecuentemente la temperatura de la corriente de salida del intercambiador de calor.

De manera opuesta, si el valor de temperatura resulta superior al deseado, el sistema responderá con el cierre de la válvula de control, disminuyendo la cantidad de fluido caliente al intercambiador y por ende la temperatura de la alimentación al Pre-Flash.

El control descrito se muestra en la siguiente figura.

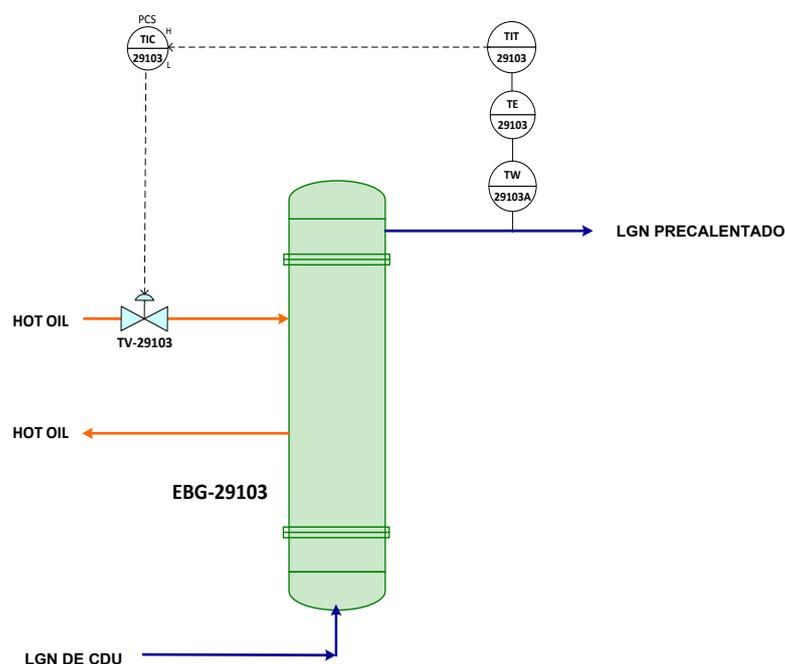


Figura N°5.6. Control de Temperatura ingreso Pre-Flash

5.1.3. Efecto de la Presión del Tanque Pre-Flash

Para este análisis, se mantuvo constante la temperatura del Tanque Pre-Flash a 330°F. Una disminución de la presión en el Tanque Pre-Flash ocasiona que mayor cantidad de hidrocarburos se vaporicen, disminuyendo así el caudal de líquido que ingresa a la columna de *Topping*, Sin embargo, no es recomendable disminuir la presión lo mínimo posible porque se puede lograr la vaporización de los productos más pesados, los cuales irán directamente hacia al acumulador de LGN/Off-Spec, sin posibilidad de recuperarlos.

En la Figura N° 5.8, se observa que el flujo molar de los hidrocarburos C6-C10 son los que presentan mayor variación ante una disminución de presión; es decir, que se ha alcanzado la temperatura de ebullición de estos hidrocarburos en el rango de presión de 65 psig a 75 psig.

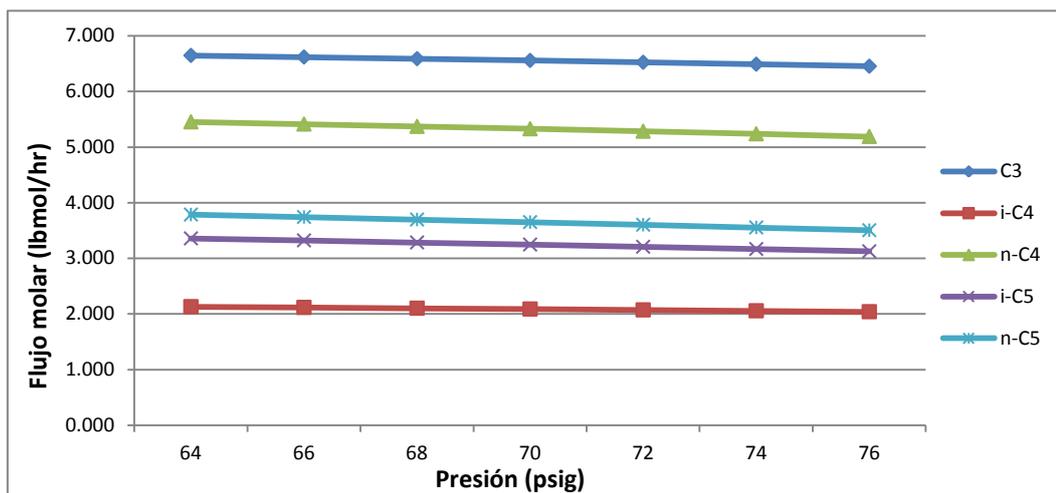


Figura N°5.7. Flujo molar del C3 al C5 en la corriente del Tope del Pre-Flash

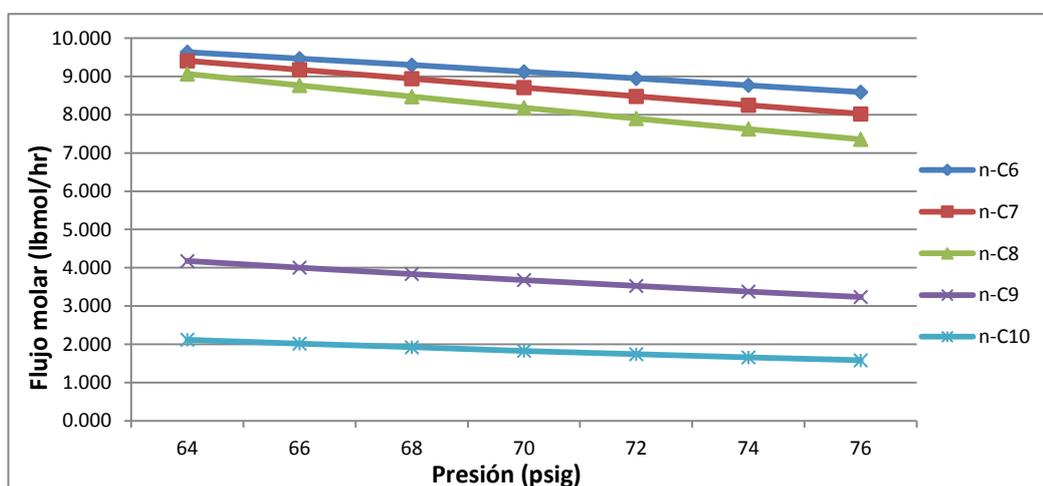


Figura N°5.8. Flujo molar del C6 al C10 en la corriente del Tope del Pre-Flash

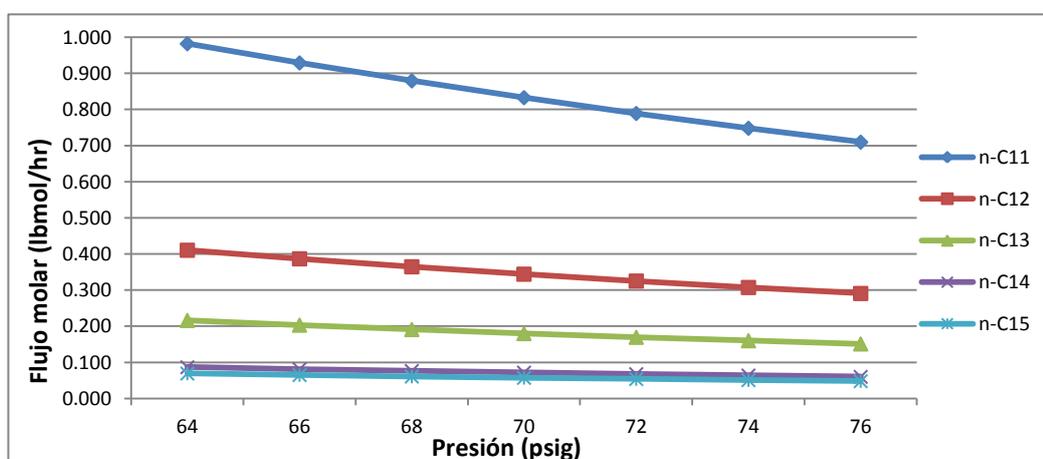


Figura N°5.9. Flujo molar del C11 al C15 en la corriente del Tope del Pre-Flash

Acción de Control

El transmisor de presión PIT-29305 censa y transmite la presión del tanque Pre-Flash (VBD-29305) al PIC-29305 para que actúe sobre la válvula de control y mantenga la presión en su valor operativo.

Ante una desviación en la presión del recipiente VBD-29305 respecto al *set point*, el controlador de presión actuará sobre la válvula PV-29305. Si el valor de presión resultará menor que el deseado, el sistema responderá con el cierre de la válvula de control brindando mayor resistencia a la circulación de gas por el tope del recipiente hacia el aerocondensador de Pre-Flash EAL-29404 con lo que el sistema se presuriza nuevamente.

De manera opuesta, si la presión resulta superior a la deseada, el sistema responderá con la apertura de la válvula de control disminuyendo la resistencia del sistema a la salida de gases del recipiente, despresurizando el equipo.

El control descrito se muestra en la siguiente figura.

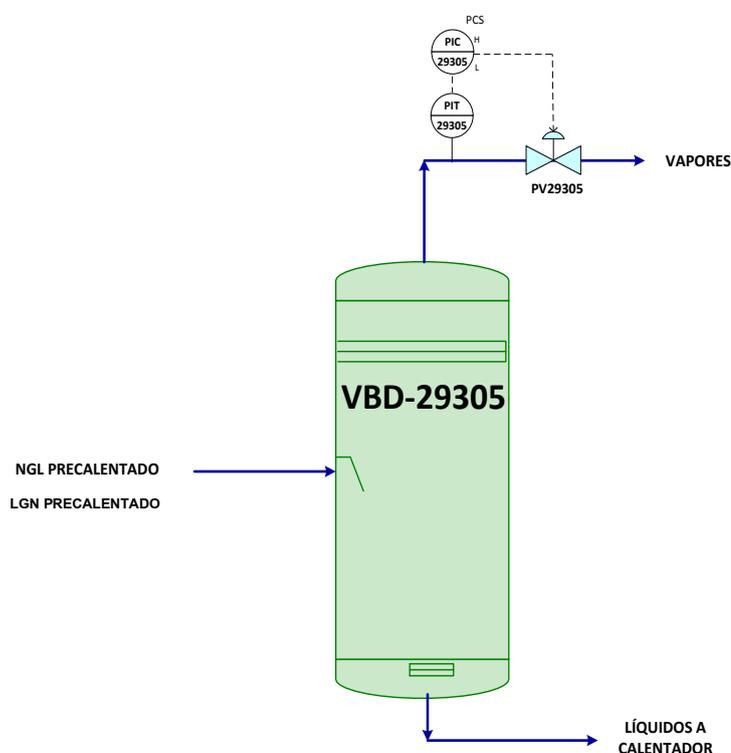


Figura N°5.10. Control de Presión del Pre-Flash

5.1.4. Efecto de la Temperatura de Ingreso a la Columna de *Topping*

Para este análisis, se mantuvo constante la presión de la columna de *Topping* a 15 psig. De las Figuras N° 5.11 y N° 5.12, se puede observar que un incremento de temperatura origina una vaporización de hidrocarburos livianos (C3-C10) disminuyendo el flujo molar en la corriente de fondo de *Topping*; sin embargo, para los hidrocarburos pesados (C11+) ocurre lo contrario, donde el flujo de estos componentes aumenta como consecuencia de un incremento de temperatura, ello es debido al efecto del reflujo caliente, el cual sale del fondo de la columna para luego ingresar al Calentador de Alimentación y que está compuesto básicamente de hidrocarburos pesados (Ver Figura N° 5.13).

