

**EVALUACIÓN TÉCNICA DEL CAMBIO DE LA FILOSOFÍA DE CONTROL DE  
LA TORRE ESTABILIZADORA DE CRUDO DE REFINAR MEDIANTE  
SIMULACIÓN PARA EL MEJORAMIENTO DE LA CALIDAD DE LOS FLUIDOS**

**JULIO ENRIQUE FACIOLINCE PARRA**

**FUNDACIÓN UNIVERSIDAD DE AMÉRICA  
FACULTAD DE INGENIERÍAS  
PROGRAMA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS  
BOGOTÁ, D.C.  
2018**

**EVALUACIÓN TÉCNICA DEL CAMBIO DE LA FILOSOFÍA DE CONTROL DE  
LA TORRE ESTABILIZADORA DE CRUDO DE REFINAR MEDIANTE  
SIMULACIÓN PARA EL MEJORAMIENTO DE LA CALIDAD DE LOS FLUIDOS.**

**JULIO ENRIQUE FACIOLINCE PARRA**

**Proyecto integral de grado para optar el título de  
INGENIERO DE PETRÓLEOS**

**Director  
IVÁN PEÑALOZA  
Ingeniero de Petróleos**

**Orientador  
YATNIELAH PIRELA  
Ingeniera de Petróleos**

**FUNDACIÓN UNIVERSIDAD DE AMÉRICA  
FACULTAD DE INGENIERÍAS  
PROGRAMA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS  
BOGOTÁ, D.C.  
2018**

**Nota de aceptación**

---

---

---

---

**Ing. Yatnielah Pirela**

---

**Ing. Adriangela Romero**

---

**Ing. Juan David Rengifo.**

**Bogotá D.C, Mayo del 2018**

## **DIRECTIVAS UNIVERSIDAD DE AMÉRICA**

Presidente de la Universidad y Rector del Claustro

**Dr. JAIME POSADA DÍAZ**

Vicerrector de Desarrollo y Recursos Humanos

**Dr. LUIS JAIME POSADA GARCÍA PEÑA**

Vicerrectoría Académica y de Posgrados

**Dra. ANA JOSEFA HERRERA VARGAS**

Decano Facultad de Ingeniería

**Ing. JULIO CESAR FUENTES ARISMENDI**

Director de Investigaciones

**Ing. ARMANDO FERNÁNDEZ CÁRDENAS**

Director Programa Ingeniería de Petróleos

**Ing. JORGE HUMBERTO CANTILLO SILVA**

## **AGRADECIMIENTOS**

Agradezco a la Fundación universitaria de América por permitirme hacer parte de este gran plan de estudios y darme las herramientas necesarias para desarrollar el proyecto. A mis asesores Juan David Rengifo y Yatnielah Pirela por brindarme todo el apoyo y acompañamiento necesario para cumplir con los objetivos del proyecto. Así mismo a mi director Iván Peñaloza por aceptar y colaborar con el desarrollo de este trabajo.

Agradezco a los ingenieros Alfonso Nuñez, German Castellanos y Milton Lara de Reficar S.A. por apoyarme, enseñarme y tener una actitud sumamente amable conmigo durante el desarrollo de este proyecto. Siempre estaré agradecido por la confianza que me brindaron.

Agradezco a Dios por bendecirme con lo necesario para poder lograr el objetivo, a mis padres Gloria Parra y Julio Faciolince Camargo por todos los sacrificios que hicieron para que yo lograra este título y por apoyarme siempre, a mis hermanas y a mi novia Sara Carrillo por estar siempre a mi lado, ayudarme de distintas formas y animarme cuando se presentaban situaciones difíciles.

## **DEDICATORIA**

Dedico este trabajo a Dios y a mis padres, Gloria Parra y Julio Faciolince Camargo, espero que estén orgullosos sabiendo que todo el trabajo y sacrificio que hicieron para que yo pudiera estudiar esta carrera fueron bien aprovechados y que con su ejemplo espero llegar muy lejos para seguir dándoles motivos por los cuales estar orgullosos.

## CONTENIDO

	pág
<b>INTRODUCCIÓN</b>	<b>21</b>
<b>OBJETIVOS</b>	<b>22</b>
<b>1. GENERALIDADES DE LA REFINERÍA Y DE LA TORRE ESTABILIZADORA</b>	<b>23</b>
1.1 REFINERÍA DE PETRÓLEO	23
1.2 REFINACIÓN DE PETRÓLEO	23
1.3 RESEÑA HISTÓRICA DE LA REFINERÍA DE CARTAGENA.	24
1.4 APORTE DE REFCAR EN LA REFINACIÓN DE CRUDO EN COLOMBIA	25
1.5 UNIDADES DE PROCESO DE LA REFINERÍA DE CARTAGENA	27
1.6 UNIDAD DE DESTILACIÓN COMBINADA	28
1.6.1 Cargas.	28
1.6.2 Sección Atmosférica.	29
1.7 SECCIÓN DE ESTABILIZACIÓN	30
1.7.1 Generalidades de la torre estabilizadora.	30
1.7.2 Proceso de estabilización.	33
1.8 PARÁMETROS DE CALIDAD DE LOS FLUIDOS DE SALIDA DE LA TORRE ESTABILIZADORA	36
1.9 OPERACIÓN DE LA TORRE ESTABILIZADORA	36
<b>2. ANÁLISIS DE VARIABLES QUE AFECTAN LA CALIDAD DE LOS FLUIDOS DE SALIDA DE LA TORRE ESTABILIZADORA DE CRUDO DE REFCAR</b>	<b>37</b>
2.1 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DE SIMULACIÓN ESTACIONARIA	37
2.1.1 Variación del caudal de entrada.	37
2.1.1.1 Caudal de entrada vs temperatura de alimentación.	38
2.1.1.2 Caudal de entrada vs RVP de la nafta estabilizada.	39
2.1.1.3 Caudal de entrada vs reflujo de cima.	40
2.1.1.4 Caudal de entrada vs calidad de los fluidos de salida.	42
2.1.2 Variación del calor del Rehervidor.	43
2.1.2.1 Calor del rehervidor vs RVP de la nafta.	44
2.1.2.2 Calor del rehervidor vs reflujo de cima.	45
2.1.2.3 Calor del rehervidor vs nafta estabilizada.	47
2.1.2.4 Calor del rehervidor vs calidad de los fluidos de salida.	48
2.1.3 Variación en la temperatura de la alimentación.	50
2.1.3.1 Temperatura de alimentación vs RVP de la nafta estabilizada.	51
2.1.3.2 Temperatura de alimentación vs reflujo de cima.	52
2.1.3.3 Temperatura de alimentación vs nafta estabilizada.	53
2.1.3.4 Temperatura de alimentación vs calidad de los fluidos de salida.	55
2.1.4 Variación de la temperatura del plato cinco.	56

2.1.4.1	Temperatura del plato cinco vs RVP de la nafta estabilizada.	56
2.1.4.2	Temperatura del plato cinco vs calidad de los fluidos de salida.	58
2.1.5	Variación del reflujo de cima.	60
2.1.5.1	Reflujo de cima vs RVP de la nafta estabilizada.	60
2.1.5.2	Reflujo de cima vs calidad de los fluidos de salida.	62
2.2	ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD Y CORRELACIONES CON DATOS DE PLANTA	64
2.2.1	STATGRAPHICS centurión XVII.	64
2.2.2	Regresión múltiple.	64
2.2.2.1	Estimador de mínimos cuadrados ordinarios.	65
2.2.2.2	Valor T y Valor-P.	65
2.2.2.3	R cuadra y R cuadrada ajustada.	65
2.2.3	Modelo de RVP de la nafta estabilizada.	67
2.2.4	Modelo para calidad del GLP.	68
2.2.5	Modelo para el caudal de salida de GLP.	71
2.2.6	Modelo para el caudal de salida de nafta estabilizada.	72
2.3	CONCLUSIÓN DE ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD	73
2.4	PROBLEMAS QUE AFECTAN LA CALIDAD DE LOS FLUIDOS	74
2.5	CORRELACIÓN ENTRE EL CAUDAL A LA ENTRADA CON EL PORCENTAJE DE APERTURA DE LA VÁLVULA DE REFLUJO DE CIMA DE LA TORRE ESTABILIZADORA DE CRUDO DE REFCAR	76
<b>3.</b>	<b>SIMULACIÓN DINÁMICA Y SINTONÍA DE LAZOS DE CONTROL</b>	<b>78</b>
3.1	GENERALIDADES DE A SIMULACIÓN DE PROCESOS	78
3.1.1	Softwares de simulación.	78
3.1.2	Simulación dinámica.	78
3.2	SIMULADOR ASPEN HYSYS	79
3.3	VALIDACIÓN DE LA SIMULACIÓN	79
3.4	ADAPTACIÓN AL MODELO DINÁMICO	80
3.4.1	Dimensionamiento de los equipos.	81
3.4.2	Creación de los controladores.	82
3.4.2.1	Controlador de flujo de entrada de la torre estabilizadora.	82
3.4.2.2	Controlador de reflujo de cima de la torre estabilizadora.	83
3.4.2.3	Controlador de temperatura de la torre estabilizadora.	84
3.4.2.4	Controlador de presión de la torre estabilizadora.	85
3.4.2.5	Controlador de nivel de la torre estabilizadora.	86
3.4.2.6	Controlador de nivel del tanque o tambor de GLP producto.	87
3.5	SINTONÍA DE LOS LAZOS DE CONTROL DE LA TORRE ESTABILIZADORA.	88
3.5.1	CONTROL PID.	89
3.5.2	Sintonía controlador de caudal a la entrada de la torre estabilizadora.	93
3.5.3	Sintonía del controlador de reflujo de cima de la torre estabilizadora.	95
3.5.4	Sintonía del controlador de temperatura de la torre estabilizadora.	96
3.5.5	Sintonía del controlador de presión de la torre estabilizadora.	98
3.5.6	Sintonía del controlador de nivel de la torre estabilizadora.	99

3.5.7 Sintonía del controlador de nivel del tambor de GLP producto.	101
3.6 DATOS DE PROPUESTA DE NUEVA FILOSOFÍA DE CONTROL DE LA TORRE ESTABILIZADORA DE CRUDO DE REFCAR	103
<b>4. ANÁLISIS DE RESULTADOS DE LA FILOSOFÍA DE CONTROL PROPUESTA EN LA SIMULACIÓN DINÁMICA PARA EL MEJORAMIENTO DE LA CALIDAD DE LOS FLUIDOS DE SALIDA DE LA TORRE ESTABILIZADORA DE CRUDO</b>	<b>104</b>
4.1 RESULTADOS DE CONTROL DEL CAUDAL DE ENTRADA	104
4.2 RESULTADOS DE CONTROL DE REFLUJO DE CIMA	105
4.3 RESULTADOS DE CONTROL DE TEMPERATURA	106
4.4 RESULTADOS DE CONTROL DE PRESIÓN	106
4.5 RESULTADOS DE CONTROL DE NIVEL DE LA TORRE ESTABILIZADORA	107
4.6 RESULTADOS DE CONTROL DE NIVEL DEL TANQUE DE GLP PRODUCTO	108
4.7 CONCLUSIÓN DE LA IMPLEMENTACIÓN DE LA NUEVA FILOSOFÍA DE CONTROL PROPUESTA	108
<b>5. EVALUACIÓN TÉCNICA DE LA NUEVA FILOSOFÍA DE CONTROL DE LA TORRE ESTABILIZADORA DE CRUDO DE REFCAR</b>	<b>110</b>
<b>6. CONCLUSIONES</b>	<b>113</b>
<b>7. RECOMENDACIONES</b>	<b>115</b>
<b>BIBLIOGRAFÍA</b>	<b>116</b>
<b>ANEXOS</b>	<b>118</b>

## LISTA DE TABLAS

pág

<b>Tabla 1.</b> Datos de casos de variación de caudal vs T de alimentación.	38
<b>Tabla 2.</b> Datos de casos de variación de caudal vs RVP de la nafta.	39
<b>Tabla 3.</b> Datos de casos de variación de caudal vs reflujo.	41
<b>Tabla 4.</b> Datos de casos de caudal vs fracciones volumétricas de i-C5 y n-C5 en GLP, y n-C4 en Nafta Estabilizada.	42
<b>Tabla 5.</b> Datos de casos de calor del Rehervidor vs RVP de la Nafta.	44
<b>Tabla 6.</b> Datos de casos de calor del Rehervidor vs Reflujo.	45
<b>Tabla 7.</b> Datos de casos de calor del Rehervidor vs producción de Nafta Estabilizada.	47
<b>Tabla 8.</b> Datos de casos de calor del Rehervidor vs fracciones volumétricas de i-C5 y n-C5 en GLP, y n-C4 en Nafta Estabilizada.	49
<b>Tabla 9.</b> Datos de casos de temperatura de alimentación vs RVP de la nafta.	51
<b>Tabla 10.</b> Datos de casos de temperatura de alimentación vs Reflujo.	52
<b>Tabla 11.</b> Datos de casos de temperatura de alimentación vs producción de Nafta Estabilizada.	53
<b>Tabla 12.</b> Datos de casos de temperatura de alimentación vs fracciones volumétricas de i-C5 y n-C5 en GLP, y n-C4 en Nafta Estabilizada.	55
<b>Tabla 13.</b> Datos de casos de temperatura del plato cinco vs RVP de la nafta.	57
<b>Tabla 14.</b> Datos de casos de temperatura del plato cinco vs fracciones volumétricas de i-C5 y n-C5 en GLP, y n-C4 en Nafta Estabilizada.	59
<b>Tabla 15.</b> Datos de casos de reflujo de cima vs RVP de la nafta.	60
<b>Tabla 16.</b> Datos de casos de reflujo de cima vs fracciones volumétricas de i-C5 y n-C5 en GLP, y n-c4 en Nafta Estabilizada.	62
<b>Tabla 17.</b> Análisis de varianza del RVP de la nafta con el caudal de entrada, la temperatura del plato cinco y el reflujo de cima.	67
<b>Tabla 18.</b> Análisis de varianza del porcentaje volumétrico de i-C5 en GLP con el caudal de entrada, la temperatura de alimentación, la temperatura del plato cinco y el reflujo de cima.	68
<b>Tabla 19.</b> Análisis de varianza del porcentaje volumétrico de n-C5 en GLP con el caudal de entrada, la temperatura de alimentación, la temperatura del plato cinco y el reflujo de cima.	70
<b>Tabla 20.</b> Análisis de varianza del caudal de salida de GLP con el caudal de entrada y la temperatura de alimentación.	71
<b>Tabla 21.</b> Análisis de varianza del caudal de salida de Nafta Estabilizada con el caudal de entrada, la temperatura de alimentación y el reflujo de cima	72
<b>Tabla 22.</b> Limites óptimos de funcionamiento.	74
<b>Tabla 23.</b> Condiciones de operación Torre Estabilizadora.	75

<b>Tabla 24.</b> Condiciones de operación optimas teóricamente.	76
<b>Tabla 25.</b> Análisis de varianza del caudal de entrada con el porcentaje de apertura de la válvula de reflujo de cima.	76
<b>Tabla 26.</b> Tabla de validación de la simulación frente a los datos reales de los parámetros de los fluidos de salida tales como RVP de la nafta, porcentaje volumétrico de i-C5 y n-C5 en GLP.	80
<b>Tabla 27.</b> Control Proporcional Integral Derivativo.	94
<b>Tabla 28.</b> Valores de sintonización del controlador de caudal a la entrada de la torre.	96
<b>Tabla 29.</b> Valores de sintonización del controlador de temperatura de la torre estabilizadora.	97
<b>Tabla 30.</b> Valores de sintonización del controlador de presión de la torre estabilizadora.	99
<b>Tabla 31.</b> Valores de sintonización del controlador de nivel de la torre estabilizadora.	100
<b>Tabla 32.</b> Valores de sintonización del controlador de nivel del tanque de GLP producto.	102
<b>Tabla 33.</b> Propuesta de nueva filosofía de control para la torre estabilizadora de crudo de REFICAR.	103
<b>Tabla 34.</b> Valores de caudal de entrada antes y después de la simulación dinámica.	105
<b>Tabla 35.</b> Valores de reflujo de cima antes y después de la simulación dinámica.	105
<b>Tabla 36.</b> Valores de temperatura antes y después de la simulación dinámica.	106
<b>Tabla 37.</b> Valores de presión de cima antes y después de la simulación dinámica.	107
<b>Tabla 38.</b> Valores de nivel de la torre estabilizadora antes y después de la simulación dinámica.	107
<b>Tabla 39.</b> Valores de nivel del tanque de GLP producto antes y después de la simulación dinámica.	108
<b>Tabla 40.</b> Casos de simulación de la nueva filosofía de control de la torre estabilizadora de crudo de Reficar.	110
<b>Tabla 41.</b> Valores de las variables controladas en los diferentes casos de simulación.	111

## LISTA DE ECUACIONES

	pág
<b>Ecuación 1.</b> Formula general de un modelo de regresión múltiple.	65
<b>Ecuación 2.</b> R cuadrada.	66
<b>Ecuación 3.</b> R cuadrada ajustada	66
<b>Ecuación 4.</b> RVP de la nafta estabilizada	67
<b>Ecuación 5.</b> % i-C5 en GLP	69
<b>Ecuación 6.</b> %n-C5 en GLP.	70
<b>Ecuación 7.</b> GLP producido	71
<b>Ecuación 8.</b> Nafta Estabilizada producida.	72
<b>Ecuación 9.</b> Porcentaje de apertura de la válvula de reflujo de cima.	77
<b>Ecuación 10.</b> Control Proporcional.	89
<b>Ecuación 11.</b> Control Integral.	90
<b>Ecuación 12.</b> Control Derivativo.	92
<b>Ecuación 13.</b> Control Proporcional Integral Derivativo.	93

## LISTA DE FIGURAS

	pág
<b>Figura 1.</b> Instalaciones generales de Reficar.	25
<b>Figura 2.</b> Esquema de orden del flujo hacia la torre estabilizadora.	28
<b>Figura 3.</b> Esquema general de una torre estabilizadora.	32
<b>Figura 4.</b> Contracorriente liquido vapor.	33
<b>Figura 5.</b> Interacción liquido-vapor en la torre estabilizadora.	35
<b>Figura 6.</b> Ambiente de simulación de la Torre Estabilizadora.	81
<b>Figura 7.</b> Ubicación del controlador de flujo de entrada dentro del ambiente de simulación.	83
<b>Figura 8.</b> Ubicación del controlador de reflujo de cima dentro del ambiente de simulación.	84
<b>Figura 9.</b> Ubicación del controlador de temperatura de la torre dentro del ambiente de simulación.	85
<b>Figura 10.</b> Ubicación del controlador de presión de la torre dentro del ambiente de simulación.	86
<b>Figura 11.</b> Ubicación del controlador de nivel de la torre dentro del ambiente de simulación.	87
<b>Figura 12.</b> Ubicación del controlador de nivel del tanque de GLP producto dentro del ambiente de simulación.	88
<b>Figura 13.</b> Ventana de sintonización del controlador de caudal a la entrada de la torre.	95
<b>Figura 14.</b> Ventana de sintonización del controlador de reflujo de cima de la torre estabilizadora.	96
<b>Figura 15.</b> Ventana de sintonización del controlador de temperatura de la torre estabilizadora.	98
<b>Figura 16.</b> Ventana de sintonización del controlador de presión de la torre estabilizadora.	99
<b>Figura 17.</b> Ventana de sintonización del controlador de nivel de la torre estabilizadora.	100
<b>Figura 18.</b> Ventana de sintonización del controlador de nivel del tambor o tanque de GLP producto.	102

## LISTA DE GRÁFICOS

	pág
<b>Gráfico 1.</b> Porcentaje de Refinación de las dos principales refinerías de Colombia entre 2005 y 2012	26
<b>Gráfico 2.</b> Porcentaje de cargas de las principales refinerías de Colombia.	27
<b>Gráfico 3.</b> Caudal de entrada vs T de alimentación.	38
<b>Gráfico 4.</b> Caudal de entrada vs RVP de la nafta.	40
<b>Gráfico 5.</b> Caudal de entrada vs reflujo.	41
<b>Gráfico 6.</b> Caudal de entrada vs fracciones volumétricas de i-C5 y n-C5 en GLP, y n-C4 en Nafta Estabilizada.	43
<b>Gráfico 7.</b> Calor del Rehervidor vs RVP de la Nafta.	44
<b>Gráfico 8.</b> Calor del Rehervidor vs Reflujo.	46
<b>Gráfico 9.</b> Calor del Rehervidor vs producción de Nafta Estabilizada.	48
<b>Gráfico 10.</b> Calor del Rehervidor vs fracciones volumétricas de i-C5 y n-C5 en GLP, y n-C4 en Nafta Estabilizada.	49
<b>Gráfico 11.</b> Temperatura de alimentación vs RVP de la nafta.	51
<b>Gráfico 12.</b> Temperatura de alimentación vs Reflujo.	53
<b>Gráfico 13.</b> Temperatura de alimentación vs producción de Nafta Estabilizada.	54
<b>Gráfico 14.</b> Temperatura de alimentación vs fracciones volumétricas de i-C5 y n-C5 en GLP, y n-C4 en Nafta Estabilizada.	56
<b>Gráfico 15.</b> Grafica temperatura del plato cinco vs RVP de la nafta.	57
<b>Gráfico 16.</b> Temperatura del plato cinco vs fracciones volumétricas de i-C5 y n-C5 en GLP, y n-C4 en Nafta Estabilizada.	60
<b>Gráfico 17.</b> Reflujo de cima vs RVP de la nafta.	61
<b>Gráfico 18.</b> Reflujo de cima vs fracciones volumétricas de i-C5 y n-C5 en GLP, y n-c4 en Nafta Estabilizada.	63
<b>Gráfico 19.</b> Respuesta típica de un controlador proporcional.	90
<b>Gráfico 20.</b> Respuesta típica controlador Proporcional integral.	91
<b>Gráfico 21.</b> Respuesta típica de un controlador proporcional integral derivativo.	92

## LISTA DE ANEXOS

	pág
<b>Anexo A.</b> Datos reales de la torre estabilizadora de crudo de REFICAR	119
<b>Anexo B.</b> Ventana principal de simulación dinámica de torre estabilizadora de crudo de REFICAR	124
<b>Anexo C.</b> Gráfico de rvp de la nafta vs caudal de entrada y temperatura del plato cinco	125
<b>Anexo D.</b> Gráfico de modelo de variación de rvp de la nafta vs caudal de entrada y temperatura del plato cinco	126
<b>Anexo E.</b> Gráfico de %i-c5 en glp vs caudal de entrada y temperatura de alimentación	127
<b>Anexo F.</b> Modelo de variación de %i-c5 en glp vs caudal de entrada, temperatura de alimentación, temperatura del plato cinco y reflujo de cima	128
<b>Anexo G.</b> Gráfico de n-c5 en glp vs caudal de entrada y temperatura de alimentación	129
<b>Anexo H.</b> Gráfico de modelo de variación de n-c5 en glp vs caudal de entrada, temperatura de alimentación y reflujo de cima	130
<b>Anexo I.</b> Gráfico de glp producido vs caudal de entrada y temperatura de alimentación	131
<b>Anexo J.</b> Gráfico de modelo de variación de glp producido vs caudal de entrada y temperatura de alimentación	132
<b>Anexo K.</b> Gráfico de nafta estabilizada vs caudal de entrada y temperatura de alimentación	133
<b>Anexo L.</b> Gráfico de modelo de variación de nafta estabilizada vs caudal de entrada, temperatura de alimentación y reflujo de cima	134

## GLOSARIO

**ALCANOS:** se denominan alcanos o hidrocarburos saturados, a aquellos compuestos hidrocarburíferos que presentan exclusivamente enlaces sencillos en su estructura. La fórmula general de un alcano es  $C_nH_{2n+2}$  donde la variable “n” hace referencia al número de carbonos que el compuesto presenta en su estructura.

**ASPEN HYSYS:** software de simulación para procesos físicos y químicos en estado estacionario y dinámico.

**CARGA:** se le denomina al caudal de entrada que forma parte del proceso de refinación.

**CONDENSADOR:** es el equipo encargado de condensar el gas que sale por la cima de la torre estabilizadora, ya sea para reflujo o para producto. Este equipo generalmente va ubicado en la cima de las torres de destilación binaria.

**CONTROL PID:** mecanismo de control proporcional integral derivativo para torres de destilación.

**CRUDO EXTRA PESADO:** petróleo crudo con gravedad API menor a 10.

**CRUDO INTERMEDIO:** petróleo crudo con gravedad API entre 22.3 y 31.1.

**CRUDO LIGERO:** petróleo crudo con gravedad API mayores a 31.1.

**CRUDO PESADO:** petróleo crudo con gravedad API entre 10 y 22.3.

**DESTILADO:** es el producto con componentes más finos y volátiles dentro de una columna de destilación. En el caso de la torre estabilizadora de crudo de REFICAR, el destilado es el GLP.

**FILOSOFÍA DE CONTROL:** conjunto de datos de sintonía de los lazos de control que permiten un mejor manejo y ajuste de las variables manipuladas por cada uno de estos. El valor del SP es el más destacado ya que es mediante el cual se espera que el proceso se presente de forma estable mientras la variable manipulada se encuentra cerca de este valor.

**FLUIDOS DE SALIDA DE LA TORRE:** los fluidos de salida de la torre son el GLP producto, el cual sale por la parte superior de la torre, y la Nafta estabilizada, que se produce por el fondo.

**GLP:** el gas licuado del petróleo es una mezcla de hidrocarburos volátiles como el propano y butano, y algunos otros en menor medida. Se obtiene por medio de la refinación del petróleo crudo y se condensa para facilitar su transporte.

**GRAVEDAD API:** es una medida de la densidad del petróleo en comparación con la del agua a temperaturas iguales.

**ISÓMEROS ESTRUCTURALES:** los isómeros estructurales son aquellos compuestos que presentan la misma fórmula molecular pero dichas moléculas están ordenadas de diferente manera.

**ISÓMEROS:** los isómeros son aquellos compuestos con igual fórmula molecular pero diferente estructura. Estos se clasifican en isómeros estructurales y estereoisómeros.

**ISO-PENTANO:** es un compuesto alcano de manera ramificada y que hace parte de los isómeros estructurales del Pentano ya que su fórmula molecular es  $C_5H_{12}$ , pero tiene una estructura diferente. Este compuesto hace parte de los componentes ligeros de una mezcla de hidrocarburos y se encuentra en forma líquida a temperatura ambiente.

**LAZOS DE CONTROL:** equipos dentro de una torre de destilación utilizados para controlar el valor de ciertas variables específicas en tiempo real mientras el proceso se encuentra en marcha.

**NAFTA ESTABILIZADA:** es el producto de fondos de la torre en donde salen inmersos los componentes más pesados de la nafta virgen que ha sido tratada.

**NAFTA VIRGEN:** es el flujo de nafta que sale de la torre atmosférica para entrar a la torre estabilizadora y ser procesada.

**NAFTA:** es un derivado del petróleo que se puede obtener por medio de destilación en refinería. Con punto de ebullición de  $60^{\circ}C$  y gravedad específica de  $0.665 \text{ g/cm}^3$  aproximadamente.

**NORMAL-BUTANO:** también conocido como Butano, es un alcano o hidrocarburo saturado muy volátil y cuya fórmula molecular es  $C_4H_{10}$ . Este compuesto hace parte de los componentes ligeros de una mezcla de hidrocarburos y se encuentra en forma gaseosa a temperatura ambiente.

**NORMAL-PENTANO:** también llamado Pentano, es un hidrocarburo saturado o alcano con fórmula molecular  $C_5H_{12}$ . Este compuesto hace parte de los componentes ligeros de una mezcla de hidrocarburos y se encuentra en forma líquida a temperatura ambiente.

**OP:** es el porcentaje de apertura de la válvula sobre la cual ejerce acción el lazo de control.

**PLATOS:** los platos son las etapas que existen dentro de una columna de destilación en donde interactúan los fluidos dentro de esta.

**PUNTO DE EBULLICIÓN:** se le denomina punto de ebullición a la temperatura en la cual la presión de vapor del líquido alcanza la presión de vapor del medio en el que se encuentra.

**PV:** es el valor actual de la variable que está siendo controlada y la cual se quiere llevar a valores cercanos al set point.

**REFINACIÓN DE PETRÓLEO:** proceso de fraccionamiento y transformaciones físicas y químicas del petróleo para obtener productos.

**REFLUJO DE CIMA:** es la cantidad de gas que sale por la cima de la torre, el cual luego de ser condensado, entra de nuevo al proceso interno de la torre con el objetivo de realizar una mejor distribución de los componentes livianos y pesados.

**REHERVIDOR:** el rehervidor es el equipo que se encarga de inducir calor a la nafta líquida para generar el gas que servirá de arrastre dentro del proceso de la torre estabilizadora de crudo de Reficar.

**RVP:** la presión de vapor Reid es la presión absoluta de un líquido a unas condiciones de temperatura de 100°C y sirve como medida de la volatilidad de los derivados líquidos del petróleo, como por ejemplo la nafta.

**SET POINT:** es el valor deseado al cual se desea controlar la variable implicada en el lazo de control.

**SIMULACIÓN DE PROCESOS:** la simulación de procesos es la solución de ecuaciones de balance de energía y materia en estado estacionario o dinámico. Esta describe modelos de procesos químicos, físicos, biológicos, entre otros.

**SIMULACIÓN DINÁMICA:** la simulación en estado dinámico comprende los balances de masa y energía teniendo en cuenta la dependencia de estos con el tiempo. Esto permite analizar el comportamiento de los equipos en los cuales esta variable indica cambios en parámetros significativos para el control del proceso

**SIMULACIÓN ESTACIONARIA:** la simulación en estado estacionario resuelve problemas de balance de energía y materia de un sistema sin tener en cuenta la variable tiempo.

**SOFTWARE DE SIMULACIÓN:** un software de simulación, o simulador, es aquel que describe de manera explícita y cercana a la realidad, los procesos químicos y físicos a través de diagramas de flujo en donde se involucran todos los equipos que hacen parte del proceso.

**STATGRAPHICS:** software de análisis de datos estadísticos y gráficos por medio del cual se realiza el análisis de regresión de los datos reales de la torre estabilizadora.

**TORRE ESTABILIZADORA:** torre de destilación binaria, con dos salidas de producto, una superior en donde se produce el destilado, y una en fondeo donde se produce la parte pesada.

## ABREVIATURAS

<b>°C</b>	Grados Celsius
<b>°F</b>	Grados Fahrenheit
<b>API</b>	American Petroleum Institute
<b>BBL</b>	Barril
<b>BPD</b>	Barril por día
<b>CREG</b>	Comisión Reguladora de Energía y Gas
<b>Fr</b>	Fracción
<b>GLP</b>	Gas Licuado del Petróleo
<b>Hr</b>	Hora
<b>i-C5</b>	iso-Pentano
<b>KBPD</b>	Miles de barriles por día
<b>Kc</b>	Constante de ganancia proporcional
<b>Kpa</b>	Miles de Pascales
<b>n-C4</b>	normal-Butano
<b>n-C5</b>	normal-Pentano
<b>OP</b>	Porcentaje de apertura
<b>Psi</b>	Libra por pulgada cuadrada
<b>Psig</b>	Libra por pulgada cuadrada, gauge
<b>PV</b>	Valor de la variable
<b>Q REB</b>	Calor del Rhervidor.
<b>RVP</b>	Presión de Vapor Reid
<b>SP</b>	Set Point
<b>ti</b>	Tiempo integral
<b>UPME</b>	Unidad de Planeación Minero-Energética

## RESUMEN

La Refinería de Cartagena “Reficar” actualmente es operada por la empresa Ecopetrol S.A. Esta se encuentra ubicada en la ciudad de Cartagena, exactamente en el sector industrial de Mamonal y está presentando un déficit en la calidad de los fluidos de salida (nafta estabilizada y GLP) de la torre estabilizadora de crudo cuando el caudal de Nafta sin Estabilizar cambia.

Esta investigación tiene como objetivo aplicar una simulación dinámica en la Torre Estabilizadora, con el fin de simular una nueva filosofía de control que permita mantener las mejores condiciones de calidad de los fluidos de salida cuando se tengan cambios en el caudal de entrada a la torre. Se realiza una descripción general de la refinería y del funcionamiento de la Torre Estabilizadora, con el fin de comprender el proceso de despojo con vapor que ocurre. Seguido se seleccionan ciertos valores teóricos con el fin de poder modelar el proceso de manera similar al que ocurre en la Torre Estabilizadora.

Modelando el proceso, se dispone a realizar la simulación dinámica proponiendo un procedimiento de análisis y control, con el fin de que el proceso se lleve a cabo de la mejor manera y poder mejorar la calidad de los fluidos que son sometidos al proceso en la Torre Estabilizadora.

Durante el estudio se determinó la sintonía de los controladores y un rango de funcionamiento óptimo al cual puede variar el caudal de entrada de la torre Estabilizadora que permite obtener la nafta y el GLP con las calidades deseadas. Se parte de la simulación de la torre en estado estacionario facilitada por REFICAR S.A.

## INTRODUCCIÓN

En la Refinería de Cartagena, actualmente se puede observar un déficit en ciertos momentos de la operación de la Torre Estabilizadora de Crudo, en donde se procesa la Nafta sin estabilizar para obtener GLP y Nafta Estabilizada. Este déficit se presenta al momento en que el caudal de entrada, es decir la Nafta sin estabilizar, cambia, y esto se da debido a que esta nafta proviene de la Torre Atmosférica que por la parte superior libera los componentes ligeros del crudo, en este caso Nafta, no produce dicho fluido de forma continua durante un periodo de 24 horas, esto hace que la Torre Estabilizadora, tenga distintos caudales de entrada con respecto al tiempo, generando que el proceso dentro de la torre no sea el adecuado y provocando una disminución de la calidad de los fluidos de salida de dicha torre lo cual disminuye el valor de estos.

En el presente trabajo se propone una metodología para la simulación del comportamiento de dicha torre, utilizando condiciones que se asemejen a la realidad, y partiendo de una simulación en estado estacionario ya establecida y facilitada por parte de REFICAR S.A. con el propósito de identificar cuáles son los posibles lazos de control que están fallando durante el proceso de separación. Esto permite implementar una simulación dinámica a través del simulador ASPEN HYSYS para procesos físicos y químicos en estado estacionario y dinámico en donde se consideran varios casos de simulación variando los caudales de entrada, y a su vez ajustando la filosofía de control para lograr obtener la calidad de los fluidos deseada.

Este estudio considera solo la Torre Estabilizadora de Crudo de Reficar, así como el rehervidor y el condensador ubicados en el fondo y la cima de dicha torre respectivamente. Además, tiene en cuenta variaciones aleatorias en el caudal de entrada de dicha torre. No se considera ninguna unidad anterior ni posterior a la Torre Estabilizadora, así como ningún otro proceso. Solo se tienen en cuenta problemas operacionales más no problemas de administración y/o gestión y su evaluación técnica se realiza solo por medio de los parámetros de calidad para los fluidos de salida definidos en el estudio

Estableciendo el comportamiento de algunos controladores, permitirá encontrar la estrategia adecuada de control para el proceso de estabilización de nafta.

## **OBJETIVOS**

### **OBJETIVO GENERAL**

Evaluar técnicamente el cambio de la filosofía de control de la Torre Estabilizadora de Crudo de Reficar mediante simulación para el mejoramiento de la calidad de los fluidos.

### **OBJETIVOS ESPECÍFICOS**

1. Describir las generalidades y operación de la torre estabilizadora de crudo de Reficar y los fluidos.
2. Describir los problemas que causan la disminución de la calidad de los fluidos de salida de la Torre Estabilizadora de Crudo de Reficar.
3. Determinar una correlación entre el caudal a la entrada con el porcentaje de apertura de las válvulas de reflujo de cima de la Torre Estabilizadora de Crudo de Reficar.
4. Encontrar la sintonía de los lazos de control para el Re hervidor y el Condensador de la Torre Estabilizadora de Crudo de Reficar.
5. Realizar una simulación dinámica para evaluar el cambio en la filosofía de los lazos de control de la Torre Estabilizadora de Crudo de Reficar mediante el simulador Aspen Hysys.
6. Analizar los resultados de la implementación de la filosofía de control para el mejoramiento de la calidad de los fluidos de salida de la Torre Estabilizadora de Crudo de Reficar.
7. Evaluar técnicamente la filosofía de control, mediante los parámetros para los fluidos de salida de la Torre Estabilizadora de Crudo de Reficar.

## **1. GENERALIDADES DE LA REFINERÍA Y DE LA TORRE ESTABILIZADORA**

En este capítulo se presentan algunas generalidades de la torre estabilizadora de crudo de Reficar, donde se realiza el proceso de estabilización de livianos (NAFTA), identificando ciertas características operacionales de la torre, los componentes más destacados y de los fluidos, también se muestra una resumida reseña histórica de la Refinería de Cartagena (REFICAR), y una breve descripción de la Unidad de destilación Combinada, de la cual se deriva el crudo de entrada a la Sección de Estabilización.

### **1.1 REFINERÍA DE PETRÓLEO**

Una Refinería de petróleo es un conjunto de equipos complejos los cuales son necesarios para realizar diferentes procesos al petróleo crudo que permitan obtener productos que le den valor a la mezcla que llega de los campos petroleros. Es este conjunto de equipos lo que le da mayor valor al petróleo en cuanto al precio del mercado, ya que es la etapa final del recorrido que empieza desde la exploración del campo hasta la producción y transporte del crudo hacia la refinería, y es en este lugar, donde se determina qué tipo de productos se pueden obtener dependiendo de las características del petróleo que se esté manejando.

En la refinería se realizan diferentes tipos de procesos como la destilación, mezcla y purificación del petróleo.

### **1.2 REFINACIÓN DE PETRÓLEO**

La refinación del petróleo es una serie de tratamientos y procesos a los que se somete el petróleo crudo con el objetivo de obtener productos de acuerdo a las necesidades o características que se desean implementar.

