

**ANÁLISIS ESTADÍSTICO Y DE SIMULACIÓN PARA MAXIMIZAR EL
RENDIMIENTO DE PRODUCTOS VALIOSOS EN LA UNIDAD DE CRAQUEO
CATALÍTICO UOP II DE LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA**

JOSÉ JANS CARRETERO BARRETO

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2016

**ANÁLISIS ESTADÍSTICO Y DE SIMULACIÓN PARA MAXIMIZAR EL
RENDIMIENTO DE PRODUCTOS VALIOSOS EN LA UNIDAD DE CRAQUEO
CATALÍTICO UOP II DE LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA**

JOSE JANS CARRETERO BARRETO

**Trabajo de Grado para optar el título de
Magister en Ingeniería Química**

Director:

**Gustavo Emilio Ramírez Caballero,
Ing. Químico, Ph.D.**

Co-Director:

**German Emilio Castellanos Romero,
Ing. Químico, Esp.**



**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2016

A Dios por la vida

A mis padres por la creación

A mis esposa Gladys por su compañía, comprensión y amor

A mis Hijos Sergio Andrés, Cristian David y Jose Jans, mi mejor obra.

Agradecimientos a:

Ecopetrol por su apoyo incondicional.

Profesores de la UIS por su entrega y dedicación.

Equipo de trabajo por su paciencia y aporte.

TABLA DE CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	22
1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	25
2. OBJETIVOS.....	27
2.1 OBJETIVO GENERAL	27
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	27
3. MARCO TEÓRICO	28
3.1 MARCO CONCEPTUAL	28
3.1.1 Unidad De Craqueo Catalítico UOP II.....	30
3.1.2 Análisis De Varianza.....	37
3.1.3 Modelo de Regresión Lineal	40
3.1.4 Simulación de Procesos: ASPEN HYSYS.	41
3.2 MARCO REFERENCIAL.....	43
4. METODOLOGÍA	50
4.1 RECOPIACIÓN DE INFORMACIÓN Y BIBLIOGRAFÍA	50
4.2 RECOLECCIÓN DE DATOS	51
4.3 ANÁLISIS ANOVA Y REGRESIONES.....	51
4.4 DESARROLLO DE MODELAMIENTO DEL PROCESO DE CRAQUEO CATALÍTICO.....	53
4.5 EVALUACIÓN DEL MARGEN BRUTO DE CRAQUEO CATALÍTICO.....	57
5. ANÁLISIS DE RESULTADOS.....	58

5.1 ANOVA Y CORRELACIONES	58
5.1.1 Rendimiento y Calidad De Gasolina.	58
5.1.2 Rendimiento y Calidad de Aceite Liviano de Ciclo	64
5.1.3 Rendimiento y Calidad de GLP	67
5.1.4 Rendimiento Y Calidad Del Etano-Etileno.....	71
5.1.5 Rendimiento Y Calidad De Slurry.	74
5.2 VALIDACIÓN DE LA SIMULACIÓN Y OPTIMIZACIÓN	77
5.3. ANALISIS DE MARGEN BRUTO DE CRAQUEO CATALITICO.....	81
6. CONCLUSIONES	83
7. RECOMENDACIONES.....	84
REFERENCIAS BIBLIOGRAFIA.....	85
BIBLIOGRAFIA.....	87
ANEXOS	90

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. .Distribución de la carga de diseño de la URC UOP II.....	31
Tabla 2. Distribución de productos por diseño de la URC UOP II.....	31
Tabla 3. Análisis estadístico con tabla ANOVA.....	39
Tabla 4. Análisis Anova para validez de la regresión.....	41
Tabla 5Flujos de cargas de otras unidades de proceso.....	44
Tabla 6. Cromatografía de gases recibidos de otras unidades.....	46
Tabla 7. Cromatografía de los gases recuperados de otras unidades.....	47
Tabla 8. Resumen de la recolección de datos de acuerdo a grupos y subgrupos para el análisis de varianza de 1500 datos.....	52
Tabla 9. Selección de Modelo termodinámico de Honeywell.....	54
Tabla 10. Análisis de varianza del rendimiento de gasolina con temperatura de reacción y volumen de carga al reactor.	60
Tabla 11. Análisis de regresión de tres factores normalizados contra rendimiento de gasolina.	61
Tabla 12. Análisis de varianza del rendimiento de aceite liviano de ciclo con temperatura de reacción y volumen de carga al reactor.	64
Tabla 13. Análisis de regresión del rendimiento de Aceite liviano de Ciclo.	65
Tabla 14. Análisis de varianza del rendimiento del GLP con temperatura de reacción y volumen de carga al reactor.	67
Tabla 15. Análisis de regresión de tres factores contra rendimiento de GLP	69
Tabla 16. Análisis de Varianza de la regresión con factores	69
Tabla 17. Análisis de varianza del rendimiento de etano etileno con temperatura de reacción y volumen de carga al reactor.	71
Tabla 18. Análisis de regresión de dos factores contra rendimiento de etano etileno	72

Tabla 19. Análisis de varianza del rendimiento del SLURRY con temperatura de reacción y volumen de carga al reactor.	75
Tabla 20. Análisis de regresión de dos factores contra rendimiento de slurry.	76
Tabla 21. Tabla comparativa ANOVA de los resultados del análisis de los datos de rendimientos reales contra los rendimientos obtenidos por proceso simulado.	77
Tabla 22. Tabla comparativa ANOVA de la validación de la simulación frente a los datos de calidad de productos finales como Etano-etileno, GLP, gasolina, ALC y Slurry.	78
Tabla 23. Rangos óptimos a ser evaluados en la simulación	79
Tabla 24. Rangos de variabilidad de rendimientos implementados en la simulación.	80
Tabla 25. Condiciones óptimas propuestas para incrementar rendimientos de la unidad de craqueo catalítico.	80
Tabla 26. Rendimientos propuestos a obtener a implementar optimización de la unidad de craqueo catalítico.	81
Tabla 27. Resumen de cálculo del margen bruto de craqueo catalítico, teniendo en cuenta la optimización por estudio estadístico, implementada en una simulación.	82

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Diagrama General de la Refinería	30
Figura 2. Ejemplo de balance de materia de la UOP II.....	32
Figura 3. Diagrama esquemático de la Cracking UOP II	33
Figura 4. Reactor-Regenerador de la UOP II.....	34
Figura 5. Selección de paquete termodinámico.....	43
Figura 6. Carga a la FCC UOP II 2014-2016	45
Figura 7. Gases con potencial de valor en la refinería.....	48
Figura 8. Diagrama de cargas de otras unidades de proceso hacia la UOP II.	49
Figura 9. Esquema de simulación del reactor de craqueo catalítico, tecnología UOP.....	55
Figura 10. Simulación de la torre fraccionadora de gases, gasolina, ALC y Slurry.	56
Figura 11. Torres de destilación para separación de Hidrógeno, Metano, Etileno, GLP, Iso-butanos y Gasolina.	57
Figura 12. Rendimientos de la FCC UOP II años 2014, 2015 y 2016.....	59
Figura 13. Tendencias del rendimiento de gasolina contra los factores volumen de carga al reactor y temperatura de reacción.	60
Figura 14. Tendencias del rendimiento de aceite liviano de ciclo contra los factores volumen de carga al reactor y temperatura de reacción.	65
Figura 15. Tendencias del rendimiento del gas licuado del petróleo (GLP) contra los factores volumen de carga al reactor y temperatura de reacción.....	68
Figura 16 Tendencias del rendimiento de etano etileno contra los factores volumen de carga al reactor y temperatura de reacción.	72
Figura 17. Tendencias del rendimiento de slurry contra los factores volumen de carga al reactor y temperatura de reacción.	75

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
Anexo 1. Esquema de simulación de la separación de etano-etileno y GLP	91
Anexo 2. Especificaciones del catalizador del reactor de craqueo catalítico.	92
Anexo 3. Especificaciones del regenerador del catalizador	93
Anexo 4. Rendimientos obtenidos a la salida del reactor catalítico.	94
Anexo 5. Torre de destilación para recuperación de GLP, gasolina y despojo de gases (Hidrogeno, Metano y etano-etileno).	95
Anexo 6. Análisis de regresión de múltiples factores, temperatura de reacción, DMO/GAOH, butanos de topping, Ni y V en la carga, Ni y V en el catalizador y volumen de carga del reactor, contra resultante rendimiento de Gasolina.	96
Anexo 7. Análisis de regresión de dos factores, temperatura de reacción y volumen de carga del reactor, contra resultante rendimiento de GLP.	98
Anexo 8. Análisis de regresión de cinco factores, temperatura de reacción, volumen de carga del reactor, volumen de carga al cuadrado, 1 / TRX y carga /TRX contra resultante rendimiento de ALC.	99
Anexo 9. Diagramas de superficie de respuesta y grafico de contorno de rendimiento de etano etileno versus volumen de carga al reactor y temperatura de reacción.	100
Anexo 10. Diagramas de superficie de respuesta y grafico de contorno de rendimiento de GLP versus volumen de carga al reactor y temperatura de reacción.	101
Anexo 11. Diagramas de superficie de respuesta y grafico de contorno de rendimiento de Gasolina versus volumen de carga al reactor y temperatura de reacción.	102