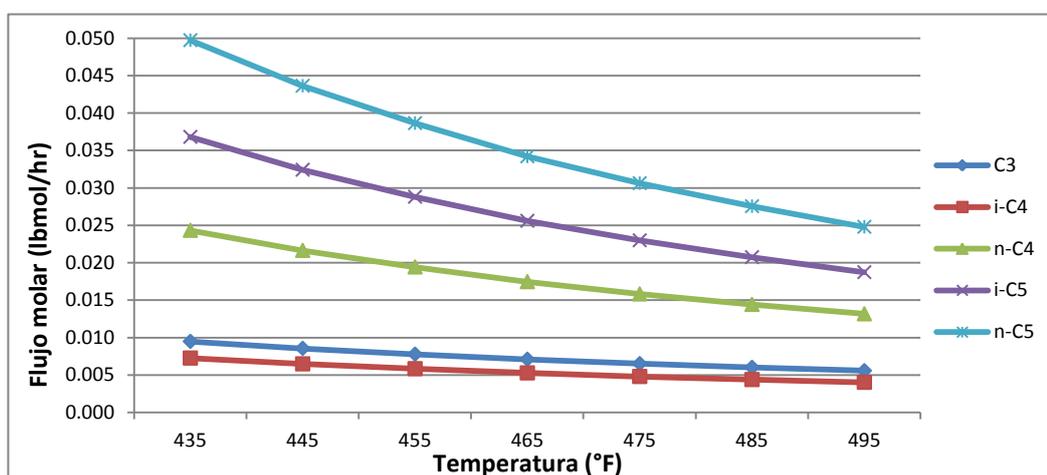


Figura N°5.11. Flujo molar del C3 al C5 en la corriente de Fondo de *Topping*

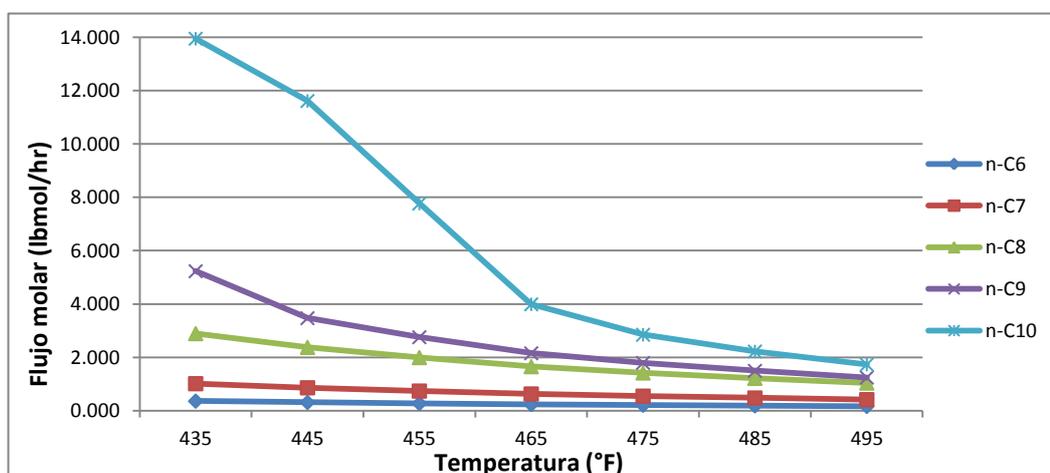


Figura N°5.12. Flujo molar del C3 al C5 en la corriente de Fondo de *Topping*

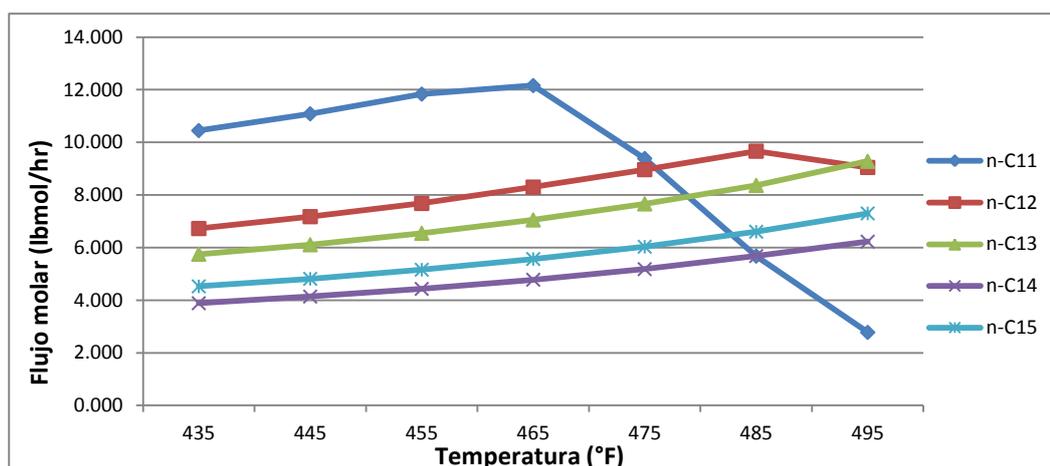


Figura N°5.13. Flujo molar del C11 al C15 en la corriente de Fondo de *Topping*

Acción de Control

El termoelemento TE-29101 censa la temperatura de salida de la alimentación que circula por tubos en el Calentador de Alimentación EBC-29101. La señal de temperatura es comparada por el TIC-29101 contra el *set point* para operar luego sobre la válvula de control ubicada en el suministro de *Hot Oil* al equipo.

Ante una desviación del valor de la temperatura de salida de alimentación a la columna respecto al *set point*, el controlador de temperatura actuará sobre la válvula TV-29101. Si el valor de temperatura resulta menor que el deseado, el sistema responderá con la apertura de la válvula de control brindando mayor cantidad de fluido caliente (*Hot Oil*) al intercambiador de calor, incrementando de esta manera la temperatura de la alimentación.

De manera opuesta, si el valor de temperatura resulta superior al deseado, el sistema responderá con el cierre de la válvula de control disminuyendo la cantidad de fluido caliente al intercambiador, y por ende la temperatura de la alimentación a la columna de *Topping*.

El control descrito se muestra en la siguiente figura.

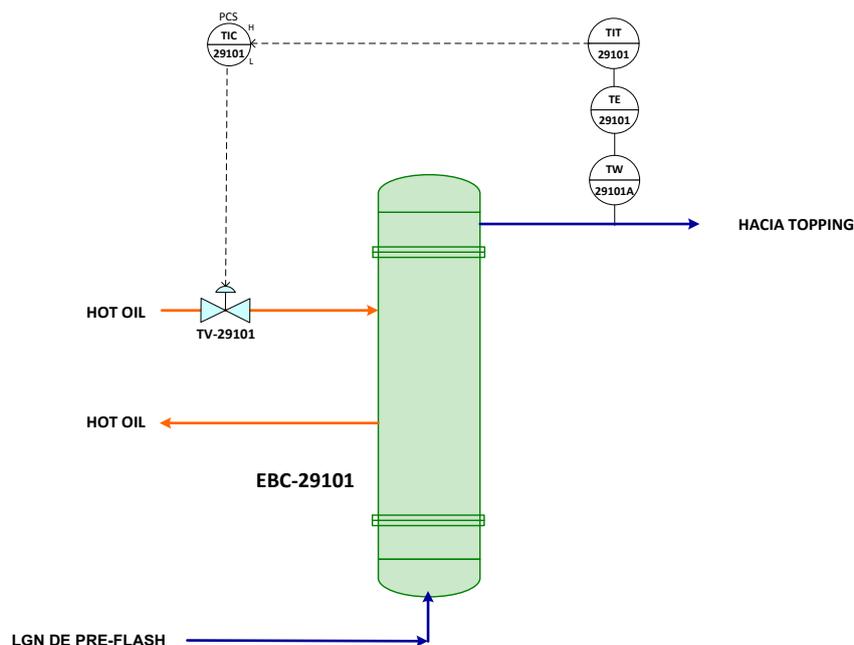


Figura N°5.14. Control Temperatura Ingreso a Columna de *Topping*

5.1.5. Efecto del Reciclo caliente de fondo de Columna de *Topping*.

Cuando el Reciclo caliente aumenta, el caudal de producto disminuye, ya que ambos flujos salen del fondo de la columna; sin embargo, se logra una reducción importante de energía en el Calentador de Alimentación EBC-29101 (Ver Fig. N°5.15) debido a la menor transferencia de calor por parte del aceite térmico para alcanzar la temperatura establecida en la corriente de ingreso a la columna.

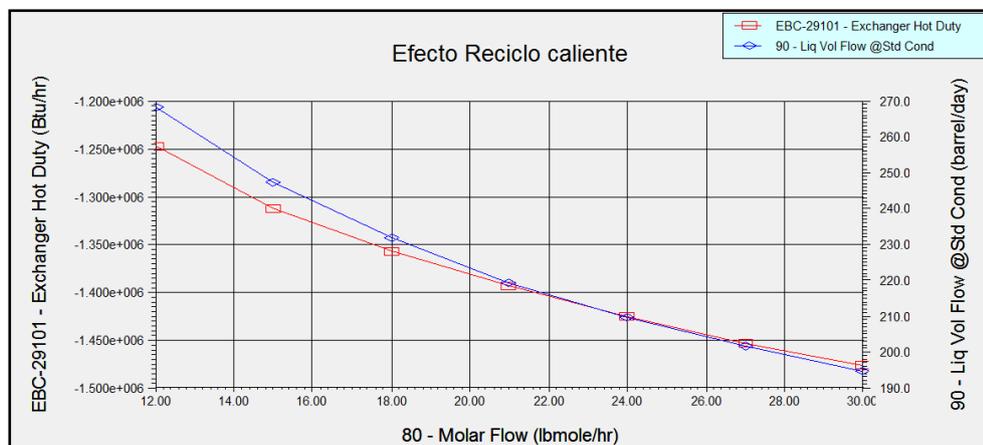


Figura N° 5.15. Efecto Reciclo caliente

Acción de Control

La placa de orificio FE-29201 y el transmisor FIT-29201 censan y transmiten respectivamente, el caudal que circula por la línea de proceso. El *set point* establecido en el controlador FIC-29201 es el valor a mantener mediante la modulación de la válvula de control FV-29201.

Ante una desviación del valor de caudal de fondo de la columna respecto al *set point*, el controlador de caudal actuará sobre la válvula FV-29201. Si el valor de caudal resulta menor que el deseado, el sistema responderá con la apertura de la válvula de control brindando menor resistencia a la descarga de la bomba de fondo de columna de *Topping* PBB-29201/11 incrementando así el caudal hasta el valor deseado.

De manera opuesta, si el valor de caudal resulta superior al deseado, el sistema responderá con el cierre de la válvula de control aumentando la resistencia del sistema de cañerías en la descarga de la bomba correspondiente, disminuyendo el caudal.

El control descrito se muestra en la siguiente figura.

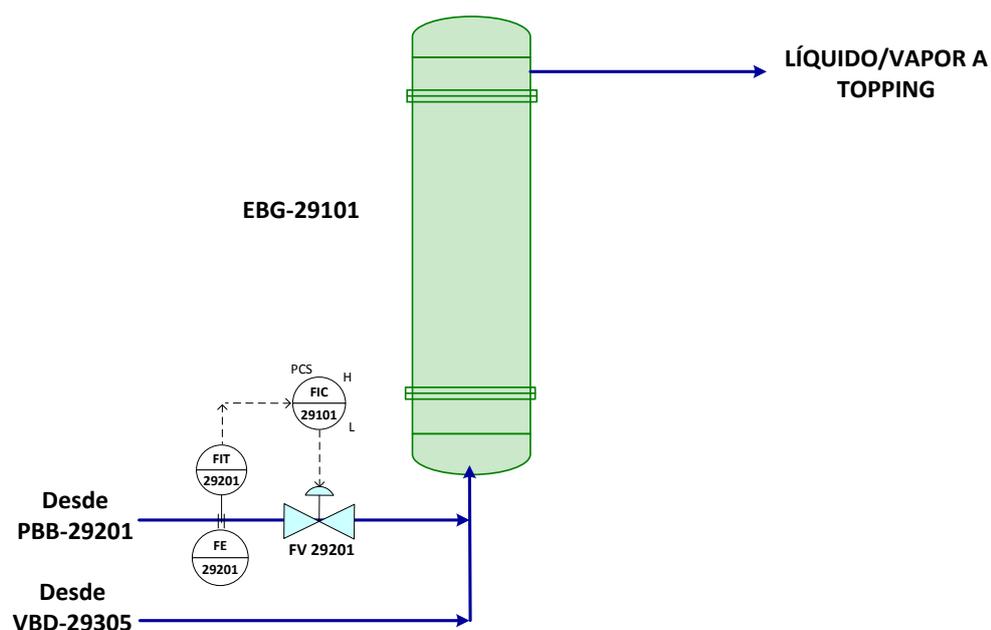


Figura N°5.16. Control Reciclo Caliente

5.1.6. Efecto de la Presión de Tope de la Columna de *Topping*

Para este análisis, se mantuvo constante la temperatura de ingreso a la columna de *Topping* a 445°F. Como se sabe, si un líquido se calienta y se somete a una cierta presión se vaporizará a una temperatura constante. Si se modifica la presión se observa que la vaporización se produce a otra temperatura.

En las figuras N°5.17-5.19 se observa que si la presión desciende, se producirá una mayor vaporización, con el consiguiente arrastre de componentes pesados hacia la parte superior de la columna. Por el contrario, si la presión aumenta se produce el efecto inverso, es decir, un arrastre de componentes ligeros hacia el fondo. Además, disminuyendo la presión de forma gradual se puede reducir el consumo de energía en el intercambiador de calor EBC-29101 para la misma cantidad de alimentación.