Principalmente, la refinación consiste en un proceso de destilación, fraccionamiento o separación, conversión y purificación de la gran y compleja mezcla de hidrocarburos que se obtienen en un campo petrolero para obtener fracciones o cadenas hidrocarburíferas más pequeñas y así obtener los componentes más ligeros separados de los más pesados. Esto permite obtener una gran cantidad de productos derivados del petróleo crudo tales como Nafta, GLP, gasolina, diésel, entre muchos otros.<sup>1</sup>

El proceso de separación o fraccionamiento del crudo se lleva a cabo en grandes torres de destilación en donde la mayoría manejan el mismo principio, la separación de las largas cadenas de hidrocarburos provenientes de los campos en cadenas más cortas y ligeras por medio de la temperatura de ebullición de los diferentes componentes hidrocarburíferos que se presentan en la mezcla. Es decir, en estas torres se utiliza generalmente un aumento gradual de temperatura lo cual permite

---

<sup>1</sup> PARKASH, Surinder. Refining Processes Handbook. 2003. P.1.

extraer los componentes más ligeros y volátiles por las partes superiores de la torre, y los componentes más pesados por la parte inferior<sup>2</sup>. Para esto se tienen en cuenta tres consideraciones, la primera, elevar la temperatura para que los componentes más livianos se separen de los pesados y que luego puedan ser condensados, la segunda, manejar el gas bajo la suficiente presión para que pueda fluir a través de los diferentes equipos, y la tercera, permitir una caída de presión dentro de la torre de destilación para que los fluidos puedan separarse de manera adecuada.

### 1.3 RESEÑA HISTÓRICA DE LA REFINERÍA DE CARTAGENA

La Refinería de Cartagena está ubicada en la Zona Industrial de Mamonal, la cual, debido a la cantidad de empresas que se encuentran, se ha convertido en una de las zonas industriales más importantes del país y de Latinoamérica.

La historia de esta refinería data del año 1908 cuando gracias al aporte de Don Diego Martínez Camargo el gobierno nacional firmo un contrato especial con el fin de dar inicio a la empresa Oil Refining Co. con el objetivo de destilar petróleo crudo, por supuesto, ubicado en la ciudad de Cartagena.<sup>3</sup>

En los primeros años de operación solo se destilaba de forma primitiva, gasolina de bajo octanaje.

En el año de 1957 la Refinería de Cartagena se inauguró en el sector de Mamonal y su operación se concentraba en los 26,5 KBPD.<sup>4</sup> A lo largo de toda su historia, la refinería de Cartagena ha pasado por varios proyectos de expansión con el fin de aumentar la producción de barriles de crudo destilados y lograr una mayor respuesta a la demanda del mercado que ha estado creciendo permanentemente, dando paso a mayor variedad de productos obtenidos en los diferentes procesos desde que se fundó, tales como las expansiones de los años 1983 y 1996, la cual aumentó la capacidad de la refinería a 70 KBPD.<sup>5</sup>

Adicionalmente, hay que resaltar que en la Refinería de Cartagena se han realizado proyectos con el propósito de optimizar el proceso de tratamiento y elaboración de destilados de crudos intermedios y ligeros, implementando trenes de aprovechamiento de productos residuales.

---

<sup>2</sup> Museo del Petróleo. La Refinación. [En línea] [Consultado el 13 de junio de 2018]. Disponible en: <https://www2.petroperu.com.pe/museo/la-refinacion/>

<sup>3</sup> RIPOLL de LEMAITRE, Maria Teresa. LA ACTIVIDAD EMPRESARIAL DE DIEGO MARTINEZ CAMARGO, 1890-1937. Cartagena, Colombia. 1999. P.31.

<sup>4</sup> ECOPETROL S.A. Refinería de Cartagena. 2014. [En línea] Disponible en: [https://www.ecopetrol.com.co/wps/portal/web\\_es/ecopetrol-web/our-company/about-us/what-we-do/supply-and-marketing/refineria-cartagena](https://www.ecopetrol.com.co/wps/portal/web_es/ecopetrol-web/our-company/about-us/what-we-do/supply-and-marketing/refineria-cartagena)

<sup>5</sup> ECOPETROL S.A. Refinería de Cartagena. 2014. [En línea] Disponible en: [https://www.ecopetrol.com.co/wps/portal/web\\_es/ecopetrol-web/our-company/about-us/what-we-do/supply-and-marketing/refineria-cartagena](https://www.ecopetrol.com.co/wps/portal/web_es/ecopetrol-web/our-company/about-us/what-we-do/supply-and-marketing/refineria-cartagena)

En 2009, la empresa Ecopetrol adquirió el 51% de las acciones que eran propiedad de Glencore, manteniendo así autonomía sobre las operaciones de la refinería.<sup>6</sup>

De acuerdo con el último proceso de expansión, la nueva capacidad de la refinería de Cartagena es de alrededor de 165.000 BPD con el fin de abastecer con eficiencia el mercado interno colombiano y buscando más oportunidades de exportación, así como obtener productos con altas calidades.<sup>7</sup>

El aumento de la producción de crudo pesado en Colombia ha llevado a que se actualicen muchos de sus procesos, incluyendo altas cantidades de mejoras que permiten minimizar el impacto al medio ambiente por medio de la disminución en la producción de desechos y residuos contaminantes, así como un mayor enfoque a los productos con mayor demanda en el mercado como la gasolina, debido a la baja producción de crudo pesado que se presenta alrededor del mundo. En la **Figura 1** se puede observar una vista general de las instalaciones de Reficar.

**Figura 1.** Instalaciones generales de Reficar.



**Fuente:** REFICAR S.A. Historia de Reficar.

#### **1.4 APOORTE DE REFICAR EN LA REFINACIÓN DE CRUDO EN COLOMBIA**

Debido a la creciente demanda de destilados de petróleo que se presenta en Colombia, las operaciones de refinación son abarcadas por diferentes refinerías alrededor del territorio nacional. Estas refinerías son:

- Refinería de Cartagena

---

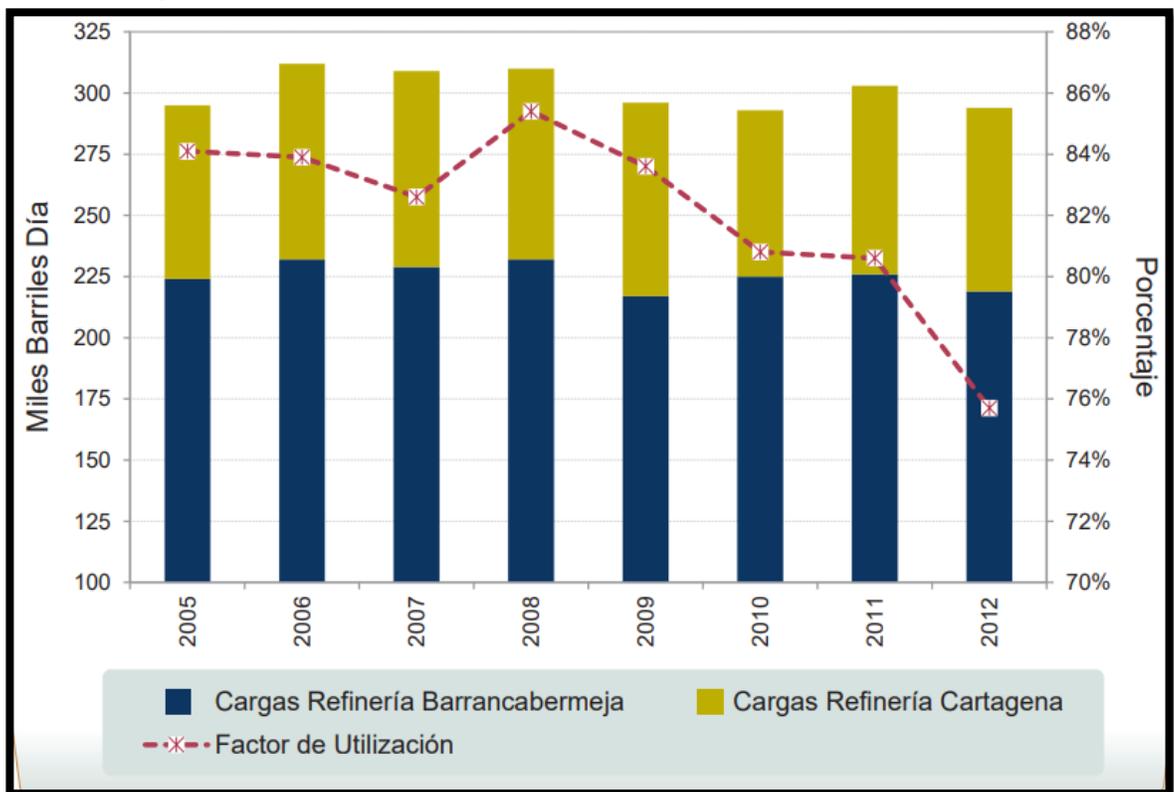
<sup>6</sup> REFICAR S.A. Historia de Reficar. [En Línea] [Consultado el 9 de diciembre de 2017] Disponible en: <http://www.reficar.com.co/quienes-somos>

<sup>7</sup> ECOPETROL S.A. Refinería de Cartagena. 2014. [En Línea] Disponible en: [https://www.ecopetrol.com.co/wps/portal/web\\_es/ecopetrol-web/our-company/about-us/what-we-do/supply-and-marketing/refineria-cartagena](https://www.ecopetrol.com.co/wps/portal/web_es/ecopetrol-web/our-company/about-us/what-we-do/supply-and-marketing/refineria-cartagena)

- Refinería de Barrancabermeja
- Refinería de Apiay
- Refinería Orito
- Refinería Hidrocasanare

De todas las refinerías anteriormente mencionadas, las dos consideradas principales en cuanto a la refinación de crudo son las de Cartagena y Barrancabermeja, debido a la cantidad de barriles destilados por día y a la capacidad tecnológica de cada una. En el **Gráfico 1** se puede apreciar cómo se ha distribuido la carga de petróleo en las diferentes refinerías del país en ciertos años.

**Gráfico 1.** Porcentaje de Refinación de las dos principales refinerías de Colombia entre 2005 y 2012

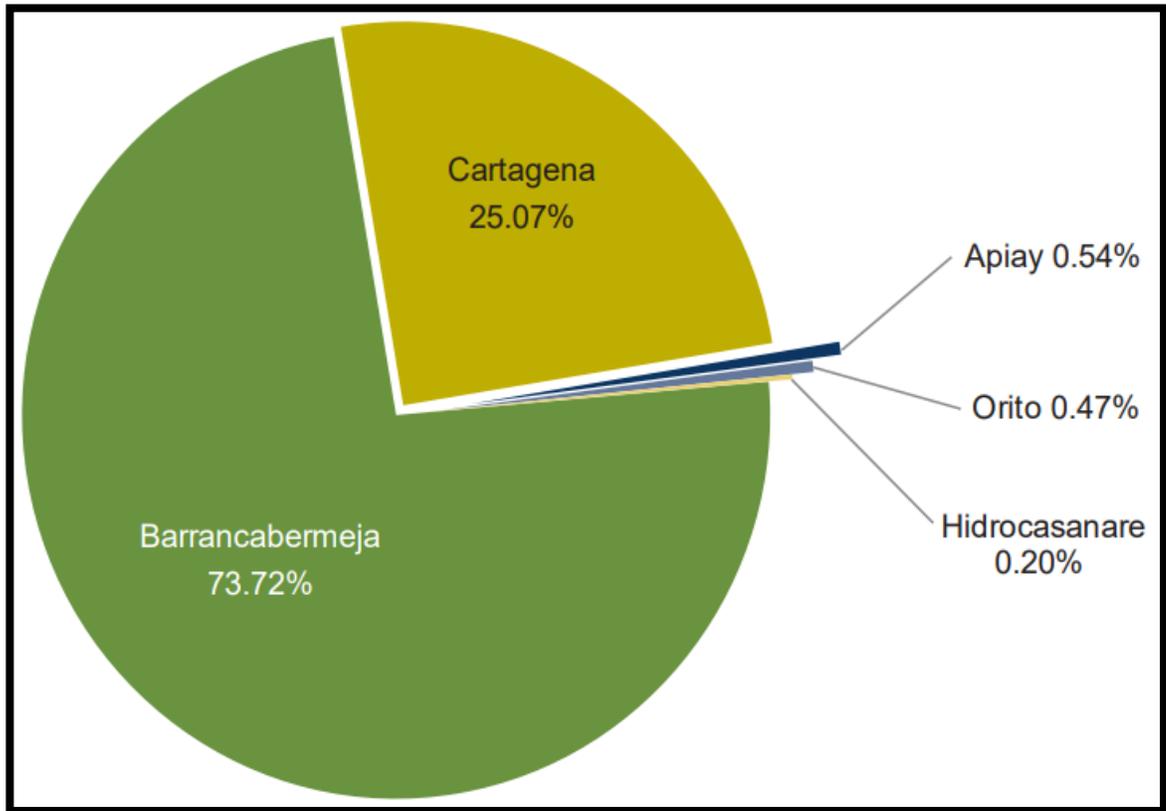


**Fuente:** UPME. Cadena del Petróleo. 2013

Se puede apreciar un comportamiento bastante variable en la cantidad de barriles que procesa cada refinería lo cual se puede explicar en que existan, en ciertos momentos, condiciones del mercado que no permitan la capacidad máxima de refinación, paros por mantenimiento en alguna unidad, etc.

En el **Gráfico 2.** se presentan los porcentajes de carga de crudo a las refinerías, incluyendo a las refinerías de Apiay, Orito e Hidrocasanare.

**Gráfico 2.** Porcentaje de cargas de las principales refinerías de Colombia.



**Fuente:** UPME. Cadena del Petróleo. 2013

Con esto se puede evidenciar el bajo porcentaje que tienen las refinerías de Apiay, Orito e Hidrocasanare en la carga total de crudo que se refina en Colombia.

### **1.5 UNIDADES DE PROCESO DE LA REFINERÍA DE CARTAGENA**

Para cumplir con todos los objetivos y demandas del mercado, la refinería tiene diferentes unidades de procesos de acuerdo con el tipo de producto o etapa que se realice para obtener un producto. Las unidades de proceso de Reficar S.A. son:

- Unidad de Destilación Combinada
- Unidad de Saturación de Gas
- Unidad de Coquización Retardada
- Unidad de Hydrocracking
- Unidad de Generación de Hidrógeno I y II
- Unidad de Hidrotratamiento de Diesel I y II
- Unidad de Hidrotratamiento de Naftas de Cracking
- Unidad del Bloque de Azufre

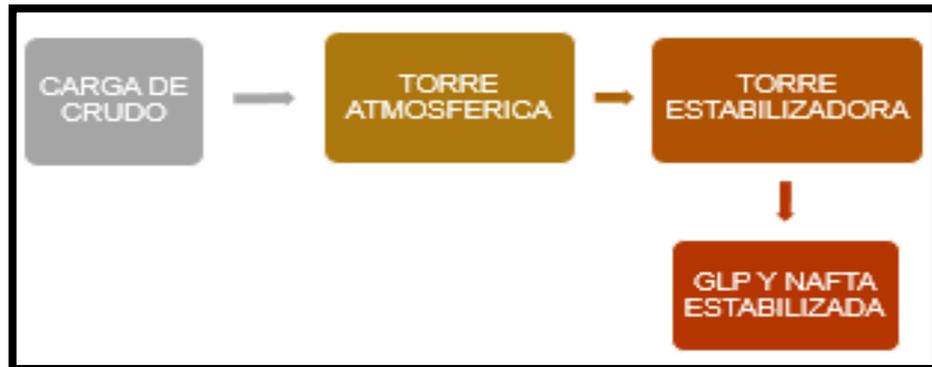
- Unidad de Alquiler
- Unidad de Cracking UOP I y TAE II
- Unidad de Generación de Vapor y Energía Eléctrica
- Unidad de Servicios Industriales
- Sistema de Agua de Enfriamiento
- Unidad de Agua Contra incendios
- Unidad de Tratamiento de Productos y Aguas Residuales
- Unidad de Materias Primas y Productos
- Unidad de Isomerización de Butano
- Unidad de Nitrógeno

## 1.6 UNIDAD DE DESTILACIÓN COMBINADA

En esta unidad se realizan los procesos de destilación en torre atmosférica y torre al vacío, y es la unidad en donde se encuentra la Sección de Estabilización.

Es importante explicar que en esta unidad se encuentra inmersa la sección atmosférica que es la que envía el caudal de entrada a la torre estabilizadora y el orden por el que pasa la carga de crudo se encuentra ilustrado en la **Figura 2**.

**Figura 2.** Esquema de orden del flujo hacia la torre estabilizadora.



**Fuente:** elaboración propia.

**1.6.1 Cargas.** A la unidad de destilación combinada entran alrededor de 160.000 BPD, dichos barriles de crudo son una mezcla entre pesados, intermedios, livianos y ultralivianos, y con un azufre máximo de 0,9%, con el fin de garantizar la eficiencia de los procesos.

Estos crudos son enviados desde distintos campos tales como Cusiana, Caño Limón, Vasconia y South Blend.

A continuación, se describirán las características de grados API y porcentaje de azufre para los crudos de cada campo de cual provienen.

- **Cusiana:** este campo está ubicado en el piedemonte llanero de la cordillera oriental y es el más grande yacimiento petrolífero descubierto en Colombia. En este campo se exporta el crudo que lleva el mismo nombre del campo y con unas características de calidad de 42°API y 0,11% de azufre, un crudo ultraliviano que lo hace uno de los más apetecidos del mundo debido a que no necesita una gran cantidad de procesos para su refinación.
- **Caño Limón:** este campo está ubicado en el departamento de Arauca, en la planicie oriental colombiana, muy cerca de la frontera con Venezuela. Caño limón empezó a realizar exportaciones en el año de 1986. Las características del crudo en este campo son de 29,5°API y 0.50% contenido de azufre.
- **Vasconia:** el crudo de vasconia es resultado de la mezcla de los crudos producidos en los campos de los llanos y el alto magdalena, los cuales unen sus corrientes en la estación de Vasconia la cual le da su nombre. Es un crudo catalogado como intermedio debido a su condición de 24,3°API. El contenido de azufre es de alrededor del 0.83%. Este crudo se exporta a una tasa de bombeo de 25 mil barriles por hora por el puerto de Coveñas.
- **South Blend:** este crudo se exporta a través del puerto de Tumaco ubicado en el Océano Pacífico con una tasa de bombeo de hasta 24 mil barriles por hora y una capacidad de carga de 400 mil barriles por día. Es una mezcla de crudos producidos en los campos del suroeste colombiano (Tolima Huila y Putumayo). Las condiciones de calidad de este crudo son de 28.6°API y 0.72% de contenido de azufre<sup>8</sup>.

**1.6.2 Sección Atmosférica.** En esta sección, el crudo es sometido al proceso de destilación atmosférica, en donde se separan sus componentes livianos para luego poder ser procesados en la torre estabilizadora y obtener una mejor separación de componentes livianos. El crudo es separado en crudo reducido, Gasóleo Atmosférico (GOA), Diésel Pesado, Diésel Liviano, Jet y Nafta.

Dependiendo de las características del fluido que fluyen en esta sección, esta se divide en los siguientes circuitos:

- Circuito de cima
- Circuito Jet
- Circuito de Diésel Liviano
- Circuito de Diésel pesado
- Circuito de Gasóleo Atmosférico.
- Circuito de Fondos.

---

<sup>8</sup> ECOPEPETROL S.A. Exportaciones de crudo. 2014.

Para este caso de estudio, el circuito relevante es el de cima, dado que en este es donde se obtienen los componentes livianos del crudo, entre los cuales está la nafta sin estabilizar, la cual es el fluido de entrada de la torre estabilizadora.

- **Circuito de Cima:** este circuito posee dos componentes claves, el tambor de reflujo y el tambor de Nafta producto. En el tambor de reflujo, los gases y líquidos pasan a través de los inhibidores de corrosión y desaladores para eliminar la contaminación en el proceso, luego de esto, por la parte inferior del tambor, pasan al tambor de nafta producto en donde a través de ciertos intercambiadores de calor, el flujo se divide en tres corrientes en donde los vapores no condensables salen por la parte superior hacia las secciones de compresión y tratamiento de gas, las aguas agrías producto del proceso de enfriamiento y descontaminación, salen por el fondo hacia la sección de tratamiento de aguas, y la nafta obtenida es enviada a la sección estabilizadora en donde se busca separar en sus fase líquida y gaseosa para aprovechar mejor cada uno de los componentes según las especificaciones del proceso. Esta nafta se convierte ahora en el fluido de entrada de la Torre Estabilizadora.

## 1.7 SECCIÓN DE ESTABILIZACIÓN

Esta sección está conformada por la Torre Estabilizadora de Crudo o Torre Estabilizadora de Nafta, en la cual se da el proceso de estabilización de la nafta virgen proveniente de la sección atmosférica, con el fin de separar los componentes livianos y pesados de la nafta por corrientes separadas para la obtención de productos.

**1.7.1 Generalidades de la torre estabilizadora.** Una torre estabilizadora es una torre de fraccionamiento o de destilación binaria, empleada para la separación de componentes livianos del crudo, que, a similitud de un separador bifásico vertical de una facilidad de producción, su objetivo es separar las fases del fluido por medio de calor y controlando la presión de vapor, retirando los componentes gaseosos (livianos), que en este caso serían el butano y el pentano entre otros, por la parte superior, y los componentes líquidos por la inferior.<sup>9</sup>

De acuerdo a esto, en la Torre Estabilizadora se presentan dos líneas de flujo o circuitos diferentes, al igual que en la torre atmosférica, esos corresponden al recorrido que emplean los dos tipos de fluidos a través de la torre. Estos dos circuitos son los siguientes:

- **Circuito de Cima:** en este circuito se abarcan los componentes más livianos de la torre (butanos, propanos, etc.), es decir, los gases. En este circuito fluyen las líneas de reflujo de la torre estabilizadora, la línea que lleva gases de compresión hacia la tea en casos de presentarse escenarios de sobrepresión dentro de la

---

<sup>9</sup> Estabilización de condensado. [En Línea] [Consultado el 28 de enero de 2018] Disponible en: <https://es.scribd.com/doc/151719838/Estabilizacion-de-Condensado>

torre, y la línea de gases condensados producto, las cuales pasan a través de un tambor o tanque de GLP producto.

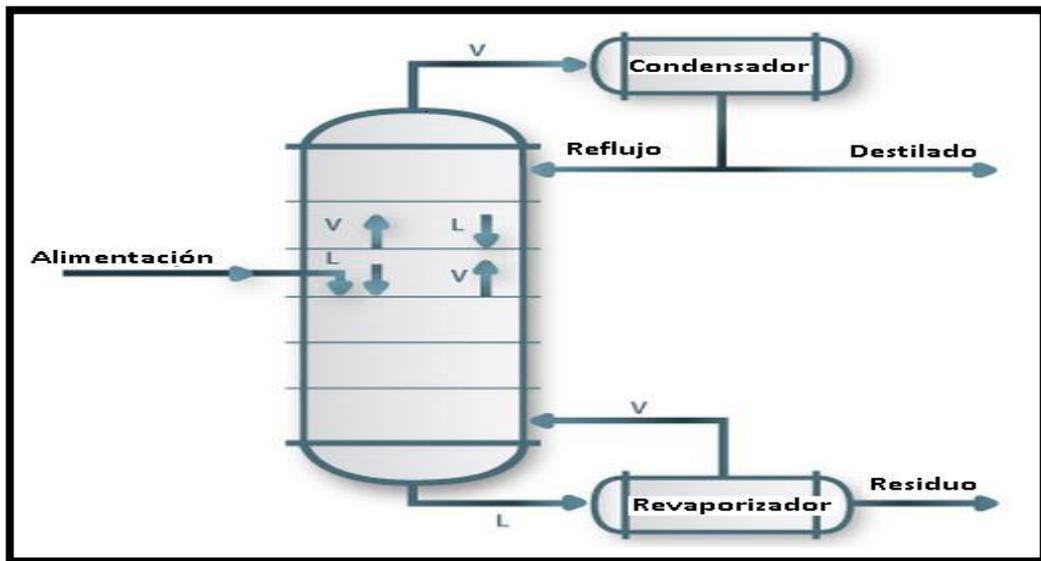
En este circuito los fluidos pasan por ciertos indicadores de presión y temperatura que permiten controlar la cantidad de fluido que circula en la cima y dirigirlos ya sea para liberar presión, reflujo o finalmente obtener el GLP que se desea.

- **Circuito de fondos:** este circuito abarca el recorrido que realiza la parte de los componentes hidrocarbúricos pesados y que se obtienen de manera líquida, es decir, la nafta ya estabilizada, el producto.  
En el circuito de fondos, el fluido pasa a través de un indicador de temperatura con el objetivo de controlar la temperatura del mismo, luego llegan al rehervidor de fondo el cual posee una placa que lo divide en dos secciones. La primera es donde se lleva a cabo el proceso de evaporización de la nafta que regresa a la Torre Estabilizadora con el fin de cumplir con el papel del vapor que realizara el proceso de despojo de hidrocarburos ligeros, explicado anteriormente. La segunda sección es la encargada de permitir la salida del exceso de líquido, es decir, el fluido producto denominado nafta estabilizada.

Hay que resaltar que la torre estabilizadora cuenta con 32 platos en los cuales la Nafta Virgen o Nafta sin estabilizar entra por el plato 19 y el vapor que sale del rehervidor entra por el plato cinco.

Adicional a esto, la torre estabilizadora cuenta con un condensador en la cima, que permite regular la cantidad de reflujo necesaria para obtener la composición deseada del destilado. También cuenta con un rehervidor en el fondo, el cual permite vaporizar el fluido entrante para producir el vapor con el cual se va a realizar el despojo de componentes livianos al líquido. Tal cual como se presenta de manera general en la **Figura 3**.

**Figura 3.** Esquema general de una torre estabilizadora.

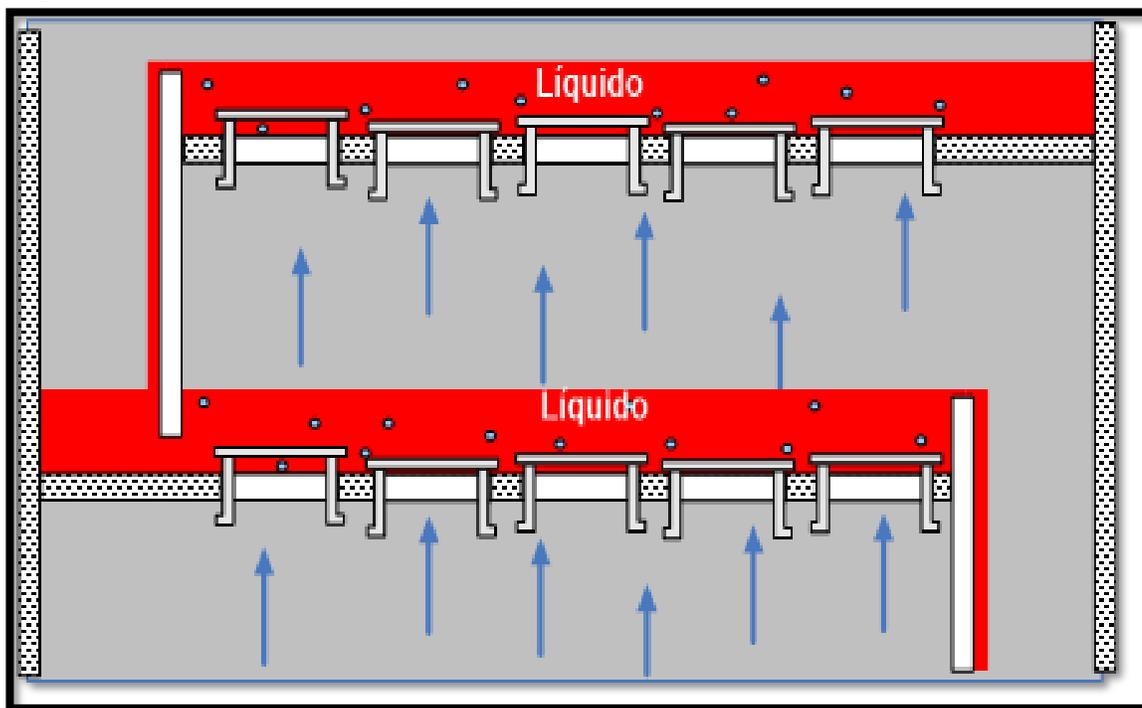


**Fuente:** GONZÁLEZ, Mónica. Volatilidad Relativa y Destilación. 2012.

Este tipo de columnas de destilación de platos convencionales son generalmente las más usadas en procesos industriales alrededor del mundo<sup>10</sup>. En esta torre, como se había explicado anteriormente, el líquido entra por la parte superior de la torre hacia el fondo, atravesando por unas líneas los platos de la torre. El vapor, por otro lado, sale del rehervidor y sube a través de los orificios de cada plato, haciendo contacto con el líquido que fluye a contracorriente del vapor, generando la interacción necesaria para que el vapor logre arrastrar los componentes livianos y llevarlos hacia la etapa o plato superior, hasta llegar a la salida donde se retira el destilado de la torre. Este proceso se puede observar en la **Figura 4**.

<sup>10</sup> ALZATE IBÁÑEZ, Angélica María. Modelado y Control de una Columna de Destilación Binaria. Colombia. 2010. P. 7.

**Figura 4.** Contracorriente liquido vapor.



**Fuente:** REFICAR S.A. Manual de procesos. Cap. 4. P. 17

**1.7.2 Proceso de estabilización.** Es uno de los procesos que hacen parte del tratamiento de hidrocarburos, que a similitud de la separación bifásica que se hace en las facilidades, su objetivo es dar una mejor separación entre las fases líquida y vapor de la nafta virgen, teniendo en cuenta como factor prioritario la presión de vapor de los componentes como método de separación entre los componentes livianos y pesados.

Los principales objetivos que se buscan con el proceso de estabilización de la nafta son separar la corriente de cima proveniente de la destilación atmosférica en GLP y nafta estabilizada, separar los componentes livianos de los pesados, asegurando la obtención de la fase gas y líquida con sus componentes comerciales respectivos y lograr un mejor aprovechamiento de los componentes livianos del crudo que entra a la refinería.

En este proceso, la corriente de entrada es la carga de componentes livianos del crudo previamente separados en la destilación atmosférica y que sale a través del Tambor de Nafta Producto. Esta corriente es sometida a un proceso de precalentamiento para que luego de lograr la temperatura de operación, entre a la Torre Estabilizadora y, entrando en contacto con los vapores generados en el rehervidor de la misma torre, le sean despojados el butano, butileno y los componentes más livianos para que estos salgan en forma de gas que finalmente

se condensa y se retira a través del tambor de GLP producto, y la nafta líquida quede finalmente estabilizada, libre de los componentes más livianos.

La Nafta que entra a esta torre es una mezcla de una variedad hidrocarburos cuyos componentes tienen distintas propiedades, la más importante para este caso es el punto de ebullición. El punto de ebullición es la temperatura a la cual un componente hidrocarburiífero se empieza a evaporar a una presión dada, teniendo en cuenta esta premisa, la mezcla de hidrocarburos de la que está formada la Nafta, tiene diferentes componentes, unos más livianos que otros, lo cual significa que, a cierta temperatura y presión establecida, algunos se van a evaporar, mientras que otros permanecerán en estado líquido.<sup>11</sup>

En el proceso de Estabilización el aumento en la temperatura se hace por medio del contacto líquido vapor. El vapor caliente hace contacto con el líquido, generando que los componentes en el líquido que tengan un punto de ebullición mayor a la temperatura del vapor se condensen y descendan a través de los platos de la torre hacia el circuito de fondo, mientras que los componentes que tengan un punto de ebullición menor a la temperatura del vapor, se evaporizan y suben a través de los platos de la torre hacia el circuito de cima.<sup>12</sup>

El vapor en este caso es el mismo gas que se obtiene producto de calentar la nafta virgen en el fondo y se usa como elemento para el despojo de livianos ya que es muy efectivo debido a su capacidad de arrastre de los componentes más volátiles. Se busca incrementar el contacto líquido-vapor para de esta manera aumentar la efectividad del proceso en cada plato de la torre, como se puede apreciar en la **Figura 5**.

Asumiendo que las moléculas de cada componente no generan ningún tipo de influencia hacia las moléculas de los otros componentes presentes, se puede establecer que a medida que la concentración de componentes livianos en el vapor disminuye en cada uno de los platos, los componentes livianos presentes en el líquido se vaporizarían con la intención de lograr un equilibrio entre las dos fases, haciendo que el proceso de separación sea eficiente.<sup>13</sup>

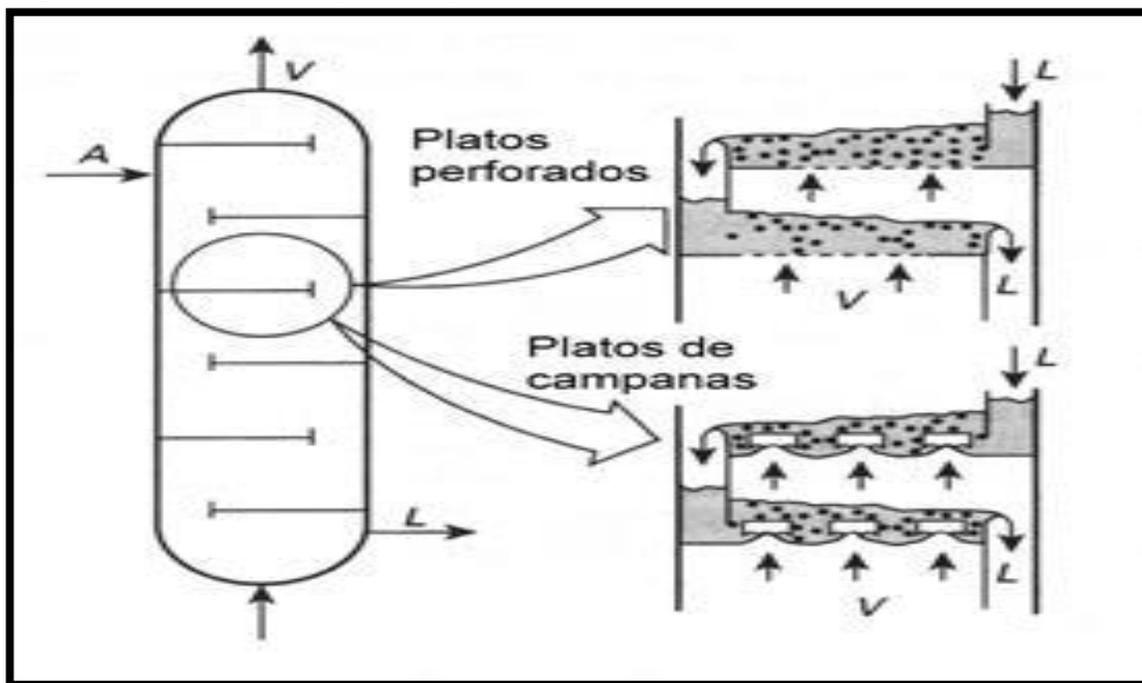
---

<sup>11</sup>REFICAR S.A. Manual de procesos. Cap. 4. P. 17

<sup>12</sup> REFICAR S.A. Manual de procesos. Cap. 4. P. 18

<sup>13</sup> REFICAR S.A. Manual de procesos. Cap. 4. P. 19

**Figura 5.** Interacción liquido-vapor en la torre estabilizadora.



**Fuente:** GALINDEZ, Jhon Freddy. Informe de destilación sencilla y fraccionada. Colombia. 2'15.

Por último, para completar el proceso, hay que tener en cuenta la manera en cómo se retiran los hidrocarburos líquidos y gaseosos de la torre, y esto se hace por medio de los puntos de corte que maneja la torre. El punto de corte o temperatura de extracción, es la temperatura a la cual la torre está programada para permitir la salida de los fluidos debido a que se espera que a esa temperatura, cada uno de los componentes hidrocarbúricos ya deberían estar en la fase que se requiere y no necesitarían continuar en el proceso de separación dentro de la torre, es decir, los hidrocarburos cuyo punto de ebullición sea mayor a la temperatura de extracción que tenga la torre, saldrán de esta como líquidos ya que no alcanzan la temperatura que necesitan para vaporizarse, y lo contrario sucedería con los hidrocarburos que tengan un punto de ebullición menor a la temperatura de extracción de la torre, ya que estos saldrán de esta como gases debido a que si alcanzan la temperatura necesaria para vaporizarse antes de que sean extraídos. En el caso de una torre estabilizadora, solo hay dos líneas de extracción, debido a que solo se manejan dos tipos de fluidos, el destilado (vapor), y el producto de fondos (liquido)<sup>14</sup>

<sup>14</sup> REFCAR S.A. Manual de procesos. Cap. 4. P. 19

## **1.8 PARÁMETROS DE CALIDAD DE LOS FLUIDOS DE SALIDA DE LA TORRE ESTABILIZADORA**

Los fluidos de salida de la torre estabilizadora son GLP, el cual sale por la cima a través del condensador, y la Nafta estabilizada.

Para el GLP, el cual se denomina el producto destilado debido al que es el que sale en forma de gas y luego se condensa para salir como producto, los parámetros de calidad se miden a través del porcentaje volumétrico de iso-pentano (i-C5) y normal-pentano (n-C5) presentes en este. Para estos dos compuestos, la suma de los porcentajes volumétricos debe ser máximo de 12%

En el caso de la Nafta Estabilizada, el parámetro con el que se mide su calidad es el porcentaje volumétrico de normal-butano (n-C4) presente. Este porcentaje debe estar por debajo del 6% para considerarlo con una buena calidad. Además, se debe tener un RVP con valores por debajo de los 50 kpa.

## **1.9 OPERACIÓN DE LA TORRE ESTABILIZADORA**

Antes de que se aplicaran los resultados de la simulación, la torre estabilizadora operaba con un caudal de entrada promedio a 25000 BPD, una temperatura de alimentación de 258°F, temperatura del plato cinco de 292°F, Reflujo de cima de 3200 BPD y una concentración de iso-Pentano (i-C5) en GLP del 14%. Estas condiciones de operación generan que la torre produzca un porcentaje de i-C5 muy alto en el GLP cuando este, sumado al n-C5 debe estar en valores por debajo del 12%, es por esto la importancia de controlar bien las variables anteriormente mencionadas.

## 2. ANÁLISIS DE VARIABLES QUE AFECTAN LA CALIDAD DE LOS FLUIDOS DE SALIDA DE LA TORRE ESTABILIZADORA DE CRUDO DE REFICAR

En este capítulo se explica la principal razón por la cual el proceso de estabilización en la torre estabilizadora no funciona de manera óptima en ciertos escenarios de operación. Se realiza un análisis de sensibilidad para la simulación y para los datos reales en donde se obtiene un modelo para cada una de las variables resultantes. Por último, se obtiene un modelo para correlacionar el caudal de entrada de la torre estabilizadora de crudo de Reficar con el porcentaje de apertura de la válvula de reflujo de cima.

### 2.1 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DE SIMULACIÓN ESTACIONARIA

En la torre estabilizadora se busca operar con un control que permita diferentes caudales de carga y otras condiciones sin alterar su funcionamiento y su efectividad. Para lograr esto es necesario realizar un análisis de sensibilidad en la simulación en estado estacionario que permita comparar las variables que se afectan cuando el caudal de entrada a la torre cambia. A partir de esa simulación se busca observar el comportamiento de ciertas variables sobre otras, claves en el funcionamiento de la torre.