Anexo 12. Diagramas de superficie de respuesta y grafico de contorno de rendimiento de ALC versus volumen de carga al reactor y temperatura de reacción.	103
Anexo 13. Diagramas de superficie de respuesta y grafico de contorno de rendimiento de Slurry versus volumen de carga al reactor y temperatura de reacción.	104
Anexo 14. Resumen estadístico del % de etano etileno como producto final.....	105
Anexo 15. Resumen estadístico del porcentaje de propileno en el PGR.....	106
Anexo 16. Resumen estadístico del porcentaje de Isobutano en el GLP.	107
Anexo 17. Resumen estadístico del RVP de la gasolina producto.	108
Anexo 18. Resumen estadístico del PFE de la gasolina producto.....	109
Anexo 19. Resumen estadístico de Temperatura destilación T95% del ALC.	110
Anexo 20. Resumen estadístico del API en el Slurry producto.....	111
Anexo 21. Histórico de la temperatura de reacción de la FCC UOP II, años 2014-2016.....	112
Anexo 22. Histórico de cargas y rendimientos de la UOP II, año 2014-2016.	113
Anexo 23. Histórico de carga a la Planta UOP II, año 2014-2016.	114
Anexo 24. Histórico de carga de Gasóleo, año 2014-2016.....	115
Anexo 25. Histórico de carga de DMO/DMOH, año 2014-2016.....	116
Anexo 26. Histórico de carga de Butanos de Topping, año 2014-2016.	117
Anexo 27. Histórico de carga de gases de Modelo IV, año 2014-2016.	118
Anexo 28. Histórico de carga de gases de Topping, año 2014-2016.....	119
Anexo 29. Histórico de gases de Modelo IV (D-308), año 2014-2016.	120
Anexo 30. Histórico de API carga combinada a UOP II, año 2014-2016.	121
Anexo 31. Histórico de contaminantes de carga combinada a UOP II.....	122
Anexo 32. Histórico de destilación de carga combinada a UOP II.....	123
Anexo 33. Histórico de destilación de ALC producto.	124
Anexo 34. Histórico grados API del slurry producto.....	125
Anexo 35. Histórico del RVP de la gasolina producto.....	126
Anexo 36. Histórico destilación de gasolina producto.....	127

Anexo 37. Histórico % de etano etileno producto.	128
Anexo 37. Histórico % de Propileno en el PGR producto.	129
Anexo 38. Histórico % rendimiento de gasolina producto.	130
Anexo 39. Histórico % rendimiento de ALC producto.	131
Anexo 40. Histórico % rendimiento de GLP producto.	132
Anexo 41. Histórico % rendimiento de Slurry producto.	133
Anexo 42. Resumen estadístico de la T95% de ALC de la simulación Vs ALC producto de planta.	134
Anexo 43. Resumen estadístico del API del slurry de la simulación Vs API del slurry producto de planta.	135
Anexo 44. Resumen estadístico del RVP de la gasolina producto de la simulación Vs RVP de la gasolina producto de planta.	137
Anexo 45. Resumen estadístico de rendimiento de la gasolina producto de la simulación Vs rendimiento de la gasolina producto de planta.	138
Anexo 46. Resumen estadístico de rendimiento del GLP producto de la simulación Vs rendimiento del GLP producto de planta.	140

GLOSARIO

ANALISIS MULTIVARIADO: Conjunto de técnicas estadísticas cuyo objetivo principal es estudiar la interacción y/o correlación entre variables, para generar inferencias y predicciones; constituye una familia de métodos de análisis que estudia de manera simultánea varias variables independientes y una o más variables dependientes [1] .

ANOVA: Análisis de la varianza con un factor.

Aspentech: Proveedor de la fabricación de software inteligente y de gestión de cadena de suministro y servicios para las industrias de procesos.

Catalizador de equilibrio: es el catalizador que está circulando entre el reactor y el regenerador, que ya ha tenido reacción de craqueo y tiene menor actividad que el catalizador fresco.

Coefficiente de correlación de Pearson: En estadística, el coeficiente de correlación de Pearson es una medida de la relación lineal entre dos variables aleatorias cuantitativas. A diferencia de la covarianza, la correlación de Pearson es independiente de la escala de medida de las variables. De manera menos formal, podemos definir el coeficiente de correlación de Pearson como un índice que puede utilizarse para medir el grado de relación de dos variables siempre y cuando ambas sean cuantitativas.

Coefficiente global de transferencia U: Se define como la intensidad total de transferencia de calor a través de un material.

Craqueo Catalítico Fluidizado (FCC): es un proceso que convierte las fracciones pesadas del crudo en fracciones ligeras, más valiosas. Este proceso se lleva a cabo a temperatura elevada y presión moderada en presencia de un catalizador finamente dividido a base de sílice/alúmina, el cual se comporta como un fluido cuando se inyecta aire o vapor.

Diagrama P&ID: es el diagrama de una planta que muestra el flujo del proceso con sus respectivos equipos, las tuberías e instrumentación de medición y control, con sus líneas de transmisión y símbolos, definiendo si es control remoto o local.

Diagrama PFD: es el diagrama de una planta que muestra el flujo del proceso mediante sus tuberías principales con sus respectivos equipos, acompañado de una tabla de información sobre características básicas de los equipos (dimensiones, presión, temperatura, etc.), así como características de los flujos como caudal, temperatura y presión.

Energía: La transferencia de calor es el proceso de propagación del calor en distintos medios. La parte de la física que estudia estos procesos se llama a su vez Transferencia de calor o Transmisión de calor. La transferencia de calor se produce siempre que existe un gradiente térmico o cuando dos sistemas con diferentes temperaturas se ponen en contacto.

GAO: Gasóleo, GAOH Gasóleo Hidrotratado.

GLP: Gas Licuado de Petróleo.

Gravedad específica (°API): es una medida de la densidad de un hidrocarburo, para describir qué tan pesado o liviano es un aceite comparado con el agua o con las mismas fracciones extraídas del petróleo.

GRB: Gerencia Refinería Barrancabermeja.

Guía de control (GC): le describe al operador los parámetros de las variables críticas de control de la unidad, guiándolo hacia el control dentro de los valores admisibles para lograr una operación segura, confiable y eficiente. Se entiende como guía de control baja (GCL) y guía de control alta (GCH).

Hoja de Especificaciones (Data sheet): es la hoja de especificaciones de los equipos de la planta, la cual debe contener las características principales del equipo, incluyendo su función, material de construcción, dimensiones, características especiales de operación y mantenimiento, así como también las características de operación y propiedades fisicoquímicas del fluido a transportar.

Información de plantas (PI): es un sistema de información de las variables operativas y de calidad de las unidades mediante un acceso rápido, preciso y en tiempo real de la operación de la planta para el personal de operaciones, supervisión, ingeniería y gerencia.

MANOVA: Análisis Multivariado de Varianza, esta técnica es una extensión del ANOVA, pero a diferencia de esta, considera dos o más VD simultáneamente. El MANOVA es una técnica de *Dependencia* que permite estimar las diferencias entre las medias de varias categorías o tratamientos, mediante la comparación conjunta de las VD observadas.

MLP: Mixed Linear Programming.

Rendimiento: Porcentaje Producción de ALC, Gasolina, Etano Etileno sobre carga neta procesada en la unidad.

RLM: Regresión Lineal Múltiple, es una técnica estadística de dependencia utilizada para analizar la relación entre una o más VI (con poder predictivo) y una VD o de criterio. La RLM utiliza las VI, cuyos valores son conocidos, para predecir el valor de la VD. Cada variable es ponderada, de forma que su ponderación o la estimación de su contribución relativa, resulta en la determinación de *coeficientes de regresión* en una función lineal [2].

Slurry (Alquitrán Aromático): es un líquido con partículas sólidas en suspensión, caracterizado por ser un fluido muy pesado conformado por moléculas de carácter aromático.

Topping: Destilación primaria de la refinación del crudo.

URCs: Unidades de Ruptura Catalítica.

VD: Variable dependiente.

Ventana operativa (VO): describe los parámetros de las variables críticas de control de la unidad, que no deben ser excedidos porque podrían ocasionar incidentes con o sin consecuencias. Las consecuencias podrían conducir a apagadas súbitas de equipos, paradas de planta, daños catastróficos y en general, impacto significativo en el desempeño de las áreas de proceso y HSE. Se entiende como ventana operativa baja (VOL) y ventana operativa alta (VOH).

VI: Variable Independiente

Zeolita (catalizador): es un polvo fino y poroso formado por micro esferas compuesto por óxidos de silicio y aluminio y de otros elementos como sodio y tierras raras. Se caracteriza por su fuerte carácter ácido y su comportamiento fluido cuando se airea. Es utilizada en el proceso de craqueo de las fracciones

pesadas de hidrocarburos y su formulación depende del objetivo de producción (mayor rendimiento a productos livianos o productos pesados).