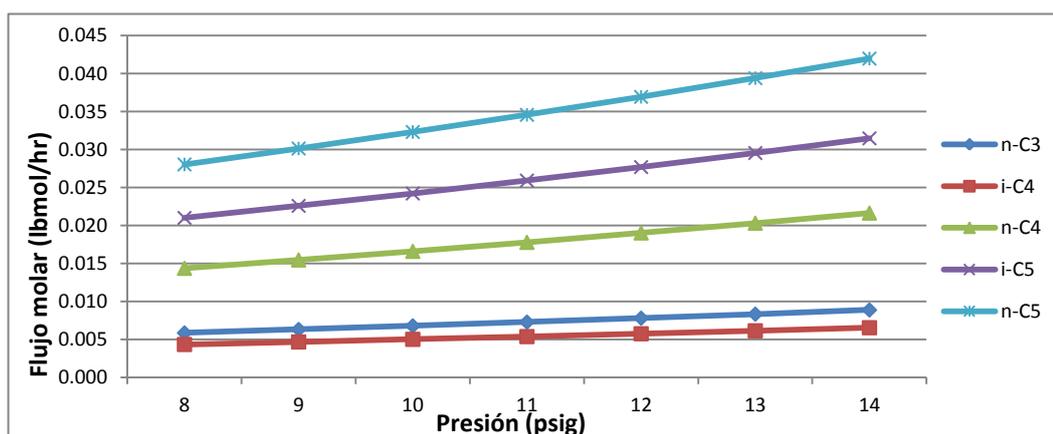


Figura N°5.17. Flujo molar del C3 al C5 en la corriente de Fondo de *Topping*

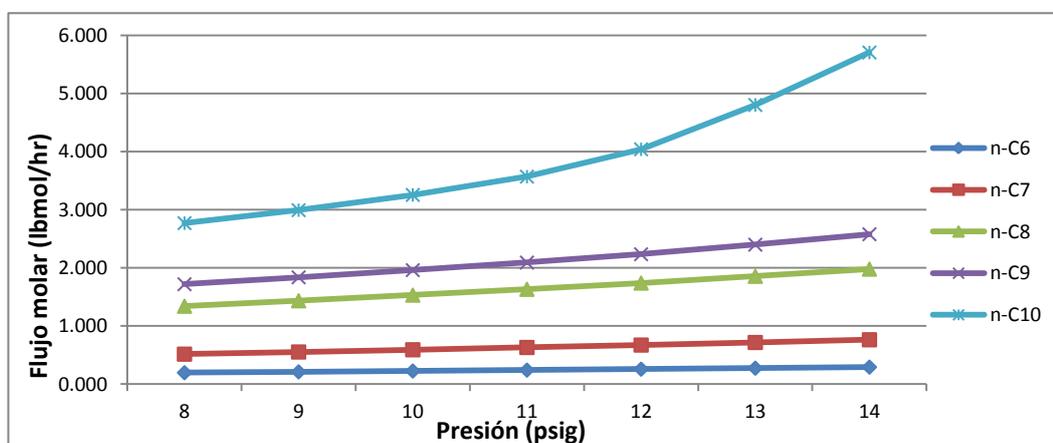


Figura N°5.18. Flujo molar del C6 al C10 en la corriente de Fondo de *Topping*

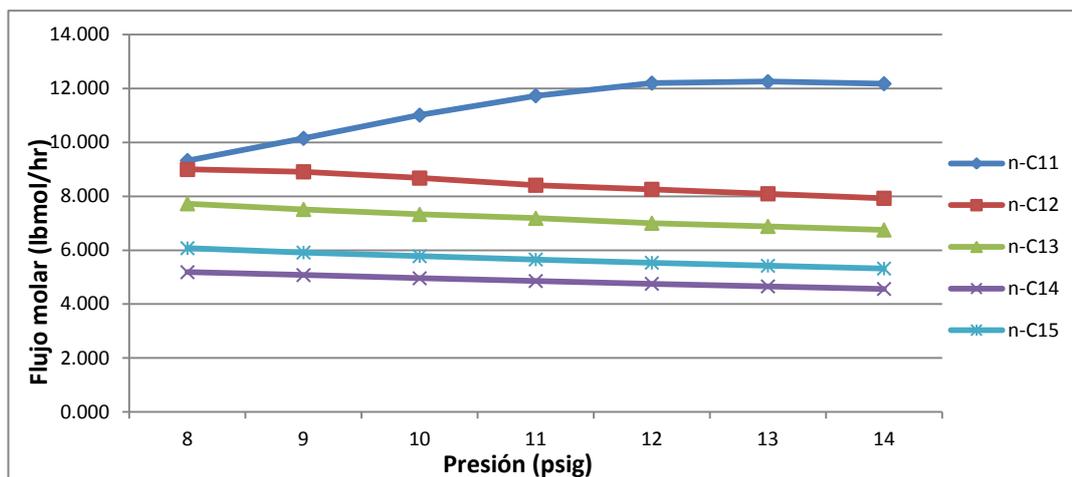


Figura N°5.19. Flujo molar del C11 al C15 en la corriente de Fondo de Topping

Acción de Control

El transmisor PIT-29001 censa la presión de tope de la columna. El transmisor de nivel LIT-29304 censa la interfase del Acumulador de Reflujo (VBA-29304) el cual trabaja inundado. El nivel de interfase debe ser superior al 95%. Los controladores LIC-29304 y PIC-29001 se vinculan en una selectora para que sea posible la comparación de ambos valores.

La selectora es el componente que determina, mediante una comparación de “menor” cuál de las dos variables primarias es la que comanda a la válvula PV-29001.

Mientras que el nivel de interfase sea mayor a 95%, se considera que el recipiente opera inundado y el controlador PIC-29001 es quien gobierna y mantiene estable la presión actuando sobre la válvula PV-29001. A nivel de 95% y menor, es el controlador del LIC-29304 el que actúa sobre la válvula PV-29001 (Controlando nivel) e HIC-29304 toma el control de la presión de la columna actuando sobre PV-29304 que descarga al *flare*.

De existir presencia de gases no condensables que entorpezcan el normal funcionamiento del aerocondensador de la corriente de tope de la columna de

Topping, el sistema responderá con la alteración de la interfase condensado gases del VBA- 29304.

Cuando el nivel de la interfase en el acumulador comienza a mostrarse y alcanza el *set point* establecido en el LIC-29304 (95%) (Ver figura N° 5.21), la señal de salida del LIC-29304 “gana” en la comparación efectuada en la selectora de mínima. Eso tiene como consecuencia que la señal de salida de dicha selectora corresponde a la del transmisor de nivel y el sistema tratará de cerrar la PV- 29001 para restablecer el 95% de nivel en el recipiente.

Entonces la salida del controlador PY-29304, que hasta este momento era nula (cero), comienza a tener un cierto valor y comienza a abrir la válvula de venteo al *Flare* (PV-29304). Por otro lado, la señal del LIC-29304 tratará de controlar el nivel del acumulador evitando que siga bajando, operando sobre el grado de apertura de la válvula PV-29001 cerrándola hasta donde sea necesario, mientras dura el venteo de incondensables.

Recuperada la capacidad del aerocondensador por la eliminación de los gases incondensables (acumulador lleno, ver Figura N° 5.20), el PIC-29001 vuelve a ganar en la comparación con el LIC-29304, la salida del controlador PY-29304 vuelve a ser 0 y prosigue operándose el control de presión por la actuación sobre válvula de condensado a tanque (PV-29001).

Mediante el control de esta válvula se modifica la inundación en el aerocondensador, cambiando el área disponible de transferencia de calor. Con menor área de transferencia se produce a su vez, menos condensado y la acumulación de vapor hace subir la presión del sistema.

El control descrito se muestra en la siguiente figura:

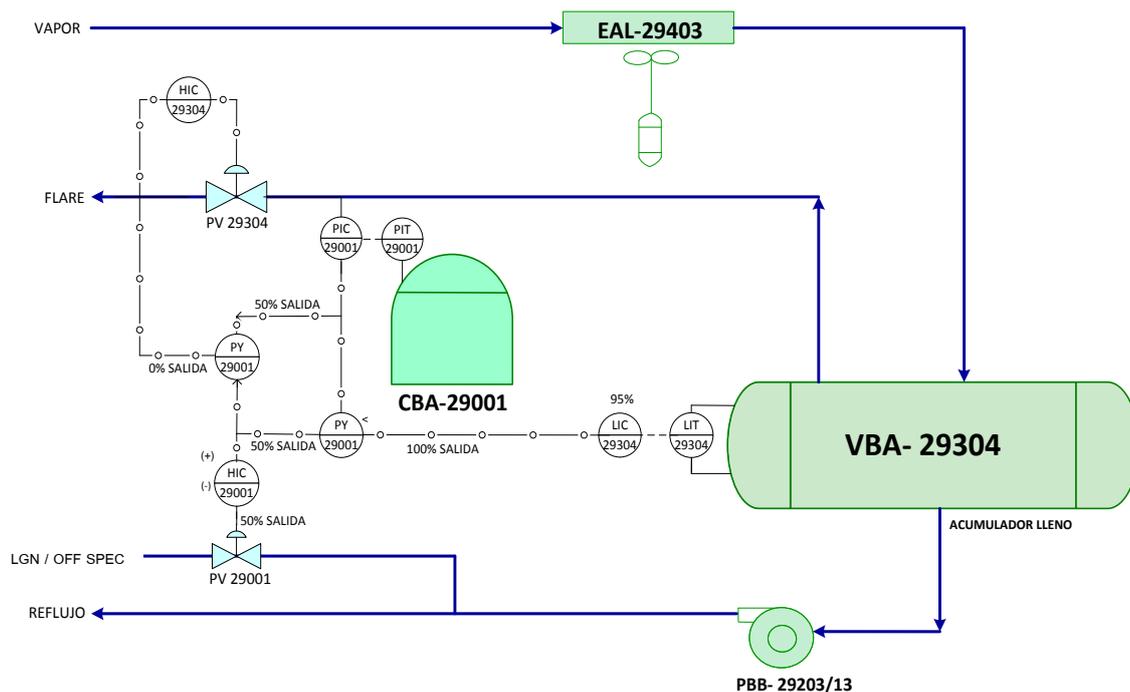


Figura N°5.20. Control de Presión en el Tpe de la columna de *Topping*
(Acumulador Inundado)

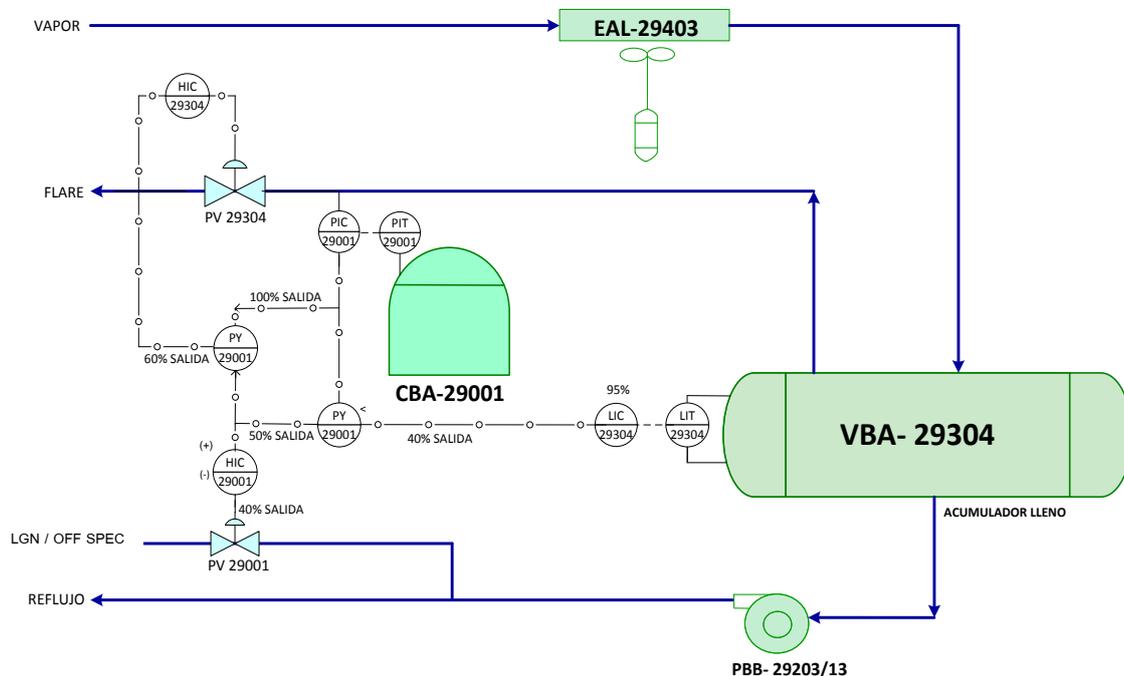


Figura N°5.21. Control de Presión en el Tpe de la columna de *Topping*
(Acumulador No Inundado)

5.1.7. Efecto del Reflujo de Tope de Columna de *Topping*

El reflujo es la parte del vapor que condensa y que regresa a la columna con la finalidad de enriquecer los vapores del tope del producto más volátil, además de enfriar la parte superior de la columna. Si aumenta el reflujo de tope se mejora el fraccionamiento y se obtienen productos más puros, y si es al contrario, la separación será muy pobre con mucho producto pesado en el tope y mucho liviano en el fondo.

En las Figs. N° 5.22 y N° 5.23 se observa que la fracción molar de los componentes ligeros aumenta conforme aumenta el reflujo, enriqueciendo de esta manera el producto de tope. Sin embargo, la fracción molar de los productos pesados C11+ disminuye (Ver Figura N° 5.24) ante el mismo efecto, ello debido a que estos componentes se han separado de la corriente de livianos que salen por el Tope para unirse a la corriente de Fondos.