Este análisis permite tener una referencia para controlar, por medio de la simulación, el funcionamiento de la torre, así como los valores de ciertas variables a partir de los cuales se fijan los parámetros para realizar la simulación dinámica de la Torre Estabilizadora de Crudo de REFICAR y sintonizar lazos de control que nos permitan mantener y controlar esas condiciones en estado dinámico, dichas variables son el caudal de entrada, la temperatura de alimentación, el reflujo de cima y la temperatura del plato número cinco, estas variables independientes actúan sobre las dependientes las cuales son el RVP de la nafta, la calidad de los fluidos de salida, y la cantidad de GLP y Nafta Estabilizada.

Debido a que la variación del caudal de entrada es la variable de proceso que con mayor frecuencia se presenta en el periodo de funcionamiento de la torre, es necesario iniciar el proceso de sensibilización a partir de dicha variable, lo cual arrojará el comportamiento del resto de variables implicadas.

Es necesario aclarar que este análisis es importante para observar el comportamiento de la simulación, pero es indispensable realizar una interpretación de los datos reales en planta con el objetivo de determinar que variables se relacionan directamente ya que en este puede haber variables relacionadas que no influyen directamente unas con otras.

**2.1.1 Variación del caudal de entrada.** Con esta variable se comparan distintas propiedades como la temperatura del caudal de entrada, el RVP de la nafta, el reflujo proveniente del condensador, y los componentes críticos para determinar la calidad del destilado (i-C5, nC5) y de la nafta estabilizada (n-C4). La variación de

este caudal se realiza en un aumento progresivo para poder analizar su comportamiento.

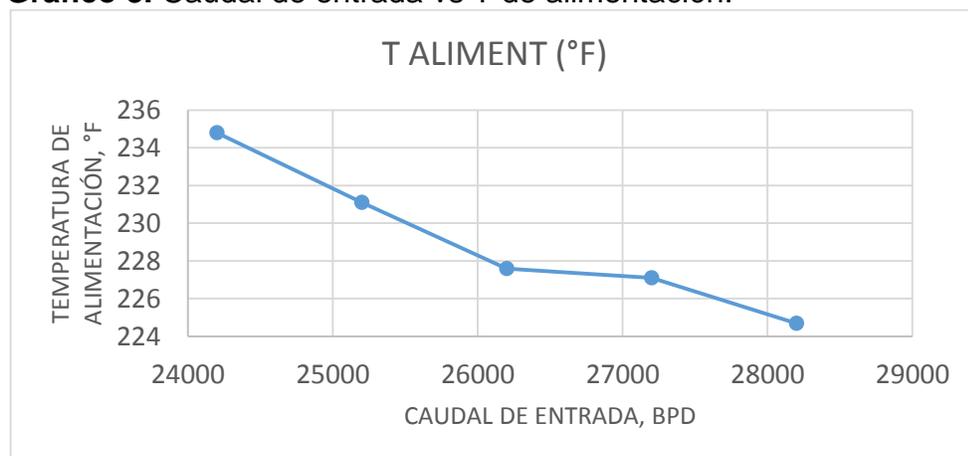
**2.1.1.1 Caudal de entrada vs temperatura de alimentación.** En la **Tabla 1** se pueden observar los datos del caudal de entrada en BPD contra la temperatura de la alimentación a la torre en °F, posteriormente en el **Gráfico 3** se muestra el comportamiento que tiende a seguir dicha temperatura cuando se cambia el caudal de entrada.

**Tabla 1.** Datos de casos de variación de caudal vs T de alimentación.

FLUJO (BPD)	T ALIMENT (°F)
24200	235
25200	231
26200	228
27200	227
28200	225

**Fuente:** elaboración propia.

**Gráfico 3.** Caudal de entrada vs T de alimentación.



**Fuente:** elaboración propia.

En la gráfica anterior se puede apreciar la dependencia directa que tiene el caudal de entrada a la torre con la temperatura a la que entra dicha carga de crudo. Esto ocurre debido a que antes de entrar a la torre estabilizadora, la carga de crudo atraviesa un calentador el cual tiene como objetivo aumentar la temperatura de dicha carga para que esta sea óptima para el proceso de separación del gas condensado que se encuentra dentro del crudo. Sin embargo, este calentador mantiene una temperatura constante, lo que significa que su eficiencia cambia cuando hay un cambio del caudal de crudo que pasa a través de él, es decir, si el caudal es alto, la temperatura del crudo al entrar a la torre va a ser menor en comparación con un caudal más pequeño ya que el calentador mantiene su temperatura constante lo cual provoca que entre más caudal reciba, menor va a ser la cantidad de calor que este pueda aportar al total de la carga.

La temperatura de alimentación es una de las variables de proceso más importantes para esta torre, debido a que es la que define el reflujo interno en ella, lo cual a su vez influye en la cantidad de reflujo que existe en el condensador afectando directamente a las composiciones de gases y líquidos tanto en cima como en fondo. Esta temperatura debe ser controlada por lazos de control los cuales son determinados en la simulación dinámica con el fin de mantener la temperatura entre 240°F Y 250°F ya que esta es la temperatura ideal a la que el flujo debe entrar a la torre para que opere de la mejor manera.

**2.1.1.2 Caudal de entrada vs RVP de la nafta estabilizada.** La variación del caudal de entrada también influye en el RVP de la nafta estabilizada que sale por el fondo de la torre. Esta medición nos indica la volatilidad de la nafta a condiciones de 100°F, y es muy importante debido a que es reflejo de la cantidad de compontes livianos que salen por el fondo. A continuación, en la **Tabla 2** se muestran los datos de los diferentes casos que se hicieron variando el caudal aleatoriamente para observar la influencia que tiene en el RVP de la nafta, En el **Gráfico 4** se observa el comportamiento de las dos variables relacionadas.

**Tabla 2.** Datos de casos de variación de caudal vs RVP de la nafta.

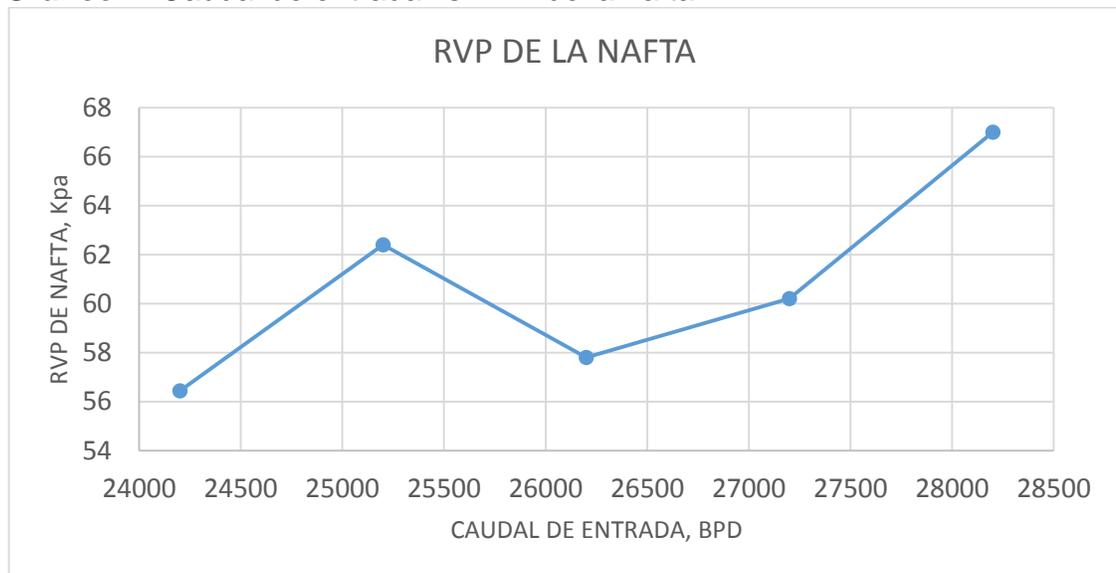
FLUJO (BPD)	RVP (kpa)
24200	57
25200	63
26200	58

Tabla 2. (Continuación)

FLUJO (BPD)	RVP (kpa)
27200	60
28200	67

Fuente: elaboración propia.

Gráfico 4. Caudal de entrada vs RVP de la nafta.



Fuente: elaboración propia.

Se observa que a medida que el caudal de entrada aumenta tiende a aumentar el RVP de la nafta, exceptuando dos casos en los que este disminuye lo cual es debido a que en dichos casos se presentó una variación en la cantidad de calor con la que opera el rehervidor en el fondo lo cual hizo que se liberara más gas del crudo líquido. También se puede apreciar que el RVP es muy alto independientemente del caudal, ya que sus valores se desean que estén por debajo de los 50kpa lo cual significa que este debe ser controlado por medio de otras variables y no por medio del caudal de entrada.

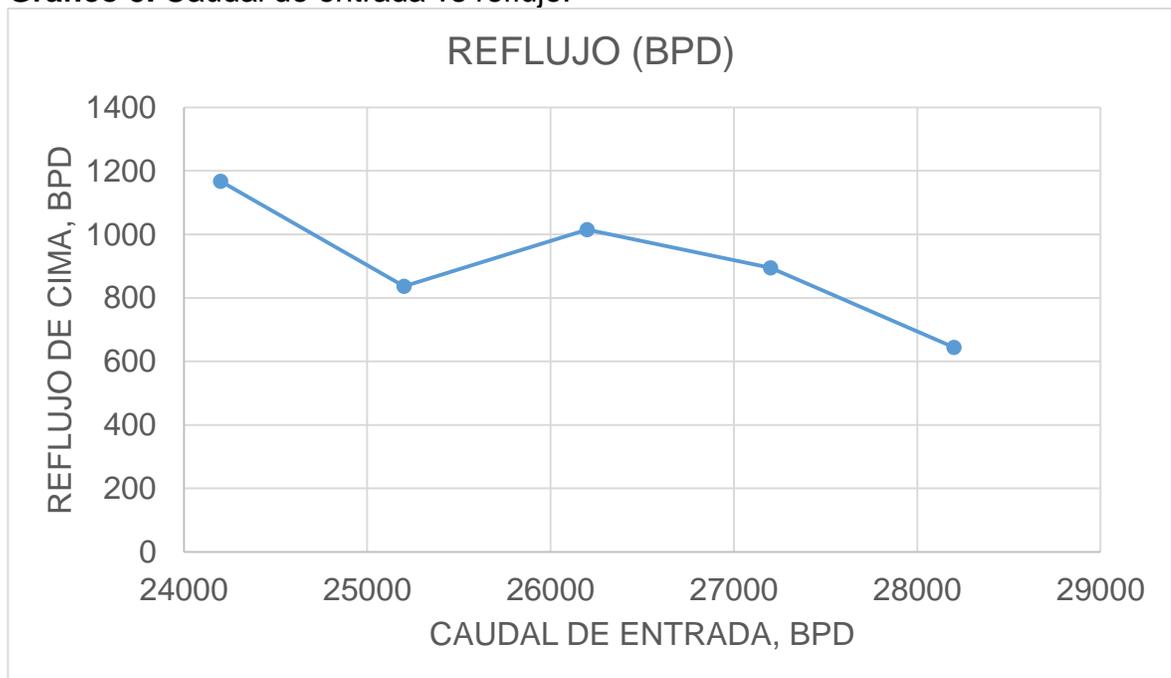
**2.1.1.3 Caudal de entrada vs reflujo de cima.** Otra variable afectada por la variación del caudal de entrada es el reflujo que hay en la cima de la torre, ya que depende directamente de la cantidad de crudo que se procesa. En la **Tabla 3** se pueden observar los datos de variación de caudal vs reflujo de cima. En el **Gráfico 5** se ilustra el comportamiento que siguen dichas variables al ser relacionadas.

**Tabla 3.** Datos de casos de variación de caudal vs reflujos.

FLUJO (BPD)	REFLUJO (BPD)
24200	1167
25200	837
26200	1015
27200	894.7
28200	644

**Fuente:** elaboración propia.

**Gráfico 5.** Caudal de entrada vs reflujos.



**Fuente:** elaboración propia.

Se puede observar que la tendencia de la cantidad de reflujo en la cima de la torre disminuye a medida que se aumenta el caudal de entrada, esto debido a que si aumenta el caudal el condensador necesariamente envía menos reflujo hacia la torre debido a que de otra forma esta se inunda por la cantidad de fluido presente, esto provoca que se libere gas por las válvulas de alivio de cima para compensar la presión ejercida por la mayor cantidad de fluido. Estos datos se hacen sumamente necesarios al momento de sintonizar los controladores en la simulación dinámica ya que nos permite encontrar una correlación entre el caudal de entrada y el porcentaje de apertura de las válvulas de cima.

**2.1.1.4 Caudal de entrada vs calidad de los fluidos de salida.** A continuación, se analiza la calidad del GLP y de la Nafta estabilizada, las cuales son el objetivo por el cual se realiza este proceso. Para estos dos fluidos (líquido y gas) obtenidos se tienen en cuenta las concentraciones de componentes específicos en cada una, los cuales son los medidores principales de la calidad de dichos fluidos.

En la **Tabla 4** se muestran los datos de los diferentes casos analizados en donde el caudal de entrada se somete a cambios y se relaciona con los datos de las fracciones volumétricas de i-C5 y n-C5 para el GLP y n-C4 para la Nafta Estabilizada, estos datos expresados en fracciones. En el **Gráfico 6** se observa la gráfica que representa la tendencia que siguen fracciones volumétricas de dichos componentes en los diferentes casos realizados.

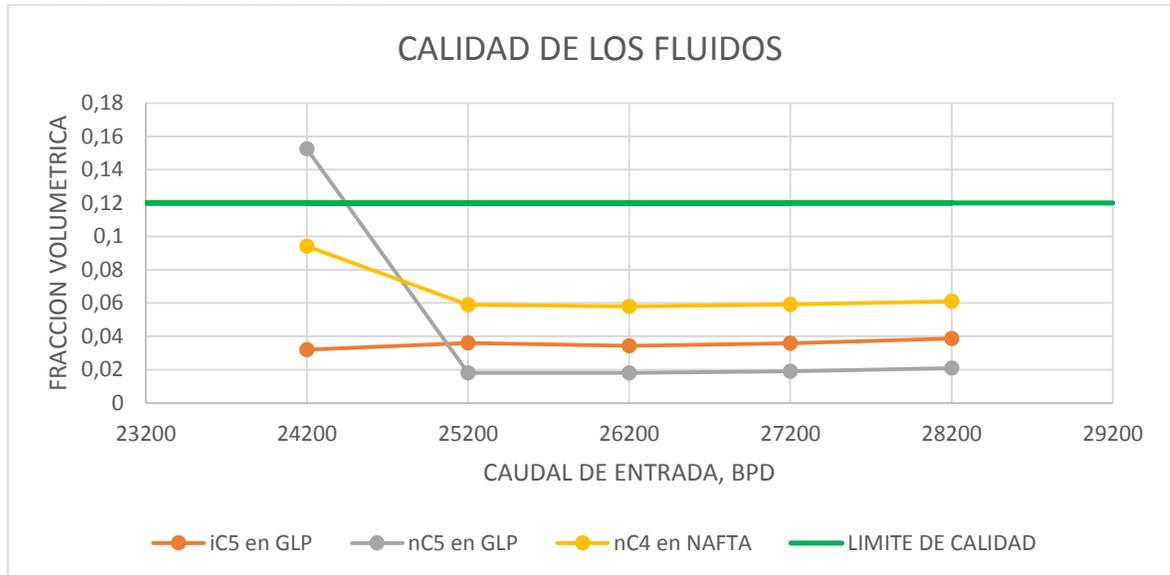
Es necesario destacar que durante la toma de estos datos se realizó un aumento en el calor del Rehervidor de fondos con el fin de probar que tan influyente era este en la calidad de los fluidos a medida que se aumentaba el caudal de entrada a la torre.

**Tabla 4.** Datos de casos de caudal vs fracciones volumétricas de i-C5 y n-C5 en GLP, y n-C4 en Nafta Estabilizada.

FLUJO (BPD)	iC5 en GLP (fr vol)	nC5 en GLP (fr vol)	nC4 en NAFTA (fr vol)
24200	0.032	0.1525	0.094
25200	0.036	0.018	0.059
26200	0.0342	0.0181	0.058
27200	0.0359	0.0191	0.0592
28200	0.0386	0.021	0.061

**Fuente:** elaboración propia.

**Gráfico 6.** Caudal de entrada vs fracciones volumétricas de i-C5 y n-C5 en GLP, y n-C4 en Nafta Estabilizada.



**Fuente:** elaboración propia.

Se puede observar claramente que en el primer caso existe un mejoramiento claro de la composición tanto del GLP como de la Nafta Estabilizada aunque posteriormente se observa una tendencia casi constante en las concentraciones de los tres componentes evaluados, esto se da porque la primera variación de caudal estuvo acompañada de una variación en el calor del rehervidor de fondos, lo cual indica que el cambio de caudal cuando aumenta genera una disminución en la calidad de los fluidos que se ve reflejada debido a los altos valores que se observan en el caso de tener 24200 BPD, esta calidad se mejoró cuando se hizo un aumento al calor del rehervidor ya que se observa que si se sigue aumentando el caudal la concentración de dichos componentes tiende a aumentar tanto en el GLP como en la Nafta Estabilizada. Esto quiere decir que el proceso tiene otra variable dependiente y que se debe realizar un análisis de sensibilidad teniendo en cuenta los datos reales del proceso juntos al mismo tiempo para definir un modelo que explique más detalladamente estas variables

Con el análisis del caudal podemos observar que las condiciones del RVP de la nafta, el cual debe ser menor a 50Kpa, así como de la calidad del GLP y de la Nafta Estabilizada se encuentran fuera de rango, lo cual significa que es necesario realizar análisis de sensibilidad con otras variables como el calor del Rehervidor de fondos y la temperatura de alimentación para encontrar las condiciones estacionarias que permiten un buen funcionamiento de la torre estabilizadora de crudo de Reficar y a partir de esas condiciones sintonizar unos lazos de control que nos permitan controlar y mantener esas condiciones.

**2.1.2 Variación del calor del Rehervidor.** Esta variable es considerada de tipo crítico en el funcionamiento de la torre estabilizadora, ya que ejerce una gran

influencia sobre otras variables que deben ser fundamentalmente controladas para la correcta simulación del proceso. Se realiza un análisis de sensibilidad de esta variable comparándola con el RVP de la Nafta estabilizada, el reflujo del condensador, la producción de Nafta Estabilizada y la calidad de los fluidos de salida, con el fin de ver cuál es la tendencia que el calor del rehervidor produce en el funcionamiento de la torre y así obtener una buena combinación de datos para utilizar en el momento que se realice la sintonización de los controles de la torre en la simulación dinámica.

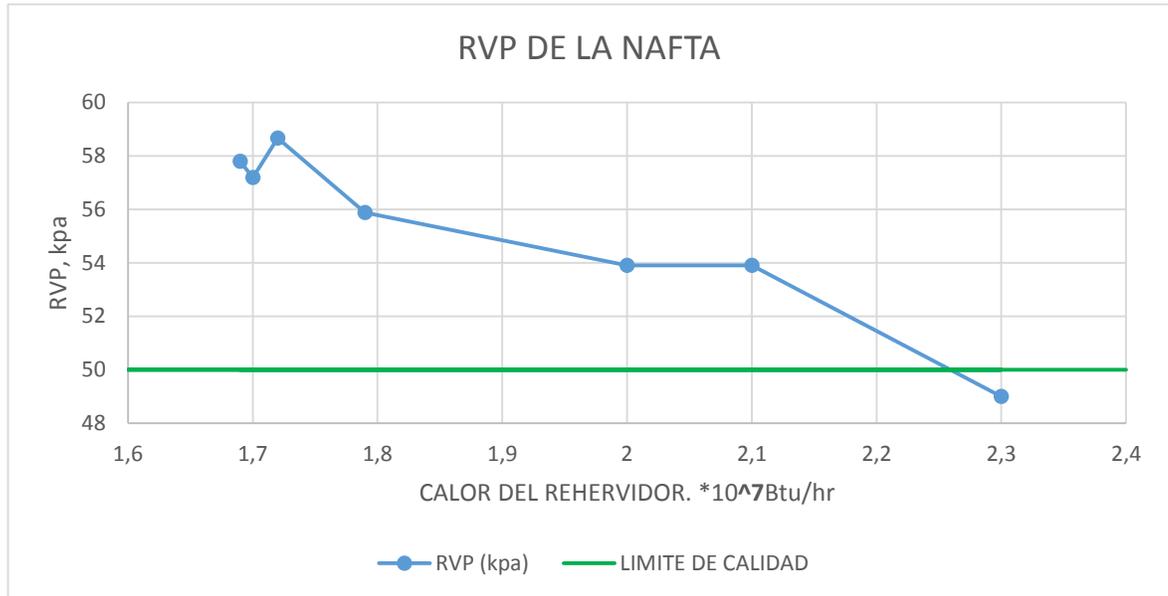
**2.1.2.1 Calor del rehervidor vs RVP de la nafta.** En la **Tabla 5** se observan los datos resultantes de los casos realizados en donde se le implementa un cambio a la cantidad de calor a la que opera el rehervidor y se compara con la respuesta que tiene el RVP de la Nafta para lograr las condiciones parecidas a lo que se tiene en la función real de la planta. En el **Gráfico 7** se grafica la tendencia de respuesta del RVP de la nafta estabilizada ante los cambios en el calor del Rehervidor, los cuales están multiplicados por 10 millones de BTU/hora y los datos de RVP se expresan en Kpa.

**Tabla 5.** Datos de casos de calor del Rehervidor vs RVP de la Nafta.

Q REB (x10 <sup>7</sup> Btu/hr)	RVP (kpa)
1.69	58
1.7	57
1.72	59
1.79	56
2	53.9
2.1	53.9
2.3	49

**Fuente:** elaboración propia.

**Gráfico 7.** Calor del Rehervidor vs RVP de la Nafta.



**Fuente:** elaboración propia.

La tendencia del RVP de la nafta estabilizada cuando se aumenta el calor del Rehervidor de fondos es casi siempre a disminuir su valor, esto permite apreciar que entre más se caliente el crudo líquido, más gas se logra retirar y la nafta estabilizada que se produce contiene menos componentes livianos dentro de ella, lo cual se evidencia con la disminución del RVP. Por otro lado, nos permite tener un punto de referencia al cual ajustarse cuando se tenga la comparación del calor del Rehervidor con otras variables.

**2.1.2.2 Calor del rehervidor vs reflujo de cima.** A continuación, en la **Tabla 6** se muestran los datos de los diferentes casos en los que se compara el cambio en el calor del Rehervidor con la cantidad de reflujo que envía el condensador hacia la torre. En el **Gráfico 8** se aprecia la tendencia que tienen dicha variable en los diferentes casos.

**Tabla 6.** Datos de casos de calor del Rehervidor vs Reflujo.

Q REB (x10 <sup>7</sup> Btu/hr)	REFLUJO (BPD)
1.69	1093
1.7	1155
1.72	1033

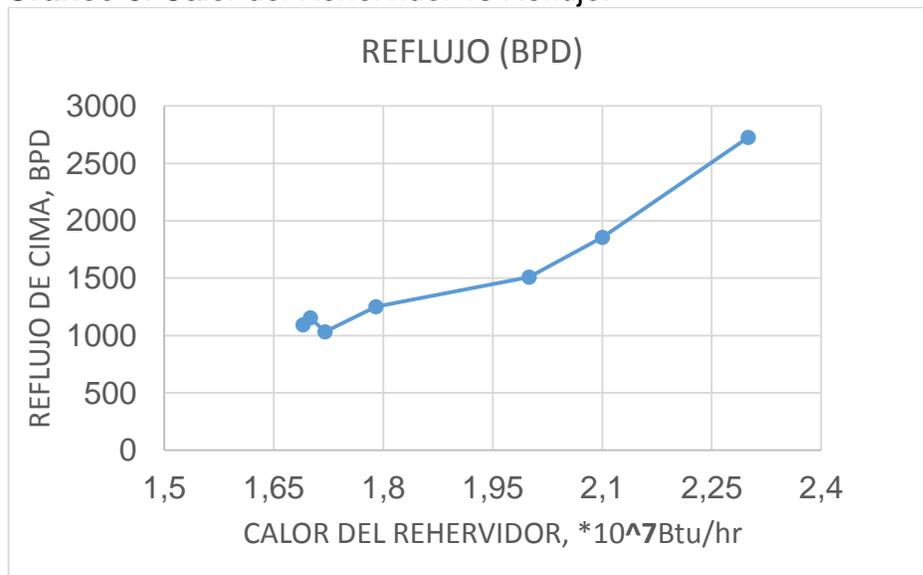
Tabla 6. (Continuación)

Q REB (x10 <sup>7</sup> Btu/hr)	REFLUJO (BPD)
1.79	1250
2	1508
2.1	1856
2.3	2727

Fuente: elaboración propia.

Se observa que con el aumento del calor del Rehervidor se produce un aumento en el reflujo de cima, esto expresa el comportamiento que tiene la torre cuando intenta alcanzar el equilibrio ya que a medida que aumenta el calor del rehervidor, aumenta la cantidad de gas que sale del crudo líquido y que fluye ascendentemente a través de la torre, esto se traduce a un aumento en la cantidad de gas en la cima de la torre, lo cual puede provocar una sobrepresión, para solucionar esto, se aumenta el reflujo, es decir, la cantidad de gas que se retira de la torre y que es condensado, lo cual disminuye el nivel de gas en la cima y alivia la presión. En la siguiente grafica se muestra en qué proporción este calor influye en dicha variable, lo cual es de gran importancia para determinar unas condiciones óptimas que permitan pasar la simulación de estado estacionario a estado dinámico.

Gráfico 8. Calor del Rehervidor vs Reflujo.



Fuente: elaboración propia.

Es notoriamente apreciable la gran influencia que tiene el calor del Rehervidor en el reflujo de cima ya que lo hace aumentar considerablemente. Esto es porque entre más calor tenga este, mayor es la cantidad de gases evaporados y mayor es la cantidad de i-C5 y n-C5 presentes en la cima, esto trae como consecuencia que en el condensador se condense una mayor proporción de gases con el objetivo de enviar estos dos componentes como líquidos al fondo de la torre y que salgan como parte de la Nafta Estabilizada.

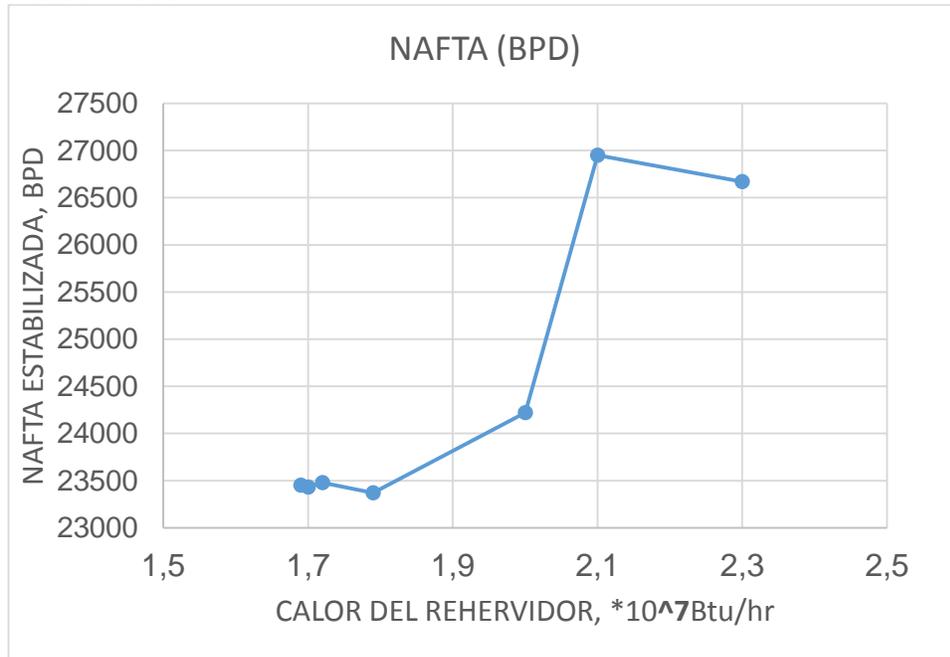
**2.1.2.3 Calor del rehervidor vs nafta estabilizada.** A continuación, en la **Tabla 7** se muestran los datos de los diferentes casos en donde se compara el calor del Rehervidor con la producción total de Nafta Estabilizada, con el fin de comprobar si existe una influencia entre estas dos variables. La tendencia de los resultados se encuentra ilustrada en el **Gráfico 9** y se analiza desde el punto de vista de que el rehervidor, además de calentar y producir el vapor de despojo, también permite el paso de Nafta Estabilizada producto.

**Tabla 7.** Datos de casos de calor del Rehervidor vs producción de Nafta Estabilizada.

Q REB (x10 <sup>7</sup> Btu/hr)	NAFTA (BPD)
1.69	23450
1.7	23430
1.72	23480
1.79	23370
2	24220
2.1	26950
2.3	26670

**Fuente:** elaboración propia.

**Gráfico 9.** Calor del Rehervidor vs producción de Nafta Estabilizada.



**Fuente:** elaboración propia.

La producción de la Nafta Estabilizada no presenta ningún cambio apreciable hasta que se llega a 20 millones de BTU/hora en el calor del rehervidor, lo cual provoca un aumento de ahí en adelante significativo. Esto es debido a que probablemente hasta ese valor de calor, los gases producidos que van directamente al condensador alcanzan a aumentar el reflujo de manera significativa lo cual envía más condensados hacia el fondo aumentando la producción de más componentes en forma líquida. Sin embargo, para definir si la influencia del calor del Rehervidor es considerable en la producción de Nafta Estabilizada, hay que comprobar su influencia en la calidad del GLP y de la misma ya que eso nos permite apreciar si existe un aumento considerable en la concentración de los componentes que definen la calidad de dichos fluidos.

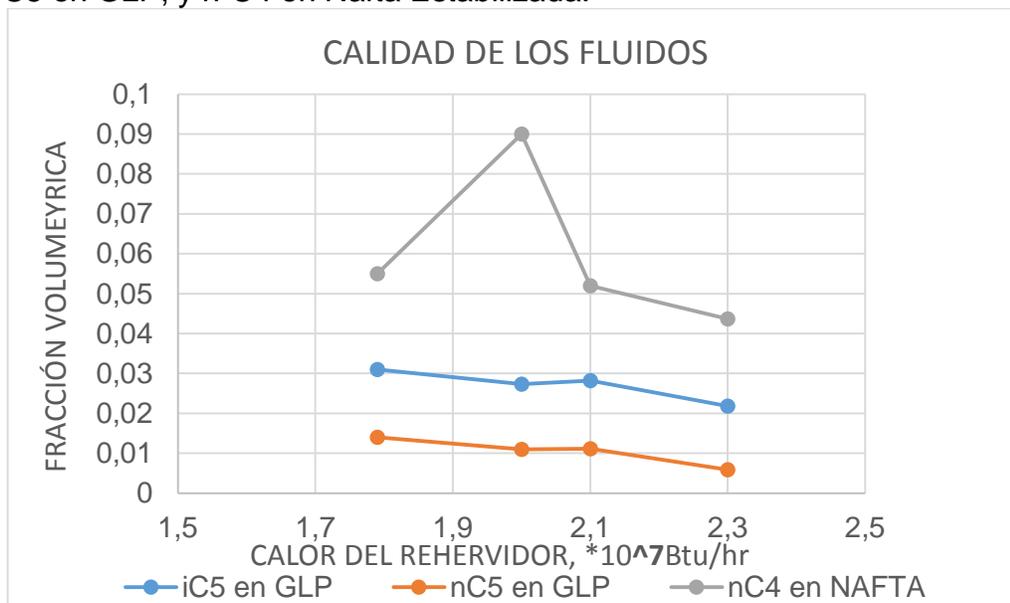
**2.1.2.4 Calor del rehervidor vs calidad de los fluidos de salida.** En la **Tabla 8** se observan los datos de los diferentes casos en donde se busca encontrar el impacto del calor del Rehervidor en la calidad del GLP y de la Nafta Estabilizada. En el **Gráfico 10** se observa la tendencia de las fracciones volumétricas de i-C5 y el n-C5 para el GLP, y del n-C4 para la Nafta Estabilizada al ser comparadas con el cambio en el calor del Rehervidor.

**Tabla 8.** Datos de casos de calor del Rehervidor vs fracciones volumétricas de i-C5 y n-C5 en GLP, y n-C4 en Nafta Estabilizada.

Q REB ( $\times 10^7$ Btu/hr)	iC5 en GLP (fr vol)	nC5 en GLP (fr vol)	nC4 en NAFTA (fr vol)
1.79	0.031	0.014	0.055
2	0.02734	0.011	0.09
2.1	0.0282	0.0111	0.052
2.3	0.0218	0.0059	0.0437

**Fuente:** elaboración propia.

**Gráfico 10.** Calor del Rehervidor vs fracciones volumétricas de i-C5 y n-C5 en GLP, y n-C4 en Nafta Estabilizada.



**Fuente:** elaboración propia.

En la gráfica se puede apreciar que la concentración del n-C4 en la Nafta Estabilizada se dispara a valores muy altos cuando el calor en el Rehervidor se aumenta a 20 millones de BTU/hora, similar a lo que sucede en la cantidad de Nafta Estabilizada producida. Esto se debe a que este cambio en el calor es demasiado violento lo cual provoca que exista mucho vapor y el reflujo en la torre sea

demasiado alto, a medida que se le añade calor de una manera más controlada y suave, se observa que las concentraciones se vuelven a normalizar, por lo que es necesario hallar una sintonía con unos controladores que ayuden definir un comportamiento en las concentraciones a medida que se le agregue o quite calor al Rehervidor ya que presenta comportamientos anormales cuando el cambio es muy grande. Cuando el calor del Rehervidor es de 23 millones de BTU/hora se obtiene una buena calidad de los fluidos.

Finalmente, se debe aclarar que lo que es influenciado de manera más directa por el calor del rehervidor es la temperatura del plato cinco ya que es la etapa donde entra el vapor que sale después que el rehervidor calienta la nafta líquida. Por este motivo se hace necesario un análisis de sensibilidad que involucre la temperatura del plato cinco vs las variables resultantes del proceso.

Hechas todas las comparaciones, se puede afirmar que el aumento en el calor del Rehervidor de fondos provoca un aumento del reflujo del condensador de cima lo cual genera una mayor cantidad de componentes hidrocarbúricos livianos en el fondo de la torre lo cual genera una disminución de la calidad del GLP y la Nafta Estabilizada ya que esos productos deben ser producidos en la cima de la torre estabilizadora.

Finalmente, se debe aclarar que lo que es influenciado de manera más directa por el calor del rehervidor es la temperatura del plato cinco ya que es la etapa donde entra el vapor que sale después que el rehervidor calienta la nafta líquida y que probablemente influencia de manera más directa las variables anteriormente relacionadas. Por este motivo se hace necesario un análisis de sensibilidad que involucre la temperatura del plato cinco vs las variables resultantes del proceso.

**2.1.3 Variación en la temperatura de la alimentación.** La temperatura a la cual llega el caudal de entrada al plato de alimentación es la que define el reflujo interno de la torre y tiene una gran influencia en la cantidad de reflujo que se envía de cima desde el condensador, afectando directamente a las concentraciones de componentes hidrocarbúricos livianos y pesados tanto en el GLP que se produce en cima como en la Nafta Estabilizada que se produce en el fondo de manera líquida.

Dada la importancia de esta variable se hace necesario un análisis de sensibilidad para determinar el comportamiento de otras que se ven afectadas por esta. Para realizar este análisis se compara la temperatura de alimentación contra el RVP de la nafta estabilizada, el reflujo, Nafta Estabilizada producida y la calidad de los fluidos de salida con el objetivo de observar la respuesta de estas variables a distintas temperaturas en el caudal de entrada. Esto es de suma importancia para establecer un set point al cual los controladores deben ajustar el caudal de entrada que mantenga la temperatura de alimentación en valores que no afecten el proceso de manera negativa.

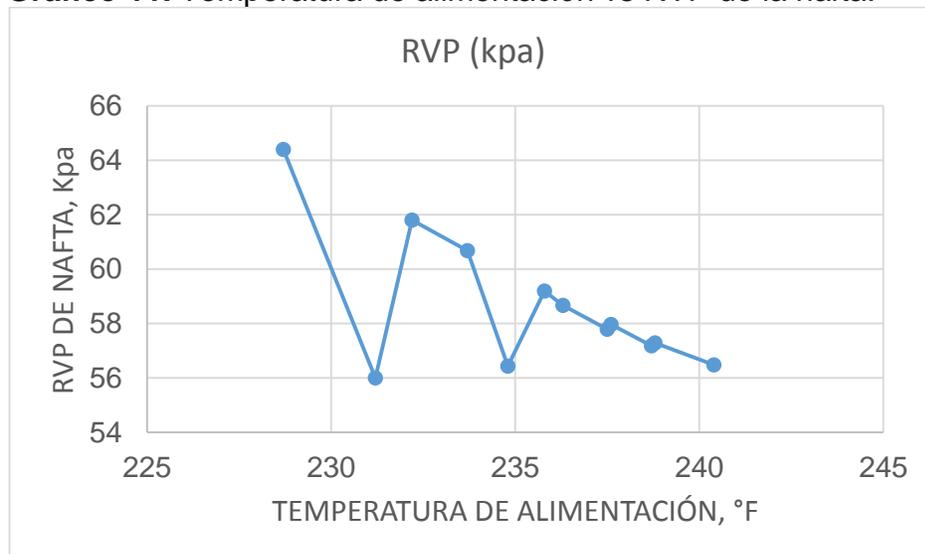
**2.1.3.1 Temperatura de alimentación vs RVP de la nafta estabilizada.** En la **Tabla 9** se muestran los datos de los distintos casos en donde se relaciona la temperatura de alimentación con el RVP de la nafta estabilizada. En el **Gráfico 11** se observa mediante una gráfica la tendencia de respuesta del RVP ante el cambio de la temperatura de alimentación de la torre.