RESUMEN

TÍTULO: ANALISIS ESTADISTICO Y DE SIMULACION PARA MAXIMIZAR EL RENDIMIENTO DE PRODUCTOS VALIOSOS EN LA UNIDAD DE CRAQUEO CATALITICO UOP II DE LA REFINERIA DE BARRANCABERMEJA*

AUTOR: JOSE JANS CARRETERO BARRETO**

PALABRAS CLAVE: GASOLINA, ETANO ETILENO, RENDIMIENTOS, MODELO MATEMATICO, CRAQUEO CATALITICO, TERMODINAMICA, MODELAMIENTO.

DESCRIPCIÓN

En la planta de fraccionamiento catalítico de la refinería de Ecopetrol S.A. Barrancabermeja de tecnología UOP II, resulta ser un proceso complejo donde se comprometen operaciones unitarias como regeneración, absorción, destilación, licuefacción de gases, entre otras, en las cuales durante la operación resultan inconvenientes para estabilidad de los sistemas de control regulatorio, el control avanzado y la disciplina operativa, lo que conlleva a tener alta variabilidad en las variables de calidad y en el rendimiento de los productos de alto incremento en el margen bruto de craqueo catalítico.

En este trabajo se desarrolló una recopilación de datos históricos de la planta en cuestión con el objeto de darle un tratamiento estadístico basado en un diseño de experimento el cual fue validado con análisis de varianza (ANOVA), con lo cual permitió definir variables que inciden sobre rendimientos y calidad de productos, asegurando significancia estadística con intervalo de confianza del 95%. En orden a lo anterior se desarrollaron correlaciones que permitieron obtener modelos estadísticos de predicción para explicar y controlar los comportamientos de variables resultantes (Rendimiento, purificación de gases, destilación de productos medios, entre otros) frente a variables manipuladas (Carga, temperatura de reacción, adición de catalizador fresco, recuperación de butanos e isobutanos, etano-etileno, propileno, propano, entre otras).

Además construyó en HYSYS un modelamiento de la unidad de craqueo catalítico donde fueron aplicados rangos de optimización, obtenidos con los análisis estadísticos realizados al histórico de datos del proceso real, con el fin de evaluar las diferentes respuestas antes de ser implementadas sobre el proceso real.

Como último se determinó el beneficio en el margen bruto de craqueo catalítico la optimización alcanzada en el proceso simulado, para obtener calidades de productos deseadas e incremento de producción sobre los productos de mayor valor comercial como lo es la gasolina, aceite liviano de ciclo y etileno.

* Proyecto de Grado

** Facultad de Ingeniería Físico-Químicas, Escuela de Ingeniería Química, Director: Ing. Gustavo Emilio Ramirez Caballero.

ABSTRAC

TÍTULO: STATISTICAL AND SIMULATION ANALYSIS TO MAXIMIZE THE YIELD OF VALUABLE PRODUCTS IN THE CATALYTIC CRACKING UNIT UOP II OF THE BARRANCABERMEJA REFINERY*

AUTHOR: JOSE JANS CARRETERO BARRETO**

KEYWORDS: GASOLINE, ETHANE-ETHYLENE, YIELD, MATHEMATICAL MODEL, CATALYTIC CRACKING, THERMODYNAMIC, MODELLING

DESCRIPTION

Current cracking catalytic plant from Ecopetrol Barrancabermeja Refinery by UOP II Technology, is a complex process where unit operations such as regeneration, absorption, distillation, liquefied gasses, which during normal operation have inconvenients on stability of regulatory control system, advanced control and operative performance. This leads to high variability in the quality variables and the products yield with best increase on gross margin of cracking catalytic.

In this study was developed a historic data compilation of the plant in mention, with the object to give a statistical analysis based on design of experiment, which one was validated with analysis of variance (ANOVA). This analysis allowed definition of variables that affect yields and products quality, ensuring statistical significance with confidence interval of 95%. Correlations were developed that allowed prediction and control of resulting variables (Yield, gas purification, media distillation products, and other) versus manipulated variables (feed, reaction temperature, addition of fresh catalyst, butanes and isobutane recovery, ethane-ethylene, propylene, propane, and other).

Also, it was made a unit catalytic cracking modeling in HYSYS with the object to apply obtained results in the statistical analysis targeting evaluation of different responses before carrying actual process.

Finally it was determined benefits from gross margin of catalytic cracking to obtain optimal ranges of operations for desired products quality and production increase over higher value products such as gasoline, light cycle oil and ethylene.

* Graduation project

** Faculty of physico-chemical engineer, school of chemical engineering, Director: Chemical Engineer. Gustavo Emilio Ramírez Caballero.

INTRODUCCIÓN

El petróleo crudo es un material con un precio relativamente bajo comparado con los precios de los productos refinados, las refinerías son el lugar donde este es transformado en productos con unas características definidas que sí tienen interés comercial y de hecho, estos productos son la base para innumerables industrias y el suministro de energía al país. El crudo puede ser refinado y adicionalmente procesado en cualquier número de productos cuyo valor agregado es muchas veces mayor que el petróleo original; si bien es cierto, hoy por hoy las industrias dedicadas a la refinación de crudos atraviesan una situación complicada en referencia a la escasez de crudos prototipo o convencionales y la fluctuación del precio del crudo, las grandes petroleras se ven obligadas a experimentar, trabajar y procesar crudos de tipo pesados con el único fin de dar abasto con la demanda nacional y mundial de combustibles para el transporte y demás actividades diarias que requieren de productos derivados y procesados a partir del crudo.

En ese mismo orden de ideas, el primer paso en cualquier refinería es la separación del crudo en varias fracciones mediante el proceso de destilación [\[3\]](#) (R.N. Watkins, Pag. 3.). Casi la totalidad de las refinerías en el mundo llevan a cabo el proceso de destilación del petróleo en dos unidades llamadas la torre atmosférica y la torre al vacío, posteriormente los productos como el gasóleo, crudo reducido o aceite desmetalizado e hidrogenado son llevados a las unidades de craqueo catalítico para convertirlos en productos de mayor valor comercial como la gasolina, ALC, PGR y GLP, incrementando el margen de ganancia de una refinería.

Paralelo al proceso de refinación el estudio de la estadística y diseño de simuladores tienen un alto valor económico en la toma de decisiones dentro del

proceso de refinación ya que permite direccionar las unidades buscando los objetivos de incrementar los productos valiosos o necesidades del mercado; Actualmente se reconoce la importancia de la estadística aplicada en el desarrollo de investigaciones en muy diversos campos; cada vez son más los profesionales de diferentes disciplinas que requieren de métodos estadísticos como muestreo, simulación, diseño de experimentos, modelamiento estadístico e inferencia, para llevar a cabo recolección, compendio y análisis de datos para su posterior interpretación; con el análisis estadístico de tales observaciones se estiman medidas del comportamiento del sistema de interés y de esta manera es posible encontrar rangos óptimos y resultados satisfactorios a problemas de difícil, extensa, costosa o imposible resolución mediante otros métodos.

Por otro lado, análogo al proceso de experimentación llevado a cabo en laboratorios con el objetivo de aumentar la comprensión de alguna teoría para su validación y empleo posterior, la simulación computacional es considerada como un método de experimentación controlada, es el proceso de imitación de aspectos importantes del comportamiento de un sistema, mediante la construcción de un modelo implementado en un computador de tal forma que permita generar observaciones dadas ciertas entradas. La simulación ha resultado determinante para las evaluaciones y diagnósticos de procesos de refinación ya que permite obtener rangos de operación óptimos de cara al proceso real. La simulación detallada permite evaluar soluciones a problemas como la conversión de una unidad de craqueo catalítico de una refinería, buscando siempre maximizar los rendimientos de productos valiosos y aumentar los márgenes de ganancias, así como el análisis de sensibilidad sobre las variables de operación.

Por tal razón, el presente trabajo presenta el análisis estadístico y la simulación de una unidad de Craqueo Catalítico con tecnología UOP II, valorando escenarios de optimización y estimando nuevos márgenes de operación, en comparación con el proceso que actualmente se realiza, se establece el efecto de las variables de

proceso sobre los parámetros de calidad y se determinan los rangos óptimos de operación. Luego, se valora computacionalmente el mejor escenario de proceso, se evalúa el escenario arrojado y se calcula los rendimientos esperados buscando la mejor propuesta de operación. Debido a lo anterior, es necesario determinar una forma de reconocer qué tan distantes están los comportamientos de rendimientos de la unidad en la realidad con respecto a lo que predicen los simuladores y buscar el punto óptimo de operación. El caso evalúa la conversión de la unidad para asegurar la mayor estabilidad de parámetros y variables dependientes e independientes que actúan en la reacción de craqueo catalítico y dirigen la reacción hacia la obtención de productos valiosos definidos de acuerdo a las necesidades de la refinería y del mercado; para lograr los objetivos propuestos el trabajo se desarrolló de acuerdo a la metodología en cinco pasos básicos a saber cómo son la revisión bibliográfica, el análisis estadístico, la simulación rigurosa, la generación del modelo matemático de regresión y la validación de la simulación vs el análisis estadístico (análisis de sensibilidad).