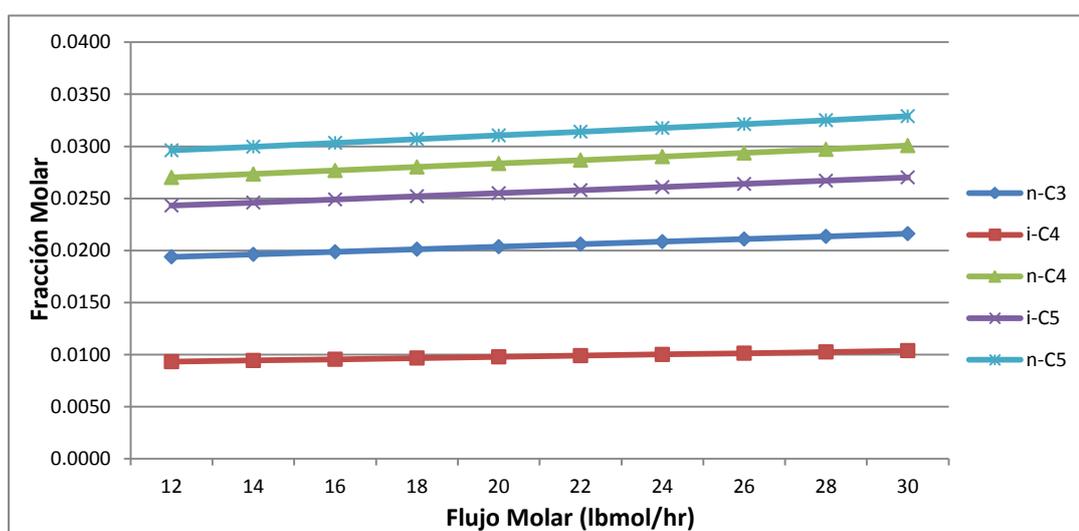


Figura N°5.22. Fracción Molar del C3 al C5 en la corriente de Tope de *Topping*

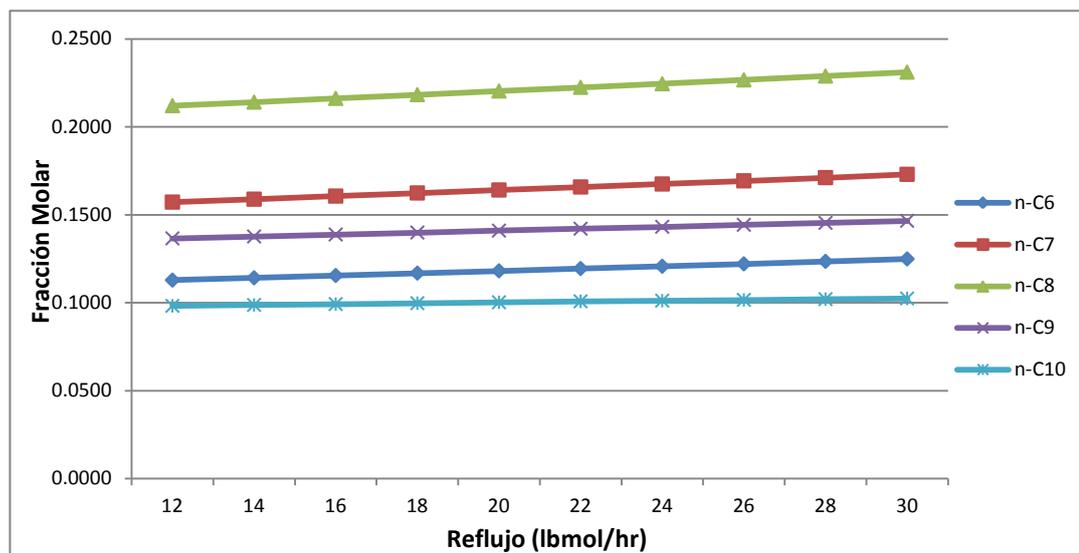


Figura N°5.23. Fracción Molar del C6 al C10 en la corriente de Tope de *Topping*

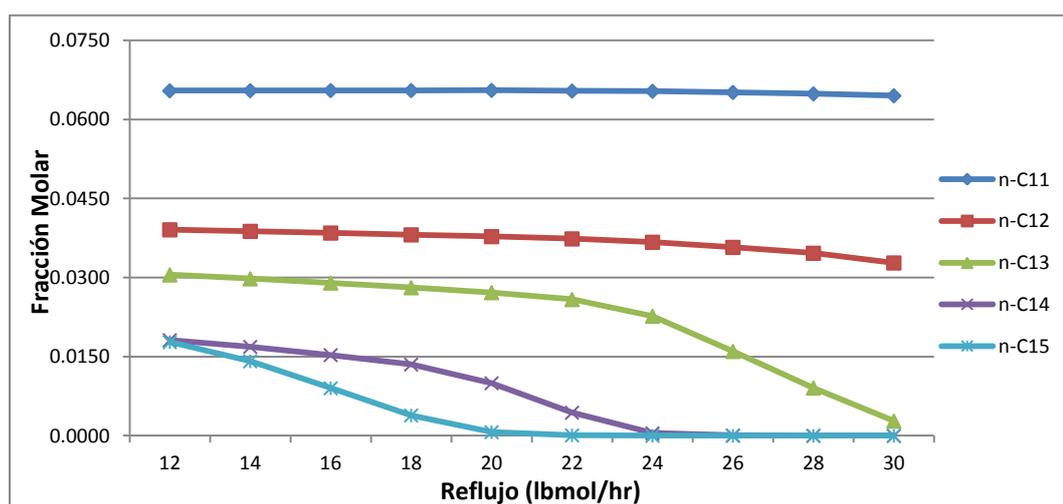


Figura N°5.24. Fracción Molar del C11 al C10 en la corriente de Tope de *Topping*

Acción de Control

Para el control adecuado del caudal del reflujo de tope, se dispondrá de hasta 3 señales de temperatura:

- Temperatura de reflujo tope (TI-29201).
- Temperatura de la parte superior del lecho empacado (TI-29001).
- Temperatura de la parte intermedia del lecho empacado o de la parte superior del lecho empacado (TI-29002).

El “*hand switch*” (HS-29002) permitirá seleccionar la temperatura más sensible a los cambios de caudal. (TIC-29002). El FY-29202 recibirá las señales de temperatura del TIT-29001 y del TIT-29201 y también del FIT-29202. El algoritmo en él contenido calculará el caudal de reflujo externo (Rex) según la fórmula que se consigna más abajo.

$$R_{ex} = R_{in} \cdot (1 + (C_p/\lambda) \cdot (T_{tope} - T_{reflujo}))^{-1}$$

Donde:

λ = calor latente de vaporización,

C_p = calor específico

R_{in} = Reflujo Interno.

Esta ecuación se puede expresar mediante los TAGs de los instrumentos que conforma el lazo de la siguiente manera:

$$FIC-29202 (SP) = R_{in} \cdot (1 + (C_p/\lambda) \cdot (TIT-29001 - TIT-29201))^{-1}$$

La señal de salida resultante del cálculo constituye la medición del FIC-29202. Este controlador de *set point* de reflujo interno podrá operar en AUTO (en este modo recibe el *set point* local del operador) o en CASCADA (recibe el *set point* remoto de la señal de salida del TIC-29002, controlador maestro de composición).

La explicación teórica de lo propuesto es que el reflujo externo levemente subenfriado que proviene del acumulador de reflujo VBA-29304, entra en contacto con el líquido del último plato y produce una condensación de una fracción del vapor ascendente. Por ende, el flujo que cae del primer al segundo plato es mayor que el reflujo externo, y la diferencia será mayor cuánto más subenfriado se encuentre el reflujo.

Entonces, en lugar de poner un lazo simple de control de reflujo externo se hace el cálculo del reflujo interno siendo ésta la medición del FIC-29202. La ventaja de esta lógica es que si la columna opera en horas de alta temperatura

ambiental al tope de su capacidad y luego baja mucho la temperatura del aire, el reflujo interno se mantendrá constante, el externo disminuirá y el control será más estable, preservando la calidad de los productos.

En caso contrario, cuando se deja fijo el *set point* de caudal externo, se puede producir la inundación de la columna al bajar la temperatura del aire. En el mejor de los casos, de no inundarse, al aumentar inútilmente el reflujo interno, se gastará más energía, el producto de cabeza podrá salir con mayor pureza pero sin ningún retorno económico.

El control descrito se muestra en la siguiente figura:

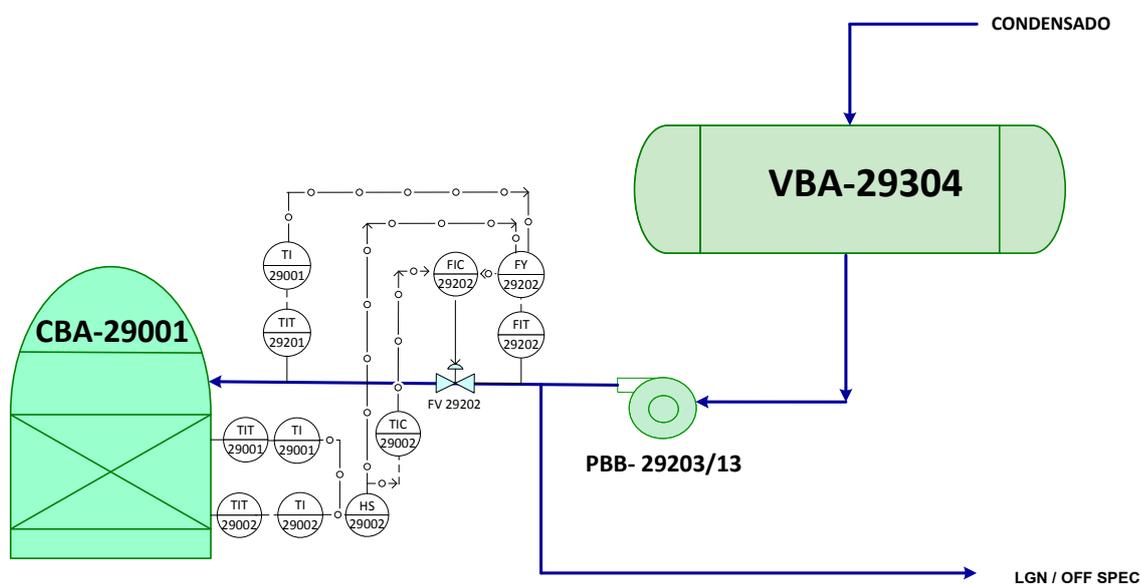


Figura N°5.25. Control de Caudal de Reflujo de Tope

5.2. Optimización de la Operación

Luego de analizar los efectos de los principales factores que afectan a las demás variables del proceso, se procederá a encontrar los valores óptimos de operación.

El optimizador del simulador es una operación que maximiza o minimiza una función objetivo por variación de una o más variables de proceso. El optimizador usa una técnica de búsqueda iterativa para encontrar el valor de cada variable optimizada necesaria para satisfacer la función objetivo.

5.2.1. Optimización N°1: Obtención de Diesel 2 en especificación

La primera función objetivo (Ver Tabla N°5.1) será minimizar la fracción molar de propano en la corriente que sale del Aeroenfriador de Diesel 2, a fin de asegurar que el producto no siga teniendo un bajo punto de inflamación y cumpla con la especificación.

Tabla N°5.1. Función Objetivo N°1

VARIABLES	Unidad	Mínimo	Máximo
Temperatura ingreso al Pre - Flash	°F	250	375
Presión Tope del Pre-Flash	Psia	79.7	89.7
Temperatura ingreso a <i>Topping</i>	°F	420	495
Presión Ingreso a <i>Topping</i>	Psia	19.7	64.7
Caudal de Reflujo Tope de <i>Topping</i>	lbmol/hr	10	30
Reciclo Caliente Fondo de <i>Topping</i>	lbmol/hr	10	50
RESTRICCIONES (Calidad del D2 obtenido en el proceso)	Unidad	Mínimo	Máximo
Viscosidad Cinemática a 40°C	cSt		4.1
Destilación ASTM, 90% Rec. (°F)	°F		680
Rendimiento C19		0.99	
Rendimiento C20		0.99	

Nota: Los valores máximos y mínimos de las variables se obtuvieron de la Matriz Causa-Efecto de la Unidad de *Topping* (Ver Anexo III). Los valores de las restricciones se obtuvieron de la especificación de la NTP 321.003.

En el Software de Simulación se ingresaron las siguientes variables:

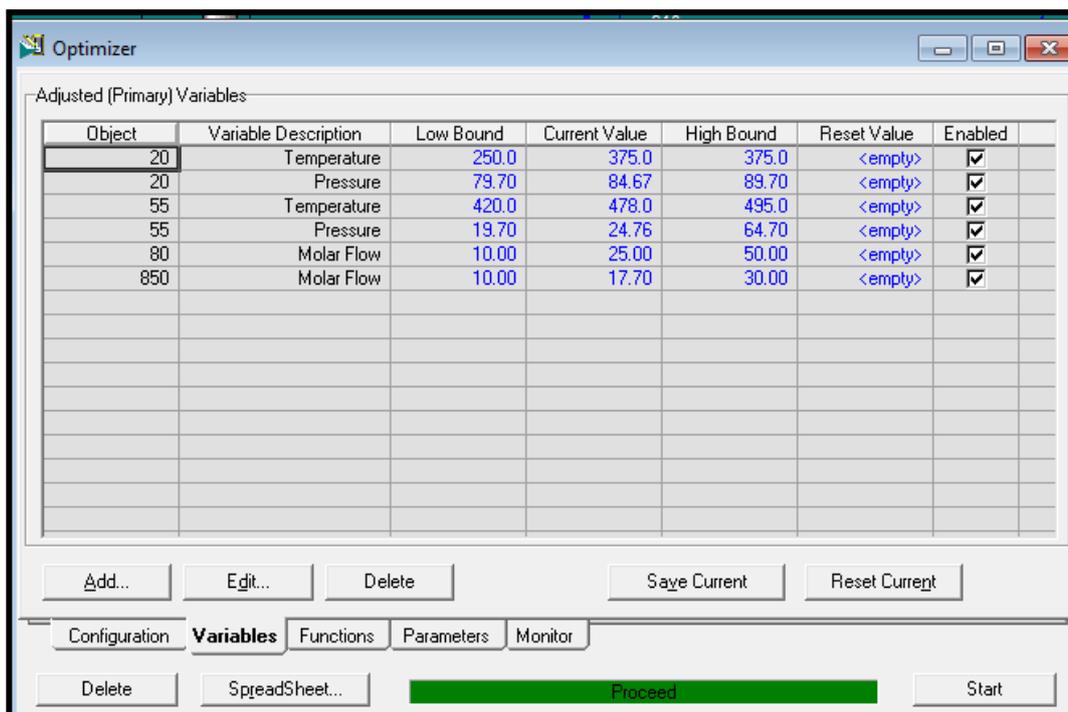


Figura N°5.26. Variables a Manipular

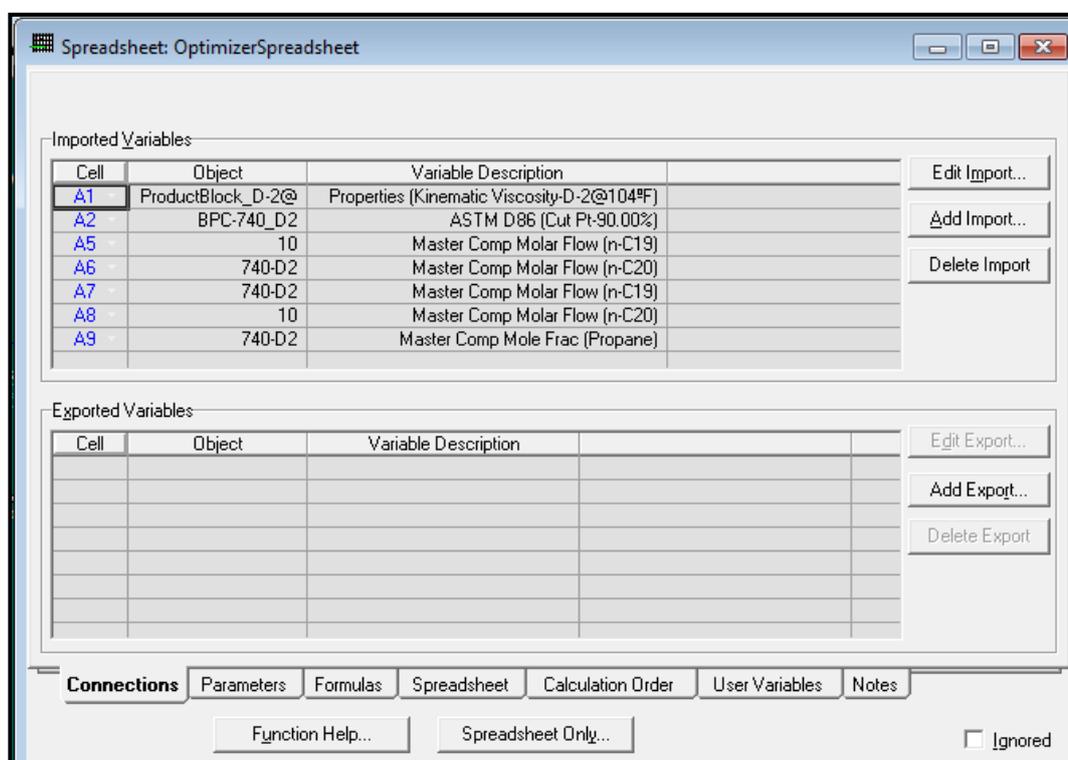


Figura N°5.27. Restricciones

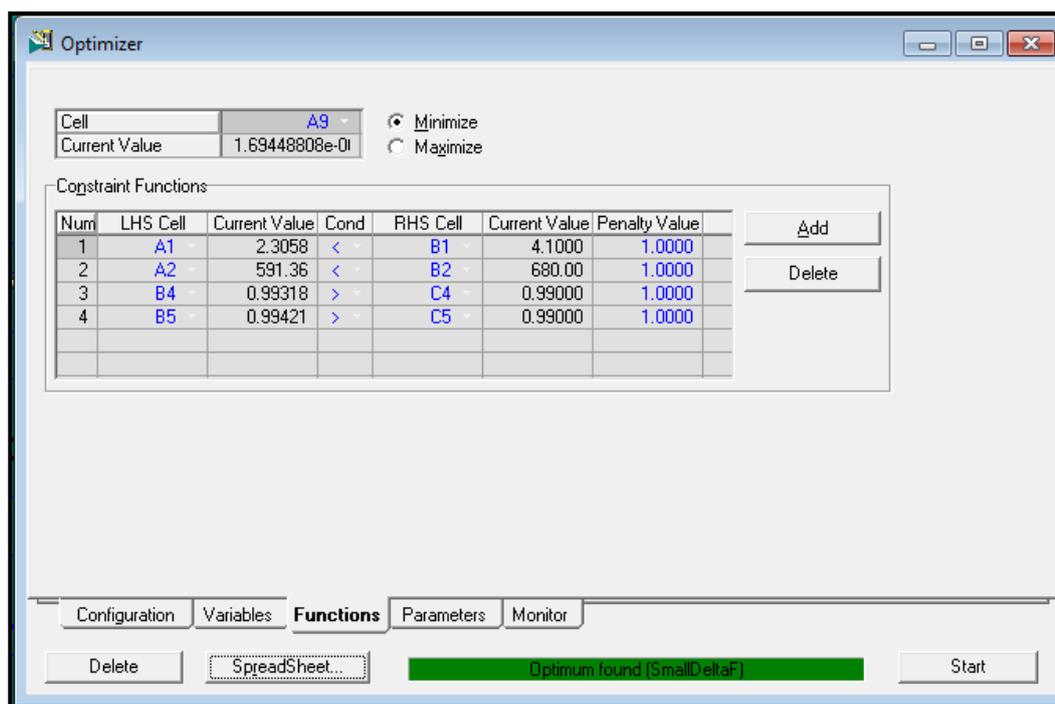


Figura N°5.28. Optimización

Los resultados obtenidos en el Simulador con la Optimización N°1 son mostrados en la siguiente Tabla:

En la Tabla N°5.3 se muestra el resumen de los resultados obtenidos en el simulador de procesos.

Tabla N°5.3. Resumen de los Resultados obtenidos

Item	Unidades	Diseño	Simulación
		(Fabricante)	Optimiz. 1
Caudal Entrada a <i>Topping</i>	BPD	1000.00	1000.00
Temp. Entrada a Pre-Flash	°F	330.00	375.00
Presión Tope de Pre-Flash	Psig	75.00	69.97
Temp. Entrada a EBC-29101	°F	348.10	392.91
Temp. Entrada a Columna <i>Topping</i>	°F	445.00	477.99
Presión Tope de columna	Psig	10.00	8.00
Reflujo externo Tope de <i>Topping</i>	BPD	230.70	210.65
Reciclo Caliente Fondo de <i>Topping</i>	BPD	444.10	458.06

Explicación de los resultados obtenidos

1. Para vaporizar la mayor cantidad de componentes ligeros se debe aumentar la temperatura de ingreso al tanque Pre-Flash desde 330°F hasta 375°F, por lo que se debe permitir mayor ingreso de aceite térmico al intercambiador de calor EBG-29103. Tener en cuenta que ya no se puede seguir aumentando la temperatura de ingreso al Pre-Flash porque ya se alcanzó la temperatura máxima de diseño.
2. Se debe disminuir la presión de tope de Pre-Flash de 75 psig a 70 psig para lograr mayor vaporización de los componentes ligeros. Si se sigue disminuyendo la presión, podría ocurrir la vaporización de los componentes más pesados, sin opción a recuperarlos puesto que son enviados directamente hacia el acumulador de LGN-Off Spec.
3. Con el objetivo de separar los componentes ligeros de la corriente que ingresa a la columna de *Topping*, se debe de incrementar la temperatura de dicha corriente por medio de un aumento en el flujo de aceite térmico que circula por el intercambiador de calor EBC-29101. El valor a alcanzar debe ser 478°F, valores mayores a éste provocarían la vaporización de los componentes pesados, afectando la calidad del producto Diesel 2, o incluso podrían originar la descomposición térmica de los hidrocarburos.

4. Disminuyendo la presión de tope de la columna de *Topping* de 10 psig a 8 psig, se producirá una mayor vaporización de los componentes ligeros; además, se reduce el consumo energético en el intercambiador de calor EBC-29101 ya que los componentes ligeros alcanzarán su punto de ebullición a menores temperaturas manteniendo constante la presión a 8 psig.
5. El reflujo de tope de la columna de *Topping* debe tener un valor de 210 bpd, garantizando así un buen fraccionamiento en el tope de la columna enriqueciendo los vapores del tope del producto más volátil.
6. Un aumento del reciclo caliente de fondos de *Topping* originará un menor caudal de producto Diesel 2; sin embargo, parte de esta corriente recircula para unirse a corriente que sale del fondo del tanque Pre-Flash, aumentando su temperatura, y disminuyendo así el consumo energético en el intercambiador de calor EBC-29101.

Los resultados obtenidos en la Simulación (Tabla N°5.2) fueron reproducidos en la operación de la Planta de Gas. El ensayo de Laboratorio realizado al Diesel 2 dio un punto de inflamación de 57°C, por encima de la especificación (52°C); sin embargo, se estableció que se podría reducir este valor en favor de la producción disminuyendo la temperatura de ingreso al tanque Pre-Flash. Las condiciones de operación actuales son presentadas en la siguiente tabla:

Tabla N° 5.4. Condiciones Actuales de Operación

Item	Unidades	Instrumento	19-Mar-13
			01:43
Caudal Entrada a <i>Topping</i>	BPD	FIC-29104	995.00
Temp. Entrada a Pre-Flash	°F	TIC-29103	370.00
Presión Tope Pre-Flash	Psig	PIC-29305	70.00
Temp. Entrada a EBC-29101	°F	TI-29104	368.90
Temp. Entrada a Columna <i>Topping</i>	°F	TIC-29101	479.80
Temp. Fondo Columna	°F	TI-29004	456.10
Temp. Tope de Columna	°F	TI-29005	348.8
Presión Tope de columna	Psig	PIC-29001	8.35
Reflujo externo Tope de <i>Topping</i>	BPD	FI-29202	210.40
Reciclo Caliente Fondo de <i>Topping</i>	BPD	FI-29201	445.40
Caudal de Producto	BPD	FI-29001	70.90

En la Figura N° 5.29 se muestra un reporte de Laboratorio realizado al producto, el cual se encuentra en especificación. Los resultados fueron:

LABORATORIO DE CONTROL DE CALIDAD Y MEDICIONES				
Planta de Gas				
INFORME DE ENSAYO - PRUEBAS RÁPIDAS				
PRODUCTO DIESEL 2				
Fecha de muestreo: 19 Marzo-2013			Fecha de recepción: 19-Marzo-2013	
Procedencia de la muestra: Salida del Aeroenfriador			Muestreado por:	
EAL - 29401 (Fondo de Topping CBA - 29001)			Analizado por:	
PROPIEDADES	METODO DE ENSAYO	RESULTADOS	ESPECIFICACIONES	
		19-Mar-13 10:10	MIN	MAX
APARIENCIA				
Vísal	Claro	Claro	-	-
VOLATILIDAD				
Gravedad API a 15.6°C	ASTM D-1298	43.5	-	-
Densidad 15.6 °C, Kg/m3	ASTM D-1298	808.6	-	-
Destilación a 760 mmHg, °C	ASTM D-86			
Punto Inicial de Ebullición		160	-	-
5% recuperado, °C		192	-	-
10% recuperado, °C		211	-	-
20% recuperado, °C		228	-	-
50% recuperado, °C		249	-	-
90% recuperado, °C		290	282	360
95% recuperado, °C		310	-	360
Punto Final de Ebullición		329	-	-
%Vol recuperado 250°C		55.0	-	65
%Vol recuperado 350°C		-	80	-
%Vol recuperado Final		98.0	-	-
%Vol residuo		1.2	-	-
%Vol Pérdida		0.8	-	-
Punto de Inflamación Pensky-Martens, °C	ASTM D-93	54	52	-
FLUIDEZ				
Viscosidad Cinemática a 40°C	ASTM D-445	2.19	1.9	4.1
Observaciones:				

Figura N°5.29. Reporte de Laboratorio

Las temperaturas del 10%, 50% y 90% de la destilación ASTM D-86 influyen en las siguientes características de los vehículos: arranque, facilidad de manejo, sello de vapor, dilución del aceite de motor, economía de combustible y congelamiento del carburador.

Las figuras N° 5.30 y N° 5.31 representan el Diagrama del Proceso y muestran las condiciones actuales de operación de la Unidad de *Topping*.