**Tabla 9.** Datos de casos de temperatura de alimentación vs RVP de la nafta.

T ALIMENT (°F)	RVP (kpa)
229	65
231	56
232	62
234	61
235	57
236	59
236	59
238	58
238	58
238	57
238	57
240	57

**Fuente:** elaboración propia.

**Gráfico 11.** Temperatura de alimentación vs RVP de la nafta.



**Fuente:** elaboración propia

En la gráfica se puede observar que la tendencia del RVP de la nafta estabilizada al enfrentarse a un aumento de temperatura de la alimentación es de disminuir, aunque no muestra una tendencia constante debido a que en algunos este aumenta. Independientemente de los picos anómalos que son provocados seguramente por una disminución en el calor del rehervidor, el comportamiento de esta grafica revela que cuando la temperatura de alimentación aumenta, es más fácil que se libere una mayor cantidad de gases livianos presentes en la nafta lo cual provoca que la producción de nafta estabilizada presente menor cantidad de estos ya que entre menor sea el RVP menor es la cantidad de componentes volátiles presentes. Sin embargo, esta tendencia tiene muchos puntos inconsistentes lo cual implica que esta variable debe ser afectada junto con otra.

**2.1.3.2 Temperatura de alimentación vs reflujo de cima.** A continuación, se muestra en la **Tabla 10** los datos de los diferentes casos en donde se compara la temperatura en la alimentación de la torre contra el Reflujo de cima en el condensador. Esta comparación es necesaria para saber cómo influye en el reflujo la temperatura a la cual entra el fluido a la torre, lo cual permite un análisis posterior en la cantidad y la calidad de los fluidos de salida.

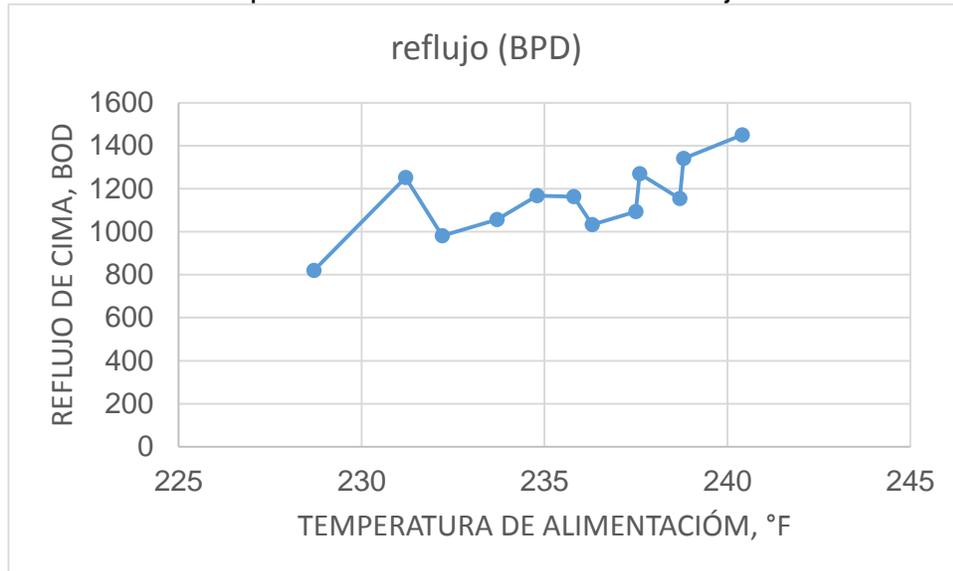
En el **Gráfico 12** se muestra la tendencia que sigue el reflujo al ser comparado con la temperatura de alimentación a la torre.

**Tabla 10.** Datos de casos de temperatura de alimentación vs Reflujo.

T ALIMENT (°F)	Reflujo (BPD)
229	820
231	1252
232	980.8
234	1056
235	1167
236	1164
236	1033
238	1093
239	1270
239	1155
239	1341
240	1451

**Fuente:** elaboración propia.

**Gráfico 12.** Temperatura de alimentación vs Reflujo.



**Fuente:** elaboración propia.

Se observa que a medida que aumenta la temperatura de alimentación, el reflujo en la cima aumenta, esto se da ya que hay mayor presencia de gases dentro de la torre, lo cual genera que algunos componentes pesados se dirijan a la cima, provocando que se condense más gas en el condensador con el objetivo de enviar estos condensados hacia el fondo. Esto se ve reflejado en la cantidad de componentes pesados encontrados en el GLP y en la Nafta Estabilizada. Es necesario comparar esos datos con el de la calidad de los fluidos para definir si ese aumento del reflujo ayuda o no en el mejoramiento de la calidad de los fluidos que salen por cima y por fondo.

**2.1.3.3 Temperatura de alimentación vs nafta estabilizada.** También se realiza una serie de casos para observar el comportamiento de la producción de Nafta Estabilizada cuando hay un cambio en la temperatura de la alimentación. En la **Tabla 11** se observan los datos de los casos en donde se comparan estas dos variables. En el **Gráfico 13** se puede apreciar la tendencia que tiene la producción de Nafta Estabilizada ante distintas temperaturas de alimentación a la torre.

**Tabla 11.** Datos de casos de temperatura de alimentación vs producción de Nafta Estabilizada.

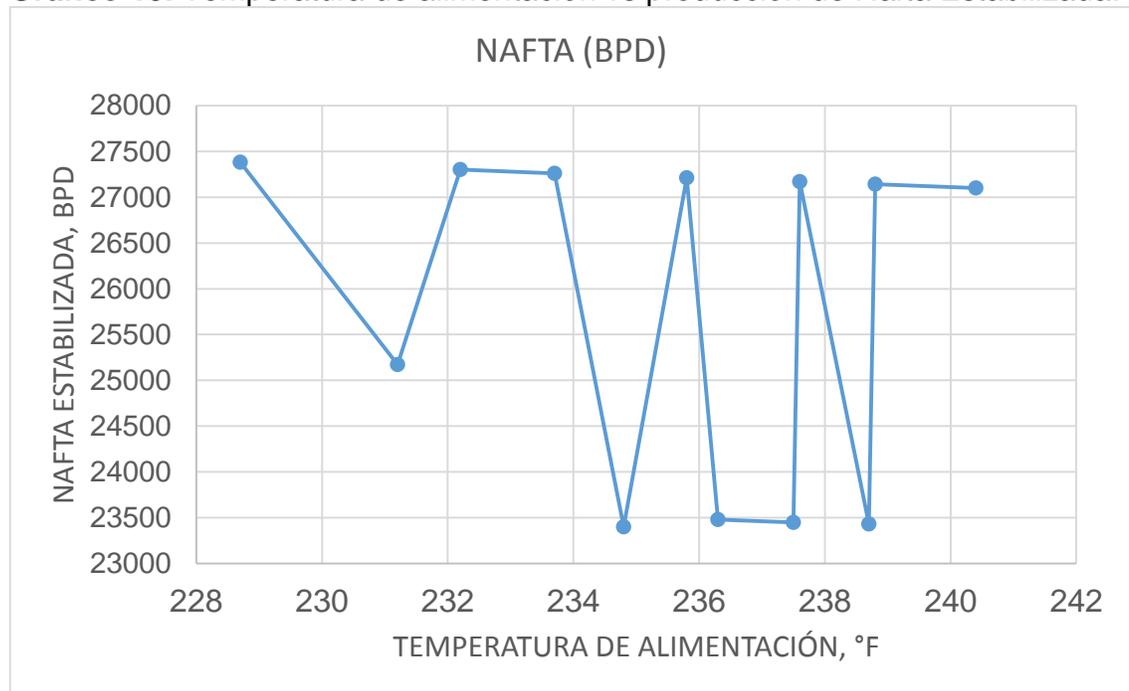
T ALIMENT (°F)	NAFTA (BPD)
229	27380
231	25170
232	27300

Tabla 11. (Continuación)

T ALIMENT (°F)	NAFTA (BPD)
234	27260
235	23400
236	27210
236	23480
238	23450
238	27170
239	23430
239	27140
240	27100

Fuente: elaboración propia.

Gráfico 13. Temperatura de alimentación vs producción de Nafta Estabilizada.



Fuente: elaboración propia.

Se puede apreciar que la temperatura de alimentación no genera ningún tipo de tendencia en la cantidad de Nafta Estabilizada producida, esto quiere decir que con respecto lo que se observa en la gráfica anterior, esta es una representación típica de cuando la torre no encuentra el equilibrio y produce más y menos producto liquido de fondo para controlar el nivel, por lo tanto, la temperatura de alimentación debe ser sintonizada junto con las demás variables en una filosofía que no genere mayores cambios y se mantenga equilibrada la torre.

Hasta este punto, la temperatura que a la que se debe mantener el fluido en el plato de alimentación de la torre es alrededor de 240°F y 256°F, ya que esta presenta un buen RVP aproximado a las condiciones reales de la planta, y que no se puede obtener un comportamiento considerable al compararlo con la producción de Nafta Estabilizada. Sin embargo, todavía es necesario realizar un análisis comparando la temperatura en la alimentación con la calidad de los fluidos para saber cómo influye en las concentraciones de los componentes hidrocarburíferos que definen la calidad del GLP y de la Nafta Estabilizada.

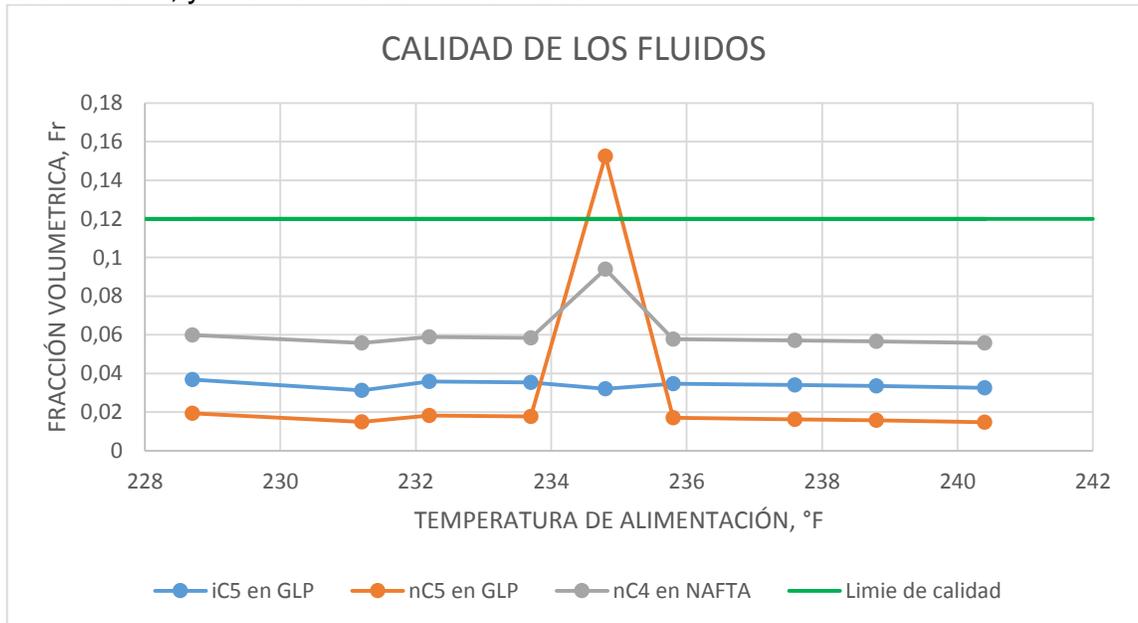
**2.1.3.4 Temperatura de alimentación vs calidad de los fluidos de salida.** En la **Tabla 12** se muestran los datos de los diferentes casos en donde se relaciona la temperatura del fluido en el plato de alimentación de la torre y las fracciones volumétricas de i-C5 y n-C5 en el GLP y de n-C4 en la Nafta Estabilizada. En el **Gráfico 14** se observa la tendencia que siguen las concentraciones de dichos componentes frente a distintas temperaturas del fluido en el plato de alimentación.

**Tabla 12.** Datos de casos de temperatura de alimentación vs fracciones volumétricas de i-C5 y n-C5 en GLP, y n-C4 en Nafta Estabilizada.

T ALIMENT (°F)	iC5 en GLP (fr vol)	nC5 en GLP (fr vol)	nC4 en NAFTA (fr vol)
229	0.0369	0.0194	0.0599
231	0.0312	0.015	0.0558
232	0.0358	0.0182	0.0589
234	0.0353	0.0177	0.0584
235	0.032	0.1525	0.094
236	0.0347	0.017	0.0578
238	0.0341	0.0162	0.0571
239	0.0335	0.0157	0.0566
240	0.0326	0.0147	0.0557

**Fuente:** elaboración propia.

**Gráfico 14.** Temperatura de alimentación vs fracciones volumétricas de i-C5 y n-C5 en GLP, y n-C4 en Nafta Estabilizada.



**Fuente:** elaboración propia.

En la gráfica se puede apreciar que la calidad de los fluidos mejora a medida que la temperatura del fluido en el plato de alimentación disminuye, aunque a 234.8°F se afecta este comportamiento. Esto demuestra que el rango de temperatura mencionado antes se puede utilizar también para mantener la calidad de los fluidos. Con estos datos ya podemos tener unos parámetros para la simulación en estado estacionario, y a partir de estos, buscar una sintonía en los lazos de control que permita mantener la calidad de los fluidos y el funcionamiento de la torre en cualquier escenario.

**2.1.4 Variación de la temperatura del plato cinco.** El medidor y controlador de temperatura de la torre está referenciado en el plato cinco ya que es el plato donde se afecta más la temperatura debido a que por este ingresa el vapor proveniente del rehervidor por lo tanto es el que hay que regular para controlar la temperatura en la torre. Para esto se debe observar que influencia tiene esta temperatura en el RVP y el porcentaje volumétrico de n-C5 en Nafta Estabilizada de i-C5 Y n-C4 en GLP, medidores de la calidad de los fluidos de salida.

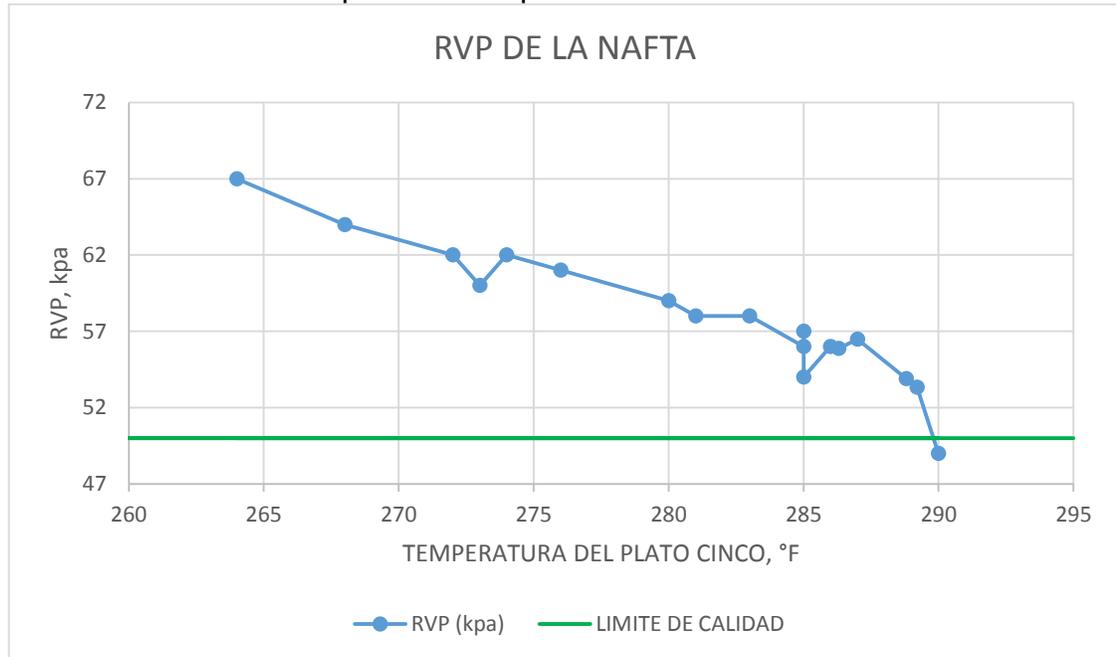
**2.1.4.1 Temperatura del plato cinco vs RVP de la nafta estabilizada.** A continuación, en el **Gráfico 15** se muestran los datos de los diferentes casos en donde se comparan la temperatura del plato cinco con el RVP de la nafta estabilizada. En el **Gráfico 15** se observa la tendencia que dicha variable toma en los diferentes casos.

**Tabla 13.** Datos de casos de temperatura del plato cinco vs RVP de la nafta.

<b>T pl 5 (°F)</b>	<b>RVP (kpa)</b>
264	67
268	64
272	62
273	60
274	62
276	61
280	59
281	58
283	58
285	56
285	57
285	54
286	56
286	55.88
287	56.49
289	53.9
289	53.33
290	49

**Fuente:** elaboración propia.

**Gráfico 15.** Grafica temperatura del plato cinco vs RVP de la nafta.



**Fuente:** elaboración propia.

Se aprecia una clara tendencia de disminución del RVP cuando disminuye la temperatura del plato cinco un fenómeno parecido aunque menos determinante que con la temperatura de alimentación ya que la temperatura del plato cinco indica que el rehervidor está calentando más, por lo tanto se liberan más componentes livianos y la nafta estabilizada sale con una menor proporción de estos, lo cual disminuye el RVP.. Los valores de la simulación no muestran un cambio demasiado fuerte pero la tendencia sirve para tomar en cuenta los cambios al momento de sintonizar los lazos de control en la simulación dinámica.

**2.1.4.2 Temperatura del plato cinco vs calidad de los fluidos de salida.** En la **Tabla 14** se muestran los datos de los diferentes casos en donde se compara dicha variable con las fracciones volumétricas de i-C5 y n-C5 en GLP, y n-C4 en Nafta Estabilizada. Esta comparación se hace necesaria para comprobar si la temperatura en el plato cinco tiene una afectación directa a la calidad de los fluidos de salida. Si no es así, es posible que esta variable afecte a otra que, si tiene una influencia directa sobre esta, sin embargo, este análisis se utiliza para determinar la relación de dichas variables en la simulación y el impacto de cada una de ellas se evalúa de mejor forma en el análisis de sensibilidad de las variables con los datos reales de planta.

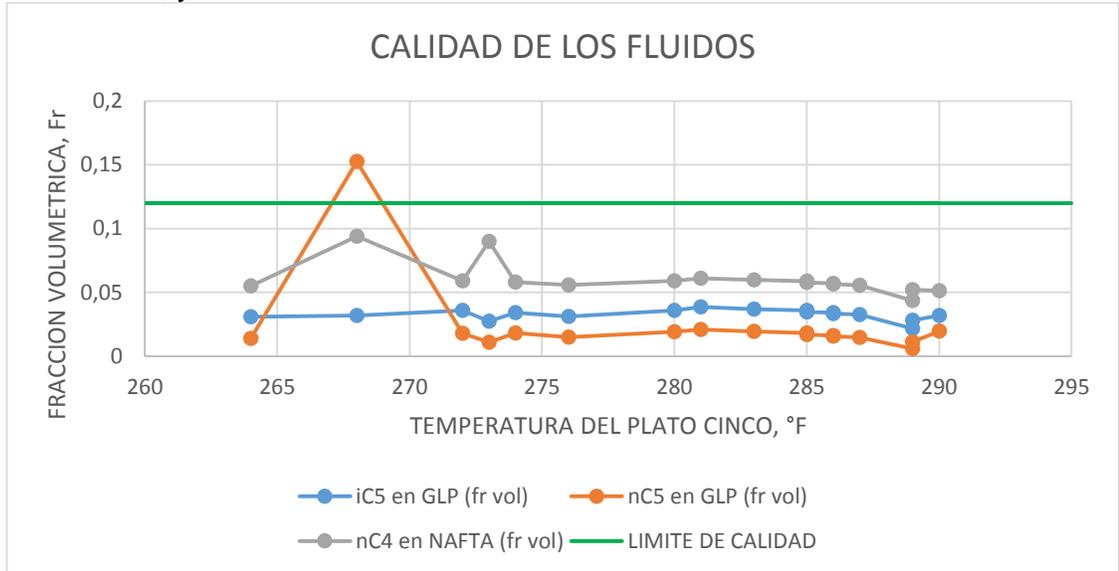
**Tabla 14.** Datos de casos de temperatura del plato cinco vs fracciones volumétricas de i-C5 y n-C5 en GLP, y n-C4 en Nafta Estabilizada.

T pl 5 (°F)	iC5 en GLP (fr vol)	nC5 en GLP (fr vol)	nC4 en NAFTA (fr vol)
264	0.031	0.014	0.055
268	0.032	0.1525	0.094
272	0.036	0.018	0.059
273	0.02734	0.011	0.09
274	0.0342	0.0181	0.058
276	0.0312	0.015	0.0558
280	0.0359	0.0191	0.0592
281	0.0386	0.021	0.061
283	0.0369	0.0194	0.0599
285	0.0358	0.0182	0.0589
285	0.0353	0.0177	0.0584
285	0.0347	0.017	0.0578
286	0.0341	0.0162	0.0571
286	0.0335	0.0157	0.0566
287	0.0326	0.0147	0.0557
289	0.0218	0.0059	0.0437
289	0.0282	0.0111	0.052
290	0.0318	0.0198	0.0514

**Fuente:** elaboración propia.

En los datos recopilados se puede analizar que la temperatura del plato cinco afecta significativamente la concentración de los componentes que determinan la calidad del GLP y de la Nafta Estabilizada pero no muestra una tendencia clara, por lo que puede significar que la calidad de los fluidos está influenciada por otra variable acompañada de la variación de dicha temperatura. Esto se puede apreciar de mejor forma en el **Gráfico 16** donde se muestra la gráfica que ilustra la tendencia del comportamiento de las variables relacionadas.

**Gráfico 16.** Temperatura del plato cinco vs fracciones volumétricas de i-C5 y n-C5 en GLP, y n-C4 en Nafta Estabilizada.



**Fuente:** elaboración propia.

**2.1.5 Variación del reflujo de cima.** La variación del flujo de cima tiene impacto directo sobre las variables resultantes como el RVP y la calidad del GLP y de la Nafta Estabilizada, es por esto que se debe realizar un análisis en el comportamiento que esta tiene en la simulación para corroborar al momento de hacer la correlación de las variables con los datos reales de planta.

**2.1.5.1 Reflujo de cima vs RVP de la nafta estabilizada.** A continuación, se puede observar el comportamiento del RVP de la nafta estabilizada cuando el reflujo de cima cambia. En la **Tabla 15** se muestran los datos de los diferentes casos en donde se comparan dichas variables. En el **Gráfico 17** se ilustra la tendencia que siguen los datos de los diferentes casos. Con esta comparación se busca demostrar que el reflujo también tiene un impacto en el RVP de la nafta estabilizada y que es necesario relacionarlo con más variables para poder conocer el comportamiento real de dicha variable ante diferentes casos.

**Tabla 15.** Datos de casos de reflujo de cima vs RVP de la nafta.

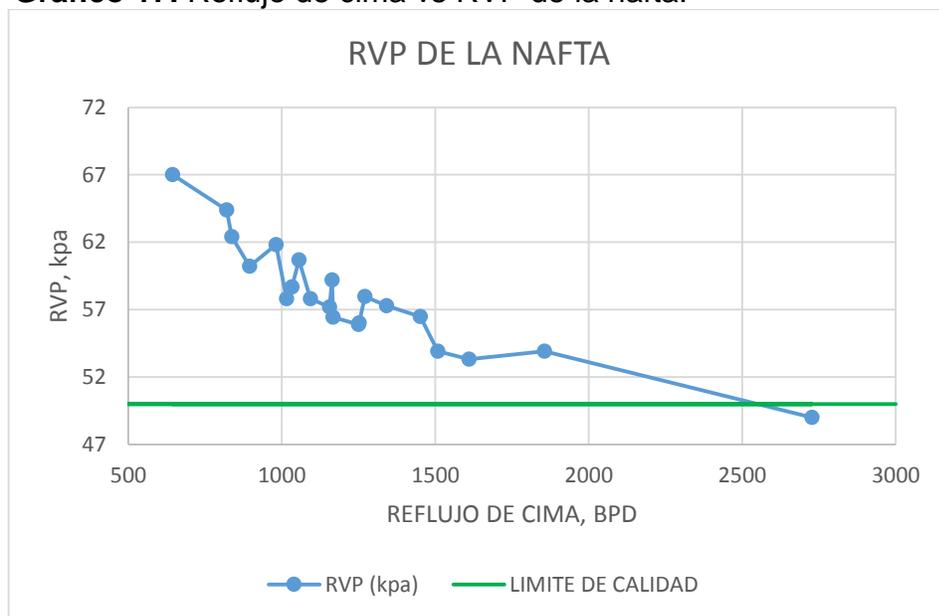
REFLUJO (BPD)	RVP (kpa)
644	67
820	64.4
837	62.4
895	60.21
981	61.81

Tabla 15. (Continuación)

REFLUJO (BPD)	RVP (kpa)
1015	57.8
1033	58.67
1056	60.68
1093	57.8
1155	57.19
1164	59.2
1167	56.44
1250	55.88
1252	56
1270	57.97
1341	57.29
1451	56.49
1508	53.9
1610	53.33
1856	53.9
2727	49

Fuente: elaboración propia.

Gráfico 17. Reflujo de cima vs RVP de la nafta.



Fuente: elaboración propia.

Se puede apreciar que el comportamiento del RVP de la nafta estabilizada cuando cambia el reflujo es similar a como se comporta frente a las condiciones de temperatura del plato cinco, esto exige que se haga un análisis comparando las tres variables con los datos reales de planta con el fin de determinar la influencia de cada una sobre dicha variable y poder determinar una ecuación para este. Sin embargo, mayor cantidad de reflujo significa mayor cantidad de livianos condensados y enviados al fondo, lo cual provoca un aumento del RVP si no se tiene suficiente calor en el rehervidor como para contrarrestar este efecto, lo cual vemos que si se presenta en los casos expresados en la gráfica anterior ya que el RVP disminuye.

**2.1.5.2 Reflujo de cima vs calidad de los fluidos de salida.** Por último, queda observar el comportamiento de las calidades de los fluidos a partir de un cambio en el reflujo de cima. En la **Tabla 16** se muestran los datos de los diferentes casos de simulación cuando se relacionan dichas variables. En el **Gráfico 18** se ilustra mediante una gráfica la tendencia que toman las fracciones volumétricas de i-C5 y n-C5 en GLP, y n-C4 en Nafta Estabilizada al enfrentarse a un cambio en el reflujo de cima.

**Tabla 16.** Datos de casos de reflujo de cima vs fracciones volumétricas de i-C5 y n-C5 en GLP, y n-c4 en Nafta Estabilizada.

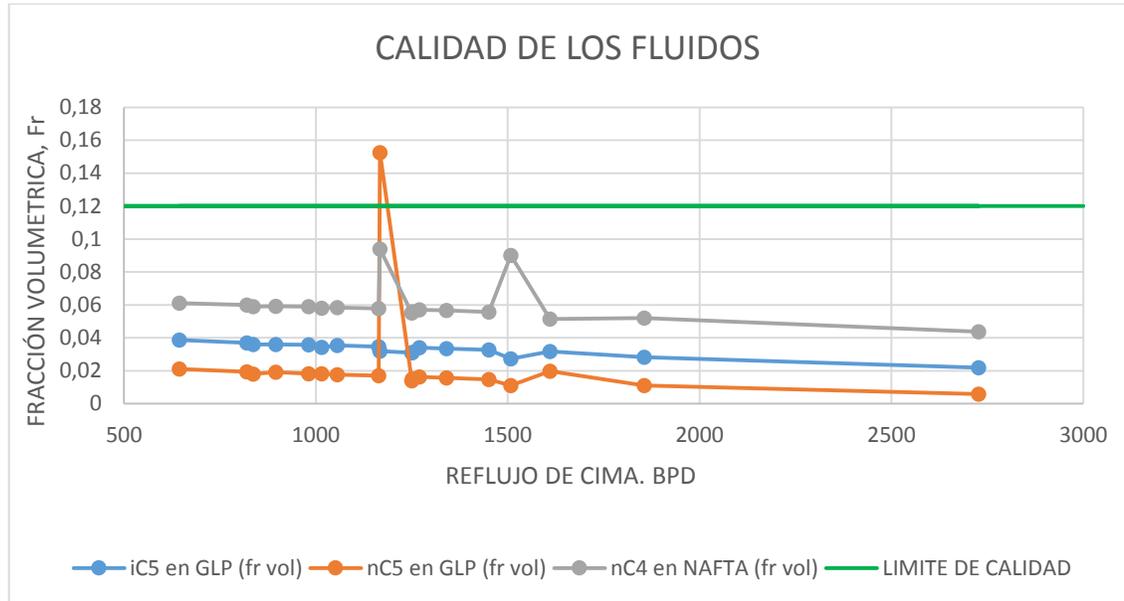
REFLUJO (BPD)	iC5 en GLP (fr vol)	nC5 en GLP (fr vol)	nC4 en NAFTA (fr vol)
644	0.0386	0.021	0.061
820	0.0369	0.0194	0.0599
837	0.036	0.018	0.059
896	0.0359	0.0191	0.0592
981	0.0358	0.0182	0.0589
1015	0.0342	0.0181	0.058
1056	0.0353	0.0177	0.0584
1164	0.0347	0.017	0.0578
1167	0.032	0.1525	0.094
1250	0.031	0.014	0.055
1252	0.0312	0.015	0.0558
1270	0.0341	0.0162	0.0571
1341	0.0335	0.0157	0.0566

Tabla 16. Continuación

REFLUJO (BPD)	iC5 en GLP (fr vol)	nC5 en GLP (fr vol)	nC4 en NAFTA (fr vol)
1451	0.0326	0.0147	0.0557
1508	0.02734	0.011	0.09
1610	0.0318	0.0198	0.0514
1856	0.0282	0.0111	0.052
2727	0.0218	0.0059	0.0437

Fuente: elaboración propia.

**Gráfico 18.** Reflujo de cima vs fracciones volumétricas de i-C5 y n-C5 en GLP, y n-c4 en Nafta Estabilizada.



Fuente: elaboración propia.

En los casos se observa que aumentar el reflujo de cima entre los valores simulados, ayuda a mejorar la calidad del GLP y de la Nafta Estabilizada, ya que se puede observar una disminución en el porcentaje volumétrico de cada uno de los componentes de referencia para medir la calidad de los fluidos. Sin embargo, se notan ciertos picos de irregularidad que no van acorde a la tendencia de los demás datos, esto quiere decir que la calidad de los fluidos si se ve afectada por el caudal, pero que también se ve afectada por otras variables.

En conclusión, las variables resultantes como el RVP de la nafta, así como las concentraciones de i-C5 y n-C5 en GLP, y n-C4 en Nafta Estabilizada son dependientes de la sintonía que se tenga entre las variables independientes

anteriormente mencionadas y se hace necesario un análisis de sensibilidad con los datos reales de planta para determinar unas correlaciones que expliquen el comportamiento real de la operación actual de la torre y poder corregirla por medio de la simulación dinámica.

## **2.2 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD Y CORRELACIONES CON DATOS DE PLANTA**

Para realizar este análisis es necesario utilizar el programa estadístico STATGRAPHICS, el cual permite ingresar todas las variables juntas en una regresión múltiple utilizando el estimador de mínimos cuadrados ordinarios con el objetivo de hallar una ecuación que represente de manera significativa la influencia de una variable sobre la otra.

**2.2.1 STATGRAPHICS centurión XVII.** STATGRAPHICS es un programa estadístico que sirve como una poderosa herramienta de análisis el cual abarca un gran conjunto de operaciones y procedimientos estadísticos y probabilísticos en los que facilita diferentes formas de representaciones gráficas para aportar una interpretación de casos más interactiva y práctica<sup>15</sup>.

Este programa tiene en cuenta operaciones estadísticas desde las más básicas hasta las más complejas e incluye unos determinantes análisis programados por los profesionales estadísticos más respetados. Esto facilita mucho el análisis estadístico de cualquier tipo de casos. Incluye más de 230 operaciones estadísticas, tales como regresión multivariable, exploración de datos, control estadístico, entre otros<sup>16</sup>.

**2.2.2 Regresión múltiple.** La regresión múltiple es un método de análisis para múltiples variables el cual tiene como objetivo explicar una relación significativa entre la variable que se desea conocer o variable dependiente, y las variables que explican su comportamiento o independientes.<sup>17</sup> Gracias a esta regresión se pueden identificar cuáles son las variables que tienen un efecto considerable sobre la variable dependiente, así como cuales son las variables que no influyen en el modelo y que por lo tanto no deben ser tenidas en cuenta para explicar la variabilidad este. En la **ecuación 1** se puede observar el modelo de regresión múltiple para una variable cualquiera.

---

<sup>15</sup> STATGRAPHICS. STATGRAPHICS centurión XVII. [En línea] [Consultado el 13 de junio de 2018] Disponible en: <https://www.statgraphics.net/>

<sup>16</sup> STATGRAPHICS. STATGRAPHICS centurión XVII. [En línea] [Consultado el 13 de junio de 2018] Disponible en: <https://www.statgraphics.net/>

<sup>17</sup> Requena Laviña, Maria. El desarrollo de las marcas de distribución. doctorales/2008/mrl/variables%20de%20las%20marcas%20gestionadas%20por%20la%20distribucion.htm

**Ecuación 1.** Formula general de un modelo de regresión múltiple.

$$Y = b_0 + b_1X_1 + \dots + b_nX_n$$

**Fuente:** BARÓN LÓPEZ, Francisco Javier. TÉLLEZ MONTIEL, Francisco. Apuntes de bioestadística. España. 2004. P.37.

Dónde:

Y: Variable dependiente.

X: Variables independientes

b: Coeficientes calculados por el programa estadístico para minimizar residuos.

n: Número de variables dependientes.

**2.2.2.1 Estimador de mínimos cuadrados ordinarios.** Este estimador escoge, de entre todas las posibles, la recta que minimiza la suma de los cuadrados de las distancias entre cada punto de la nube generada por las observaciones muestreadas y el asignado por la recta<sup>18</sup>, es decir, realiza una estimación de la recta que más se asemeje al comportamiento de las variables muestreadas ajustándola y minimizando los residuos o diferencias que puede tener el modelo planteado con el real.

**2.2.2.2 Valor T y Valor-P.** Además de arrojar la estimación para cada variable, este análisis nos presenta una tabla en donde se puede observar el error estándar que se puede presentar asociado a cada variable. Además de esto, se puede observar el estadístico T y el valor-P para cada variable independiente. El valor T se calcula tomando la diferencia de las medias observada y prevista y de dividir la diferencia por el error estándar<sup>19</sup>. El valor T nos permite comprobar si la regresión entre una variable independiente y la dependiente es significativa. Si el valor-P asociado al estadístico T (valor T) es mayor al nivel de significación (0.05) se rechaza que la regresión sea significativa para las dos variables relacionadas<sup>20</sup>.

**2.2.2.3 R cuadrada y R cuadrada ajustada.** El otro dato que nos muestra el análisis mediante el programa estadístico es la R cuadrada, la cual representa la proporción de la varianza total de la variable explicada por la regresión. El R Cuadrado, también llamado coeficiente de determinación, refleja la bondad del ajuste de un modelo a la variable que pretende explicar.<sup>21</sup> El R cuadrado tiende a tener a veces una

<sup>18</sup> NOVALES, Alfonso. Análisis de regresión. Universidad Complutense. 2010. P.23

<sup>19</sup> IBM. Valor T. [En línea] [ Consultado el 24 de marzo de 2018] Disponible en: [www.ibm.com/support/knowledgecenter/es/SS4QC9/com.ibm.solutions.wa\\_an\\_overview.2.0.0.doc/t\\_valu e.html](http://www.ibm.com/support/knowledgecenter/es/SS4QC9/com.ibm.solutions.wa_an_overview.2.0.0.doc/t_valu e.html)

<sup>20</sup> Análisis de regresión simple. [En línea] [ Consultado el 24 de marzo de 2018] Disponible en: <https://rua.ua.es/dspace/bitstream/10045/8141/1/REGRESION%20SIMPLE.pdf>

<sup>21</sup> R cuadrado. [En línea] [ Consultado el 24 de marzo de 2018] Disponible en: <http://economipedia.com/definiciones/r-cuadrado-coeficiente-determinacion.html>

estimación excesiva del modelo debido a la cantidad de datos, es por eso que se calcula también la R ajustada la cual ayuda a eliminar esa estimación excesiva<sup>22</sup>. A continuación, en la **ecuación 2** y la **ecuación 3** se expresan los datos explicados anteriormente.

**Ecuación 2.** R cuadrada.

$$R^2 = \frac{\sum_{t=1}^T (\hat{Y}_t - \bar{Y})^2}{\sum_{t=1}^T (Y_t - \bar{Y})^2}$$

**Fuente:** LÓPEZ, José Francisco. Definición R cuadrado. [En línea] [Consultado el 24 de marzo de 2018].

Dónde:

$R^2$ : Varianza total de la variable

$T$ : número de muestras.

$\hat{Y}$ : variable predicha.

$Y$ : variable real.

**Ecuación 3.** R cuadrada ajustada

$$\bar{R}^2 = 1 - \frac{N-1}{N-k-1} [1 - R^2]$$

**Fuente:** LÓPEZ, José Francisco. Definición R cuadrado. [En línea] [Consultado el 24 de marzo de 2018].

Dónde:

$\bar{R}$ : Varianza total ajustada de la variable.

$N$ : tamaño de la muestra.

$k$ : variables explicativas

---

<sup>22</sup> R cuadrado ajustado. [En línea] [Consultado el 24 de marzo de 2018] Disponible en: [https://www.ibm.com/support/knowledgecenter/es/SS4QC9/com.ibm.solutions.wa\\_an\\_overview.2.0.0.doc/rsquared\\_adjusted.html](https://www.ibm.com/support/knowledgecenter/es/SS4QC9/com.ibm.solutions.wa_an_overview.2.0.0.doc/rsquared_adjusted.html)

A continuación, comenzaremos analizando el RVP de la nafta estabilizada el cual debe estar en inferiores a 50 Kpa, por lo tanto, siendo una variable que se debe controlar, es necesario determinar aquellas que tengan una significancia alta y directa.

**2.2.3 Modelo de RVP de la nafta estabilizada.** En la **Tabla 17** se puede observar el análisis realizado para encontrar las diferentes variables que tienen influencia directa sobre el RVP de la nafta y que son utilizadas para controlar la misma. En la **Tabla 17** se muestra el análisis mencionado anteriormente para el RVP de la nafta

**Tabla 17.** Análisis de varianza del RVP de la nafta con el caudal de entrada, la temperatura del plato cinco y el reflujo de cima.