En este trabajo, se propuso una relación entre las dietas de carga y cargas de otras unidades y el rendimiento de gasolina, aceite liviano de ciclo (ALC), gas licuado de petróleo (GLP) y etano etileno a través del estudio de un análisis estadístico de los años 2014, 2015 y primer semestre del 2016. Se generaron los diferentes modelos matemáticos y cálculos estadísticos en la herramienta "Statgraphics", posteriormente se creó la simulación de la planta en la herramienta computacional Aspen Hysys como paquete de software, para evaluar los datos generados en el análisis estadístico y predecir las diferencias en términos de rendimientos existentes y la operación diaria de la planta.

1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

La Industria de la refinación del petróleo de Colombia vista como parte integrante de la industria petrolera se ha convertido en la principal fuente de abastecimiento energético de nuestro país, basándose en su compleja red de procesos integrados; en este sentido, la comercialización de hidrocarburos en el mercado interno y externo, tiene ante la nación un rol importante en el caso del mercado interno, proporciona un alto porcentaje de la energía que se consume en el país y sin la cual sería poco factible el desarrollo normal de las actividades y el desarrollo económico del mismo; además está enmarcado dentro de la política energética nacional, que tiende a optimizar el uso de nuestros recursos energéticos en función de su disponibilidad, agotamiento, costo e impacto ambiental. Por su parte la Refinería de Barrancabermeja del grupo empresarial Ecopetrol siendo la principal Refinería del país debe garantizar el máximo beneficio para sus socios por la venta de productos valiosos derivados del petróleo, dando una imagen de eficiencia, dominio del mercado y seguridad en el cumplimiento de los compromisos adquiridos.

Dentro de este contexto de comercializar derivados del petróleo, en el escenario actual hay mayor producción de crudos pesados y reducción de crudos livianos, donde la refinación pasa a ser compleja en cuanto al recobro de productos valiosos (Diésel, Gasolina, Jet, ALC y Gasóleo) y sumado a esto la dinámica que se rige por las negociaciones del estado para abastecer la demanda nacional con mayor volumen y calidad exigente, surge la necesidad de realizar un análisis estadístico que permita definir posibilidad de incrementar la recuperación de productos valiosos aumentando el margen de la refinería al menor costo posible, encontrando la mejor solución de operación, permitiendo predecir el desempeño económico de la unidad de craqueo catalítico, UOP II, de la refinería de

Barrancabermeja de tal forma que se satisfagan las necesidades en forma más rentable y sea más atractivo en términos económicos la planificación de futuras inversiones y el procesamiento de cargas pesadas.

Para desarrollar el trabajo se investigarán los esquemas de cargas y producciones de la unidad de craqueo catalítico UOP II de los años 2014,2015 y 2016, de tal forma que sirva de orientación en cuanto a la interrelación de la unidad de proceso. Posteriormente se definirá un caso base que sirva de referencia para el análisis de varios escenarios. Una vez se tiene el caso base de programación se plantearán las ecuaciones que modelan la unidad y que constituyen los modelos. Se definirá una ecuación llamada función objetivo y una serie de restricciones que delimitarán la solución. Las ecuaciones que representan la calidad y volumen de los productos finales serán optimizadas a través de reglas de mezclado de cargas de otras unidades de proceso, dieta de carga neta y temperatura de reacción; posteriormente se construirá una simulación de la unidad donde serán cargados los datos para su análisis e interpretación.

Luego de la ejecución de cada uno de los pasos de la metodología propuesta en este trabajo de grado, se espera obtener como resultado el esquema de cargas ideal para orientar la unidad de craqueo hacia la maximización de productos valiosos en diferentes escenarios planteados. Estos escenarios serán evaluados y comparados con las variables y rendimientos actuales para proponer los ajustes necesarios y las recomendaciones que se harán para futuros trabajos en esta línea de investigación.

2. OBJETIVOS

2.1 OBJETIVO GENERAL

Realizar el análisis estadístico para determinar los rendimientos de productos valiosos frente a variables críticas, implementando como escenario de prueba el modelamiento de la unidad de ruptura catalítica UOP II.

2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Desarrollar con el historial de datos de tres años, un diseño de experimento que permita la interpretación por un análisis estadístico.
- Desarrollar los modelos matemáticos mediante análisis estadístico, para la unidad de craqueo catalítico UOP II teniendo en cuenta el tipo de dieta alimentada, temperatura de reacción y cargas recuperadas de otras unidades de proceso.
- Implementar en una simulación computacional, las condiciones de operación obtenidas en el análisis estadístico, con objeto de definir el incremento de los rendimientos de productos valiosos en la UOP II.
- Determinar el incremento de margen bruto de craqueo catalítico para las condiciones de optimización probadas en la simulación computacional.

3. MARCO TEÓRICO

3.1 MARCO CONCEPTUAL

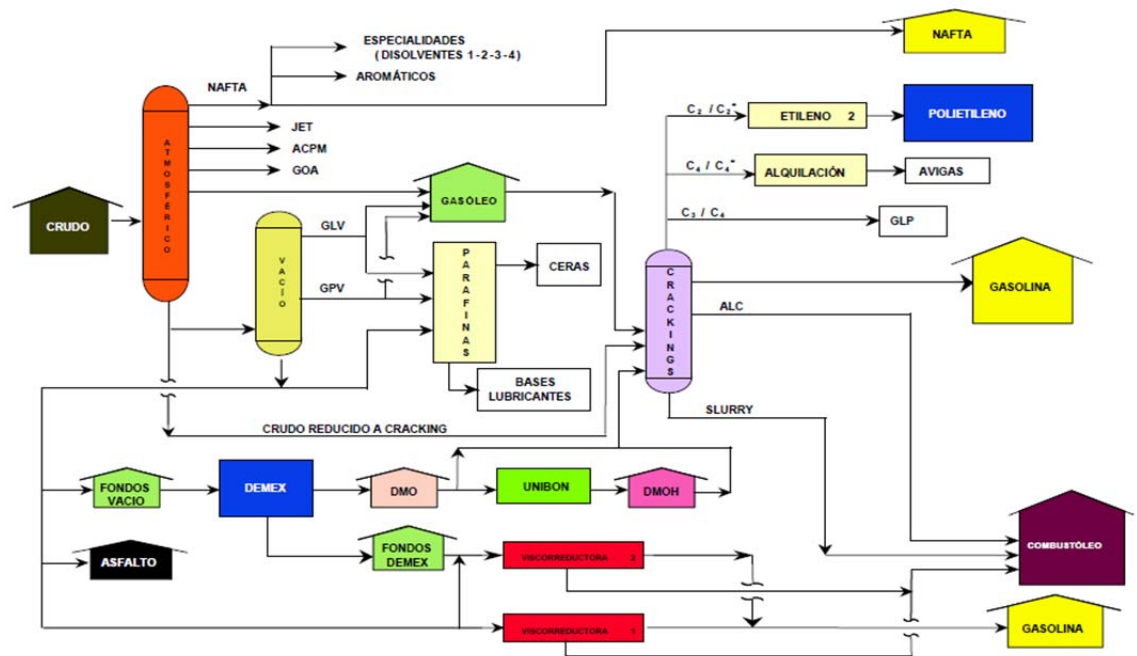
El craqueo catalítico fluido (FCC) es un proceso que emplea un catalizador en forma de partículas esféricas muy pequeñas, llamado catalizador zeolítico, el cual se comporta como un fluido cuando está aireado con vapor o aire. El catalizador fluidizado es continuamente circulado desde la zona de reacción donde ocurre la reacción del craqueo a la zona de regeneración, donde el catalizador es reactivado. Además la acción del catalizador produce también el vehículo para transferir calor desde el regenerador a la zona de reacción. Estas dos zonas son localizadas en vasijas separadas y son llamadas reactor y regenerador respectivamente.

El objetivo del proceso de craqueo catalítico en lecho fluidizado el cual nació a comienzos del año 1940 es transformar corrientes pesadas de petróleo típicamente gasóleo de vacío, y pequeñas cantidades de corrientes más pesadas como residuo atmosférico en productos más ligeros, produciendo un rango amplio de productos como: Gas combustible, GLP, Gasolina, ALC y Slurry. En sus comienzos el craqueo catalítico fluidizado (FCC) fue diseñado como un producto para maximizar la producción de gasolina de alto octano, aunque en la actualidad, debido a los avances en desarrollo de nuevos catalizadores, optimización, modificación de condiciones de operación y operación a través del control avanzado de procesos (CAP), se puede operar u orientar la unidad a otras modalidades de producción como (máximo PGR, y máximo destilados medios), de acuerdo a las necesidades del mercado, como también la reformulación de catalizadores para aumentar la producción de gasolina, PGR y etano etileno.

En la actualidad productos como la gasolina motor y extra, polietileno, etano etileno, gasolina de aviación (Alquilato) y el PGR son combustibles de aportan un alto valor al margen operacional de la refinería de Barrancabermeja, debido a su alto valor comercial en el mercado, La refinería cuenta con cuatro unidades de craqueo catalítico fluidizado como son Cracking Modelo IV, Cracking Orthoflow, Cracking UOP I y Cracking UOP II las cuales son las responsables de mantener altos rendimientos para agregar valor a la cadena de producción de la refinería y a la vez sostener el consumo interno en Colombia tanto de gasolina, alquilato y polietileno, maximizando su producción a través de mejoramiento de sus procesos, optimizando la conversión para evitar pérdidas de estos productos valiosos con los remanentes o productos de fondos y cima con gases de cola. Estas unidades de craqueo catalítico están ubicadas aguas debajo de las unidades de destilación atmosférica y destilación al vacío como se muestra en la Figura 1. En general las cuatro plantas están diseñadas para procesar 105 KBPD y con el objetivo de convertir del 70 al 75% de una carga mezclada de gasóleo (GAO) y aceite desmetalizado (DMO) e hidrogenado (DMOH) en productos más livianos y valiosos.