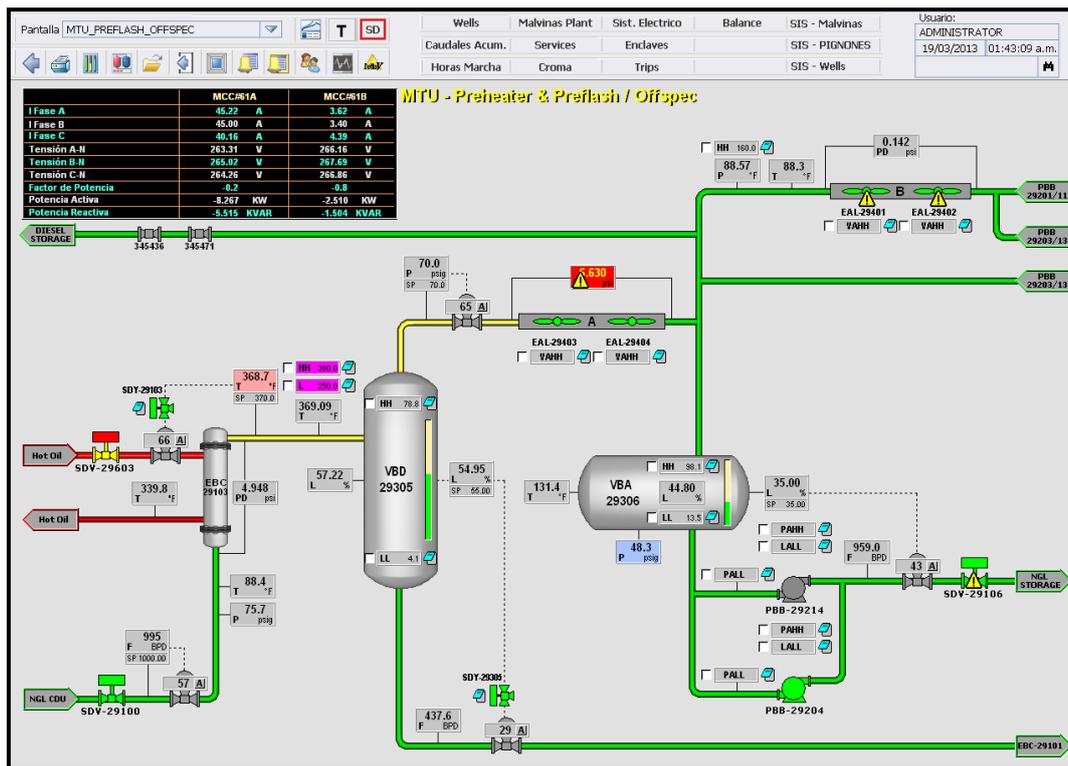


Figura N°5.30. Pantalla Pre-Flash

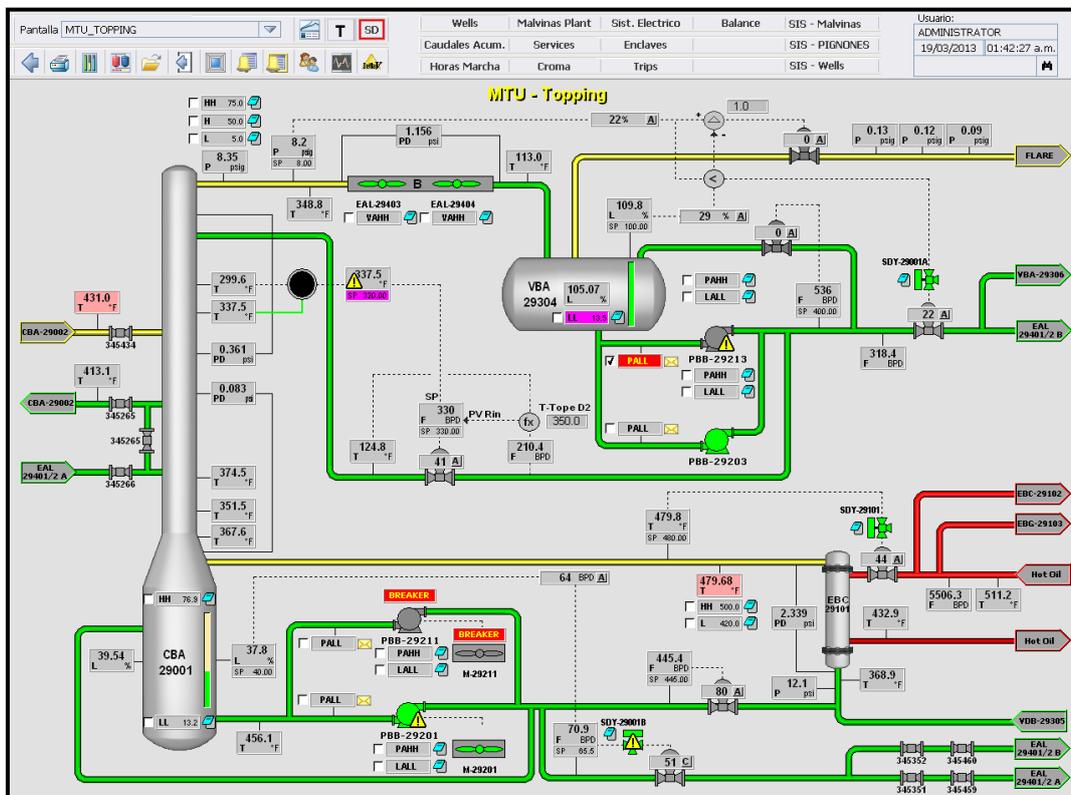


Figura N°5.31. Pantalla Topping

La Tabla N° 5.5 presenta una comparación de las variables de proceso cuando la Unidad operaba bajo las condiciones de diseño fijadas por el Fabricante y las condiciones de operación actual. Se puede notar que la variable que más se ha visto afectada por la optimización es la presión de tope de la columna de *Topping*, la cual disminuyó en 17%.

Tabla N°5.5. Comparaciones de los Resultados Obtenidos

Item	Unidades	Diseño	Actual	Diferencia
		(Fabricante)	19-Mar-13	
Caudal Entrada a <i>Topping</i>	BPD	1000.00	995.00	0%
Temp. Entrada a Pre-Flash	°F	330.00	370.00	10%
Presión Tope de Pre-Flash	Psig	75.00	70.00	-7%
Temp. Entrada a EBC-29101	°F	348.10	368.90	6%
Temp. Entrada a Columna <i>Topping</i>	°F	445.00	479.80	8%
Temp. Fondo Columna	°F	442.70	456.10	3%
Temp. Tope de Columna	°F	350.08	348.8	-1%
Presión Tope de columna	Psig	10.00	8.35	-17%
Reflujo externo Tope de <i>Topping</i>	BPD	230.70	210.40	-9%
Reciclo Caliente Fondo de <i>Topping</i>	BPD	444.10	445.40	0%
Caudal de Producto D2	BPD	110.00	70.90	-36%

5.2.2. Optimización N°2: Maximizar la producción de Diesel 2

En la Tabla N° 1.1 se calculó que en promedio el consumo mensual de Diesel 2 es de 2,977.83 barriles, mientras que la Unidad de *Topping*, durante los 24 días de operación al mes produce 1,700.00 barriles, lo que resulta insuficiente para abastecer el consumo interno. Es por eso que en la Función Objetivo N°2 se determinarán las condiciones de operación óptimas para maximizar la producción de Diesel 2, para lo cual se tomará los datos de los cortes de destilación al 10%, 50% y 90% de volumen recuperado para ser usados como condicionantes que deberá cumplir el producto obtenido en la simulación.

A diferencia de la Optimización N°1, se ha añadido una variable más a manipular que es la alimentación a la Unidad. Para maximizar la producción de Diesel 2 se tiene que tener en cuenta la flexibilidad operativa de los equipos involucrados en este proceso, por ello se hará una revisión de los factores de diseño que cumple cualquier equipo instalado en la Unidad de *Topping*.

- **Columna de Platos y Empaques.-** La capacidad de la columna debe ser diseñada considerando al menos 20% del flujo normal. El rango de operación estable de las columnas debe ser al menos 50 – 120% del flujo normal.
- **Intercambiadores de Calor.-** Los intercambiadores de calor deben ser diseñados considerando 120% del duty normal. Asimismo, los aerenfriadores deben ser diseñados considerando 120% de su correspondiente duty.
- **Bombas.-** El diseño de flujo debe ser 120% del flujo de operación normal para las bombas de reflujo.

Bajo estas condiciones se procederá a maximizar el Diesel 2 de la Unidad.

Tabla N°5.6. Función Objetivo N°2

VARIABLES	Unidad	Mínimo	Máximo
Temperatura ingreso al Pre – Flash	°F	250	375
Presión Tope de Pre-Flash	Psia	79.7	89.7
Temperatura ingreso a <i>Topping</i>	°F	420	495
Presión Ingreso a <i>Topping</i>	Psia	19.7	64.7
Alimentación a la Unidad	bbl/d	500	1200
Caudal de Reflujo Tope de <i>Topping</i>	lbmol/hr	10.0	30.0
Reciclo Caliente Fondo de <i>Topping</i>	lbmol/hr	10.0	50.0
RESTRICCIONES (Calidad del D2 obtenido en el proceso)	Unidad	Mínimo	Máximo
Fracción Molar C3			0.0002
Destilación ASTM, 10% Rec.	°F	410	
Destilación ASTM, 50% Rec.	°F	475	
Destilación ASTM, 90% Rec.	°F	550	
Viscosidad Cinemática a 40°C	cSt		4.1

Nota: Los valores máximos y mínimos de las variables se obtuvieron de la Matriz Causa Efecto de la Unidad de *Topping* (Ver Anexo III). Los valores de las restricciones se obtuvieron de la especificación del DS N°025-2005-EM

En el Software de Simulación se ingresaron las siguientes variables:



Figura N°5.32. Variables a Manipular

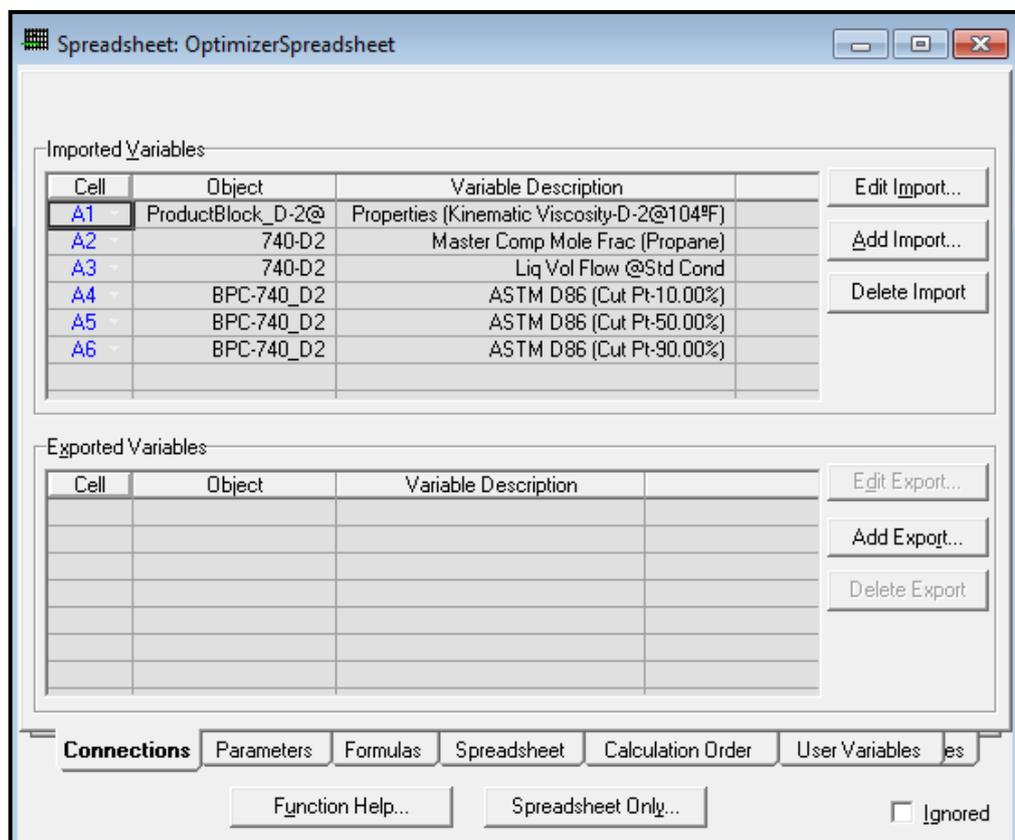


Figura N°5.33. Restricciones

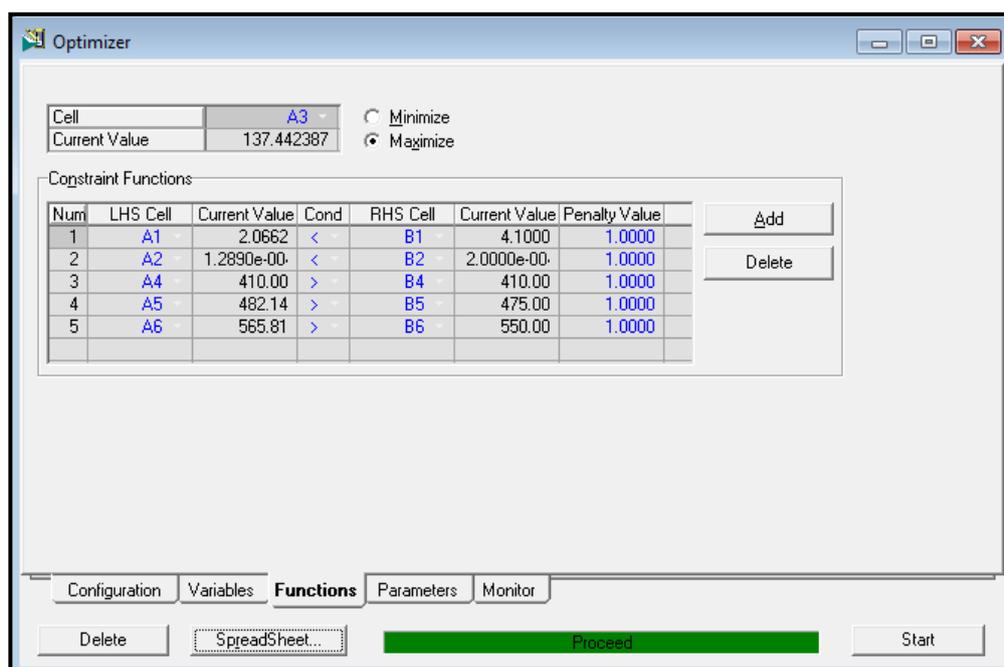


Figura N°5.34. Optimización

Con la optimización N°2 se logra producir 137.4 bbl/d de Diesel 2. En los 24 días de operación al mes la producción asciende a 3,298.5 barriles, lo cual es suficiente para abastecer el consumo interno de la Planta de Gas y locaciones. En la Tabla N° 5.6 se hace una comparación de la producción de Diesel 2.

Tabla N°5.7. Comparación de la Producción de Diesel 2

Producción Actual (bbl/mes)	Consumo Actual (bbl/mes)	Optimización N° 2 (bbl/mes)
1,701.6	2,977.8	3,298.5

Los resultados obtenidos en el Simulador con la Optimización N°2 son mostrados en la siguiente tabla:

En la Tabla N°5.9 se presenta el resumen de los resultados obtenidos en la simulación, y se compara con los valores actuales de operación. Se observa que mediante esta optimización, se puede incrementar en 94% la producción de Diesel 2 en especificación, principalmente debido a una aumento del Reflujo de Tope de la columna, y una disminución en el Reciclo caliente del Fondo de la Columna y de la presión de tope de la Columna.

Tabla N°5.9. Resumen de los Resultados

Item	Unidades	Simulación	Actual	Diferencia
		Optimización 2	19-Mar-13	
Caudal Entrada a <i>Topping</i>	BPD	1200.00	995.00	21%
Temp. Entrada a Pre-Flash	°F	375.00	370.00	1%
Presión Pre-Flash	Psig	67.19	70.00	-4%
Temp. Entrada a EBC-29101	°F	373.2	368.90	1%
Temp. Entrada a Columna <i>Topping</i>	°F	470.45	479.80	-2%
Temp. Fondo Columna	°F	457.63	456.10	0%
Temp. Tope de la Columna	°F	350.87	348.8	1%
Presión Tope de columna	Psig	6.00	8.35	-28%
Reflujo externo Tope de <i>Topping</i>	BPD	347.32	210.40	65%
Reciclo Caliente Fondo de <i>Topping</i>	BPD	334.81	445.40	-25%
Caudal de Producto	BPD	137.44	70.90	94%
Viscosidad Cinemática D2 a 40°C	cSt	2.06	2.19	
Punto de Inflamación D2	°C	54.0	54.0	
Destilación, 90% recuperado D2	°C	292	290	

Explicación de los resultados obtenidos

1. La columna de *Topping* está diseñada para un 80% de carga, lo que significa que puede ser operada a un 20% más que su valor de diseño, el cual es de 1000 bpd. Aumentando la carga a la Unidad a 1200 bpd, se tendrá mayor caudal de producto Diesel 2 y LGN Off-Spec.
2. Debido al incremento del caudal de alimentación, se deberá de aumentar la temperatura de ingreso al tanque Pre-Flash desde 370°F hasta 375°F para lograr la vaporización de los componentes ligeros, por lo que se debe permitir mayor ingreso de aceite térmico al intercambiador de calor EBG-29103. Tener en cuenta que ya no se puede seguir aumentando la

temperatura de ingreso al Pre-Flash porque ya se alcanzó la temperatura máxima de diseño.