Parámetro	Estimación	Error Estadístico		
		Estándar	T	Valor-P
<b>CARGA</b>	0.000648741	0.0000802342	8.0856	0.0000
<b>Tp15</b>	0.129866	0.0072884	17.8182	0.0000

**Fuente:** STATGRAPHICS centurión XVII.

R-cuadrada = 99.9455 porciento

R-cuadrado ajustado = 99.9447 porciento

El Valor-P en la **Tabla 17** indica la influencia de cada una de las variables relacionadas con el RVP, este valor debe ser menor a 0.005 para considerar que una variable afecta a la variable resultante, en este caso la variable resultante es el RVP de la nafta estabilizada. Se puede apreciar que esta es influenciada directa y significativamente por el caudal de entrada a la torre y la temperatura del plato cinco, esto debido a que la cantidad de caudal, así como que tanto se caliente este en el fondo define la cantidad de componentes livianos dentro de la nafta estabilizada lo cual se puede reflejar en el RVP. A continuación, se expresa la **ecuación 4** que define el RVP de la nafta con estas dos variables que lo afectan.

Ecuación para el RVP de la nafta:

**Ecuación 4.** RVP de la nafta estabilizada

$$RVP = 0.000648741 * C_e + 0.129866 * T_5$$

**Fuente:** STATGRAPHICS centurión XVII.

Donde:

RVP: Presión de vapor Reid de la nafta estabilizada.

Ce: Caudal de entrada.

T5: Temperatura en el plato cinco.

Los valores de R-cuadrado y R-cuadrado ajustado nos indican que este modelo tiene una precisión cercana al 100% en cuanto a la estimación de la variabilidad del RVP de la nafta estabilizada.

Interpretando la **Ecuación 3** se observa que a medida que aumenta el caudal de entrada, aumenta el RVP de la nafta estabilizada, esto igual a como se veía la tendencia de esta comparación en el análisis de sensibilidad de la simulación. Para la temperatura del plato cinco, la relación también es que a medida que este aumenta, aumenta la variable resultante, caso contrario a lo observado en el análisis con los datos de simulación. Esto prueba que estas dos variables si tienen influencia sobre el RVP y no significa que la simulación este errada, significa que en los casos de simulación estas variables eran influenciadas por otras o que el caudal evaluado produce un efecto en el cual no permite apreciar la verdadera influencia de la temperatura del plato cinco y que el comportamiento real no se puede observar sino hasta que se relacionaran juntas solo las que sí tienen una influencia significativa en dicha variable resultante.

**2.2.4 Modelo para calidad del GLP.** En la **Tabla 18** se puede observar el análisis realizado para encontrar las diferentes variables que tienen influencia directa sobre el porcentaje volumétrico de i-C5 y n-C5 en el GLP lo cual determina su calidad, y que son utilizadas para controlar la misma.

**Tabla 18.** Análisis de varianza del porcentaje volumétrico de i-C5 en GLP con el caudal de entrada, la temperatura de alimentación, la temperatura del plato cinco y el reflujo de cima.

Parámetro	Estimación	Error Estadístico		
		Estándar	T	Valor-P
<b>CARGA</b>	0.000713682	0.000194055	3.67773	0.0005
<b>Talim</b>	0.640421	0.040753	15.7147	0.0000
<b>Tpl5</b>	-0.566952	0.0471516	-12.024	0.0000
<b>REFLUJO</b>	-0.00186828	0.000378675	-4.93372	0.0000

**Fuente:** STATGRAPHICS centurión XVII.

R-cuadrada = 95.3189 porciento

R-cuadrado ajustado = 95.0995 por ciento

El Valor-P en la **Tabla 18** muestra que para el porcentaje volumétrico de i-C5 en GLP, existe una influencia directa del caudal de entrada a la torre, la temperatura de alimentación, la temperatura del plato 5 y el reflujo de cima, ya que estas cuatro variables independientes tienen un Valor-P menor a 0.005 y controlan el porcentaje de los componentes livianos en el destilado. A continuación, se puede apreciar la **ecuación 5** que define la fracción volumétrica de i-C5 en el GLP teniendo en cuenta las variables mencionadas anteriormente.

**Ecuación 5.** % i-C5 en GLP

$$\%i-C5_{glp} = 0.000713682 * C_e + 0.640421 * T_{alim} - 0.566952 * T_5 - 0.00186828 * R_e$$

**Fuente.** STATGRAPHICS centurión XVII.

Dónde:

*%i-C5<sub>glp</sub>*: Porcentaje volumétrico de i-C5 en GLP, %.

*C<sub>e</sub>*: Caudal de entrada, BPD.

*T<sub>alim</sub>*: Temperatura de alimentación, °F.

*T<sub>5</sub>*: Temperatura en el plato cinco, °F.

*R<sub>e</sub>*: Reflujo de cima, BPD.

Los valores de R-cuadrada y R-cuadrada ajustada nos muestran que esta estimación de la variación del porcentaje volumétrico de i-C5 en el GLP y la influencia directa de las variables mencionadas sobre esta tiene una aproximación de alrededor 95 por ciento lo cual hace bastante confiable esta correlación obtenida en la **ecuación 4**.

Esta ecuación nos muestra que a medida que el caudal de entrada a la torre y la temperatura de ese caudal aumentan, la fracción volumétrica del i-C5 en el GLP aumenta, es decir disminuye su calidad. Para el reflujo y la temperatura del plato 5 la relación es negativa, esto quiere decir que a medida que aumentan estos dos la calidad mejora ya que la fracción volumétrica disminuye.

A continuación, se realiza un análisis de varianza para encontrar las variables independientes que tienen influencia sobre el porcentaje volumétrico de n-C5 en el GLP el cual se muestra en la **Tabla 19**.

**Tabla 19.** Análisis de varianza del porcentaje volumétrico de n-C5 en GLP con el caudal de entrada, la temperatura de alimentación, la temperatura del plato cinco y el reflujo de cima.

Parámetro	Estimación	Error Estadístico		
		Estándar	T	Valor-P
<b>CARGA</b>	-0.000228168	0.0000406802	-5.60883	0.0000
<b>Talim</b>	0.0328098	0.00346225	9.47644	0.0000
<b>REFLUJO</b>	-0.000342291	0.000118957	-2.87742	0.0054

**Fuente:** STATGRAPHICS centurión XVII.

R-cuadrada = 81.6053 por ciento.

R-cuadrado ajustado = 81.0562 por ciento.

El valor-P, confirma que para el porcentaje de n-C5 en GLP, la variable caudal de entrada, temperatura de alimentación y reflujo de cima son influyentes en el modelo que expresa su variación. Dicho modelo se puede observar en la **ecuación 6**.

**Ecuación 6.** %n-C5 en GLP.

$$\%n-C5_{glp} = -0.000228168 * Ce + 0.0328098 * Talim - 0.000342291 * Re$$

**Fuente.** STATGRAPHICS centurión XVII.

Dónde:

*%n-C5<sub>glp</sub>*: Porcentaje volumétrico de n-C5 en GLP, %.

*Ce*: Caudal de entrada, BPD.

*Talim*: Temperatura de alimentación, °F.

*T5*: Temperatura en el plato cinco, °F.

*Re*: Reflujo de cima, BPD.

Los valores de R-cuadrada y R-cuadrada ajustada nos muestran que esta estimación de la variación del porcentaje volumétrico de n-C5 en el GLP y la influencia directa de las variables mencionadas sobre esta tiene una aproximación de alrededor 81 por ciento lo cual hace bastante confiable esta correlación obtenida en la **ecuación 3**.

Esta ecuación permite observar que en este caso a medida que aumenta el caudal de entrada a la torre y el reflujo, se produce una disminución en el porcentaje

volumétrico del n-C5 en el GLP, es decir, mejora la calidad. Por otro lado, el aumento de la temperatura de la alimentación provoca una disminución en la calidad del GLP debido a que aumenta el valor de la variable. Este resultado es muy parecido al obtenido con el i-C5 en el GLP, sin embargo, el caudal de entrada tiene un efecto contrario en ambos componentes lo cual se debe a que la temperatura de alimentación tiene mayor influencia que este sobre la calidad del GLP.

**2.2.5 Modelo para el caudal de salida de GLP.** En la **Tabla 20** Se muestra el resultado del análisis realizado para encontrar que variables influyen en la cantidad de GLP que se produce en la cima.

**Tabla 20.** Análisis de varianza del caudal de salida de GLP con el caudal de entrada y la temperatura de alimentación.

Parámetro	Estimación	Error Estadístico		
		Estándar	T	Valor-P
<b>CARGA</b>	0.016388	0.0070821	2.31401	0.0231
<b>Talim</b>	1.54402	0.756485	2.04104	0.0444

**Fuente:** STATGRAPHICS centurión XVII.

R-cuadrada = 94.4529 porciento.

R-cuadrado ajustado = 94.3869 porciento.

De acuerdo con el valor-P, para el GLP producido las variables que influyen significativamente son el caudal de entrada y la temperatura de alimentación ya que estas dos juntas pueden alterar el reflujó interno de la torre lo que define si se produce más gas o más crudo líquido. A continuación, en la **ecuación 7** se muestra el modelo para dicha variable.

**Ecuación 7.** GLP producido

$$GLP(BPD) = 0.016388 * Ce + 1.54402 * Talim$$

**Fuente.** STATGRAPHICS centurión XVII.

Dónde:

*GLP*: GLP producido, BPD.

*Ce*: Caudal de entrada, BPD.

*Talim*: Temperatura de alimentación, °F.

Los valores de R-cuadrado y R-cuadrado ajustado nos indica que el modelo logra estimar el 94% la variación del caudal de salida de GLP y la influencia directa de algunas variables, lo cual es una estimación bastante significativa.

Según la **ecuación 4** la cantidad de GLP producido depende del caudal de entrada y de la temperatura de alimentación, y muestra que, si estos aumentan, también aumenta el caudal de GLP que sale.

**2.2.6 Modelo para el caudal de salida de nafta estabilizada.** En la **Tabla 21** se puede apreciar el análisis de varianza para encontrar las variables influyentes en la cantidad de Nafta Estabilizada que se produce.

**Tabla 21.** Análisis de varianza del caudal de salida de Nafta Estabilizada con el caudal de entrada, la temperatura de alimentación y el reflujo de cima

Parámetro	Estimación	Error Estadístico		
		Estándar	T	Valor-P
<b>CARGA</b>	0.963881	0.0457087	21.0875	0.0000
<b>Talim</b>	-13.0288	3.85123	-3.38303	0.0011
<b>REFLUJO</b>	0.577052	0.156604	3.68479	0.0004

**Fuente:** STATGRAPHICS centurión XVII.

R-cuadrada = 99.837 por ciento.

R-cuadrado ajustado = 99.8335 por ciento.

De acuerdo con el valor-P para el caudal de salida de Nafta Estabilizada, las variables que tienen influencia directa sobre esta son el caudal de entrada, la temperatura de alimentación y el reflujo de cima. A continuación, se muestra en la **ecuación 8** el modelo para predecir la variación de la Nafta Estabilizada producida.

**Ecuación 8.** Nafta Estabilizada producida.

$$NAFTA_{est} \text{ (BPD)} = 0.963881 \cdot Ce - 13.0288 \cdot Talim + 0.577052 \cdot Re$$

**Fuente.** STATGRAPHICS centurión XVII.

Dónde:

*NAFTA<sub>est</sub>*: Nafta Estabilizada, BPD.

*Ce*: Caudal de entrada, BPD.

*Talim*: Temperatura de alimentación, °F.

Re: Reflujo de cima, BPD.

Los valores de R-cuadrado y R-cuadrado ajustado nos indica que el modelo logra estimar el 99% la variación del caudal de salida de Nafta Estabilizada y la influencia directa de algunas variables, lo cual es una estimación bastante significativa.

De acuerdo a la **ecuación 7**, la cantidad de Nafta Estabilizada que se produce está influenciado por el caudal de entrada, la temperatura de alimentación y el reflujo de cima. Mientras el caudal de entrada y el reflujo de cima aumenten, se obtiene mayor nafta estabilizada, mientras que la temperatura de alimentación tiene un efecto inverso sobre este.

Gracias a este análisis podemos observar que las variables independientes analizadas tienen una gran influencia sobre las dependientes y que es necesario establecer ciertos parámetros en donde podamos tener un buen funcionamiento de la torre obteniendo los resultados deseados. El porcentaje de n-C4 en la nafta estabilizada no se determinó mediante la regresión lineal ya que no se tienen los datos reales de planta para esto.

### **2.3 CONCLUSIÓN DE ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD**

Como conclusión de los diferentes análisis realizados, y comparando el comportamiento de las variables dependientes (RVP de la nafta estabilizada, %i-C5 y %n-C5 en GLP, GLP producido y Nafta Estabilizada producida) con las variables independientes (caudal de entrada, temperatura de alimentación, temperatura del plato cinco y reflujo de cima) se puede afirmar que las más influyentes en cuanto a la obtención de las condiciones deseadas son el caudal de entrada y la temperatura de alimentación ya que estas influyen en la mayor cantidad de ecuaciones que se determinaron.

La temperatura de alimentación es un factor sumamente importante, ya que esta es la que define y regula el reflujo o circuito interno en la torre estabilizadora, así como la interacción entre las fases líquida y gaseosa que se presentan en el proceso, la cual se explica en el capítulo uno. Es decir que, si la temperatura en el plato de alimentación es muy elevada, provocará que los componentes más volátiles, así como los menos volátiles, se encuentren en una temperatura más cercana a su punto de ebullición, esto puede provocar que al momento que se produzca el arrastre por medio de vapor hacia la cima de la torre, sean arrastrados componentes hidrocarbúricos que se desean producir en mayor cantidad en fondo, provocando un aumento en los porcentajes volumétricos de i-C5 y n-C5 en el GLP que es producido en la cima de la torre.

La temperatura del plato cinco se debe controlar ya que es el plato por donde entra el vapor de arrastre que sale debido al calor que produce el Rehervidor sobre la nafta líquida que cae hacia el fondo, esta temperatura no debe ser muy alta o muy baja ya que influye en la temperatura a la que fluye el vapor de arrastre hacia cada

uno de los platos de la torre donde se produce la interacción con el líquido y el despojo de los componentes más livianos.

El reflujo también es un componente importante al momento de establecer control en la operación de la torre, ya que enviar mucho reflujo hacia la torre puede provocar una inestabilidad dentro del proceso debido a que esto se traduce en demasiado líquido y muy poco vapor en la torre. esto puede provocar que, para solucionar este inconveniente, se utilice más calor por medio del rehervidor con el propósito de enviar mayor vapor y disminuir el líquido presente en la torre, pero este procedimiento es de bastante complejidad y cuidado, ya que si se excede la producción de vapor se puede llegar al evento contrario en donde se tiene demasiado vapor dentro de la torre lo cual puede provocar una sobrepresión en la cima de esta. Si esto ocurre, lo más probable es que el reflujo aumente nuevamente ya que, debido a que este son gases condensados que salen del condensador y se envían de nuevo a la torre, lo cual puede provocar de nuevo que haya mucho líquido en comparación de vapor y repetir el mismo proceso cíclicamente sin llegar al equilibrio. Este escenario es algo parecido a lo que se puede apreciar en el **Grafico 13** dentro del análisis de sensibilidad, ya que se observa una aumento y disminución de líquido el cual nunca llega a un equilibrio.

Por otro lado, el caudal de entrada es sumamente determinante en la operación exitosa de la planta, ya que como podemos ver en los análisis, afecta a todas las variables dependientes descritas anteriormente y poder optimizarlo siempre será importante ya que determina la cantidad de material hidrocarbúrico que se va a procesar, además vemos que tiene una alteración directa en la temperatura de alimentación la cual como ya se conoce es fundamental en el reflujo interno de la torre estabilizadora.

## 2.4 PROBLEMAS QUE AFECTAN LA CALIDAD DE LOS FLUIDOS

Mediante la simulación estacionaria de la torre estabilizadora, se detectaron ciertos límites para las variables independientes consideradas en los análisis descritos anteriormente. Fuera de estos parámetros se presentan deficiencias en el proceso. En la **Tabla 22** se pueden apreciar los límites mencionados.

**Tabla 22.** Límites óptimos de funcionamiento.

x	mínimo	máximo
<b>CARGA (BPD)</b>	26000	30000
<b>T alimentación (°F)</b>	240	256
<b>T plato 5 (°F)</b>	285	293
<b>REFLUJO (BPD)</b>	1500	3500

**Fuente:** elaboración propia.

A continuación, en la **Tabla 23**, se muestran las condiciones de operación aproximadas que presenta la torre estabilizadora.

**Tabla 23.** Condiciones de operación Torre Estabilizadora.

<b>CARGA (BPD)</b>	25000
<b>T alimentación (°F)</b>	258
<b>T plato 5 (°F)</b>	292
<b>REFLUJO (BPD)</b>	3200

**Fuente:** elaboración propia.

Si se relacionan los datos de la **Tabla 24** y la **Tabla 23**, podemos observar que la carga o caudal de entrada que se está utilizando es menor al mínimo de los límites óptimos de funcionamiento lo cual produce que la torre estabilizadora presente fallos y no se obtengan los fluidos de salida (GLP y Nafta Estabilizada) con las condiciones que se requieren.

Otro factor que se puede observar es que la temperatura de alimentación excede los límites óptimos de funcionamiento de la torre, lo cual se puede confirmar gracias al análisis de sensibilidad variable a variable realizado anteriormente, ya que podemos comprobar que al disminuir el caudal de entrada aumenta la temperatura de alimentación.

También gracias al análisis de sensibilidad podemos observar que debido a que algunas variables se afectan entre sí, no es posible llegar a las condiciones de operación óptimas sin tener unos controladores de cada una de esas variables, para esto es necesaria la simulación dinámica. Esta nos permitirá por medio de los controladores ajustar cada una de las variables anteriormente descritas hasta encontrar la mejor sintonía posible que se ajuste a los límites óptimos establecidos.

Antes de empezar la simulación dinámica es necesario tener un punto de partida para cada una de las variables, es decir, encontrar por medio de las ecuaciones anteriormente halladas, la mejor combinación teórica la cual será un aproximado que servirá para empezar a ajustar los controladores con esos valores y obtener al final la mejor sintonía de control.

Para esto, se ingresan las ecuaciones en un solver mediante EXCEL, en donde las restricciones que se utilizan son los límites de operación de la torre descritos en la **Tabla 24**. A continuación, en la **Tabla 25** se presentan las condiciones de operación más óptimas teóricamente.

**Tabla 24.** Condiciones de operación óptimas teóricamente.

<b>CARGA (BPD)</b>	26000
<b>T alimentación (°F)</b>	240
<b>T plato 5 (°F)</b>	285
<b>REFLUJO (BPD)</b>	1500

**Fuente:** elaboración propia.

Se puede apreciar que el solver recomienda que se mantengan los valores mínimos para cada una de las variables, ya que como podemos ver en las ecuaciones, estas condiciones producen una concentración más baja de i-C5 en el GLP, Sin embargo, estas condiciones tienen que ser llevadas a la simulación dinámica ya que es donde se puede determinar qué condiciones pueden mantener los controladores, es decir, este resultado solo sirve como guía para empezar a ajustar los controladores en la simulación dinámica.

## 2.5 CORRELACIÓN ENTRE EL CAUDAL A LA ENTRADA CON EL PORCENTAJE DE APERTURA DE LA VÁLVULA DE REFLUJO DE CIMA DE LA TORRE ESTABILIZADORA DE CRUDO DE REFCAR

Esta relación se hizo a través del mismo análisis utilizado en el capítulo anterior, con el fin de determinar si es posible relacionar el reflujo de cima con el caudal de entrada de la torre ya que aunque el reflujo es una variable controlable, estas tienen una importancia bastante significativa en cuanto al funcionamiento de la torre estabilizadora y la calidad de los fluidos.

A continuación, en la **Tabla 25** se muestra el análisis de varianza para la relación entre el caudal de entrada y el porcentaje de apertura de la válvula de reflujo de cima de la torre estabilizadora.

**Tabla 25.** Análisis de varianza del caudal de entrada con el porcentaje de apertura de la válvula de reflujo de cima.

Parámetro	Estimación	Error Estadístico		
		Estándar	T	Valor-P
CARGA	0.00265034	0.0000316495	83.7403	0.0000

**Fuente:** elaboración propia.

R-cuadrada = 99.0536 por ciento.

R-cuadrado ajustado = 99.0536 por ciento.

Se puede observar que la carga si tiene in influencia significativa en los datos muestreados con el porcentaje de apertura de la válvula de reflujo, ya que el valor-P es menor a 0.05. esto permite obtener un modelo expresado en la **Ecuación 9** para representar la variabilidad de la muestra.

**Ecuación 9.** Porcentaje de apertura de la válvula de reflujo de cima.

$$\%OP = 0.00265034 * Ce$$

**Fuente.** STATGRAPHICS centurión XVII.

Los datos de R-cuadrada y R-cuadrado ajustado indican que el modelo expresa alrededor del 99% la variabilidad del porcentaje de apertura de la válvula de reflujo de cima con el caudal de entrada de la Torre Estabilizadora. En el modelo se puede observar que a medida que aumente el caudal de entrada aumenta el porcentaje de apertura de dicha válvula.

Esta correlación se realiza retirando los residuos atípicos que se presentan entre los datos de planta muestreados.

### 3. SIMULACIÓN DINÁMICA Y SINTONÍA DE LAZOS DE CONTROL

En este capítulo se explica cómo se realiza la validación de la simulación en estado estacionario para corroborar y evaluar el porcentaje de confianza que se tiene con respecto al comportamiento real en planta, se explica brevemente en que consiste una simulación dinámica y se describe el proceso de simulación dinámica realizado en a la Torre Estabilizadora de Crudo de Reficar partiendo de la simulación en estado estacionario y teniendo en cuenta los datos anteriormente obtenidos en el análisis de sensibilidad a través del simulador Aspen Hysys. Posteriormente se explica cuáles fueron los parámetros de los lazos de control y la sintonía que se utiliza para estos.

#### 3.1 GENERALIDADES DE A SIMULACIÓN DE PROCESOS

La simulación de procesos es la solución de ecuaciones de balance de energía y materia en estado estacionario o dinámico. Esta describe modelos de procesos químicos, físicos, biológicos, entre otros.<sup>23</sup>

La simulación de procesos es una herramienta indispensable para la solución adecuada de procesos ya que permite analizar y predecir el comportamiento óptimo de un proceso mediante las ecuaciones de diseño obtenidas a partir del modelado del mismo, así como la interpolación y extrapolación de dentro de ciertos límites. Además de esto, facilita la optimización del modelo de acuerdo a datos experimentales obtenidos.<sup>24</sup>

**3.1.1 Softwares de simulación.** Un software de simulación es aquel que es capaz de describir, de manera aproximada, los procesos en manera de diagramas donde existen intercambio de materiales y productos<sup>25</sup>. En el caso de este estudio, el software de simulación utilizado es Aspen Hysys, el cual nos permite tener una simulación bastante detallada, facilitando y expresando todas las corrientes de flujo y equipos que hacen parte del proceso.

**3.1.2 Simulación dinámica.** En un principio, la simulación de procesos era utilizada para modelar aquellos en estado estacionario, es decir, aquellos modelos que modelaban un proceso que se encontraba en estado de equilibrio en cuanto al balance de materia y energía. Por otro lado, la simulación dinámica, permite la descripción del proceso a través del tiempo, es decir, los cambios que se puedan presentar por acumulación de masa y energía dependientes del tiempo. Esto permite, entre otras cosas, modelar la puesta en marcha y el paro total de una

---

<sup>23</sup> Torregrosa, J. Conceptos básicos de simulación de procesos, Universitat Politècnica de València. P.3.

<sup>24</sup> Torregrosa, J. Conceptos básicos de simulación de procesos, Universitat Politècnica de València. P.3.

<sup>25</sup> Torregrosa, J. Conceptos básicos de simulación de procesos, Universitat Politècnica de València. P4.

planta, aunque para esto requiere de un mayor tiempo de cálculo y matemáticamente más complicadas que una simulación en estado estacionario.<sup>26</sup>

### **3.2 SIMULADOR ASPEN HYSYS**

Este es un poderoso software de simulación de plantas y refinerías de petróleo que contiene múltiples herramientas para la estimación de propiedades físicas, equilibrio de fases líquido-vapor y balance de masa, todo esto indispensable y pertinente a lo que es una torre estabilizadora de crudo y el proceso de separación de fases que ocurre en esta.

Este simulador trabaja con un tipo de estructura que permite considerar a todos los componentes de una refinería como conectados entre sí. Esto permite realizar análisis y cálculos de tipo energéticos, termodinámicos y de control en plantas avanzadas, tales como la torre estabilizadora de crudo.<sup>27</sup>

Este simulador ofrece numerosas ventajas en el área de la petrofísica y la petroquímica, ya que permite caracterizar crudos mediante escenarios hipotéticos debido a la gran base de datos que posee, a partir de análisis de laboratorio de crudos, condensados, entre otros.<sup>28</sup>

Además de esto, como una de las grandes ventajas para realizar la simulación de una torre estabilizadora de crudo, el simulador Aspen Hysys posee la herramienta Databook la cual hace posible realizar estudios de sensibilidad que permite una elección más correcta de los parámetros y las características de operación, brindando tablas y gráficos que permiten un mejor análisis de los datos.<sup>29</sup>

### **3.3 VALIDACIÓN DE LA SIMULACIÓN**

Para la validación de la simulación, se utilizan los datos de la simulación estacionaria y se comparan con los datos reales de las mismas variables escogidas. Para este caso, se realiza la validación por resultados de los parámetros de los fluidos de salida de la torre estabilizadora de crudo de Reficar, los cuales son el RVP de la nafta, el porcentaje volumétrico de i-C5 y n-C5 en el GLP. A continuación,

---

<sup>26</sup> Torregrosa, J. Conceptos básicos de simulación de procesos, Universitat Politècnica de València. P.6.

<sup>27</sup> B. Labrada-Vázquez, T. Mariño-Peacock, A. Sánchez. Simulación de la unidad de estabilización de la refinería "Hermanos Díaz" empleando el simulador Aspen Hysys 8.0. P.356. Santiago de Cuba. 2016.

<sup>28</sup> B. Labrada-Vázquez, T. Mariño-Peacock, A. Sánchez. Simulación de la unidad de estabilización de la refinería "Hermanos Díaz" empleando el simulador Aspen Hysys 8.0. P.357. Santiago de Cuba. 2016.

<sup>29</sup> B. Labrada-Vázquez, T. Mariño-Peacock, A. Sánchez. Simulación de la unidad de estabilización de la refinería "Hermanos Díaz" empleando el simulador Aspen Hysys 8.0. P.357. Santiago de Cuba. 2016.

en la **Tabla 26** se pueden apreciar los datos promedios para la simulación y para los datos reales de las diferentes variables mencionadas anteriormente.

**Tabla 26.** Tabla de validación de la simulación frente a los datos reales de los parámetros de los fluidos de salida tales como RVP de la nafta, porcentaje volumétrico de i-C5 y n-C5 en GLP.

PARÁMETROS	UNIDADES	PROMEDIO DATOS DE PLANTA	PROMEDIO DATOS SIMULADOS
RVP de la nafta	kpa	56.3664502	57.9695238
i-C5 en GLP	% vol	4.39335709	3.26810526
n-C5 en GLP	% vol	0.86776241	2.28631579

**Fuente:** elaboración propia.

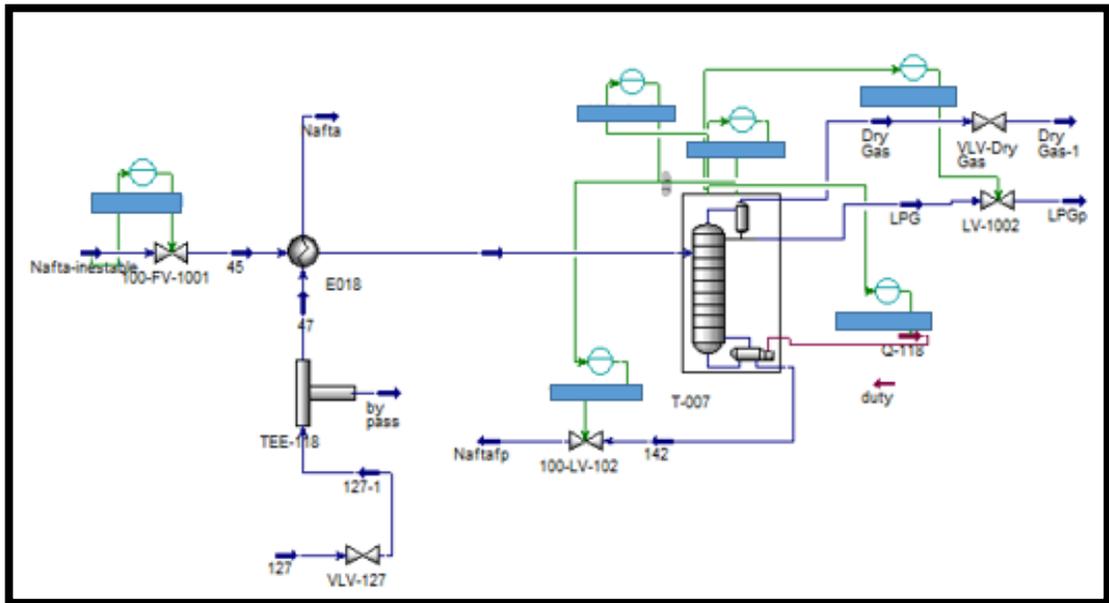
Se puede observar que los datos promedios obtenidos a través de la simulación y los reales son muy parecidos por lo que se puede asumir que la simulación en estado estacionario es muy confiable.

Ya que la simulación en estado dinámico es una adaptación del modelo estacionario, se puede afirmar que la sensibilidad es la misma y que por lo tanto la validación anterior también expresa la confianza en el estado dinámico.

### 3.4 ADAPTACIÓN AL MODELO DINÁMICO

Ya teniendo el ambiente de simulación de la torre en estado estacionario como se aprecia en la **Figura 6** se procede a verificar que las presiones de las diferentes líneas de flujos concuerden con las presiones de las etapas a las que entran, en este caso, la Nafta Inestable debe tener una presión acorde a la de la etapa de alimentación (plato #19), así mismo la salida de las líneas de cima y de fondo con las presiones de entrada del Condensador y el Rehervidor respectivamente.

**Figura 6.** Ambiente de simulación de la Torre Estabilizadora.



**Fuente:** Aspen Hysys v10.1.

Se puede apreciar la torre estabilizadora, el condensador en la parte superior, y el rehervidor en la parte inferior, cada uno con sus respectivas líneas de flujo y reflujo hacia la torre. también se puede apreciar un calentador el cual es para aumentar la temperatura del caudal de entrada y un Bypass el que solo se hizo para facilitar la toma de datos pero que no afecta el proceso.

**3.4.1 Dimensionamiento de los equipos.** Para adaptar un modelo en estado estacionario a estado dinámico es necesario dimensionar los tamaños, longitudes, volúmenes y demás medidas de los equipos implicados en el proceso, ya que esto tiene una influencia directa en los tiempos y respuestas que se van dando durante la simulación<sup>30</sup>.

Para esto existe una opción en Hysys para que el programa realice un auto dimensionamiento llamada Tray Sizing en caso de no tener los parámetros reales, aunque esto puede traer problemas al momento de correr la simulación en estado dinámico o puede arrojar datos muy alejados a la realidad de la operación de la torre<sup>31</sup>. En el caso de esta simulación, el dimensionamiento ya está implícito en el estado estacionario y no es necesario redimensionar ningún equipo ni utilizar la

<sup>30</sup> GARCIA ARMARIO, Gloria. Modelado y control avanzado de una columna de destilación. España. 2017. P.56.

<sup>31</sup> GARCIA ARMARIO, Gloria. Modelado y control avanzado de una columna de destilación. España. 2017. P.57.

opción de auto dimensionamiento de Hysys por lo tanto este requisito ya está cumplido y no se cambia ningún parámetro de diseño.

**3.4.2 Creación de los controladores.** Posteriormente se proceden a instalar las válvulas las cuales permiten la aplicación de los controladores que se quieren instalar. Estas válvulas son necesarias puesto que los controladores ejercen actuación sobre la apertura y cierre de dichas válvulas lo que permite manipular las variables que se desean controlar, por ejemplo, en el controlador de flujo de entrada, este actúa sobre la apertura y cierre de la válvula lo que permite el paso de mayor o menor cantidad de fluido dependiendo las condiciones que se presenten.

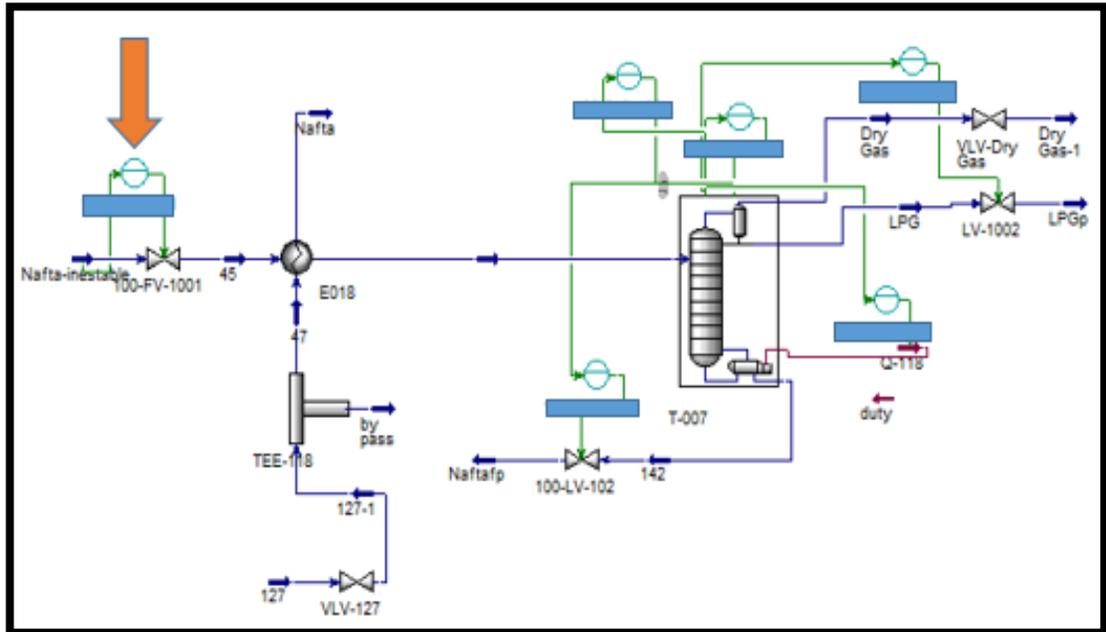
Para la torre estabilizadora de crudo de Reficar se instalan seis controladores los cuales son:

- Controlador de flujo a la entrada de la torre estabilizadora.
- Controlador de reflujo de cima de la torre estabilizadora.
- Controlador de temperatura de la torre estabilizadora.
- Controlador de presión de la torre estabilizadora.
- Controlador de nivel de la torre estabilizadora.
- Controlador de nivel del tanque o tambor de GLP producto

**3.4.2.1 Controlador de flujo de entrada de la torre estabilizadora.** Es aquel que permite controlar la variación de caudal para que este presente cambios más discretos y dentro de valores más controlados con el fin de manejar valores dentro de un margen de funcionamiento óptimo.

Este controlador debe ir ligado a la válvula ubicada antes de la entrada del rehervidor, y su actuación será precisamente sobre ese flujo. A continuación, en la **Figura 7** se puede observar donde está ubicado dicho controlador dentro del ambiente de simulación.

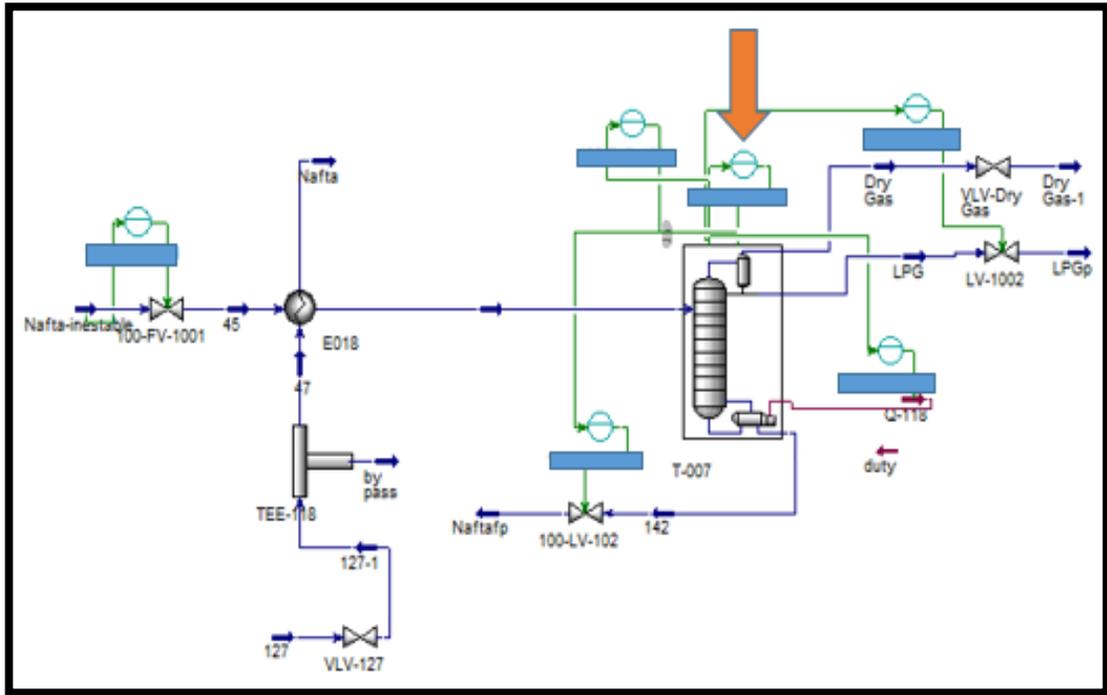
**Figura 7.** Ubicación del controlador de flujo de entrada dentro del ambiente de simulación.



Fuente: Aspen Hysys v10.1.

**3.4.2.2 Controlador de reflujo de cima de la torre estabilizadora.** Este es un controlador de flujo al igual que el anterior y va ligado a la válvula de fluido de salida del condensador que se dirige nuevamente a la torre estabilizadora. Gracias a este controlador se puede manejar dentro de un rango óptimo de funcionamiento la cantidad de reflujo con la que opera la torre. En la **Figura 8** se aprecia donde está ubicado este controlador en el ambiente de simulación.