A continuación se hará una breve descripción de la unidad de craqueo catalítico UOP II de la refinería de Barrancabermeja, unidad donde se desarrolló este trabajo de grado y tener en cuenta que si se necesita datos rigurosos de la unidad se deben remitir al manual de operación.

Figura 1. Diagrama General de la Refinería



Fuente: Manual de la unidad Cracking UOP II URC/URU/UREE.

3.1.1 Unidad De Craqueo Catalítico UOP II. La unidad de craqueo catalítico UOP II (URC-UOP II) fue diseñada por la firma norteamericana de ingeniería Universal Oil Products (UOP), para procesar 35.000 barriles por día de carga combinada de una mezcla de gasóleo (GAO), aceite desmetalizado (DMO) y/o aceite desmetalizado hidrogenado (DMOH) distribuidos de acuerdo a la tabla 4 y unos rendimientos de diseño de acuerdo a la tabla 5. La construcción se inició en el año de 1991 y su puesta en funcionamiento tuvo lugar en Junio de 1995. Actualmente y debido a la flexibilidad de la unidad se hacen combinaciones de cargas teniendo en cuenta la calidad en cuanto a carbón conradson y metales.

Tabla 1. .Distribución de la carga de diseño de la URC UOP II.

CARGA DE DISEÑO URC UOP II		
Corriente	BPD	%V
GAO	22.000	63%
DMOH	8.000	23%
DMO	5.000	14%
Total	35.000	

Fuente: Manual de diseño de la unidad

La unidad de ruptura catalítica UOP II está automatizada y el control y manejo se hace por medio de pantallas (DCS) I/A FOXBORO; En el año 2002 se implementó el control avanzado de procesos (APC)

Tabla 2. Distribución de productos por diseño de la URC UOP II.

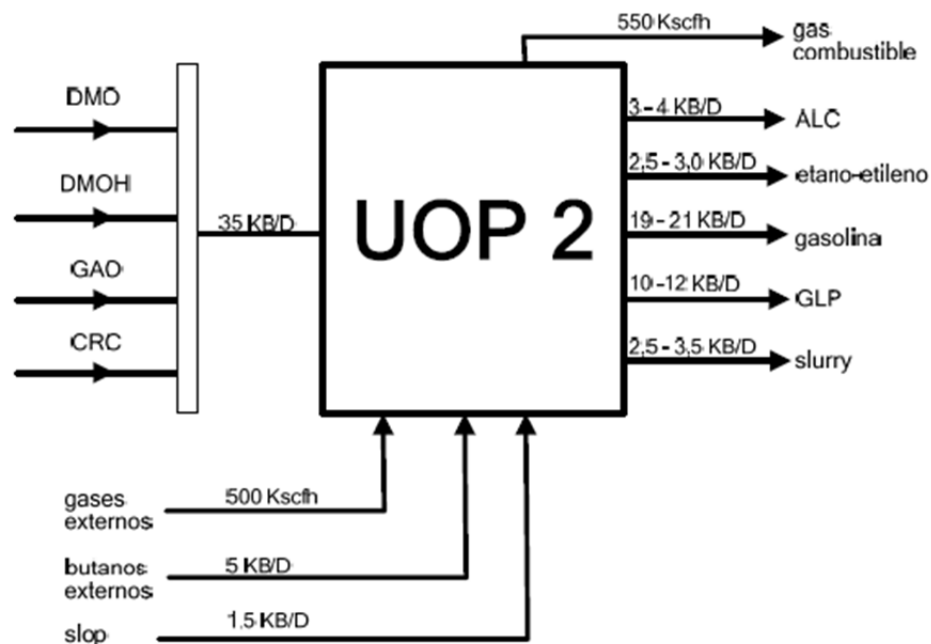
RENDIMIENTOS DE PRODUCTOS EN LA URC UOP II		
Corriente	BPD	%V
GLP	8750	25%
GASOLINA	17850	51%
ALC	5950	17%
SLURRY	3500	10%

Fuente: Manual de diseño de la unidad

El objetivo principal de la UOP II es aumentar la producción de gasolina y GLP con base en el máximo aprovechamiento de la capacidad instalada de crudos, procesar cargas pesadas como el DMO , DMOH , Crudo reducido (CRC) en combinación con gasóleos atmosféricos y de vacío de las unidades de refinación de crudos; también se obtienen otros productos como el etano-etileno que se envía a la planta Etileno, el aceite liviano de ciclo (ALC) que se utiliza como diluyente, el “slurry” o alquitrán aromático que es componente en la preparación de

combustóleo y producción de negro de humo, la recuperación del H₂S por medio de los tratamientos con dietanolamina y posterior proceso en la unidad de azufre se obtiene el azufre líquido el cual es adquirido principalmente por las empresas farmacéuticas a nivel nacional; un ejemplo de balance de materia de la UOP II se puede visualizar en la figura 2.

Figura 2. Ejemplo de balance de materia de la UOP II.

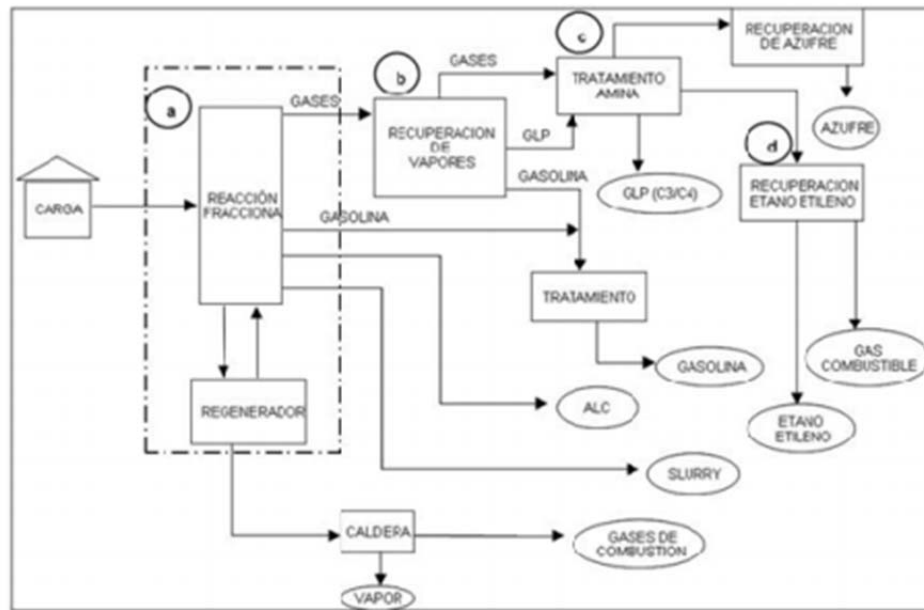


Fuente: Manual de diseño de la unidad.

La URC UOP II se divide en 4 secciones, para obtener los productos de GLP, gasolina, etano-etileno y azufre, los cuales se describen a continuación: ver esquemático de la unidad UOP II figura 2.

- Sección (a) Craqueo catalítico y fraccionamiento.
- Sección (b) Unidad recuperadora de vapor (VRU) Lado Caliente.
- Sección (c) Tratamientos con amina para recuperar H₂S y CO₂.
- Sección (d) Recuperación de etano-etileno (VRU).