3. Una ligera disminución de la presión de tope de Pre-Flash de 70 psig a 67,19 psig originará mayor vaporización de los componentes ligeros. Si se sigue disminuyendo la presión, podría ocurrir la vaporización de los componentes más pesados, sin opción a recuperarlos puesto que son enviados directamente hacia el acumulador de LGN-Off Spec.
4. La temperatura de ingreso a la columna de *Topping* se ve disminuida a 470.95°F debido a la reducción de presión en la columna de 8.35 psig a 6 psig. Se debe notar que una disminución de presión origina que los hidrocarburos ligeros alcance su punto de ebullición a menores temperaturas de operación; logrando así reducir los costos energéticos en el intercambiador de calor EBC-29101.
5. Disminuyendo la presión de tope de la columna de *Topping* de 8.35 psig a 6 psig, se producirá una mayor vaporización de los componentes ligeros; ya que la volatilidad relativa aumenta y, por lo tanto, disminuye la dificultad de separación de los componentes ligeros y pesados. Esta presión se controla manteniendo una contrapresión en el acumulador de reflujo.
6. Incrementando el reflujo de tope de la columna de *Topping* de 210,40 bpd a 347,32 bpd se tendrá un mejor fraccionamiento, de tal manera que se enriquece los vapores del tope del producto más volátil, además de enfriar la parte superior de la torre. Se debe tener en cuenta que un aumento en el reflujo externo también origina un aumento en el reflujo interno, que es la suma de vapor condensado, que sube hacia la parte superior de la columna, y el reflujo externo. El reflujo interno se debe mantener constante y no tendría que verse afectado ante variaciones de temperatura ambiente (paso del día a la noche y viceversa), y tiene como objetivo práctico el reajuste del reflujo externo.

7. Se obtendría un aumento en el caudal del producto Diesel 2 mediante la disminución del reciclo caliente de fondos de la columna de *Topping* de 445,40 bpd a 334,81 bpd, ya que en lugar de recircular esta corriente para calentar la carga de alimentación a la columna, sería mejor enviarla directamente como producto; aún cuando se requiera mayor consumo de aceite térmico para compensar la disminución de temperatura de la corriente que ingresa al calentador de Alimentación EBC-29101.

En la Tabla N° 5.10 se realiza una comparación de los cortes de destilación obtenidas en el Software de Simulación para la optimización N° 2 y el resultado de Laboratorio realizado a una muestra de Diesel 2 según el método ASTM D-86. El porcentaje de error es menor a 1,7% para cada porcentaje de recuperado obtenido en la destilación ASTM, con lo que se asegura que el Diesel 2 se encuentra en especificación.

Tabla N°5.10. Comparación de los Cortes de Destilación del Diesel 2

Destilación a 760 mmHg, °C	Simulación	Laboratorio	% error
5% recuperado, °C	189	192	1,59%
10% recuperado, °C	210	211	0,48%
20% recuperado, °C	228	228	0%
50% recuperado, °C	250	249	0,40%
90% recuperado, °C	295	290	1,69%
95% recuperado, °C	315	310	1,59%

En la siguiente figura se muestra la similitud entre ambas curvas de destilación, donde se observa que el producto Diesel 2 destila en rangos de temperaturas específicos, ello nos permite validar la optimización N° 2.

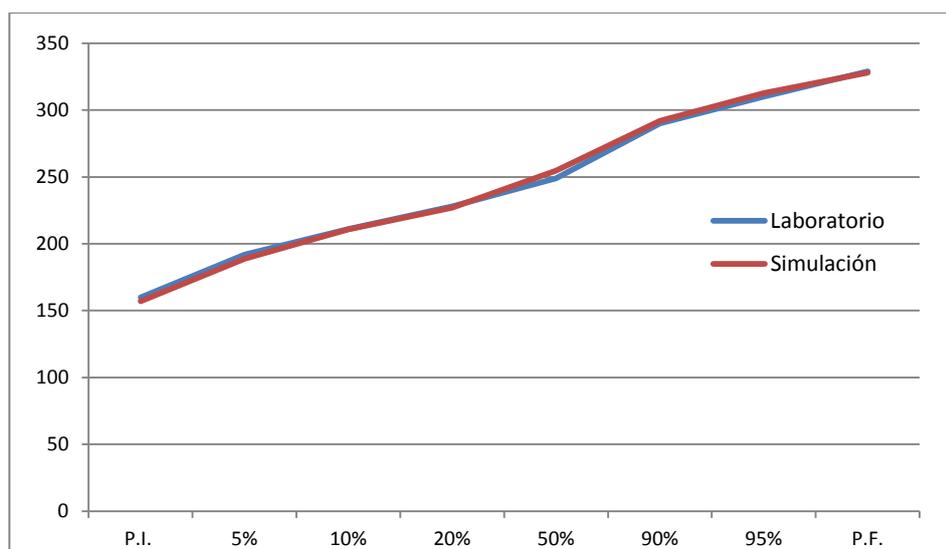


Figura N°5.35. Similitud curvas de destilación

En la Tabla N°5.11 se realiza una comparación entre la composición actual del Diesel 2 y lo que se obtendría si la unidad opera según las condiciones dadas en la Optimización 2. Los cambios realizados originan un aumento de los componentes pesados en el producto como consecuencia de una mejor separación en el Tope de la columna debido al reflujo de tope, lo que origina un incremento en la producción de Diesel 2.

Tabla N°5.11. Comparación Composición del Diesel 2

Composición	Real	Optimización 2
%C1	0,00	0,00
%C2	0,00	0,00
%C3	0,02	0,01
%i-C4	0,01	0,01
%n-C4	0,04	0,03
%i-C5	0,06	0,04
%n-C5	0,07	0,06
%C6+	99,81	99,84

CAPÍTULO VI: ANÁLISIS ECONÓMICO

La evaluación económica de este proyecto se basa fundamentalmente en el concepto de tres índices de rentabilidad: el Valor Actual Neto (VAN), la Tasa Interna de Retorno (TIR) y la relación beneficio-costos, cuyos parámetros determinan si el proyecto es o no rentable.

El proyecto será económicamente rentable cuando:

- El valor actual neto (VAN) es mayor que cero.
- La tasa interna de retorno (TIR) es mayor a la tasa de actualización.
- La relación beneficio-costos es mayor que uno.

La tasa de actualización que se contempla para este proyecto es del 15%

5.1. Flujo Neto de Caja, VAN y TIR

El Flujo Neto de Caja es la diferencia entre los ingresos y egresos de cada año en el periodo de vigencia propuesta (10 años). A continuación se realiza el Flujo Neto de Caja, para ello, se debe determinar los ingresos y egresos que genera la Optimización de la operación.

5.1.1. Inversión

La inversión inicial del proyecto se detalla en el siguiente cuadro:

Tabla N° 6.1. Inversión Inicial del Proyecto

	Actual
Elaboración del Estudio de Ingeniería	20,000.0 US\$
Elaboración del Estudio HAZOP	10,000.0 US\$
Capacitación y Adiestramiento	10,000.0 US\$
Adquisición del Software de Procesos y Aplicativos	200,000.0 US\$
Total Inversión	240,000.0 US\$

5.1.2. Ingresos

- a. Se calculan los ingresos en función a los barriles de Diesel B5 que se dejarán de comprar a la refinería Pucallpa, ya que con la Optimización de la operación se abastece el consumo interno. El precio del Diesel B5 es 191.7 US\$/bbl, el cual incluye el margen del distribuidor mayorista y el margen del transportista.

Tabla N° 6.2. Ahorro por compra de Diesel B5

Producción Actual (bbl/d)	Producción Actual (bbl/mes)	Diesel B5 que no se compra (bbl/mes)	Diesel B5 que no se compra (bbl/año)	Costo Total (US\$/año)
70,9	1,701.6	1,276.2	15,314.4	2,935,770.5

- b. La producción mensual de Diesel 2, durante los 24 días de operación, es 3,298.5. De la Tabla N°1,1 se sabe que el consumo promedio mensual es 2,977.8; por lo que se tiene un excedente de producción. El costo por el excedente de producción será:

Tabla N° 6.3. Excedente de producción Diesel 2

Producto	Excedente (bbl/mes)	Excedente (bbl/año)	Costo Total (US\$/año)
Diesel 2	320.8	3,849.6	737,968.3

5.1.3. Egresos

- a. Para la optimización N°2 se debe de incrementar la carga de LGN en 200 barriles; además se debe de considerar el aumento de la producción de LGN Off-Spec.

Tabla N° 6.4. Procesamiento de Diesel 2

	Actual (bbl/d)	Optimización 2 (bbl/d)	Diferencia (bbl/d)	Producción Anual (bbl)	Precio (US\$/bbl)	Costo (US\$/año)
Alimentación						
LGN	1,000.0	1,200.0	200.0	57,600.0	109.2	6,289,920.0
Producto						
LGN Off-Spec	929.1	1,063.5	134.4	38,707.2	79.3	3,069,480.9
					Diferencia (US\$/año)	3,220,439.1

- b. A continuación se calcula el consumo energético de la Unidad, ya que un incremento de carga involucra un mayor calor entregado por parte del aceite térmico que circula en el intercambiador de calor EBG-29103. Además, al disminuir el reciclo caliente, se requerirá mayor calentamiento en el Calentador de Alimentación EBC-29101. El aceite térmico es calentado en los Hornos de *HOT OIL*, los cuales utilizan como combustible gas natural. Tomando en cuenta el precio del Gas Natural seco en la Planta de Gas, el cual es 0,88 US\$/MMBTU, se determina el consumo de gas combustible utilizado para el calentamiento del aceite térmico, considerando que el horno tiene una eficiencia térmica de 0,8.

Tabla N° 6.5. Gastos por consumo de energía

Equipo	Actual (MMBTU/hr)	Optimización 2 (MMBTU/hr)	Diferencia (MMBTU/hr)	Costo (US\$/año)
EBG-29103	2.277	2.757	0.480	2,921.2
EBC-29101	1.053	1.282	0.229	1,395.7
				4,316.9

Los costos por Mantenimiento anual se desglosan en la Tabla N° 6.6

Tabla N° 6.6. Costos por Mantenimiento

	Actual
Reparaciones Mayores	70,000.0 US\$
Mantenimiento Motores	80,000.0 US\$
Mantenimiento de equipos	30,000.0 US\$
Total Inversión	180,000.0 US\$

5.2. Relación Beneficio - Costo

La relación beneficio-costo evidencia la rentabilidad de un proyecto considerando los ingresos generados, los costos y la inversión. La fórmula que nos permite calcular esta relación es la siguiente:

$$RCB = \frac{\text{Ingresos (actualizados)}}{\text{Inversión + Costos (actualizados)}}$$

Una vez que se ha obtenido el ratio beneficio-costo, es necesario interpretarlo para poder tomar una decisión con respecto a la realización del proyecto. El criterio de decisión se basa en observar si es mayor, menor o igual a 1.

- Si, $RCB > 1$, proyecto aceptable (los ingresos son mayores que los egresos).
- Si, $RCB = 1$, proyecto indiferente (los ingresos son iguales a los egresos).
- Si, $RCB < 1$, proyecto no viable (los ingresos son menores que lo egresos).

A continuación, se determina la relación beneficio-costo del proyecto.

$$RCB = \frac{36,737,388.0}{240,000.0 + 34,047,658.0} = 1.07$$

La relación beneficio-costo del proyecto es mayor que 1, lo que indica que se puede obtener un beneficio adicional si se realiza la optimización de la operación; es decir, la empresa tendría mayores ahorros económicos.

CAPÍTULO VIII: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

8.1.CONCLUSIONES

- La hipótesis que se planteó al iniciar esta investigación, donde se enunciaba que “la presión de tope de la columna, el reflujo externo de tope de *Topping* y el caudal de alimentación son las variables operativas que más afectan el proceso para la obtención de Diesel 2 en especificación y en su máxima producción”, ha sido aceptada; sin embargo, se debe tener en cuenta que otra variable de operación que también afecta el proceso es el caudal de reciclaje caliente de fondos de *Topping*. Los resultados obtenidos en Hysys muestran que los valores óptimos de estas variables de proceso son:
 - Caudal de reflujo externo Tope de columna: 347 BPD
 - Reciclaje caliente Fondo de columna: 334 BPD
 - Presión Tope de columna: 6 psig
 - Caudal de Alimentación: 1200 BPD

- La composición inicial de la alimentación que usó el Fabricante para fijar las variables operativas de diseño difiere de la composición de alimentación actual, originando inicialmente que no se obtenga Diesel 2 en especificación.

- Se incrementó la producción de Diesel 2 en 94%, lo cual es suficiente para abastecer el consumo interno; sin embargo, se debe tener en cuenta que durante las actividades de perforación el consumo de este combustible aumenta, siendo necesario el suministro externo.

- Haciendo uso de los indicadores de rentabilidad, se determinó que el proyecto es rentable, siendo los valores del VAN de 855,502.34 US\$ y TIR 90.81 %; además, se tuvo una relación beneficio-costos de 1.07, lo cual se traduce en mayores ahorros que generará la empresa como resultado de la optimización de la operación.

8.2.RECOMENDACIONES

- Se recomienda incrementar la producción de Diesel 2 con las condiciones de operación obtenidas en la Optimización N°2.
- Se debe disponer un tanque de almacenamiento para el combustible traído por vía fluvial desde la Refinería Pucallpa, y disponer el otro tanque para el Diesel 2 obtenido en la Unidad. Ello con el objetivo de mantener en stock combustible ante una parada de emergencia de la Unidad o insuficiencia de producción.
- Se recomienda realizar el mismo análisis para la obtención de Turbo A-1, ya que se ha demostrado que la composición de la alimentación que usó el Fabricante para fijar las variables operativas difiere de la composición actual, haciendo que los rendimientos esperados no sean conforme al diseño.
- Evaluar permanentemente la operación para diagnosticar una anomalía en el producto obtenido. Tener en cuenta que los factores externos como las precipitaciones y bajas temperaturas durante la noche pueden modificar el perfil térmico de la columna de *Topping*, provocando que el producto obtenido resulte fuera de especificación.