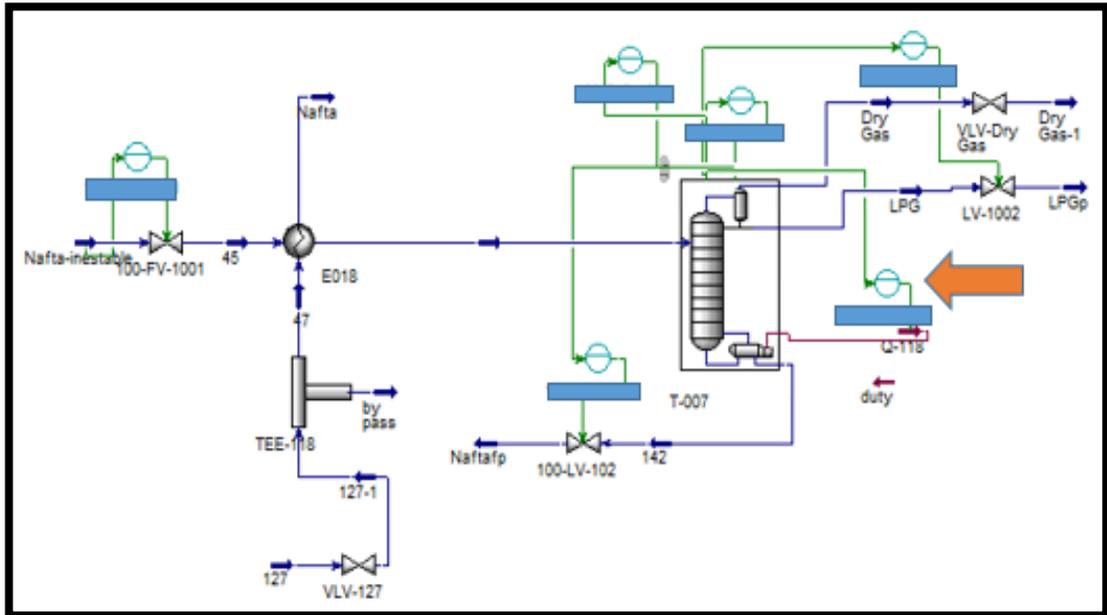
**Figura 8.** Ubicación del controlador de reflujo de cima dentro del ambiente de simulación.



**Fuente:** Aspen Hysys v10.1.

**3.4.2.3 Controlador de temperatura de la torre estabilizadora.** A través de este controlador se puede controlar la temperatura del plato cinco, que como se ha dicho anteriormente, es el plato indicador de temperatura de la torre. Este controlador va ligado a dicho plato y ejerce control sobre a cantidad de calor que el rehervidor le aporta a la torre y así bajar o subir la temperatura de esta. En la **Figura 9** se muestra donde está ubicado este controlador dentro del ambiente de simulación.

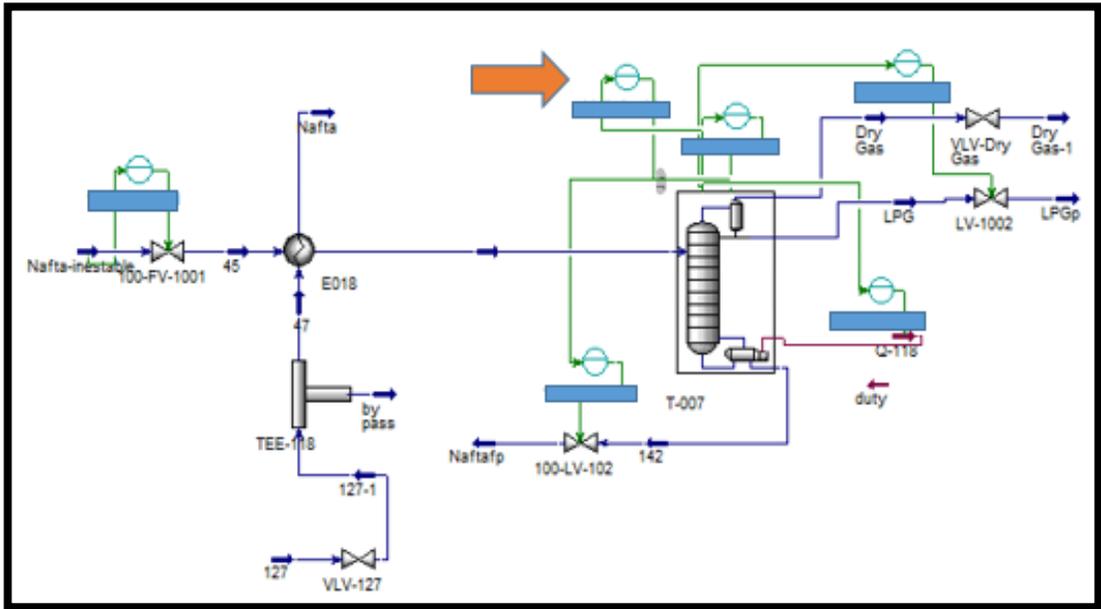
**Figura 9.** Ubicación del controlador de temperatura de la torre dentro del ambiente de simulación.



**Fuente:** Aspen Hysys v10.1.

**3.4.2.4 Controlador de presión de la torre estabilizadora.** Este controlador permite manejar la presión que existe en la cima de la torre y está ligado al condensador ya que la presión en la cima de la torre depende de la cantidad de gas que exista dentro de ella, y esta cantidad se puede controlar condensando mayor cantidad de gases dentro del condensador, es decir, retirando más calor, esto disminuye la cantidad de gases presentes en la cima de la torre. por lo tanto, si la presión en la cima se encuentra muy alta, el controlador actúa sobre la cantidad de calor que retira el condensador, lo cual permite que este condense más gases y así disminuir la presión en la cima de la torre, si por el contrario esta presión baja, el controlador hará que el condensador retire menos calor para tener más gas en la cima de la torre y aumentar esta presión. En la **Figura 10** se puede observar donde está ubicado el controlador de presión de la torre dentro del ambiente de simulación.

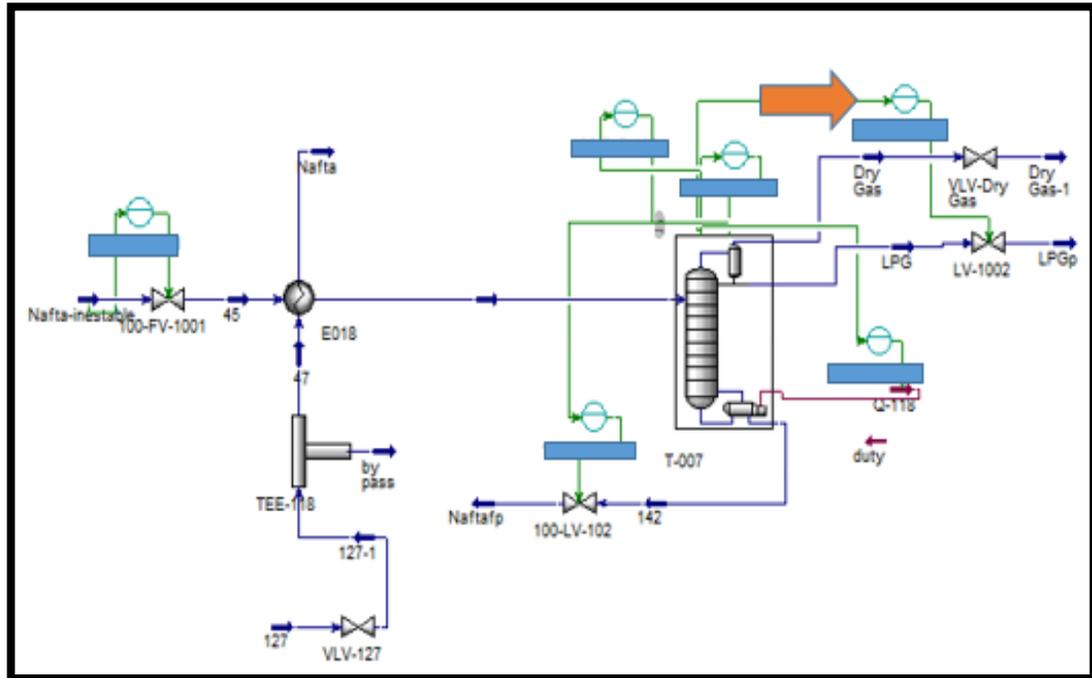
**Figura 10.** Ubicación del controlador de presión de la torre dentro del ambiente de simulación.



**Fuente:** Aspen Hysys v10.1.

**3.4.2.5 Controlador de nivel de la torre estabilizadora.** Este controlador de nivel permite manejar los niveles de fluido líquido que se tiene dentro de la torre. si el nivel es muy alto la válvula se abrirá para permitir el paso de nafta estabilizada hacia producción aliviando y controlando el nivel de esta. Este controlador va ligado a la válvula de salida de la Nafta Estabilizada producida. En la **Figura 11** se puede observar donde está ubicado el controlador de nivel del condensador dentro del ambiente de simulación.

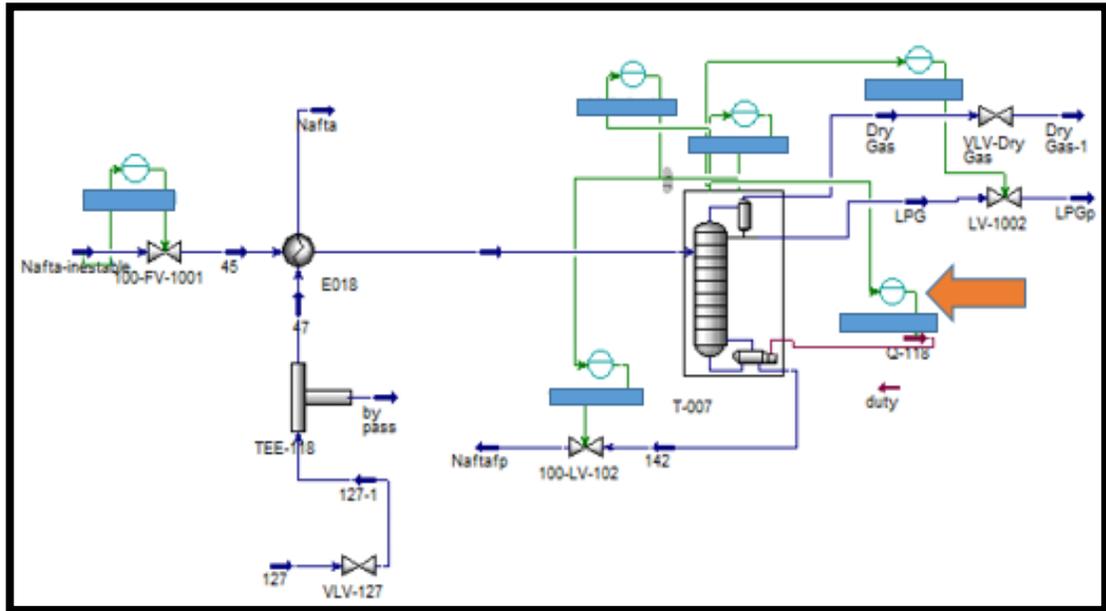
**Figura 11.** Ubicación del controlador de nivel de la torre dentro del ambiente de simulación.



**Fuente:** Aspen Hysys v10.1.

**3.4.2.6 Controlador de nivel del tanque o tambor de GLP producto.** Este controlador de nivel nos permite ajustar los niveles de GLP que se están produciendo, si se desea producir más GLP, la válvula se abre, de lo contrario esta se cierra. Esto ayuda a controlar el flujo de salida del condensador ya que, si no se utiliza para reflujo, se dirige hacia el tanque de GLP producto. En la **Figura 12** se puede observar donde está ubicado el controlador de nivel de del tanque del GLP producto dentro del ambiente de simulación.

**Figura 12.** Ubicación del controlador de nivel del tanque de GLP producto dentro del ambiente de simulación.



**Fuente:** Aspen Hysys v10.1.

Luego de esto se dispone a definir y encontrar la sintonía de todos los controladores anteriormente mencionados para que estos funcionen correctamente de manera automática.

### 3.5 SINTONÍA DE LOS LAZOS DE CONTROL DE LA TORRE ESTABILIZADORA

La sintonía de los lazos de control, son el resultado de la buena implementación y ajuste de los lazos de control mediante la simulación dinámica.

En la sintonía de un lazo de control existen ciertas especificaciones que deben definirse para que el controlador trabaje. Estos controladores son de tipo Proporcional Integral Derivativo (PID).

Dentro de la sintonía también existen diferentes parámetros, uno de ellos es el Set Point (SP) el cual es el valor deseado de la variable que se está controlando, es decir, el controlador siempre busca llevar a la variable a valores semejantes al SP.

PV es el valor actual de la variable manipulada. Este valor es el que realmente se está dando durante el funcionamiento de la torre y el cual se quiere llevar lo más cercano posible al SP. El PV mínimo y PV máximo dependen del rango del transmisor que se utilice en el controlador.

OP es el porcentaje de apertura de la válvula sobre la cual actúa el controlador. Por ejemplo, si es un controlador de flujo, este actúa sobre la apertura de la válvula para

permitir o restringir en cierta cantidad el paso de flujo, de esta manera es que se controlan las variables por medio de los lazos de control.

Todos los parámetros anteriormente definidos son hallados a través de la simulación dinámica y en conjunto son lo que se denominará la nueva filosofía de control de la Torre Estabilizadora.

**3.5.1 Control PID.** El control PID es un mecanismo de control a través de un lazo de retroalimentación el cual permite regular diferentes variables como flujo, presión y temperatura, entre otros<sup>32</sup>. El control PID calcula la diferencia entre la variable de proceso real contra la variable deseada.

Este control se divide en: Ganancia proporcional (P), Integral (I) y Derivativo (D). El control proporcional mide la diferencia entre el valor real de la variable y el que se desea, es decir, la diferencia entre el PV y el SP. Este control da una salida que es proporcional al error<sup>33</sup>. En la **Ecuación 10** se puede observar cómo se expresa la constante de este control.

**Ecuación 10.** Control Proporcional.

$$C_p(s) = K_p e(t)$$

**Fuente.** MAZZONE, Virginia. Controladores PID. Universidad Nacional de Quilmes 2002. P.2.

Dónde:

$K_p$ : Es una ganancia proporcional ajustable

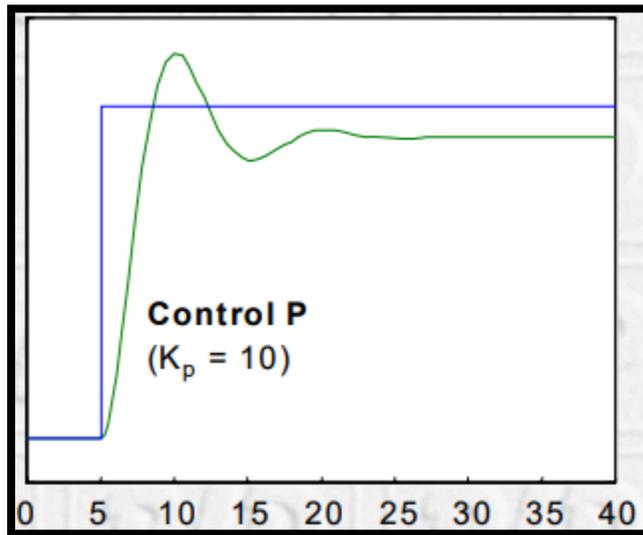
A continuación, en el **Gráfico 19** se puede observar como es el tipo de respuesta de este controlador.

---

<sup>32</sup> GARCÍA, Pamela. ¿Qué es control PID? Disponible en: <https://franklinlinkmx.wordpress.com/2013/09/05/que-es-el-control-pid/>

<sup>33</sup> MAZZONE, Virginia. Controladores PID. Universidad Nacional de Quilmes 2002. P.2.

**Gráfico 19.** Respuesta típica de un controlador proporcional.



**Fuente.** MORILLA GARCIA, Fernando. El controlador PID. Madrid. 2007. P.11.

En las gráficas de este tipo es necesario identificar que la línea azul equivale al valor del SP y que la línea verde equivale al valor de PV.

El parámetro Integral (I) se refiere al tiempo que se tarda en realizar una acción para corregir el error del control Proporcional<sup>34</sup>, es decir, este control ayuda a eliminar el error que se obtiene en el control anterior. Muchos controladores industriales pueden ser controlados con la acción PI sin necesidad del derivativo. Este control se representa de a manera expresada en la **Ecuación 11**.

**Ecuación 11.** Control Integral.

$$\frac{K_p}{T_i} \int_0^T E(T)DT$$

**Fuente.** MORILLA GARCIA, Fernando. El controlador PID. Madrid. 2007. P.4.

<sup>34</sup> GARCÍA, Pamela. ¿Qué es control PID? Disponible en: <https://franklinlinkmx.wordpress.com/2013/09/05/que-es-el-control-pid/>

Dónde:

$K_p$ : Constante proporcional.

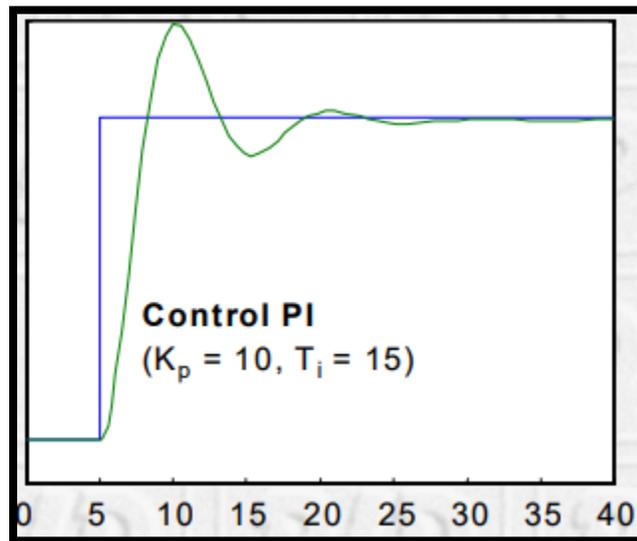
$T_i$ : Tiempo integral

$e$ : Error de estimación

$t$ : Tiempo.

En el **Gráfico 20** se puede observar la manera típica en la que responde un controlador proporcional integral.

**Gráfico 20.** Respuesta típica controlador Proporcional integral.



**Fuente.** MORILLA GARCIA, Fernando. El controlador PID. Madrid. 2007. P.11.

El control Derivativo (D) cumple una función predictiva, es decir, se anticipa al error e inicia una respuesta, respondiendo al cambio del error y reaccionando de manera que la magnitud del error no se vuelva demasiado grande.<sup>35</sup> Este tipo de control se expresa mediante la **Ecuación 12**.

<sup>35</sup> GARCÍA, Pamela. ¿Qué es control PID? Disponible en:  
<https://franklinlinkmx.wordpress.com/2013/09/05/que-es-el-control-pid/>

**Ecuación 12.** Control Derivativo.

$$K_p T_d \frac{de(t)}{dt}$$

**Fuente.** MORILLA GARCIA, Fernando. El controlador PID. Madrid. 2007. P.4.

Dónde:

$K_p$ : Constante proporcional.

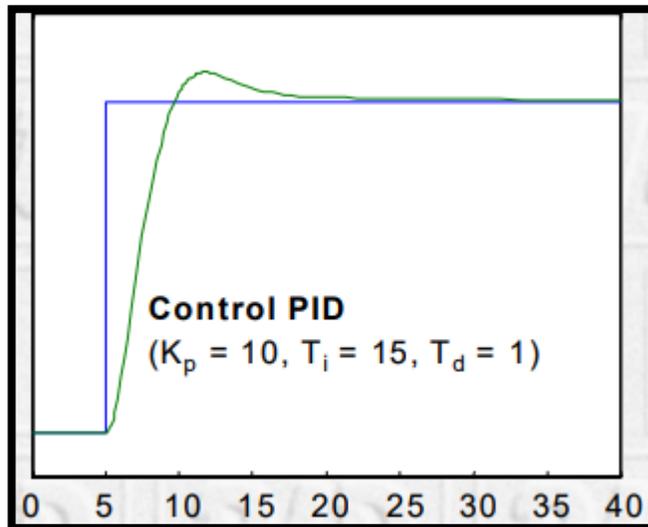
$T_d$ : Tiempo derivativo.

$e$ : Error de estimación

$t$ : Tiempo.

A continuación, en el **Gráfico 21** se muestra la respuesta típica de un controlador Proporcional Integral Derivativo.

**Gráfico 21.** Respuesta típica de un controlador proporcional integral derivativo.



**Fuente.** MORILLA GARCÍA, Fernando. El controlador PID. Madrid. 2007. P.11.

Juntando las tres ecuaciones anteriores, obtenemos la **Ecuación 13** la cual representa al controlador Proporcional Integral Derivativo.

**Ecuación 13.** Control Proporcional Integral Derivativo.

$$K_p e(t) + \frac{K_p}{T_i} \int_0^T E(T)DT + K_p T_d \frac{de(t)}{dt}$$

**Fuente.** MORILLA GARCÍA, Fernando. El controlador PID. Madrid. 2007. P.4.

Dónde:

$K_p$ : Constante proporcional.

$T_i$ : Tiempo integral.

$T_d$ : Tiempo derivativo.

$e$ : Error de estimación.

$t$ : Tiempo.

Para la sintonía de los lazos de control es necesario utilizar valores de tiempo integral entre 0.4 y 0.5 los cuales son los valores típicos utilizados en la industria para este tipo de procesos. Los valores de  $K_c$  que es la equivalente a  $K_p$  dependerán de si se desea una respuesta rápida o lenta.<sup>36</sup>

Adicionalmente, hay que definir si la acción de control es inversa o directa. Esto significa que si al momento en el que el valor real de la variable (PV) es mayor al que se desea (SP) la respuesta del controlador es incrementar el porcentaje de apertura de la válvula (OP) para disminuir el valor de dicha variable, esta acción se considera directa, si, por el contrario, la solución es disminuir el valor de OP, la acción es considerada inversa.

Mediante la simulación estacionaria se pudieron observar ciertos límites de funcionamiento ideal de la torre, los cuales se encuentran en el capítulo dos. Cuando alguna variable se sale de estos límites, se empiezan a notar problemas operacionales en la torre. Los puntos desde los que se empieza a probar la simulación dinámica son los hallados gracias a las ecuaciones anteriormente descritas. Estos valores son una referencia, pero no son valores determinantes, ya que solo a través de la simulación dinámica se obtendrá el valor definitivo en el cual puede operar cada variable mientras es controlada por los respectivos lazos de control

**3.5.2 Sintonía controlador de caudal a la entrada de la torre estabilizadora.** Este controlador debe ser de respuesta rápida, lo cual tiende a dar variaciones muy fuertes al momento de controlar la variable ya que entre más rápida sea la respuesta, más abrupto es el cambio. La acción de este controlador es inversa. En comparación con los resultados obtenidos mediante las ecuaciones, el valor del caudal de entrada que se precisa para un mejor funcionamiento es de 28030 BPD,

---

<sup>36</sup> MORILLA GARCIA, Fernando. El controlador PID. Madrid. 2007. P.5.

el cual es mayor al que habíamos deducido teóricamente y también es mayor al de las condiciones de operación descritas anteriormente antes que se realizara la simulación. La obtención de los valores por medio de las ecuaciones fue de gran ayuda. En la **Tabla 27** se pueden apreciar los valores de sintonización de este controlador. Estos valores de sintonización son el resultado de la implementación de la simulación dinámica.

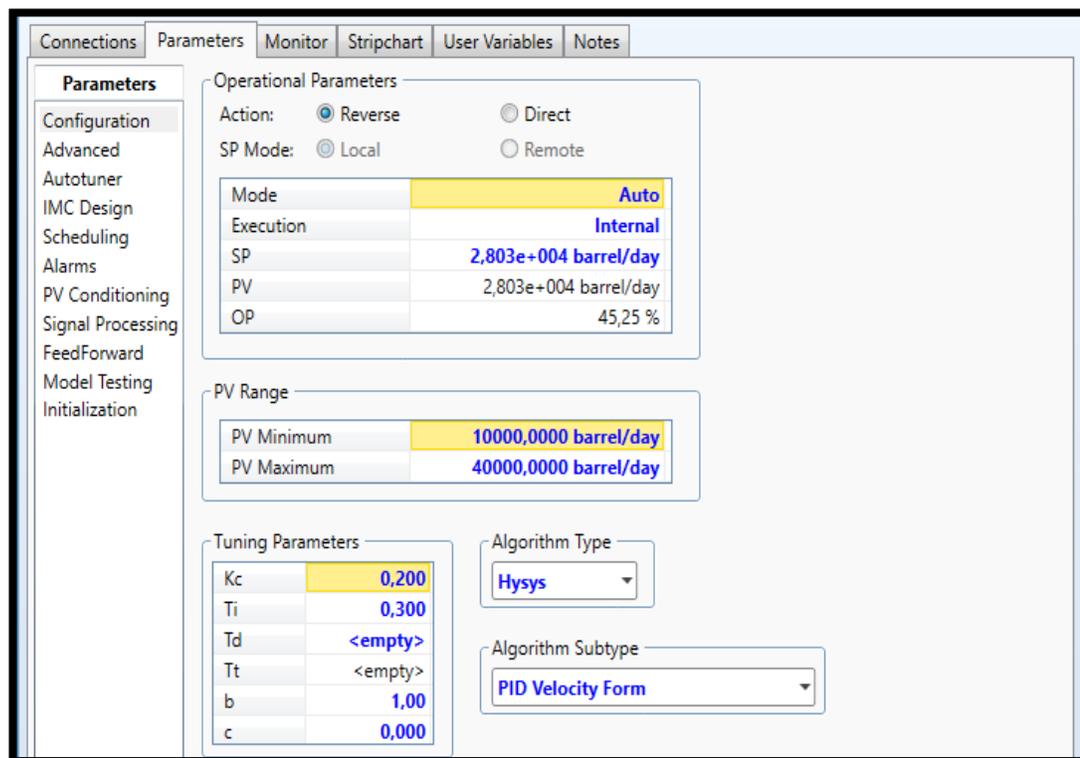
**Tabla 27.** Control Proporcional Integral Derivativo.

<b>SP (BPD)</b>	28030
<b>Kc</b>	0.2
<b>Ti</b>	0.3
<b>PV min (BPD)</b>	10000
<b>PV max (BPD)</b>	32000

**FUENTE:** elaboración propia.

A continuación, en la **Figura 13** se muestra la ventana de sintonización del controlador dentro del simulador en donde se observan los valores de la tabla y demás valores agregados por defecto.

**Figura 13.** Ventana de sintonización del controlador de caudal a la entrada de la torre.



**Fuente:** Aspen Hysys v10.1.

**3.5.3 Sintonía del controlador de reflujo de cima de la torre estabilizadora.** Este controlador es de flujo, es decir, que su respuesta debe ser rápida al cambio por lo cual los valores de ganancia deben ser bajos para lograr esto. Es de acción inversa. El reflujo fue ajustado a través la simulación dinámica debido a que se podía presentar una inundación en la torre cuando los caudales eran muy altos y la torre entraba en un proceso en donde se encontraba llena de líquido en cierto punto, y luego, para nivelar esto producía mucho líquido en el fondo hasta que este nivel bajaba demasiado y repetía este proceso una y otra vez sin encontrar el equilibrio.

Con el comportamiento de esta variable también se demostró lo obtenido en el análisis de sensibilidad ya que el reflujo influye en la calidad del GLP. A continuación, en la **Tabla 28** se muestran los valores de las especificaciones de sintonización del controlador de reflujo de cima. En la **Figura 14** se puede observar la ventana de sintonización de dicho controlador con los demás valores agregados por defecto.

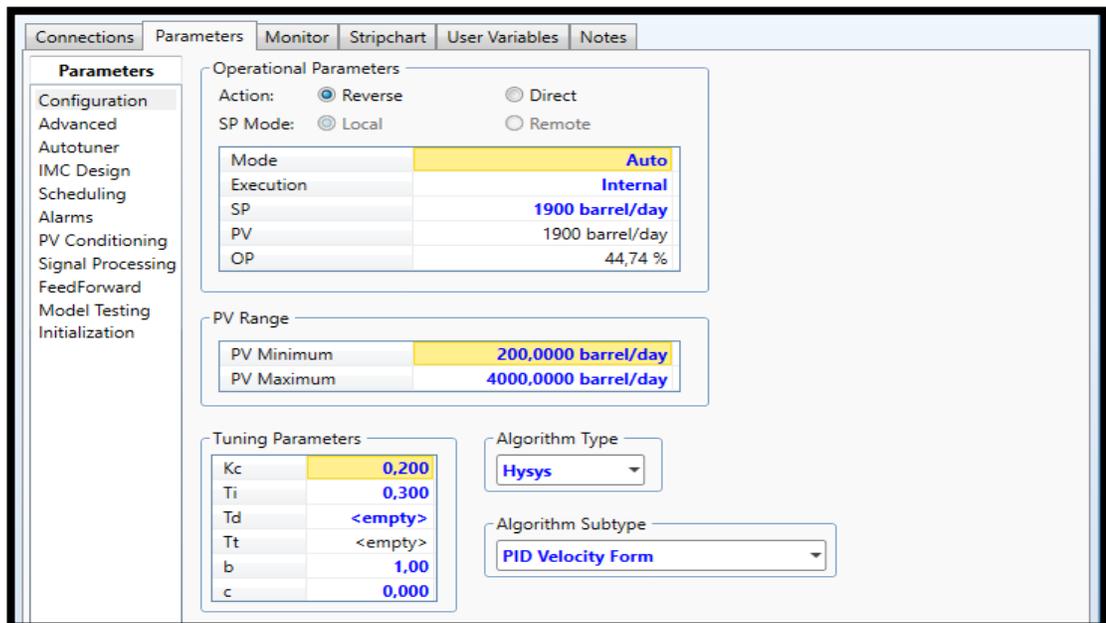
**Tabla 28.** Valores de sintonización del controlador de caudal a la entrada de la torre.

<b>SP (BPD)</b>	1900
<b>Kc</b>	0.2
<b>ti</b>	0.3
<b>PV min (BPD)</b>	200
<b>PV max (BPD)</b>	4000

Fuente: elaboración propia.

El valor de reflujo es más alto que el que se halló mediante las ecuaciones, esto se debe a que este valor se ajusta al mejor funcionamiento de los controladores de todas las variables juntas, considerando hasta qué punto la filosofía de control es efectiva.

**Figura 14.** Ventana de sintonización del controlador de reflujo de cima de la torre estabilizadora.



Fuente: Aspen Hysys v10.1.

**3.5.4 Sintonía del controlador de temperatura de la torre estabilizadora.** Para este controlador también se necesita una respuesta rápida así que se le asigna una ganancia pequeña al igual que los dos anteriores para obtener este tipo de resultados. Esta temperatura fue ajustada partiendo desde los 285 °F incrementándola hasta encontrar una temperatura en la cual los lazos de control fueran capaces de estabilizar todas las variables en conjunto sin que se afecte la calidad de los fluidos de salida ni el rendimiento de la torre

El comportamiento de este controlador es bueno, ya que permite obtener los valores de temperatura controlados entre los límites óptimos anteriormente establecidos gracias a la simulación estacionaria, lo cual genera un control de temperatura adecuado que permite regular dicha condición para mejorar la calidad de los fluidos de salida de la torre estabilizadora. Este controlador es de acción inversa.

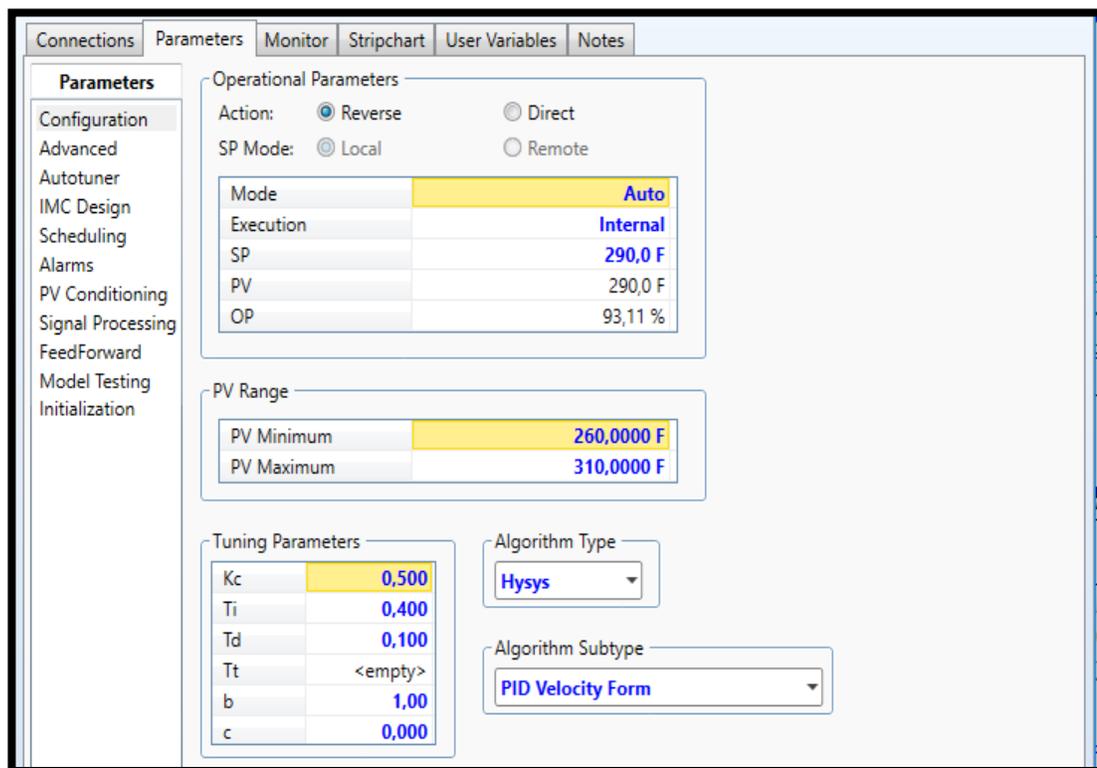
A continuación, en la **Tabla 29** se muestran los valores de sintonización adecuados para este controlador. En la **Figura 15** se puede observar la ventana de sintonización del controlador de temperatura de la torre donde se aprecian los demás valores agregados por defecto.

**Tabla 29.** Valores de sintonización del controlador de temperatura de la torre estabilizadora.

<b>SP (°F)</b>	290
<b>Kc</b>	0.5
<b>ti</b>	0.4
<b>PV min (°F)</b>	260
<b>PV max (°F)</b>	310

**Fuente:** elaboración propia.

**Figura 15.** Ventana de sintonización del controlador de temperatura de la torre estabilizadora.



**Fuente:** Aspen Hysys v10.1.

**3.5.5 Sintonía del controlador de presión de la torre estabilizadora.** A diferencia de los controladores anteriores, este es de respuesta lenta, lo que quiere decir que su valor de ganancia debe ser más alto para que la acción del controlador sea más pausada y pueda controlar mejor la variable a manipular, en este caso la presión. Si este controlador se sintoniza con valores de ganancia bajos, tendrá una respuesta rápida lo cual se verá reflejado en valores muy atípicos al momento que este empiece a funcionar, y estos valores podrían salirse de los límites óptimos de funcionamiento de la torre debido a que la variable que controla no permite que se ajuste de manera tan rápida.

Durante el análisis de sensibilidad de los datos históricos de la torre estabilizadora se puede observar que la presión en cima debe ser controlada ya que, si se presenta una sobrepresión, la válvula de alivio es la que compensa esto retirando muchos gases, perdiendo de esta manera GLP producto. Este controlador es de acción directa.

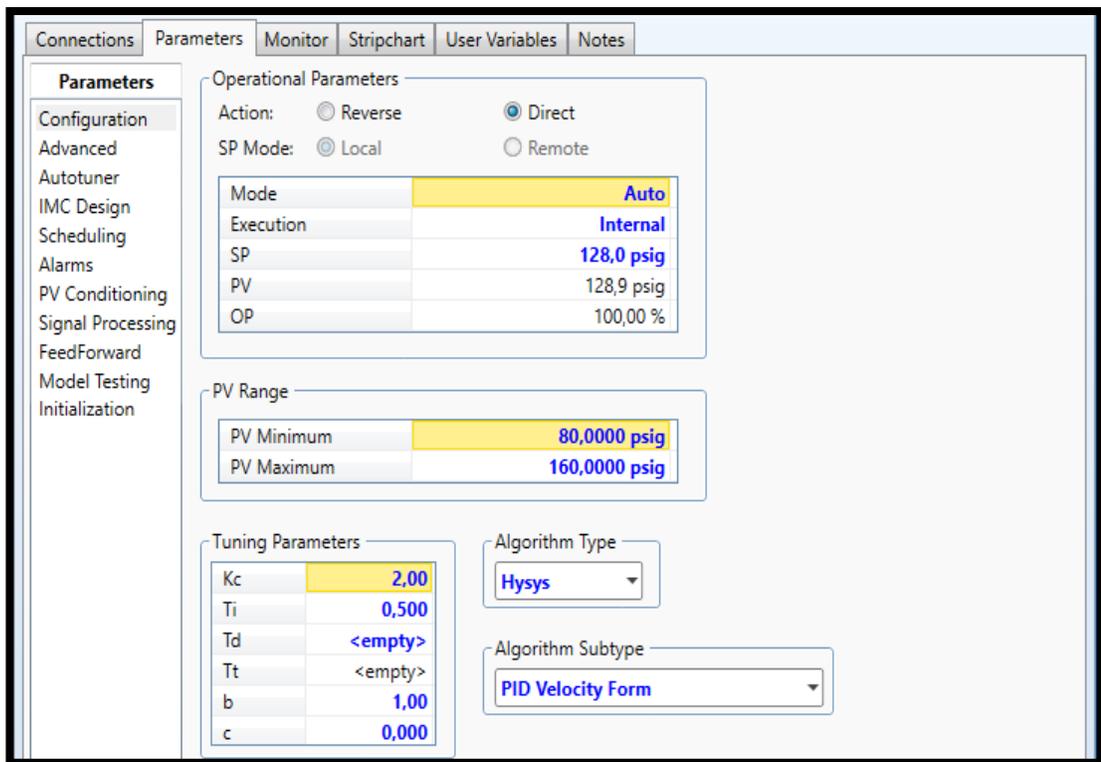
A continuación, en la **Tabla 30** se presentan los datos de sintonización de este controlador. En la **Figura 16** se puede observar la ventana de sintonización del controlador de presión de la torre estabilizadora donde se logran apreciar los demás valores de sintonización añadidos por defecto.

**Tabla 30.** Valores de sintonización del controlador de presión de la torre estabilizadora.

<b>SP (psig)</b>	128
<b>Kc</b>	2
<b>ti</b>	0.5
<b>PV min (psig)</b>	80
<b>PV max (psig)</b>	160

Fuente: elaboración propia.

**Figura 16.** Ventana de sintonización del controlador de presión de la torre estabilizadora.



Fuente: Aspen Hysys v10.1.