Figura 3. Diagrama esquemático de la Cracking UOP II



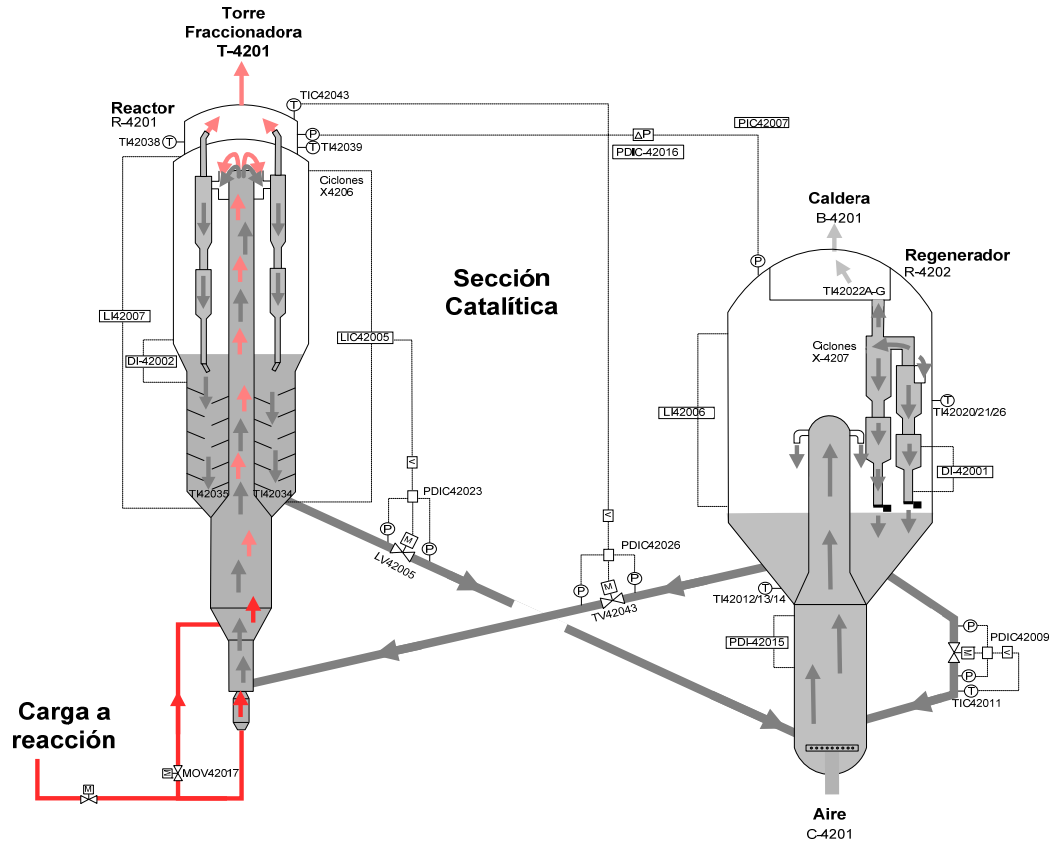
Fuente: Manual de diseño de la unidad.

3.1.1.1 Descripción Del Sistema Reactor – Regenerador: En el reactor encontramos el elevador de carga que es donde se lleva cabo la reacción de craqueo catalítico. (La reacción se efectúa entre 2 y 3 segundos con una temperatura en la cima del reactor de +/- 980 °F). El elevador es de tipo "vented riser" (venteadado). (Ver figura 4).

La mayor separación de los gases producto del craqueo y el catalizador se efectúa al girar en 180 grados la mezcla en la zona de ventilación del elevador para luego entrar a cinco ciclones ultra-eficientes de una etapa, donde se separa el catalizador que se arrastre en los gases para bajar por la pierna del ciclón a la sección de despojo, ubicada en la parte inferior del reactor, el catalizador que desciende fluye y es sometido a un flujo de vapor en contracorriente a través de 9 bandejas; la finalidad es separar al máximo las trazas de hidrocarburo que trae atrapado el catalizador y devolverlas a la parte superior del reactor para que salgan con los gases craqueados por los ciclones a la cámara plena del reactor y

seguir a la torre fraccionadora. Los ciclones del reactor operan con las piernas sumergidas en el nivel de catalizador del despojador.

Figura 4. Reactor-Regenerador de la UOP II



Fuente: RWD. Manual de Descripción de Procesos Cracking UOP II.2007

En el regenerador, el catalizador que intervino en la reacción de craqueo se le quema el coque en presencia de aire suministrado por un soplador a una temperatura de +/-1.275°F; en la parte inferior denominada combustor se encuentra el distribuidor de aire por el cual se descarga el aire suministrado por el soplador principal. Los gases de combustión pasan a través de una pareja de ciclones que están diseñados para solo permitir pérdidas de 1.6 ton/día; Los gases de combustión continúan hacia la torre silenciadora pasando por las válvulas de corredera que controlan la presión de la vasija, la torre silenciadora está

conformada por 5 platos con orificios para reducir presión y ruido, posteriormente este flujo de gases continua hacia la caldera o generador de vapor de 400 psig, el recorrido de los gases continua a través del precipitador electrostático cuyo objetivo es atrapar las partículas finas de catalizador que vienen en los gases de combustión reduciendo al mínimo el catalizador hacia la atmósfera por la chimenea.

3.1.1.2 Sección De Fraccionamiento. La Torre fraccionadora principal tiene como objetivo fraccionar los vapores producidos en el reactor mediante reflujos internos y temperaturas que permiten los cortes de las distintas corrientes en especificaciones y las siguientes corrientes:

- Corriente de fondo: “Slurry”
- Corriente lateral inferior: Aceite Pesado de Ciclo (APC)
- Corriente lateral media: Aceite Liviano de Ciclo (ALC)
- Corriente lateral superior: Nafta Pesada (HCN)
- Corriente de cima: Gasolina y Gases

La fraccionadora principal separa los productos por diferencia de temperatura de ebullición, siendo la cima la fracción más liviana (Gases) y el fondo la fracción más pesada (Slurry).

La siguiente corriente que se obtiene por la parte media de la fraccionadora principal es el aceite pesado de ciclo (APC) el cual se utiliza para retirar calor de la fraccionadora transfiriéndolo a la debutanizadora para separar la corriente de GLP de la gasolina y regresar a la fraccionadora principal para control de temperatura.

Posteriormente se obtiene una corriente de Aceite Liviano de ciclo (ALC) el cual una parte se carga a una torre despojadora para retirarle los compuestos livianos

que son devueltos a la fraccionadora principal y por el fondo obtenemos una corriente de ALC en especificaciones la cual se envía para almacenamiento.

Por la cima de la fraccionadora principal obtenemos la corriente de gases los cuales son condensados y recuperados en un tambor de cima una parte de este condensado (Nafta liviana) se envía como reflujo para control de temperatura de cima y otra parte sale como producto a almacenamiento, La corriente no condensable la toma un compresor y le sube la presión de 13 a 230 psi posteriormente este flujo pasa por dos torres absorbedoras, donde se le retira los compuestos como GLP y Gasolina quedando unos gases livianos compuestos principalmente por Etano – Etileno – Metano - Hidrogeno y un porcentaje mínimo de GLP, esta corriente es llamada gas esponja y es llevada a la unidad recuperadora de vapores lado frio para separar la corriente de etano – etileno con un 99% de pureza; La cual es enviada a la unidad de Etileno, los compuestos de GLP son retirados y devueltos a la depropanizadora, para su separación y los compuestos de metano y más livianos son enviados a la red de gas combustible de la refinería de Barrancabermeja.

3.1.1.3 Sección De Compresión: El compresor de gases mantiene la presión del reactor y la fraccionadora principal, succionando los gases craqueados que no se condensan en el tambor de cima y pasándolos a través de un tambor acumulador para retiro de líquidos (succión 1era etapa); El objetivo del compresor es comprimir y elevar la presión de estos gases para descargarlos en el tren de fraccionamiento de las unidades recuperadoras de vapores y obtener productos valiosos como la gasolina, GLP y el etano etileno; En la descarga de la 1ra etapa se unen los gases de topping y de modelo VI, igualmente se inyecta el agua de lavado; en la descarga de la 2da etapa se unen los butanos líquidos de topping; este compresor está diseñado para operar con gas combustible a reciclo total, lo cual permite ponerlo en servicio antes de colocar la carga al reactor en resumen

se tiene una máquina que permite hacer arrancada de la unidad sin enviar gases a la tea.;

3.1.1.4 Sección De Recuperación De Vapores (VRU): La unidad de recuperación de vapores (VRU) está diseñada para separar la mezcla de gasolina y productos más livianos recibidos de la unidad de ruptura catalítica fluida (URC) con el fin de producir gasolina estabilizada, GLP y gas pobre no condensable. La corriente de GLP es posteriormente separada en las corrientes de C3 /C4.

La capacidad de la planta es de 1.640.000 PCEH (169.860 lb/h) de la mezcla de gas húmedo de entrada, en el caso de alta conversión en la URC, y de 1.410.000 PCEH (143.321) lb/h de gas húmedo de entrada, en el caso de baja conversión. También está diseñada para recibir 500 KPCSH de gases de otras unidades de proceso y 5.5 KBPD de butanos de refinación de crudos.

La VRU se divide en cuatro secciones: Compresión de gas húmedo, Absorción, Fraccionamiento y Separadora de C3/C4 y está diseñada para recuperar, bajo operación continua, butano con 97.5% mol y propano con 93.5% mol.

3.1.2 Análisis De Varianza. El análisis de varianza es una técnica que se puede utilizar para decidir si las medias de dos o más poblaciones son iguales. La prueba se basa en una muestra única, obtenida a partir de cada población. El análisis de varianza puede servir para determinar si las diferencias entre las medias revelan las verdaderas diferencias entre los valores medios de cada una de las poblaciones, o si las diferencias entre los valores medios de la muestra son más indicativas de una variabilidad de muestreo.

Si el valor estadístico de prueba (análisis de varianza) nos impulsa a aceptar la hipótesis nula, se concluiría que las diferencias observadas entre las medias de las muestras se deben a la variación casual en el muestreo (y por tanto, que los

valores medios de población son iguales). Si se rechaza la hipótesis nula, se concluiría que las diferencias entre los valores medios de la muestra son demasiado grandes como para deberse únicamente a la casualidad (y por ello, no todas las medias de población son iguales).