CAPÍTULO IX: BIBLIOGRAFÍA

- Acedo, J. (2002). Control Avanzado de Procesos. Edit. Díaz de Santos, España.
- Cisneros, C. (2011). Simulación del Fraccionamiento del Medium Distillate for Blending Stock (MDBS) en la columna D-305 de Refinería Conchán.
- Figueroa, J. (2006). Método de Diseño de Columnas Complejas Térmicamente Acopladas (Sistema Petliuk).
- Luque, S. Vega, A. (2005). Simulación y optimización avanzadas en la industria química y de procesos: HYSYS. Edit. Oviedo, España.
- Tovar, W. Cancino, J. (2005). Análisis y Optimización de los rendimientos de productos de la Unidad de Topping – Planta de Fraccionamiento de Pisco. INGEPET 2005 (GAS-3-WT-33)
- Treybal, R (1998). Operaciones de Transferencia de Masa. 2da Ed. Edit, McGraw-Hill, México
- Wauquier, J. (2005). El Refino del Petróleo. Edit. Díaz de Santos, España.
- D.S. N° 092-2009-EM. Diario Oficial El Peruano. Año XXVI – N° 10843.
- Norma Técnica Peruana NTP 321.003. Petróleo y Derivados. Diesel. Especificaciones. (2005) 3° Edición
- Columnas de Destilación. www.diquima.upm.es (Visitado el 15-03-2013)
- Precios de Referencia de combustibles derivados del petróleo.
http://www.osinerg.gob.pe/preciosreferencia/pdf/2013/Abril/IS_06042013.pdf
(Visitado el 04-01-2013)

CAPÍTULO X: ANEXOS

Anexo I.- Procedimiento para la Puesta en Marcha de la Unidad de *Topping*

Anexo II.- Matriz Causa-Efecto de la Unidad de *Topping*

ANEXO I	Fecha de Emisión: 19-02-2013 Página: 1 de 8
PROCEDIMIENTO PARA LA PUESTA EN MARCHA DE LA UNIDAD DE TOPPING	Rev.: 0

1. OBJETIVO

El objetivo de este procedimiento es definir la forma correcta y estandarizada de proceder a realizar las maniobras operativas para la Puesta en Marcha de la Unidad de *Topping*; cumpliendo los estándares de seguridad y protección al medio ambiente asumidos por la Empresa.

2. ALCANCE

Todo el personal involucrado en tareas de operación y mantenimiento de la Planta de Gas.

3. RESPONSABILIDADES

De la Implementación: Supervisor de Producción.

De la Aplicación: Personal De Operaciones.

4. PROCEDIMIENTO

4.1 PREPARACIÓN PARA EL ARRANQUE

Antes de la puesta en servicio de la Unidad, debe confirmarse que todos los trabajos de pre-arranque se han terminado satisfactoriamente y que todo el equipo está listo para operar.

- Verifique que todos los sistemas de servicios auxiliares (electricidad, aire de instrumentos, *flare*, drenajes, *hot oil* y combustible), están en servicio.
- Verifique que todo el equipo de seguridad está disponible y los operadores totalmente entrenados en el uso del mismo.
- Verifique que los servicios de análisis de laboratorio están disponibles.

ANEXO I	Fecha de Emisión: 19-02-2013 Página: 2 de 8
PROCEDIMIENTO PARA LA PUESTA EN MARCHA DE LA UNIDAD DE TOPPING	Rev.: 0

Inspección de Equipos

- Verifique que las pruebas hidrostáticas y neumáticas en los recipientes, tuberías y equipos hayan sido satisfactorias.
- Verifique que el eje de los equipos rotativos giren suavemente y en el sentido correcto.
- Verifique toda la instrumentación, que ha sido calibrada y está lista para servicio (transmisores de nivel, presión, temperatura, tomas de plato de orificio, etc.)
- Verifique que todas las válvulas de seguridad han sido ajustadas e instaladas en sus lugares adecuados, con el seguro quitado.
- Verifique que el sistema colector del *flare* está purgado y listo para recibir cualquier descarga.

4.2 ALINEAMIENTO DE VÁLVULAS

- Cierre válvulas de drenaje y venteo de todos los equipos, instrumentos y tuberías.
- Alinee válvulas de alivio y seguridad instaladas, abra las válvulas de bloqueo y cierre el by pass:
 - PSV-29305A/B a la salida de VBD- 29305.
 - PSV-29001A/B a la salida del tope de CBA-29001.
 - PSV-29002A/B a la salida de tope de CBA-29002.
 - PSV-29306A/B en VBA-29306.
- Alinee la instrumentación de campo en equipos y tuberías, abra sus respectivas válvulas de bloqueo.
- Alinee válvulas de bloqueo de entrada y salida de los equipos: PBB-29203/13, PBB-29202/12, PBB-29201/11, PBB-29204/14.

Alinee las válvulas automáticas de control:

- FV-29104 en la alimentación al proceso.

ANEXO I	Fecha de Emisión: 19-02-2013 Página: 3 de 8
PROCEDIMIENTO PARA LA PUESTA EN MARCHA DE LA UNIDAD DE TOPPING	Rev.: 0

- LV-29305 en la salida de líquido de VBD-29305.
- PV-29305 en la salida de vapor de VBD-29305.
- FV-29201 en la recirculación de la bomba de fondo de columna de *Topping*.
- FV-29203 en la línea de flujo mínimo de las bombas PBB-29203/13.
- PV-29304 en el VBA-29306.
- PV-29001 en la descarga de las bombas PBB-29203/13 de reflujo.
- FV-29202 en la línea de reflujo al tope de la CBA-29001.
- TV-29405 en la línea de salida de EAL-294051
- FV-29402 en el retorno a la columna de *Topping*.
- FV-29002 en la línea de despacho de producto.
- FV-29001 a la descarga de PBB-29201/11.
- LV-29306 a la descarga de PBB-29204/14.

4.3 PRESURIZADO

Presurizar la columna de *Topping* CBA-29001 con gas de servicio mediante la válvula PCV-29003.

- Abra las válvulas manuales de las columnas de destilación y *stripper*.
- Abra los venteos en forma moderada para desalojar el gas inerte hacia el *flare* verificando pérdida de presión en los equipos.
- Termine la secuencia de purga dejando presurizada las torres CBA-29001 y CBA-29002 entre 5 a 10 PSIG.

4.4 ARRANQUE

Luego de presurizar las columnas CBA-29001 y CBA-29002, y el recipiente VBA-29306 el procedimiento de arranque se resume en los siguientes pasos:

- Permita que el condensado frío fluya a través de los intercambiadores fijando el caudal de arranque en 50%. Llene el fondo del flash, de la torre y

ANEXO I	Fecha de Emisión: 19-02-2013
	Página: 4 de 8
PROCEDIMIENTO PARA LA PUESTA EN MARCHA DE LA UNIDAD DE TOPPING	Rev.: 0

establezca la circulación de condensado, columna CBA-29001 y tanque VBA-29306.

- Ponga en operación el EBC-29101 y suba gradualmente la temperatura hasta alcanzar las condiciones de operación.
- Establezca la circulación del JP1 y LGN off hacia el VBA-29306.
- Cuando los productos estén en especificación alinee los tanques de producción.

4.4.1 CIRCULACIÓN DE CONDENSADO

Establezca circulación de condensado a través del circuito Columna CBA-29001 y tanque VBA-29306, detecte posibles fugas, remanente de agua y escoria.

1. Abra manualmente la válvula de alimentación de condensados y proceda al llenado del flash hasta establecer nivel.
 - Ponga la válvula FV-29104 en modo manual y abra al 5%.
 - Ponga el controlador LC-29305 en automático con el punto de control en 50%.

2. Proceda con el llenado del fondo de la torre CBA-29001 hasta establecer nivel.
 - Con la válvula FV-29104 en modo manual abra al 10%.
 - Permita que el controlador LV-29305 se ajuste al valor de caudal ingresado.
 - Permita el aumento de nivel en la columna hasta el 50%.
 - Con la válvula FV-29104 en modo manual cierre la alimentación de condensados.

3. Alinee la bomba de fondo de la torre PPB-29201/11.
 - Abra la válvula de succión de la bomba.

ANEXO I	Fecha de Emisión: 19-02-2013
	Página: 5 de 8
PROCEDIMIENTO PARA LA PUESTA EN MARCHA DE LA UNIDAD DE TOPPING	Rev.: 0

- Cebe la bomba.
 - Cierre la válvula FV-29201.
 - Abra la válvula de descarga, alineando la bomba con el circuito de flujo mínimo.
 - Mantener la bomba funcionando por ½ hr.
 - Ponga la válvula FV-29201 en modo manual y abra al 5%.
4. Proceda con el llenado del acumulador de LGN fuera de especificación, y purgado del inventario.
- Ponga el controlador de alimentación de condensado FIC-29104 en automático con el punto de control en 50%.
 - Verifique que la XV-29107 se encuentre abierta
 - Abrir la línea de descarga de las bombas PBB-29201/11 con la válvula FV-29001 en modo manual al 20%, alineada hacia el aerofriador EAL-401, hacia el VBA-29306.
 - Revisar presencia de agua libre en puntos bajos.
 - Abrir el drenaje del VBA-29306 y purgar hasta que la calidad del liquido sea aceptable
 - Permita el aumento de nivel en el recipiente hasta el 50%.
5. Alinee la bomba PBB-29204/14 con el despacho de LGN fuera de especificación, y establezca nivel en el VBA-29306.
- Abra la válvula de succión de la bomba.
 - Cebe la bomba
 - Abra la válvula de descarga alineada con el circuito de flujo mínimo.
 - Mantener la bomba funcionando por ½ hr.
 - Ponga el controlador LV-29306 en automático con el punto de control en 50%.

ANEXO I	Fecha de Emisión: 19-02-2013 Página: 6 de 8
PROCEDIMIENTO PARA LA PUESTA EN MARCHA DE LA UNIDAD DE TOPPING	Rev.: 0

4.4.2 COMIENZO DEL CALENTAMIENTO

1. Puesta en servicio EBC-29103.
 - Ponga la válvula TV-29103 en modo manual y abra lentamente.
2. Cuando la temperatura de entrada al flash TI-29103 alcance 212°F, ponga en servicio el aerocondensador EAL-29404. Controle la condensación encendiendo gradualmente los ventiladores.
 - Ajuste el punto de control del TIC-29103 a 330 °F.
3. Puesta en servicio EBC-29101 y eliminación de agua remanente.
 - Ponga la válvula TV-29101 en modo manual y abra lentamente.
 - Coloque el TIC-29101 en automático con 212 °F como valor de seteo.

4.4.3 CIRCULACIÓN DE CONDENSADOS DE TOPPING

1. Ponga en automático el sistema de control de presión/nivel del acumulador VBA-29304.
2. Cuando la temperatura de tope en el TI-29005 alcance 212 °F, ponga en servicio el aerocondensador EAL-29403. Controle la condensación encendiendo gradualmente los ventiladores.
3. Proceda con el llenado del acumulador de reflujo, y ajuste de la temperatura de alimentación.
 - Drene por el drenaje presurizado hasta que el condensado no presente agua.
 - Cambie el valor de seteo del TIC-29101 a su valor de operación de 455 °F.
 - Llene el VBA-29304 al 50%.

ANEXO I	Fecha de Emisión: 19-02-2013 Página: 7 de 8
PROCEDIMIENTO PARA LA PUESTA EN MARCHA DE LA UNIDAD DE TOPPING	Rev.: 0

4. Cuando exista nivel en el acumulador VBA-29304 (50%), alinee la bomba de reflujo, PPB-29203/13.
 - Abra la válvula de succión de la bomba.
 - Cebe la bomba.
 - Abra la válvula de descarga, habilitando la línea de flujo mínimo.
 - Ponga el controlador FC-2903 en manual con la FV-29203 en 50%, luego ajuste el punto de control hasta satisfacer el requisito de flujo mínimo.
5. Ponga en servicio el aerofriador EAL-29401.
6. Establezca un caudal de reflujo de condensado de *Topping* al tope mediante el controlador FIC-29202 abriendo la FV-29202 manualmente lo necesario para mantener constante la temperatura del TI-29001.
 - Ajuste el punto de control del controlador TIC-29002.
 - Inicialmente abra manualmente la FV-29202 hasta que la temperatura alcance el valor deseado, 392 °F para el TIC-29002, luego pase a control en cascada.

4.4.4 ALINEAMIENTO DE PRODUCTOS A TANQUES

1. Cuando la calidad del Diesel 2 está en especificación alinee la descarga a almacenaje.
 - Colocar los controles en modo automático, con los valores operativos tan cercano a los normales como sea posible.
2. Luego, ajuste el caudal de alimentación a la unidad según los requerimientos de producción.
 - Aumente en forma escalonada (5% por hr.) la alimentación.
 - Por cada incremento permitir que se estabilicen las condiciones operativas y tomar muestras.

ANEXO I	Fecha de Emisión: 19-02-2013
	Página: 8 de 8
PROCEDIMIENTO PARA LA PUESTA EN MARCHA DE LA UNIDAD DE TOPPING	Rev.: 0

5. PRECAUCIONES

Usar los implementos de seguridad adecuados como guantes, lentes, casco de seguridad, protectores auditivos y el uniforme de trabajo para realizar esta operación.

6. IMPACTO AMBIENTAL

Disponer de un kit de contención para derrames (paños absorbentes y aserrín orgánico) para controlar cualquier derrame que pudiera producirse durante la maniobras. Este debe estar lo más cerca posible al área.