**3.5.6 Sintonía del controlador de nivel de la torre estabilizadora.** Este controlador es de respuesta lenta debido a que el nivel de la torre se controla de manera más pausada en comparación con las variables controladas por aquellos

de respuesta rápida. Este controlador permite garantizar que la torre no se encuentre inundada de líquido en ningún momento ya que esto también puede generar alteraciones en otras propiedades. El nivel hallado ideal muestra una operación de la torre muy favorable y el controlador reacciona de buena manera a los cambios de nivel. Este controlador es de acción directa.

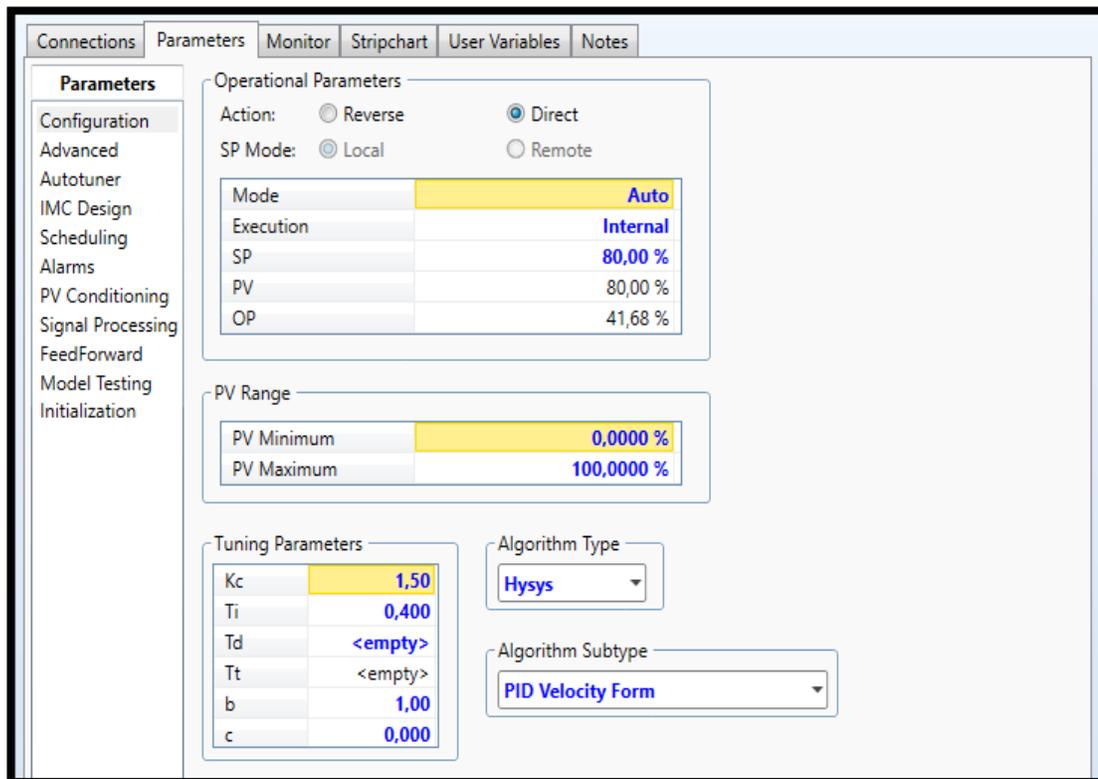
En la **Tabla 31** se presentan los datos de sintonización para el buen funcionamiento de este controlador. En la **Figura 17**. Se puede observar la ventana de sintonización del controlador de nivel de la torre estabilizadora donde se logran apreciar los demás valores de sintonización añadidos por defecto.

**Tabla 31.** Valores de sintonización del controlador de nivel de la torre estabilizadora.

<b>SP (%)</b>	80
<b>Kc</b>	1.5
<b>ti</b>	0.4
<b>PV min (%)</b>	0
<b>PV max (%)</b>	100

**Fuente:** elaboración propia.

**Figura 17.** Ventana de sintonización del controlador de nivel de la torre estabilizadora.



**Fuente:** Aspen Hysys v10.1.

**3.5.7 Sintonía del controlador de nivel del tambor de GLP producto.** Este último controlador es de respuesta lenta y por lo tanto la constante de ganancia en este proceso es mayor. Este controlador permite tener un mejor control de la cantidad de GLP que luego de ser condensado, se produce y puede influir en el nivel del condensador y que tenga un buen funcionamiento dependiendo de cómo se comporten las variables de los otros controladores. Gracias a este se puede manejar la cantidad de gas que está siendo condensado y que sale como producto en cualquier momento de operación de la torre. este controlador es de acción directa.

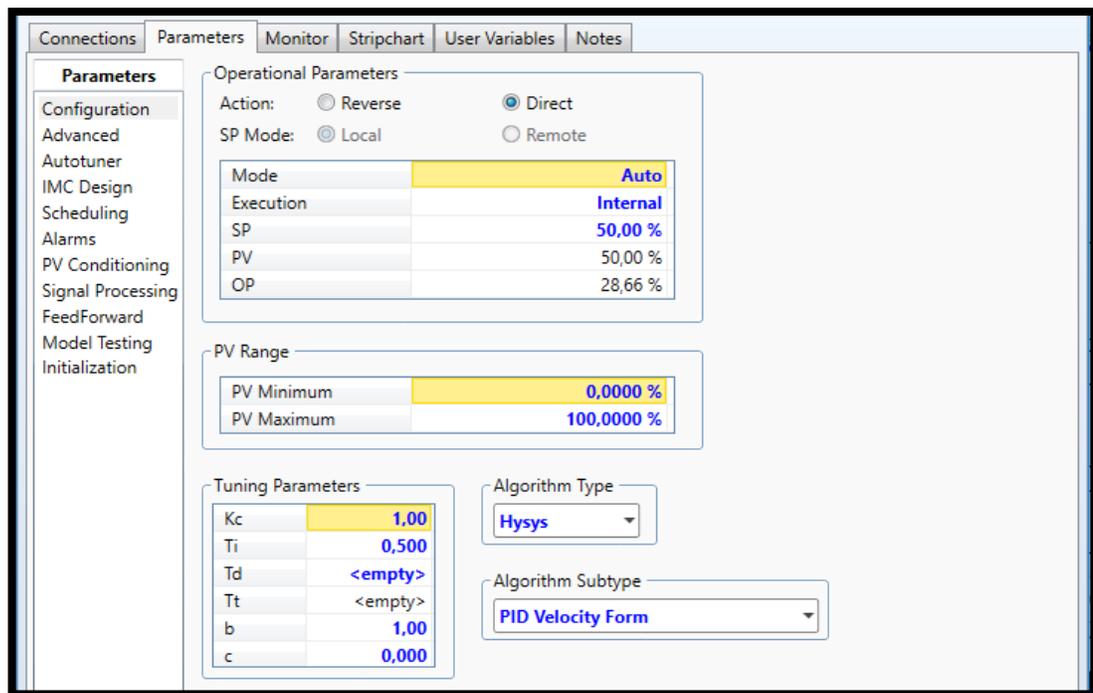
En la **Tabla 32** se presentan los datos de sintonización para el buen funcionamiento de este controlador. En la **Figura 18**. Se puede observar la ventana de sintonización del controlador de nivel del tambor o tanque de GLP producto donde se logran apreciar los demás valores de sintonización añadidos por defecto.

**Tabla 32.** Valores de sintonización del controlador de nivel del tanque de GLP producto.

<b>SP (%)</b>	50
<b>Kc</b>	1
<b>ti</b>	0.5
<b>PV min (%)</b>	0
<b>PV max (%)</b>	100

**Fuente:** elaboración propia.

**Figura 18.** Ventana de sintonización del controlador de nivel del tambor o tanque de GLP producto.



**Fuente:** Aspen Hysys v10.1.

Con estos controladores se puede mantener un buen funcionamiento de la torre sin importar la variación en el caudal de entrada siempre y cuando esta se encuentre dentro de los límites óptimos de funcionamiento, por lo tanto, es la filosofía de control

más adecuada considerando las variables que se tuvieron en cuenta para garantizar la calidad de los fluidos de salida.

### 3.6 DATOS DE PROPUESTA DE NUEVA FILOSOFÍA DE CONTROL DE LA TORRE ESTABILIZADORA DE CRUDO DE REFICAR

De acuerdo a los resultados anteriores, la nueva filosofía de control está definida por los valores de los SP en cada uno de los controladores. Estos valores se ajustan a cualquier cambio que se pueda presentar en alguno de ellos, es decir, si el caudal de entrada cambia, el SP al que están definidos los demás controles ayudan a controlar los valores de dichas variables dentro de los límites óptimos para que no se presente ningún tipo de inconveniente en el funcionamiento de la torre. A continuación, en la **Tabla 33** se muestran los valores de la nueva filosofía de control.

**Tabla 33.** Propuesta de nueva filosofía de control para la torre estabilizadora de crudo de REFICAR.

	SP
CARGA (BPD)	28030
REFLUJO (BPD)	1900
TEMPERATURA TORRE (°F)	290
PRESIÓN DE CIMA (psig)	128
NIVEL DE TORRE (%)	80
NIVEL TANQUE GLP (%)	50

Fuente: elaboración propia.

#### 4. ANÁLISIS DE RESULTADOS DE LA FILOSOFÍA DE CONTROL PROPUESTA EN LA SIMULACIÓN DINÁMICA PARA EL MEJORAMIENTO DE LA CALIDAD DE LOS FLUIDOS DE SALIDA DE LA TORRE ESTABILIZADORA DE CRUDO

En este capítulo se realiza una explicación y análisis acerca de los resultados de la simulación dinámica, así como la interpretación que se debe dar a la diferencia entre los valores de la nueva filosofía de control y los valores anteriormente usados en la torre estabilizadora de crudo de Reficar.

Para este análisis se realiza una interpretación de cada una de las variables de procesos que son controladas en los lazos de control.

##### 4.1 RESULTADOS DE CONTROL DEL CAUDAL DE ENTRADA

De acuerdo a los análisis realizados anteriormente, el caudal de entrada influye en gran proporción a todas las variables resultantes del proceso. Sin embargo, esta también influye directamente en la temperatura de alimentación de la torre, y aunque no exista un lazo de control para esta temperatura, se puede ajustar gracias al controlador del caudal de entrada debido a que, si este lo afecta de forma directa, al ajustarlo también se controla la temperatura. La razón por la cual se da esta situación, es debido a que antes de entrar a la torre, el fluido atraviesa un calentador, este calentador es quien determina la temperatura a la cual dicho fluido va a ingresar a la torre estabilizadora.

Con lo anterior se puede deducir el comportamiento que tendrá la temperatura de alimentación con el caudal de entrada, demostrado anteriormente en los análisis y a través de la simulación. Si el caudal de entrada es bajo, el calentador podrá incrementar su temperatura fácilmente debido a que hay menos fluido para tratar, caso contrario si el caudal de entrada aumenta, ya que el calentador tendrá más fluido al cual inducir calor, el cual se verá más disperso debido al mayor caudal, por lo tanto, la temperatura a la cual ese caudal puede llegar será menor. En conclusión, a mayor caudal menor temperatura de alimentación.

Es por esto, que el valor obtenido en la simulación dinámica es mayor al que se utilizaba antes, ya que la temperatura de alimentación era muy alta y debía ser disminuida. En la **Tabla 34** se observan los valores de caudal de entrada antes y después de realizar la simulación dinámica.

**Tabla 34.** Valores de caudal de entrada antes y después de la simulación dinámica.

	ANTES DE LA SIMULACIÓN	DESPUÉS DE LA SIMULACIÓN
CARGA (BPD)	25000	28030

#### 4.2 RESULTADOS DE CONTROL DE REFLUJO DE CIMA

El reflujo de cima es necesario para controlar ciertos parámetros, tales como la presión y los componentes que se recirculan a la torre para que salgan en mayor proporción en el fondo, tales como el i-C5 y n-C5. Como se puede observar en la **Tabla 35**, el reflujo antes de la simulación era demasiado alto, lo cual podía provocar un exceso de líquido condensado dentro de la torre, generando alguna inconsistencia en el funcionamiento de esta con el fin de buscar el equilibrio. Este valor es mayor al analizado en las ecuaciones, y la razón de esto es que las ecuaciones nos brindan una referencia para poder empezar la simulación dinámica, pero es solo mediante está que este valor se determina ya que se tienen todos los controladores funcionando y ajustándose.

A continuación, en la **Tabla 35** se observan los valores de reflujo de cima antes y después de la simulación dinámica.

**Tabla 35.** Valores de reflujo de cima antes y después de la simulación dinámica.

	ANTES DE LA SIMULACIÓN	DESPUÉS DE LA SIMULACIÓN
REFLUJO (BPD)	3200	1900

**Fuente:** elaboración propia.

Incluso se puede observar que antes de la simulación, el reflujo se encontraba dentro de los límites óptimos de funcionamiento definidos a través de la simulación en estado estacionario, pero era muy alto para la sintonía con los demás controladores. Ese reflujo no es óptimo si se presenta un cambio de caudal en la entrada de la torre ya que el controlador no lo podría mantener dentro de los límites óptimos de funcionamiento y puede desestabilizar el control de las demás variables.

### 4.3 RESULTADOS DE CONTROL DE TEMPERATURA

El control de temperatura de la torre se basa en el calor del rehervidor y la temperatura del plato cinco, ya que es el plato más sensible a cambios de temperatura y por el cual entra el vapor de despojo luego de que el rehervidor evapora la nafta virgen en el fondo. Este control es importante, ya que la temperatura con la que el vapor de despojo entra en el circuito de la torre influye en su interacción con la fase líquida, arrastrando más o menos componentes hacia la cima de la torre. Este valor, al igual que en los casos anteriores, es mayor al valor calculado por medio de las ecuaciones, pero es muy cercano, lo cual nos indica la eficacia de los modelos predictivos por medio de dichas ecuaciones. A continuación, en la **Tabla 36** se pueden observar los valores de la temperatura del plato cinco antes y después de la simulación dinámica.

**Tabla 36.** Valores de temperatura antes y después de la simulación dinámica.

	ANTES DE LA SIMULACIÓN	DESPUÉS DE LA SIMULACIÓN
TEMPERATURA DEL PLATO 5 (°F)	292	290

**Fuente:** elaboración propia.

Se puede observar que la temperatura del plato cinco antes de la simulación estaba por dentro de los parámetros óptimos de funcionamiento que se tenían establecidos, sin embargo, gracias a la simulación este valor se pudo ajustar a uno un poco menor ya que brinda un mejor control de la temperatura de la torre en función de los demás controladores y permite que un cambio en el caudal de entrada de la torre no afecte el funcionamiento de esta.

### 4.4 RESULTADOS DE CONTROL DE PRESIÓN

El control de presión en la torre estabilizadora de nafta se realiza a través de la cantidad de calor que retira el condensador en la cima de la torre, debido a que la presión en la cima es ejercida por el tipo de fluido que se encuentra en ese nivel, es decir, el gas. Si se produce una sobrepresión en la cima de la torre, el controlador le da la orden al condensador para retirar más calor en los gases, esto trae como resultado que el condensador pueda condensar una mayor cantidad de gases, lo cual se traduce en menor cantidad de gas o vapor en la cima de la torre, aliviado así la presión que este ejerce. Este control es bastante importante ya que, si no se hace de manera adecuada, se pierde mucho gas sin condensar a través de la válvula de alivio, lo cual se traduce en menor cantidad de GLP producido.

Esta presión se mantuvo prácticamente igual a la que se tenía antes de la simulación dinámica, lo que quiere decir que el problema en la torre no era por la presión en la cima.

A continuación, en la **Tabla 37** se observa la presión en la cima antes y después de la simulación dinámica.

**Tabla 37.** Valores de presión de cima antes y después de la simulación dinámica.

	ANTES DE LA SIMULACIÓN	DESPUÉS DE LA SIMULACIÓN
PRESIÓN DE CIMA (psig)	127	128

**Fuente:** elaboración propia.

#### 4.5 RESULTADOS DE CONTROL DE NIVEL DE LA TORRE ESTABILIZADORA

El nivel de la torre estabilizadora controla la altura de la columna de líquido dentro de esta. Este controlador es fundamental para que la torre estabilizadora no se inunde de líquido y se dificulte la subida del vapor de despojo o, por el contrario, que el nivel de líquido sea muy bajo y la torre se llene de gases.

Los valores de control después de la simulación son iguales a los valores antes de la simulación, lo cual indica que el problema para mejorar la calidad de los fluidos no es el control de nivel de la torre.

A continuación, en la **Tabla 38** se presentan los valores del nivel de la torre antes y después de la simulación dinámica.

**Tabla 38.** Valores de nivel de la torre estabilizadora antes y después de la simulación dinámica.

	ANTES DE LA SIMULACIÓN	DESPUÉS DE LA SIMULACIÓN
NIVEL DE LA TORRE (%)	80	80

**Fuente:** elaboración propia.

#### 4.6 RESULTADOS DE CONTROL DE NIVEL DEL TANQUE DE GLP PRODUCTO

El nivel de este tanque controla la cantidad de GLP condensado que sale como producto de la torre. este controlador puede aportar en cierta medida al control del reflujo ya que controla la válvula de salida hacia el tanque o tambor hacia dónde va el GLP producto que sale del condensador.

Este control tiene resultados iguales a los que se conocen de antes de realizar la simulación dinámica, por lo que se deduce que este controlador no presenta inconvenientes y no es motivo por el cual disminuye la calidad de los fluidos de salida de la torre estabilizadora de crudo de REFICAR.

A continuación, en la **Tabla 39** se pueden observar los valores de nivel del tanque de GLP producto antes y después de la simulación dinámica.

**Tabla 39.** Valores de nivel del tanque de GLP producto antes y después de la simulación dinámica.

	ANTES DE LA SIMULACIÓN	DESPUÉS DE LA SIMULACIÓN
NIVEL DEL TANQUE DE GLP PRODUCTO (%)	50	50

Fuente: elaboración propia.

#### 4.7 CONCLUSIÓN DE LA IMPLEMENTACIÓN DE LA NUEVA FILOSOFÍA DE CONTROL PROPUESTA

Gracias a la simulación dinámica fue posible obtener los parámetros de los distintos controladores que tiene la torre estabilizadora de crudo de REFICAR. De todos los parámetros se puede observar que los más influyentes y que más difieren con los que se utilizaban antes de la simulación son el caudal de entrada a la torre, que a su vez ayuda a controlar la temperatura de alimentación, el reflujo de cima y la temperatura de la torre medida en el plato cinco.

En conclusión, el factor más determinante y con mayor diferencia ha sido la temperatura de alimentación. esto se debe a que antes de realizar la simulación dinámica se puede observar que el valor de esta se encuentra por fuera de los límites óptimos de funcionamiento anteriormente establecidos. Esto se puede ver como consecuencia de que el caudal de entrada también se encontraba por fuera de dichos límites, en su caso por debajo de ellos, provocando que la temperatura de la alimentación sea demasiado alta. Esta temperatura es considerada factor clave ya que, como se explica anteriormente, es la que regula el reflujo interno de

la torre, lo cual es una de las claves para controlar el proceso y obtener los resultados deseados.

Por otro lado, la temperatura del plato cinco y el reflujo se encontraban dentro de los límites óptimos antes de realizar la simulación, sin embargo, los valores obtenidos a través de la simulación dinámica indican que se encontraban muy altos y que disminuyéndolos se logra obtener una mejor sintonía de control.

Esta nueva filosofía de control permite que se manejen distintos caudales dentro de los límites óptimos anteriormente descritos y dentro del rango del transmisor de flujo del controlador del caudal de entrada, sin que el proceso presente dificultades y obteniendo las calidades del GLP y de la Nafta estabilizada deseadas. Esto es demostrado en el siguiente capítulo.

## 5. EVALUACIÓN TÉCNICA DE LA NUEVA FILOSOFÍA DE CONTROL DE LA TORRE ESTABILIZADORA DE CRUDO DE REFICAR

En este capítulo se evalúa la efectividad de la nueva filosofía de control de la torre estabilizadora de crudo de REFICAR por medio de la variación del caudal de entrada. Se exponen diferentes casos de este caudal en donde se observa el comportamiento de los controladores y el valor en el que se controlan el resto de variables mencionadas en el capítulo anterior, así como los parámetros de calidad de los fluidos, con el fin de determinar si esta filosofía de control es adecuada para mejorar esa calidad.

A continuación, en la **Tabla 40** Se observan los diferentes casos de simulación aplicando la nueva filosofía de control y cómo se comportan los parámetros de calidad de los fluidos de salida.

**Tabla 40.** Casos de simulación de la nueva filosofía de control de la torre estabilizadora de crudo de Reficar.

CAUDAL DE ENTRADA  BPD	GLP		NAFTA ESTABILIZADA
	i-C5	n-C5	n-C4
	%VOL		
28330	4.26	3.06	3.02
27530	4.32	3.1	3.01
27030	4.35	3.09	3.11
26530	4.36	3.05	3.22
26030	4.36	2.98	3.35

**Fuente:** elaboración propia.

Se puede apreciar que los cambios de caudal de entrada a la torre estabilizadora de crudo no afectan en gran medida los porcentajes volumétricos de i-C5 y n-C5 en el GLP y de n-C4 en la Nafta estabilizada, lo cual confirma que la filosofía de control definida a través de la simulación dinámica es efectiva en cuanto al control y aseguramiento de la calidad de los fluidos de salida cuando se presentan diferentes caudales de entrada dentro de los límites óptimos antes mencionados. Esto es posible ya que los controladores logran ajustar los valores de apertura de las válvulas de control (OP) para cada una de las variables y mantenerlas dentro de los valores deseados (SP), sin ningún inconveniente. Como se puede apreciar en la **Tabla 41**.

**Tabla 41.** Valores de las variables controladas en los diferentes casos de simulación.

	PV					
<b>CARGA (BPD)</b>	28030	28330	27530	27030	26530	26030
<b>REFLUJO (BPD)</b>	1900	1900	1900	1900	1900	1900
<b>TEMPERATURA TORRE (°F)</b>	290	289.99	289.99	290	290	290
<b>PRESIÓN DE CIMA (psig)</b>	128	129.56	127.99	127.98	128	128.01
<b>NIVEL DE TORRE (%)</b>	80	80	80	80	80	80
<b>NIVEL TANQUE GLP (%)</b>	50	50	50	50	50	50

Sin embargo, se puede observar que luego de que el caudal de entrada supera los 28030 BPD, la simulación se comporta de manera muy sensible y se genera una mayor dificultad al momento de controlar las diferentes variables, como la presión de cima.

Con esta simulación el RVP de la nafta estabilizada se mantiene alrededor de los 25 Kpa, lo cual se puede interpretar como un muy bajo porcentaje de componentes livianos como el n-C4 dentro de la composición de esta.

Se puede observar que el reflujo, independientemente del caudal, logra controlar ya que su valor no cambia, esto significa que sin importar la cantidad de crudo que entra a la torre estabilizadora, el caudal de 1900 BPD es ideal para mantener las concentraciones de los componentes claves descritos en la **Tabla 40**. Este comportamiento indica que lo único que es afectado, con respecto al reflujo, son los caudales de salida de GLP y Nafta Estabilizada producto ya que al recibir más o menos caudal y el reflujo no modificarse, la cantidad de fluidos de salida es en donde se puede ver reflejado el cambio del caudal de entrada, lo cual es significativamente positivo, ya que el objetivo de la filosofía de control propuesta es mantener las calidades de los fluidos dentro de los parámetros de calidad (n-C5 + i-C5 en GLP menor al 12% y n-C4 menor al 6%) independientemente de la cantidad que se produzca de estos.

En el caso de la temperatura de la torre, se puede apreciar que esta es ideal para que la cantidad de vapor de despojo, es decir, el gas que se libera de crudo líquido,

cumpla su función en óptimas condiciones sin generar un exceso de gas dentro de la torre o una cantidad muy pequeña de este, ya que estos dos escenarios llevan a una descompensación en la presión y el nivel de la torre estabilizadora, lo cual provoca un desequilibrio dentro del proceso y un desajuste de los lazos de control en donde estos se descontrolan en un ciclo repetitivo en donde se busca llegar al equilibrio para controlar la presión y el nivel del líquido, pero que nunca llega a concretarse debido a la sensibilidad de las variables implicadas.

La presión de la torre se mantiene estable, aunque con variaciones no comprometedoras, significa que la sintonía entre el controlador de reflujo y el controlador de la torre junto con el de presión trabajan a la perfección, ya que estos tres juntos controlan la cantidad de gas dentro de la torre y al ver que no se tiene un cambio en el reflujo para controlar la presión, se puede afirmar que el condensador se ajusta bien a la cantidad de calor que debe retirar para condensar el gas y mantener la presión en la cima controlada.

Todo lo anteriormente dicho se puede ver reflejado no solo en las concentraciones de los componentes referencia de calidad de los fluidos de salida, sino también en el nivel de la torre y del tambor de GLP producto ya que el nivel de se mantiene en todos los casos de caudales simulados, eso significa que la torre estabilizadora se mantiene en el equilibrio de fases y el proceso es estable ya que en ninguno de los casos se presenta una sobrepresión o un exceso de gas o líquido en donde los controladores no mantengan las variables controladas en busca de compensar algún parámetro.

## 6. CONCLUSIONES

- Se observó que el circuito de cima de la torre estabilizadora es controlado por el condensador y el circuito de fondos es controlado por el rehervidor y se identificaron los parámetros de calidad para los fluidos de salida los cuales son un máximo de 12% en la suma de los porcentajes volumétricos de i-C5 y n-C5 en el GLP, y 6% de n-C4 en la Nafta Estabilizada.
- Se identificó que la concentración de i-C5 en GLP era mayor 14% debido a que es afectada por el caudal de entrada, la temperatura de alimentación, la temperatura del plato cinco y el reflujo de cima de la torre.
- Por medio de un análisis de sensibilidad de la simulación estacionaria se observó que el caudal de entrada es lo que regula la temperatura de alimentación de la torre estabilizadora de crudo. Además, que la temperatura de alimentación y la temperatura del plato cinco son las variables más sensibles a cambios.
- Se realizó un análisis de sensibilidad de los datos reales de la torre estabilizadora de crudo de REFICAR con el fin de determinar un modelo, a través del programa STATGRAPHICS, que explicara el comportamiento de las variables dependientes y la influencia directa de las variables independientes sobre estas. Así mismo, se determinó que la temperatura de alimentación es la variable más influyente de todas.
- Se determinó que los problemas que generan una mala calidad de los fluidos de salida de la torre estabilizadora de crudo de Reficar son que la temperatura de alimentación a 258°F es muy alta y que los 3200 BPD de reflujo son demasiado, lo cual lleva a perder el equilibrio del proceso dentro de la torre.
- Se determinó que la temperatura de alimentación es la variable que controla el reflujo interno de la torre y, por lo tanto, ya que no posee un controlador directo, cualquier cambio en esta debe ser compensado por medio del control de las demás variables de proceso.
- Se determinó la correlación que explica que el comportamiento del porcentaje de apertura de las válvulas de reflujo de cima frente al caudal de entrada a la torre, utilizando valores reales, es inconsistente por lo que el reflujo no es controlado. Esta regresión se realizó mediante una regresión lineal con el estimador de mínimos cuadrados ordinarios a través del software de análisis estadísticos y gráficos STATGRAPHICS.
- Se realizó un análisis de resultados de la implementación de la filosofía de control para el mejoramiento de la calidad de los fluidos de salida de la torre en

donde se determinó que el SP adecuado para el controlador del caudal de entrada es 28030 BPD.

- Se determinó que la sintonía adecuada para el reflujo de cima (condensador) de la torre debe ser de 1900 BPD, el cual se encuentra dentro de los límites óptimos de funcionamiento y que permite un buen desempeño de la planta y buenas calidades de los fluidos de salida.
- Se determinó que la sintonía adecuada para la temperatura de la torre, la cual es medida a través de la temperatura del plato cinco, a su vez controlada por la cantidad de calor que emite el rehervidor de fondos es de 290 °F, el cual permite un buen control si se presenta un cambio en el caudal de entrada a la torre.
- Se determinó que, para la presión de cima, nivel de la torre y nivel del tanque de GLP producto, no presenta un cambio respecto a las condiciones de operación de la torre que se tenían antes de la simulación, razón por la cual sus valores quedaron en 128 psig, 80% y 50% respectivamente.
- Se evaluó técnicamente la filosofía de control, mediante los parámetros para los fluidos de salida a través de diferentes casos de simulación dinámica en donde se cambió aleatoriamente el caudal de entrada a la torre comprobando que los demás controladores son capaces de mantener las variables de operación controladas.

## 7. RECOMENDACIONES

- Se recomienda realizar la correlación del caudal de entrada con el caudal reflujó de cima para observar el dato directamente en BPD. Además, incluir otras variables para obtener una aplicabilidad más amplia.
- Se recomienda realizar un análisis en donde se involucren nuevos lazos de control para determinar si se puede optimizar el caudal de productos de salida de la torre estabilizadora de crudo de REFICAR.
- Se recomienda realizar un análisis financiero en donde se realice una relación costo beneficio entre obtener mayor cantidad de productos de salida y mejorar la calidad de dichos fluidos.
- Se recomienda hacer un seguimiento más detallado del RVP de la nafta estabilizada para tener un mejor control de esta.

## BIBLIOGRAFÍA

ALZATE IBÁÑEZ, Angélica María. Modelado y Control de una Columna de Destilación Binaria. Colombia. 2010.

B. Labrada-Vázquez, T. Mariño-Peacock, A. Sánchez. Simulación de la unidad de estabilización de la refinería "Hermanos Díaz" empleando el simulador Aspen Hysys 8.0, 1Facultad de Ingeniería Química, Universidad de Oriente, Santiago de Cuba, 2016, ISSN 0253-9276.

BARÓN LÓPEZ, Francisco Javier. TÉLLEZ MONTIEL, Francisco. Apuntes de bioestadística. España. 2004

ECOPETROL S.A. Exportaciones de crudo. 2014.

ECOPETROL S.A. Refinería de Cartagena. 2014. Disponible en: [https://www.ecopetrol.com.co/wps/portal/web\\_es/ecopetrol-web/our-company/about-us/what-we-do/supply-and-marketing/refineria-cartagena](https://www.ecopetrol.com.co/wps/portal/web_es/ecopetrol-web/our-company/about-us/what-we-do/supply-and-marketing/refineria-cartagena)

Estabilización de condensado. Disponible en: <https://es.scribd.com/doc/151719838/Estabilizacion-de-Condensado>

GARCÍA ARMARIO, Gloria. Modelado y control avanzado de una columna de destilación. España. 2017

GARCÍA, Pamela. ¿Qué es control PID? Disponible en: <https://franklinlinkmx.wordpress.com/2013/09/05/que-es-el-control-pid/>

I. Gasuke, "Refino del petróleo: Sistema de fraccionamiento". 2013. Disponible en: <http://www.ingenieriaquimica.net/articulos/312-refino-del-petroleo-ii-sistema-de-fraccionamiento>.

INSTITUTO COLOMBIANO DE NORMAS TÉCNICAS Y CERTIFICACIÓN. Norma técnica colombiana - NTC 1486 para documentación, presentación de tesis, trabajos de grado y otros trabajos de investigación. 2008.

INSTITUTO COLOMBIANO DE NORMAS TÉCNICAS Y CERTIFICACIÓN. Norma técnica colombiana – NTC 5613 para referencias bibliográficas, contenido, forma y escritura. 2008.

INSTITUTO COLOMBIANO DE NORMAS TÉCNICAS Y CERTIFICACIÓN. Norma técnica colombiana – NTC 4490 para referencias documentales para fuentes de información electrónicas. 1998

J. Castro, R. Torres, "Análisis y Simulación de Proceso de Refinación del Petróleo", 2002.

J. Wuoto, "Desarrollo De Una Metodología Para La Estabilización De Los Crudos Ligeros Y Superligeros". Tesis de grado, Dep. Ingeniería petrolera y gas natural, Universidad Autónoma de México, 2008.

MAZZONE, Virginia. Controladores PID. Universidad Nacional de Quilmes 2002.

MORILLA GARCÍA, Fernando. El controlador PID. Madrid. 2007.

NOVALES, Alfonso. Análisis de regresión. Universidad Complutense. 2010.

REFICAR S.A. Historia de Reficar. Disponible en:  
<http://www.reficar.com.co/quienes-somos>

Refinería de Cartagena S.A., "Arranca nueva producción de combustibles en Refinería de Cartagena". 2015. Disponible en:  
[http://www.reficar.com.co/Repositorio/06\\_SalaPrensa/01\\_Boletines/2015/11.%20Noviembre/1.%20Arranca%20Producci%C3%B3n%20de%20la%20Nueva%20Refiner%C3%ADa.pdf](http://www.reficar.com.co/Repositorio/06_SalaPrensa/01_Boletines/2015/11.%20Noviembre/1.%20Arranca%20Producci%C3%B3n%20de%20la%20Nueva%20Refiner%C3%ADa.pdf)

Refinería de Cartagena S.A., "Refinería de Cartagena un proyecto de solida expansión". 2014. Disponible en:  
[http://www.reficar.com.co/Repositorio/06\\_SalaPrensa/01\\_Boletines/2014/5.Mayo/3.Resumen%20Actualizado%20del%20Proyecto%20Mayo.pdf](http://www.reficar.com.co/Repositorio/06_SalaPrensa/01_Boletines/2014/5.Mayo/3.Resumen%20Actualizado%20del%20Proyecto%20Mayo.pdf)

Requena Laviña, María. El desarrollo de las marcas de distribución. Disponible en:  
<http://www.eumed.net/tesis-doctorales/2008/mrl/variables%20de%20las%20marcas%20gestionadas%20por%20la%20distribucion.htm>

RIPOLL de LEMAITRE, María Teresa. LA ACTIVIDAD EMPRESARIAL DE DIEGO MARTÍNEZ CAMARGO, 1890-1937. Cartagena, Colombia. 1999.

Torregrosa, J. Conceptos básicos de simulación de procesos, Universitat Politècnica de València.