Los datos para el análisis de varianza se obtienen tomando una muestra de cada población y calculando la media muestral y la variancia en el caso de cada muestra. Ver figura 9 para entender en detalle los cálculos del análisis de varianza

3.1.2.1 Análisis de la varianza con dos factores e interacción.

Es del modelo

$$Y_{ij} = \mu + \alpha_i + \beta_j + (\alpha\beta)_{ij} + U \quad i = 1, 2, \dots, I \quad j = 1, 2, \dots, J$$

Donde:

Y_{ij} representa la respuesta de la variable en el i -ésimo nivel del factor 1 (α) y en el j -ésimo nivel del factor 2 (β).

$\mu_{ij} = E(Y_{ij}) = \mu + \alpha_i + \beta_j + (\alpha\beta)_{ij}$ es el valor medio de Y_{ij} .

α_i representa el efecto que sobre la media global μ tiene del nivel i del factor 1

β_j representa el efecto que sobre la media global μ tiene del nivel j del factor 2

$(\alpha\beta)_{ij}$ representa el efecto de interacción entre el nivel i del factor 1 y el nivel j del factor 2.

U es la variación aleatoria de la Y_{ij} (igual para todas ellas)

Suponiendo que U sigue la distribución $N(0, \delta)$ lo que implica que Y_{ij} sigue la distribución $N(\mu_{ij}, \delta)$

$$\sum_{i=1}^I \alpha_i = \sum_{j=1}^J \beta_j = \sum_{i=1}^I (\alpha\beta)_{ij} = \sum_{i=1}^I (\alpha\beta)_{ij} = 0$$

Tabla 3. Análisis estadístico con tabla ANOVA

Fuente de Variación	Suma de cuadrados	GL	Varianza	Test F	P-V
Factor(α)	$JK \sum_{i=1}^I \hat{\alpha}_i^2 = SCE(\alpha)$	I-1	$\hat{S}_{\alpha}^2 = \frac{SCE(\alpha)}{I-1}$	$F_{\alpha} = \frac{\hat{S}_{\alpha}^2}{\hat{S}_R^2}$	$\zeta?$
Factor(β)	$IK \sum_{j=1}^J \hat{\beta}_j^2 = SCE(\beta)$	J-1	$\hat{S}_{\beta}^2 = \frac{SCE(\beta)}{J-1}$	$F_{\beta} = \frac{\hat{S}_{\beta}^2}{\hat{S}_R^2}$	$\zeta?$
Interacción	$K \sum_{i=1}^I \sum_{j=1}^J (\widehat{\alpha\beta})_{ij}^2 = SCE(\alpha\beta)$	(I-1)(J-1)	$\hat{S}_{\alpha\beta}^2 = \frac{SCE(\alpha\beta)}{(I-1)(J-1)}$	$F_{\alpha\beta} = \frac{\hat{S}_{\alpha\beta}^2}{\hat{S}_R^2}$	$\zeta?$
Residual	$\sum_{i=1}^I \sum_{j=1}^J \sum_{k=1}^K e_{ijk}^2 = SCR(e)$	IJ(K-1)	$\hat{S}_R^2 = \frac{SCR}{IJ(K-1)}$		
Total	$\sum_{i=1}^I \sum_{j=1}^J \sum_{k=1}^K (Y_{ijk} - \hat{Y})^2 = SCT$	IJK-1			

Autor: Douglas C. Montgomery "Diseño y Análisis de Experimentos"

$$SCE(\alpha) = J \sum_i (\hat{y}_i - \hat{y}_{..})^2$$

$$SCE(\beta) = I \sum_j (\hat{y}_j - \hat{y}_{..})^2$$

$$SCR = \sum_i \sum_j (y_{ij} - \hat{y}_i - \hat{y}_j + \hat{y}_{..})^2$$

$$SCT = \sum_i \sum_j (y_{ij} - \hat{y}_{..})^2$$

Se cumple: $SCE(\alpha) + SCE(\beta) + SCR = SCT$

SCE(α): Suma de cuadrados explicada (variabilidad debida a que hay distintos niveles de factor 1)

SCE(β): Suma de cuadrados explicada (variabilidad debida a que hay distintos niveles de factor 2)

SCR Suma de cuadrados residual (variabilidad no debida a los factores)

SCT Suma de cuadrados total (variabilidad total en todos los datos)

3.1.2.2 Normalidad: los datos obtenidos en cada nivel de los factores se ajustan razonablemente a una distribución Normal (gráficos y contrastes) Y_{ij} sigue una distribución $N(\mu_{ij}, \sigma)$ para cada i, j .

3.1.2.3 Homocedasticidad: la variabilidad de los datos en cada nivel de los factores es similar (contraste de igualdad de varianzas) $\sigma^2 = \text{Var}(Y_{ij})$ igual para todo i, j .

3.1.2.4 Linealidad: los residuos (diferencia de los datos a su media, en cada nivel de los factores) se distribuyen alrededor del cero $E(U) = 0$.

3.1.2.5 Independencia: las observaciones se realizan de forma independiente unas de otras (diseño de la obtención de datos)

3.1.3 Modelo de Regresión Lineal. Es usado para determinar una ecuación que defina el comportamiento de una variable resultante frente a uno a más factores. Cuando se aplica un análisis ANOVA sobre la regresión lineal, se utiliza en gran parte para estimación de parámetros o coeficientes, significancia estadística de los mismos y validez de modelo completo después de evaluar el coeficiente de correlación del modelo. Para la obtención del modelo se utiliza el método de los mínimos cuadrados. Para mayor detalle ver en la figura 11.

Modelo de primer orden

$$y = \beta_0 + \beta_1 X_1 + \beta_2 X_2 + \dots + \beta_k X_k + \varepsilon$$

Modelo de segundo orden

$$y = \beta_0 + \beta_1 X_1 + \beta_2 X_2 + \beta_3 X_1 X_2 + \beta_4 X_1^2 + \beta_5 X_2^2 + \varepsilon$$

$$S^2 = \frac{SSE}{n - (k + 1)}$$

Tabla 4. Análisis Anova para validez de la regresión

Concepto	DF	SS	MS
Regresión	k	SSR	MSR=SSR/k
Error	n-(k+1)	SSE	MSE=SSE/[n-(k+1)]
Total	n-1	Total, SS	

Autor: Douglas C. Montgomery "Diseño y Análisis de Experimentos"

Donde

SS = Suma de cuadrados total

SST = Suma de cuadrados tratamiento

SSE = Suma de cuadrados error

MSE = Cuadrado medio error

MST = Cuadrado medio de los tratamientos

K = Tratamientos

N = Observaciones

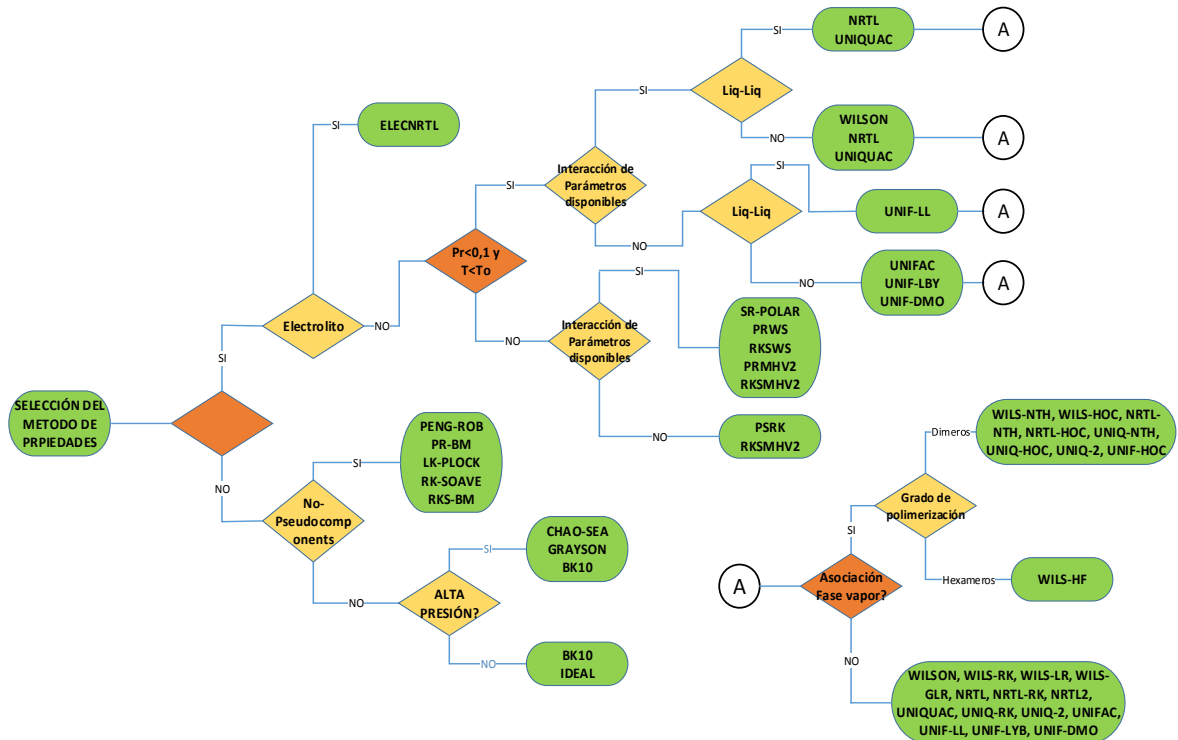
3.1.4 Simulación de Procesos: ASPEN HYSYS. La simulación de procesos es el estudio de un sistema mediante la manipulación computacional de la representación matemática del fenómeno físico; de esta manera, se busca establecer el comportamiento de una operación de estructura conocida. [7] En este orden de ideas, se podría definir un simulador de procesos como un paquete informático que puede realizar cálculos de balances de materia y energía, sea éste un equipo u operación básica aislada, una unidad de planta o la planta completa. Así mismo, las técnicas de simulación de procesos se fundamentan en el desarrollo y obtención de uno o varios modelos matemáticos del sistema, que reproduce su comportamiento en condiciones estacionarias (simulación estacionaria) o en estado no estacionario (simulación dinámica). La simulación es una herramienta informática importante, ya que puede permitir, por ejemplo, desde el diseño de un intercambiador de calor hasta el desarrollo y optimización de una

compleja unidad de proceso, [8] respecto a los tipos de simuladores se encuentran: los modulares secuenciales, simultáneos u orientados por ecuaciones, e híbridos. Los simuladores de procesos comerciales y académicos más divulgados en la actualidad son, entre *otros*: *Speed Up*, *Aspen Plus*, *Design II*, *Hysym*, *Aspen Hysys*, *Chemcad* y *Pro II* [7]