# **ANEXOS**

**ANEXO A**  
**DATOS REALES DE LA TORRE ESTABILIZADORA DE CRUDO DE**  
**REFICAR**

<b>GLP</b>	<b>NAFTA EST</b>	<b>CARGA</b>	<b>T</b>	<b>T PT 5</b>
<b>BPD</b>	<b>BPD</b>	<b>BPD</b>	<b>°F</b>	<b>°F</b>
821.966114	23920.5923	26108.7169	253.824366	291.03498
629.272698	22624.8537	24884.0127	254.608883	291.073638
780.891821	19113.7849	21920.2022	259.714281	293.46022
925.573698	18019.6288	21077.0684	262.121179	294.535147
237.635853	11859.8857	15812.9078	149.681507	160.445177
0	4467.55015	11368.8179	87.4332302	92.200488
122.502907	11458.0284	15393.0751	134.500553	143.204014
914.864545	14521.9948	18151.4528	265.291703	293.050712
883.111668	17600.9259	20735.2833	262.867009	293.32296
882.736032	17616.4725	20746.1028	262.114678	293.865524
814.865165	19120.5695	21962.4943	259.156064	292.361213
756.193401	21492.1946	24005.0039	257.481709	291.600425
857.932779	23379.495	25707.5478	255.22691	291.575404
860.485036	24758.9328	26931.7158	254.356913	292.632084
727.337958	23666.6761	25908.776	255.847138	292.848617
670.354334	23997.8102	26172.6608	254.350302	291.971797
871.348687	24676.1324	26883.0749	253.464171	292.992076
724.480767	24589.2779	26723.8753	252.984084	293.141572
834.748865	23984.7935	26255.777	246.483565	290.754036
919.664253	23770.951	26129.0199	242.146455	290.450893
1193.02712	24801.2477	27209.5107	240.911914	289.761112
1513.87016	24559.8695	26983.4413	239.933202	288.587111
1230.91445	24829.6363	27176.294	239.434057	288.864142
1154.18903	24540.5307	26927.9452	240.424038	290.769082
1249.62975	23843.3256	26336.1956	242.930874	291.460484
928.068185	23786.9639	26096.6352	241.189414	289.199272
1065.52582	24709.6384	27039.7098	233.667899	288.247304
1154.0775	24805.555	27087.7553	224.337311	286.531747
1160.75513	24524.07	26718.034	233.331154	288.14113
1121.12593	25310.0889	27426.4592	233.906711	288.10765
1000.30517	25072.5926	27139.2487	232.345735	287.09964

<b>GLP</b>	<b>NAFTA EST</b>	<b>CARGA</b>	<b>T ALIMENT</b>	<b>T PT 5</b>
<b>BPD</b>	<b>BPD</b>	<b>BPD</b>	<b>°F</b>	<b>°F</b>
990.409749	25061.7263	27134.3928	231.337105	286.016605
1054.36515	24476.3176	26602.3252	232.616829	285.856489
356.032661	14688.1797	16291.2141	183.757327	239.284013
1.14182257	5069.26407	12562.9929	124.557255	160.291177
404.690397	17458.3866	21124.2689	263.483429	288.666132
509.029086	20687.9453	23637.8027	256.978088	290.781342
509.072937	20687.9453	23637.8027	256.920563	290.781342
646.783182	21815.3491	24367.2479	240.220404	287.006941
705.82197	23043.869	25279.5752	227.635849	282.960267
562.31771	24637.7067	26583.3372	228.90646	283.512838
753.310335	25033.4483	27027.8912	231.258752	284.64952
788.96115	25176.8644	27208.9983	229.919923	284.406484
801.347879	25522.8497	27512.3546	229.371333	282.024805
752.867424	25616.4212	27612.3099	229.056516	283.528444
1067.60954	25291.8652	27330.1377	230.724917	284.936922
772.954411	24800.981	26804.6515	231.858198	284.737903
684.985511	25356.0371	27255.8877	232.679686	283.990197
534.90298	25615.2672	27409.818	233.915599	282.691773
525.184181	25636.0435	27374.8574	233.945432	284.465878
575.139435	25449.5085	27209.3773	232.693159	282.361709
508.053625	26002.0364	27686.8306	236.167126	284.356844
740.313156	25652.51	27452.3991	239.862976	288.612811
957.331855	25392.9515	27328.4624	240.505431	289.268356
676.099137	24757.049	26672.1642	241.140942	287.931665
794.271965	24984.346	26957.1925	241.190501	287.788798
851.55748	25115.9229	27108.2205	242.285014	289.018529
871.026861	25495.1141	27547.9108	241.536072	287.444713
808.781337	25991.6991	27935.6209	240.750442	288.193576
667.098047	25488.0155	27368.0141	233.760165	282.715068
673.681805	25598.2412	27467.5601	231.923546	280.134562
743.183955	25240.6793	27158.0916	232.652698	283.499762
665.096314	25763.4127	27600.838	234.094855	283.979313
524.818707	25406.7693	27293.0766	233.070812	284.059783
762.136274	25214.5106	27113.8992	233.866728	283.310012
960.856982	25022.6983	27009.2225	232.783851	284.466697

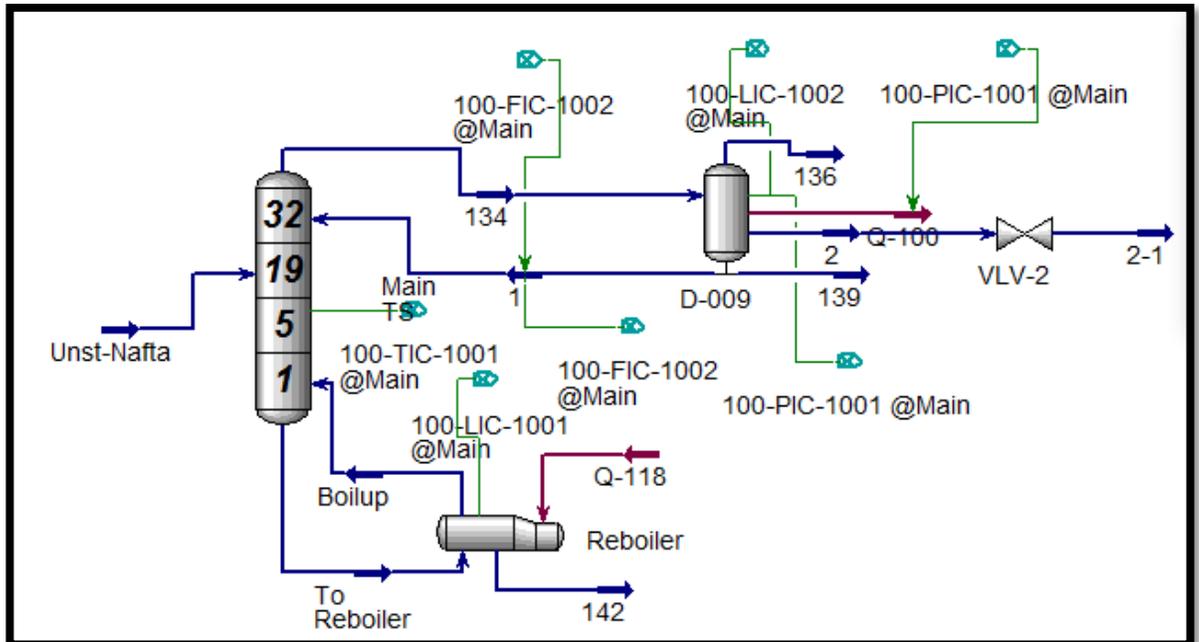
<b>GLP</b>	<b>NAFTA EST</b>	<b>CARGA</b>	<b>T ALIMENT</b>	<b>T PT 5</b>
<b>BPD</b>	<b>BPD</b>	<b>BPD</b>	<b>°F</b>	<b>°F</b>
841.823588	25000.1008	26960.784	233.741251	283.37745
600.575124	24582.6323	26441.8937	232.910912	281.681186
720.193823	24819.0232	26752.6354	233.319624	282.436897
901.63079	25231.3875	27230.6077	233.87754	282.658072
855.717933	25267.0925	27238.6578	233.640303	282.666825
828.723828	24990.2093	26992.2888	234.994328	282.869079
836.64285	24386.8268	26457.3205	234.424858	282.609693
552.521227	22510.3233	24601.8528	234.747451	283.876069
320.011515	14139.4084	17311.866	236.717644	283.884142
539.761533	22200.2352	24279.886	234.186321	282.30195
515.91661	23746.6628	25599.9627	234.08597	279.800794
658.301364	24583.9506	26466.6543	233.17249	280.507058

<b>RVP</b>	<b>REFLUJO</b>	<b>i-C5 GLP</b>	<b>n-C5 GLP</b>	<b>% OP</b>
<b>Kpa</b>	<b>BPD</b>	<b>% VOL</b>	<b>% VOL</b>	<b>%</b>
55.0666667	2643.27186	12.65	2.49	32.1684069
55.9	2042.40844	10.737008	1.881471	35.1174903
52.7	2096.39396	10.897	2.14	66.4180424
50.3	2372.2492	10.5508709	2.04222106	72.6096278
0	788.057072			19.8337084
134.7	254.986104			0
70.95	557.493548			11.1276671
161.9	2487.93925			71.7659114
51.6666667	2276.73028			70.7730799
51.1666667	2228.18557	11.859088	2.29324	69.0621948
52.9	1908.75889	12.157017	2.670817	66.6715471
52.3666667	1966.80241	11.587	3.024	64.4040849
53.7	2379.20355	7.00202855	0.74634223	70.1558645
55.9666667	2618.79763	13.73605	3.17205486	70.9173648
51.4	2297.59826	10.1827293	1.5361769	65.2224599
54.1333333	2062.9303	10.5768144	1.72508578	63.3427358
52	2619.12194	11.329029	2.033935	71.4199163
51.6666667	2159.20545	11.237027	2.010491	64.840513
53.0666667	2245.29929	10.0493	1.679	69.1108386
51.4666667	2400.56821	9.76299773	1.46033986	72.6284559
52.3	2635.34951	16.1299839	4.49714082	81.7284418

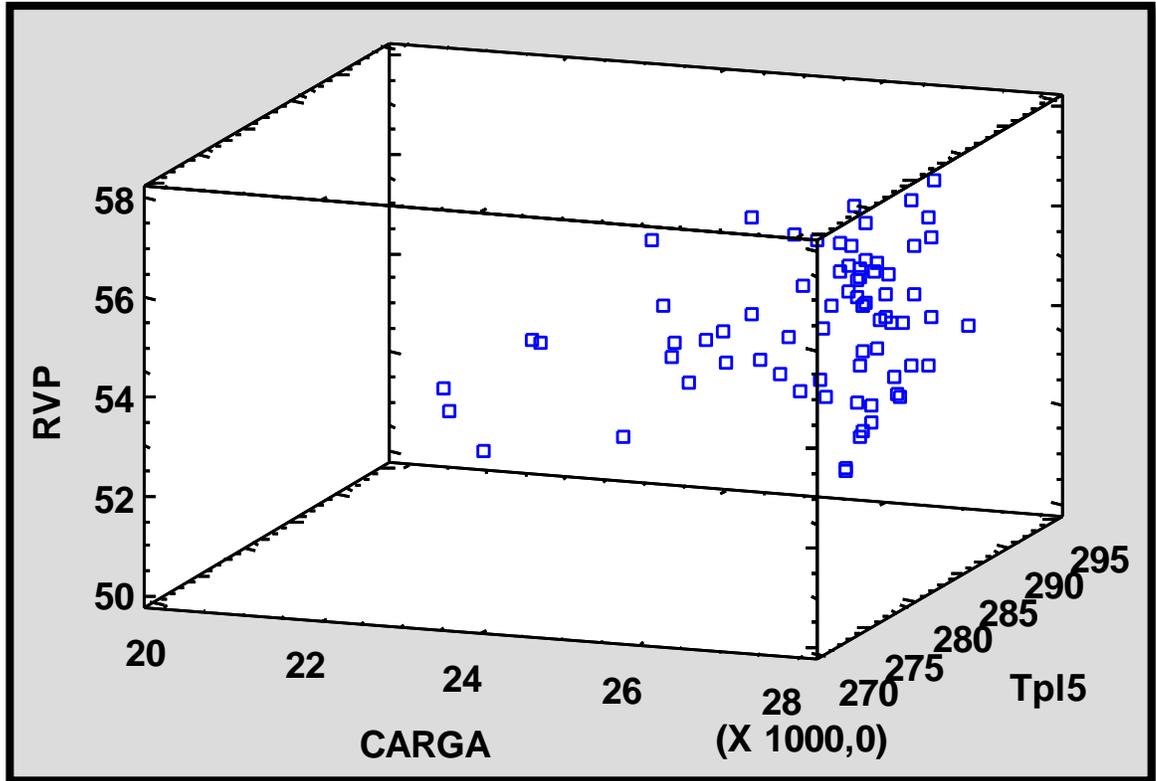
<b>RVP</b>	<b>REFLUJO</b>	<b>i-C5 GLP</b>	<b>n-C5 GLP</b>	<b>% OP</b>
<b>Kpa</b>	<b>BPD</b>	<b>% VOL</b>	<b>% VOL</b>	<b>%</b>
52.8333333	2867.59517	16.7663377	7.35183345	95.4912479
54.8333333	2326.56891	16.4501699	0	82.3310934
53.2	2483.47228	14.0530748	5.0118587	79.4264224
49.8333333	3469.64895	9.7524745	1.96844094	84.1339066
54.4666667	3280.14307	0.01922519	0.00118904	44.6148414
51.1	2950.91596	3.726821	0.8503805	68.5688563
51.4333333	2999.43849	6.70969139	2.64459041	71.8030865
52.3	3431.73354	0.03455099	0.01213887	77.7765079
53.5	3438.35038	0.01303607	0	81.2660723
53.3666667	3300.33997	0.14571218	0.02504607	62.8053867
55.1666667	3405.15358	0	0	72.6155562
56.1333333	3402.70351	0	0	80.4957718
56.6	1558.23849	0.021641	0	63.5996206
79.9	282.455681			0
60.2666667	1459.9105			45.1835183
56.9	2323.4375	3.73375504	0.19957375	57.3174509
55.2666667	2323.4375	1.32447697	0.07644181	57.2409096
53.7	2857.34631	0.14883425	0.00578838	65.0400985
57.8	3168.98267	0	0	68.3056673
56.4333333	3187.03173	0.1367	0.007791	63.0074292
52.5333333	2969.50835	0.05	0.03	69.4109175
54.2666667	2705.9053	0.02345	0	69.6099922
56.2666667	2555.77574	9.654	1.378	68.9786149
53.4	3039.88445	0.31959485	0.01985912	68.1107119
54.7333333	3219.55264	0.03092353	0.00163152	83.7359884
50.8333333	3260.20026	0.00802214	0	70.0245192
55.8333333	3798.07097	0	0	60.8521684
58.2666667	4092.76938	0.090357	0.020588	57.1336218
55.7333333	3858.51599	2.67	0.27	51.0987931
55.8333333	3210.02136	1.729073	0.142918	67.0876396
56.4	2874.14395	3.169	0	61.3819159
57.2	3137.76187	1.63091724	0.13371687	70.5194871
55.9666667	3621.17632	0.10281487	0.01167649	72.8802976
54.7	3903.42527	0.05081053	0.02348725	47.0786932
54.5	4079.93936	0.03313139	0.01187243	63.2787184
56.7	4160.00522	1.147308	0.12918	71.7174542
54.6	4447.97283	4.210784	0.573368	58.1889581

<b>RVP</b>	<b>REFLUJO</b>	<b>i-C5 GLP</b>	<b>n-C5 GLP</b>	<b>% OP</b>
<b>Kpa</b>	<b>BPD</b>	<b>% VOL</b>	<b>% VOL</b>	<b>%</b>
54.3666667	4565.83926	0.477558	0.050992	35.9531306
53.3	4237.16579	0.617	0.042	62.7882935
55.7666667	4357.40957	0.00341626	0.00286154	63.7486442
55.2	4154.23454	0.61623404	0.03054909	66.7986362
54.8333333	4482.56684	0.04438979	0.03652172	63.7834925
54.8666667	3913.49395			55.2947289
53.2666667	3476.23736	0	0.78597887	82.7926047
55.8	3621.01877	0	0	82.0448194
51.8333333	3896.62018	1.052691	0.105843	76.8556854
54.7	3139.73954	4.55	0.312	68.2972821
53.8	3941.79379	4.15333899	0.29539958	66.6744147
52.6666667	4565.86869	3.47697179	0.42856378	72.5097903
54.3666667	4799.57276	1.32624241	0.10780115	71.0791287
51.9666667	4489.71638	0.05120525	0.00407174	71.7632869
53.4666667	3744.42078	1.086116	0.095649	73.4513036
54.8333333	3072.26508	0.08759	0	60.3855557
50.0333333	2607.1715	3.431348	0.278219	56.5771491
52.3333333	3274.25305	0.055	0.38	71.3775219
54.7	3253.86325	3.71190675	0.61546957	65.7049582
	3849.03262			67.0587472

**ANEXO A**  
**VENTANA PRINCIPAL DE SIMULACIÓN DINÁMICA DE TORRE**  
**ESTABILIZADORA DE CRUDO DE REFINAR.**

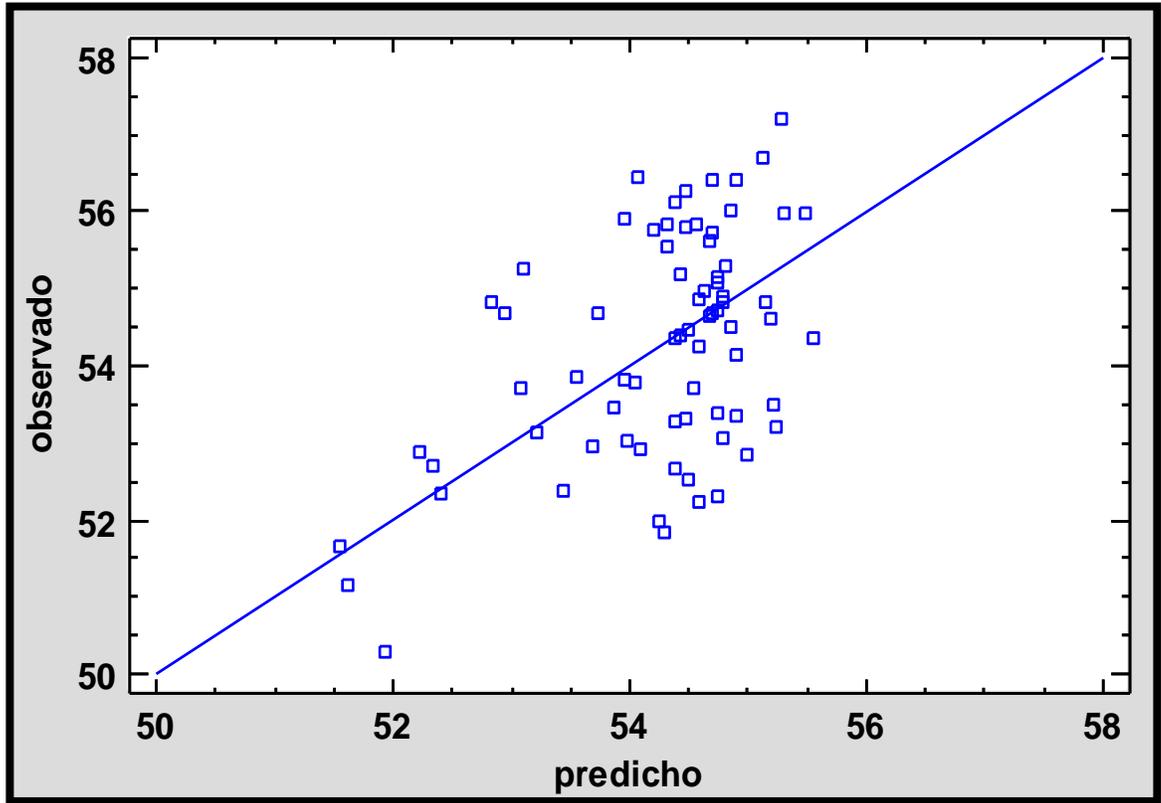


**ANEXO B**  
GRÁFICO DE RVP DE LA NAFTA VS CAUDAL DE ENTRADA Y TEMPERATURA  
DEL PLATO CINCO.

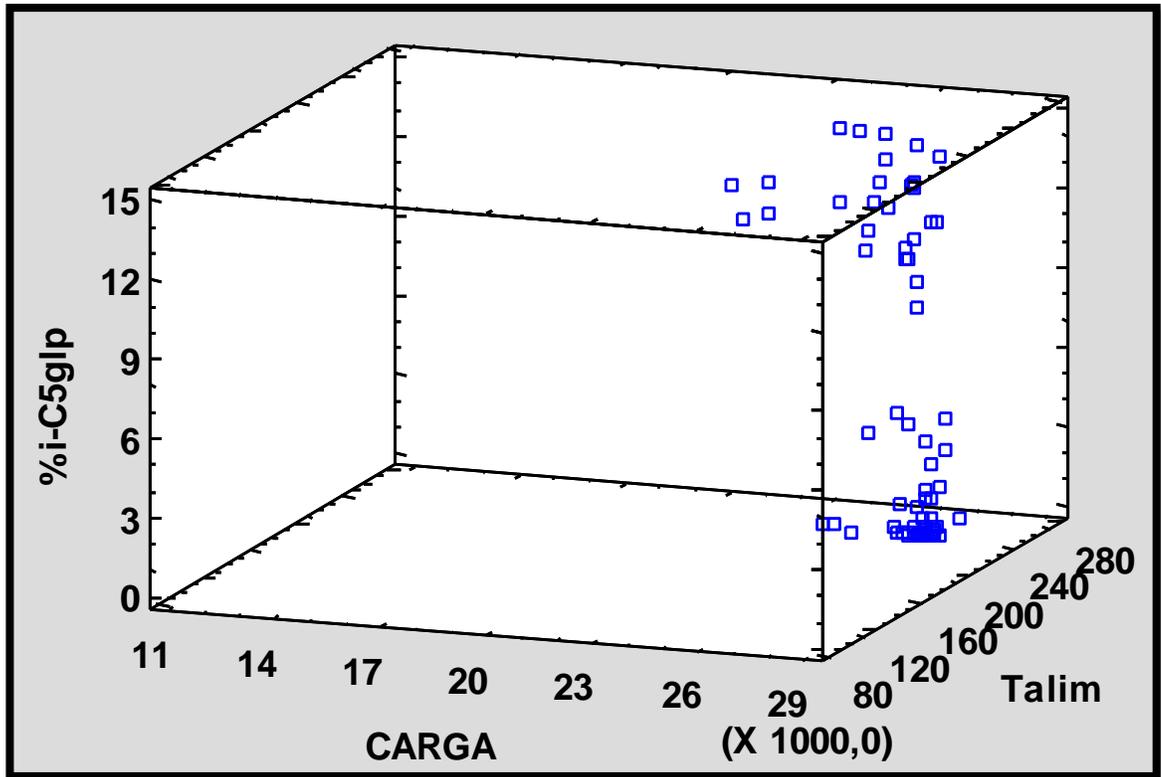


### ANEXO C

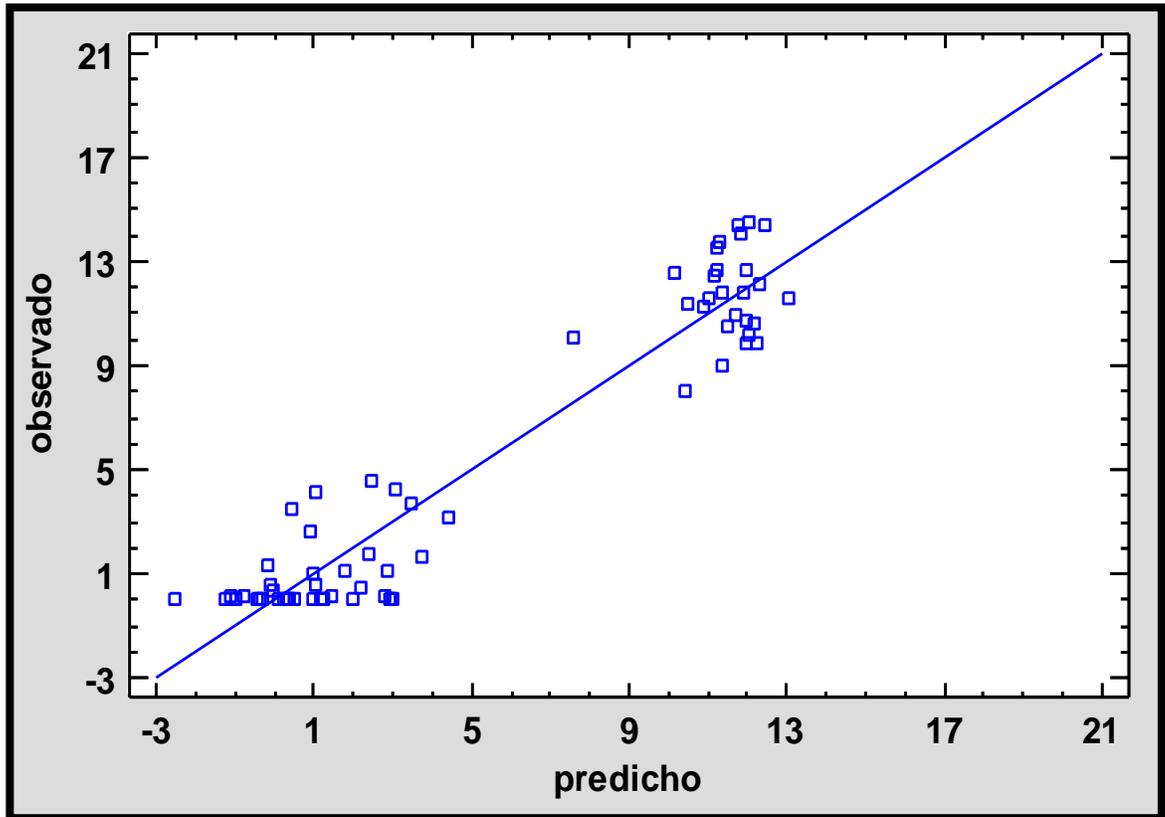
GRÁFICO DE MODELO DE VARIACIÓN DE RVP DE LA NAFTA VS CAUDAL DE ENTRADA Y TEMPERATURA DEL PLATO CINCO



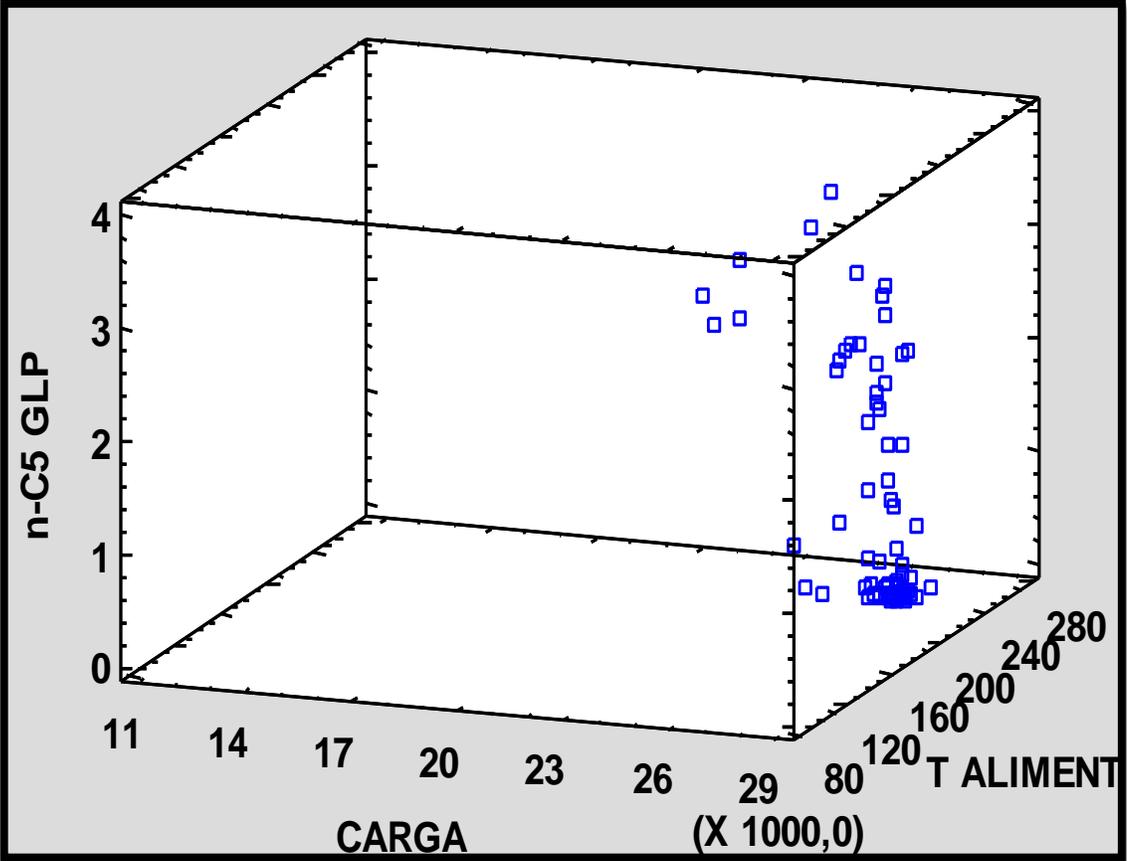
**ANEXO D**  
GRÁFICO DE %I-C5 EN GLP VS CAUDAL DE ENTRADA Y TEMPERATURA DE ALIMENTACIÓN



**ANEXO E**  
MODELO DE VARIACIÓN DE %I-C5 EN GLP VS CAUDAL DE ENTRADA,  
TEMPERATURA DE ALIMENTACIÓN, TEMPERATURA DEL PLATO CINCO Y  
REFLUJO DE CIMA.

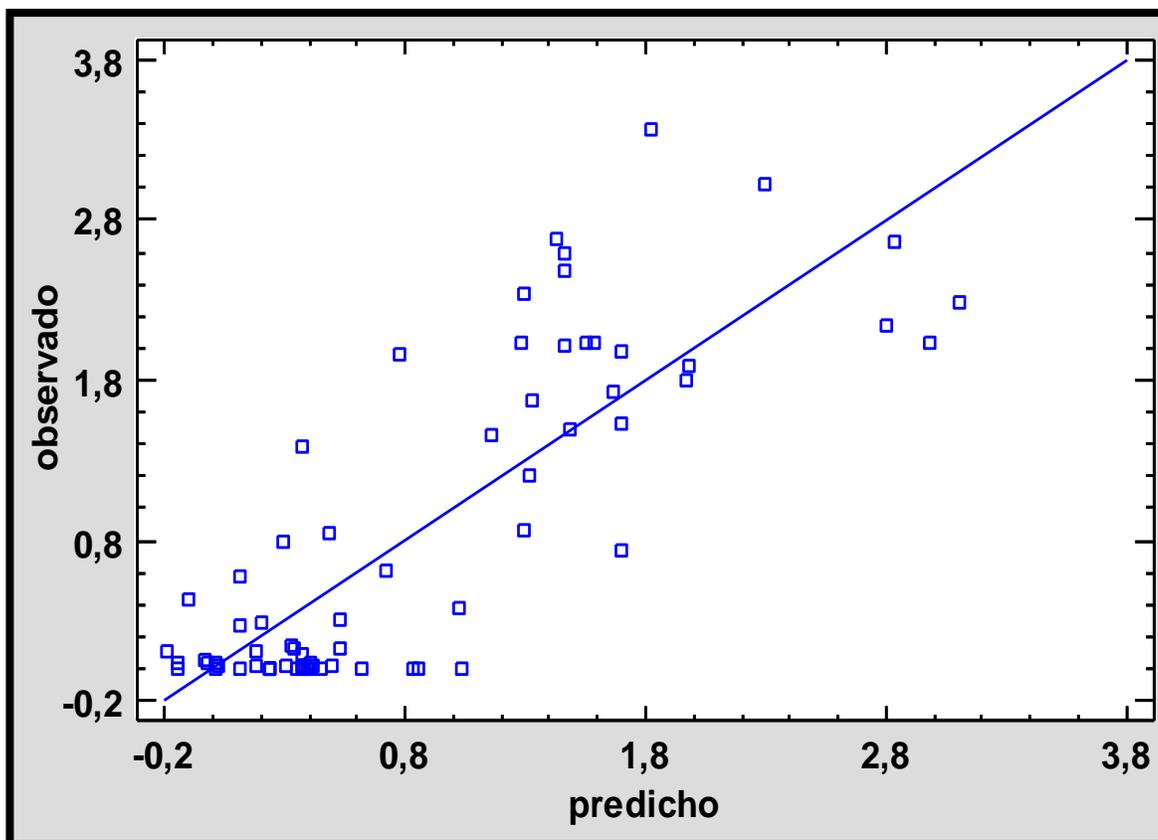


**ANEXO F**  
GRÁFICO DE N-C5 EN GLP VS CAUDAL DE ENTRADA Y TEMPERATURA DE ALIMENTACIÓN

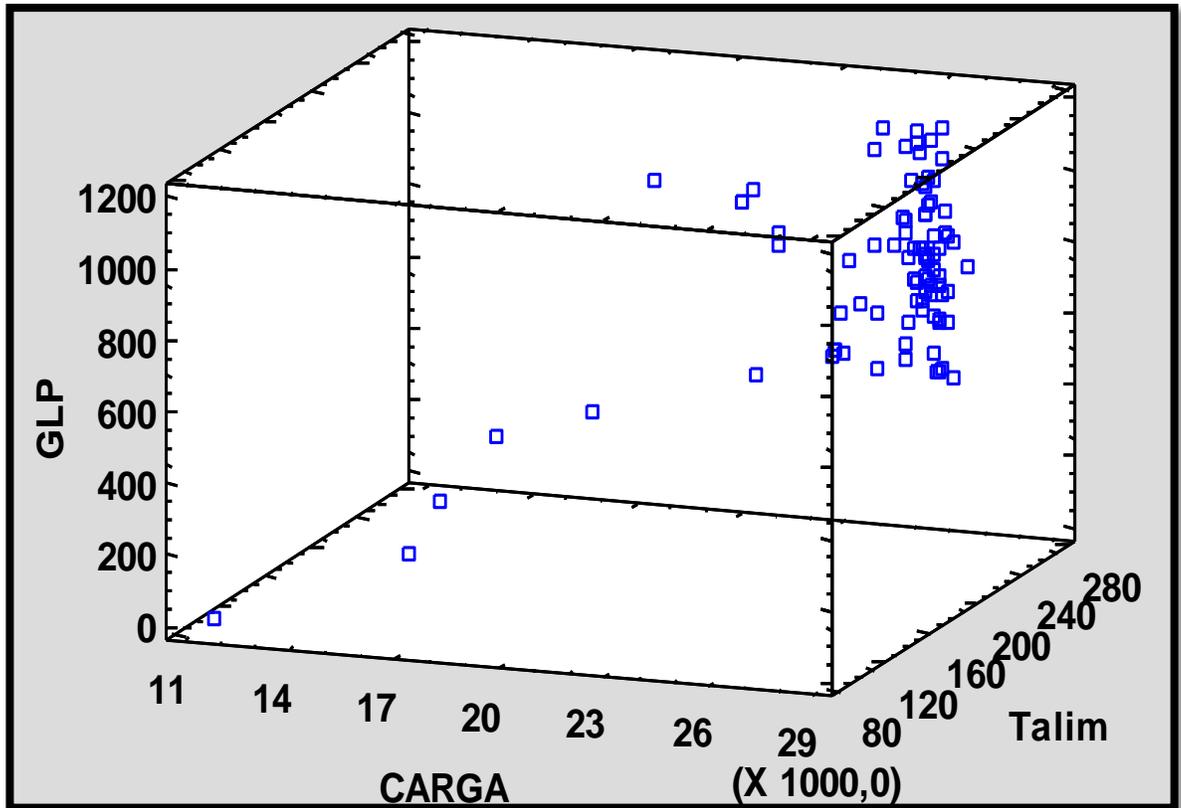


### ANEXO G

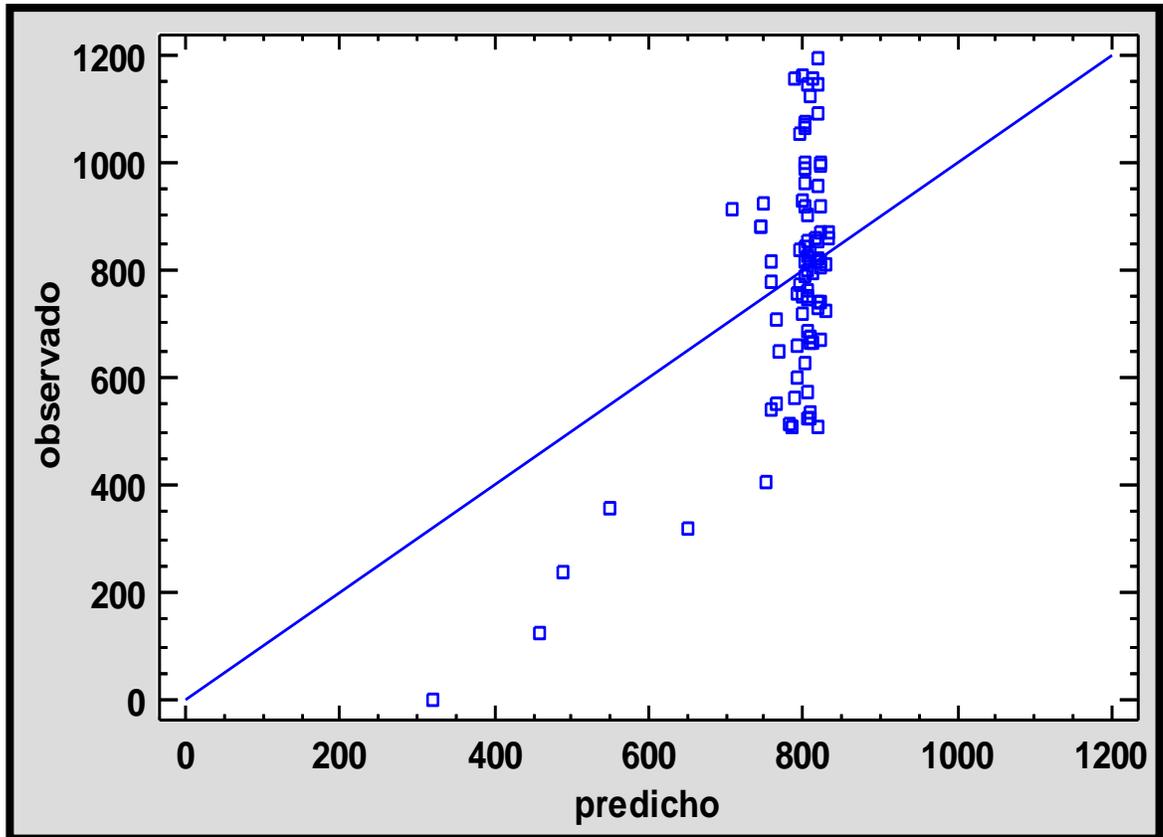
GRÁFICO DE MODELO DE VARIACIÓN DE N-C5 EN GLP VS CAUDAL DE ENTRADA, TEMPERATURA DE ALIMENTACIÓN Y REFLUJO DE CIMA.



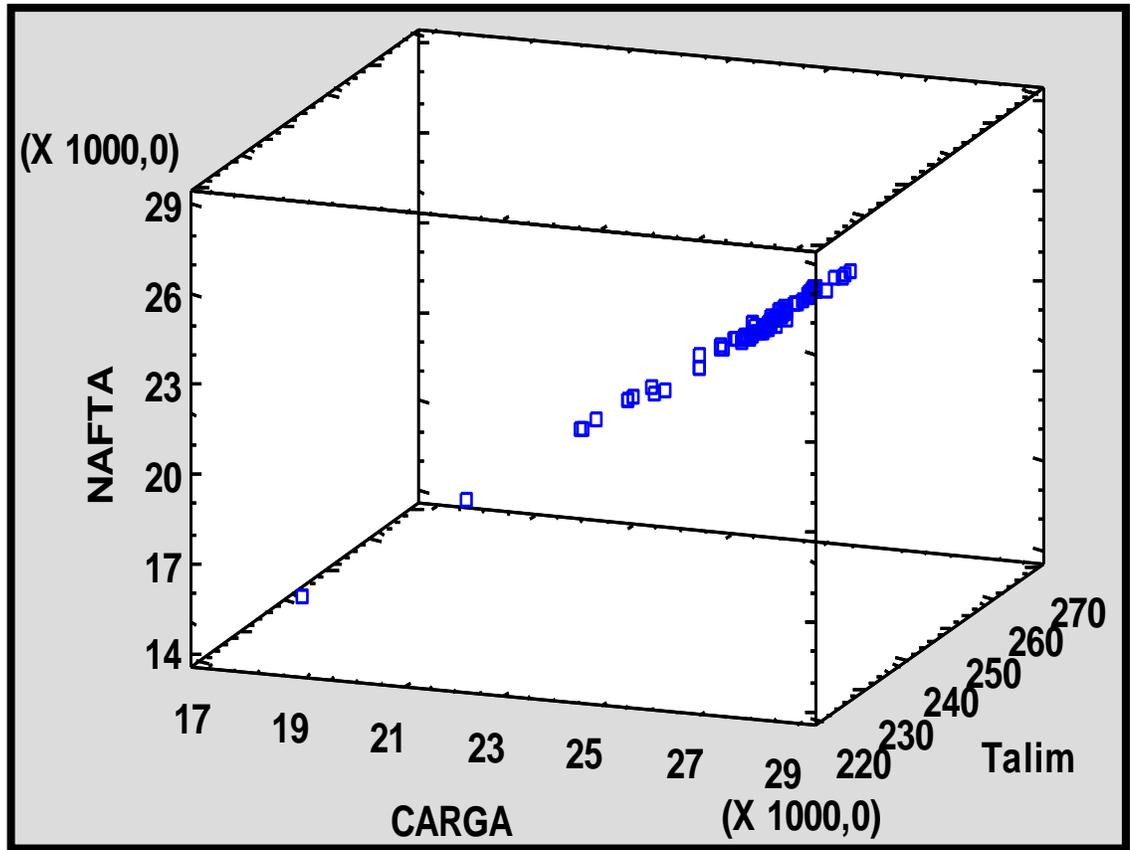
**ANEXO H**  
GRÁFICO DE GLP PRODUCIDO VS CAUDAL DE ENTRADA Y TEMPERATURA DE ALIMENTACIÓN



**ANEXO I**  
GRÁFICO DE MODELO DE VARIACIÓN DE GLP PRODUCIDO VS CAUDAL DE ENTRADA Y TEMPERATURA DE ALIMENTACIÓN



**ANEXO J**  
GRÁFICO DE NAFTA ESTABILIZADA VS CAUDAL DE ENTRADA Y  
TEMPERATURA DE ALIMENTACIÓN



### ANEXO K

GRÁFICO DE MODELO DE VARIACIÓN DE NAFTA ESTABILIZADA VS CAUDAL DE ENTRADA, TEMPERATURA DE ALIMENTACIÓN Y REFLUJO DE CIMA