Respecto a *Aspen Plus*, este software es una herramienta de simulación que permite el diseño y optimización de procesos químicos y petroquímicos en estado estacionario y dinámico. Dicho Software es constantemente utilizado en la industria de petróleo y gas, pues permite modelar más de 50 operaciones unitarias, usando una base de datos de más de 2000 compuestos y sus propiedades, como sustancias puras, electrólitos, crudos, correlaciones específicas para fracciones de petróleo, procesos de reciclaje, entre otros. [8]

Por otra parte, uno de los principales requisitos para la simulación en *Aspen plus* es la elección de uno o varios paquetes termodinámicos, con el fin de calcular correctamente las propiedades físicas y los coeficientes de interacción de todas las corrientes. [10] Por esta razón, el usuario debe elegir cuidadosamente el modelo termodinámico a utilizar, ya que en muchas ocasiones el programa converge con la información suministrada, pero, si no es empleado el modelo adecuado, las especificaciones de salida no se ajustan a la realidad física del proceso. Por ello, a la hora de escoger un paquete termodinámico se deben tener en cuenta criterios como: el tipo de sustancia, la operación unitaria, composición, fases involucradas, presión, temperatura, entre otros. [9]

Figura 5. Selección de paquete termodinámico.



Fuente: AspenTech. Handbook process simulation.

3.2 MARCO REFERENCIAL

El petróleo es una materia prima importante para la generación de energía, la fuente principal de energía empleada por el hombre para muchos procesos, los hidrocarburos del petróleo se presentan con gran potencial, pero estos deben ser procesados para poder ser empleados en los distintos usos que el hombre les da.

Esto constituye la principal fuerza impulsora para procesos de refinación, como el craqueo catalítico fluidizado de hidrocarburos el cual puede procesar crudos pesados, logrando aumentar la conversión a productos valiosos, el proceso de craqueo usa altas temperaturas para convertir hidrocarburos pesados en productos más livianos. Esto puede alcanzarse térmicamente o catalíticamente. El

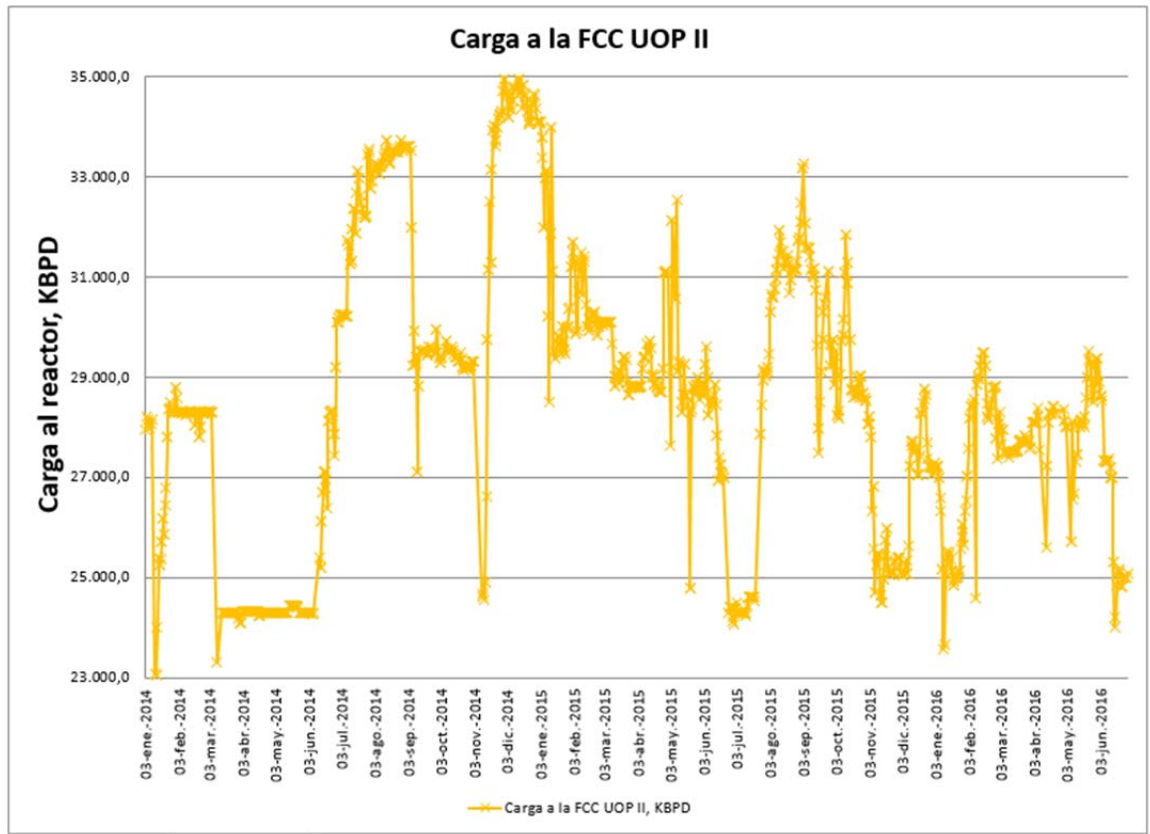
proceso catalítico tiene una mayor ventaja sobre el craqueo térmico, porque el catalizador permite que la reacción del craqueo catalítico, sea a bajas presiones y temperaturas y además produce, hidrocarburos más estables y de una mayor calidad, como la gasolina que tiene un número de octano mayor que el obtenido por una gasolina producto de un craqueo térmico.

En los años 2014 al 2016 la unidad de craqueo catalítico UOP II ha operado en un 83.2% de su capacidad instalada (ver tabla 3.) debido al manejo de inventarios y cargas pesadas, el 15% restante se puede utilizar recibiendo las corrientes de otras unidades de proceso, en la actualidad la decisión de cual flujo de carga y cuanto volumen de gases externos cargar en la unidad de craqueo catalítico UOP II se recibe, está basada en el análisis operacional del técnico de consola, supervisores e ingenieros de proceso de acuerdo al desempeño de la unidad en el día a día, cumplimiento del programa de cargas y rendimientos proyectados por el personal de planeación de la producción y análisis de cromatografías teniendo en cuenta la relación ($H_2/C_1 < 1$) y el porcentaje de productos valiosos de estas corrientes de otras unidades de proceso. Los flujos de las corrientes de otras unidades de proceso con productos valiosos disponibles de gases y líquidos que pueden ser cargados en la UOP II se pueden ver en la Tabla 4.

Tabla 5 Flujos de cargas de otras unidades de proceso

Unidad de Proceso	Flujo Disponible	
• Gases de topping,	250.000	pcsh
• Butanos de Topping,	6.000	bpd
• Gases del D-308 de Modelo IV,	110.000	pcsh
• Gases del D-313 de Modelo IV,	150.000	pcsh
• Gases del D-581 de Orthoflow,	200.000	pcsh
• Butanos de Aromaticos	1.000	bpd
• Nafta de Viscosreductora,	800	bpd
• GLP y PGR de UOP I,	5.500	bpd
• Gas esponja de la UOP I,	50.000	pcsh

Figura 6. Carga a la FCC UOP II 2014-2016



Las cromatografías de los gases de refinación de crudos (Topping), modelo IV y Orthoflow se pueden ver en la tabla 5 y 6, además las líneas interconexiones actuales para ser cargadas en las unidades de craqueo catalítico se pueden ver en la figura 3. Si estos productos disponibles con potencial de valor (Ver figura 2) no se recuperan son enviados al sistema de gas combustible para ser quemados en los hornos y calderas de la refinería.

Tabla 6. Cromatografía de gases recibidos de otras unidades.

GAS ESPONJA DE UOP I		BUTANOS PRODUCTO		PGR	
	%MOL		%VOL		%VOL
HIDROGENO	32,248908	ETANO	0	METANO	0
OXIGENO	0,063515	ETILENO	0,18	ETANO	0
NITROGENO	3,200439	PROPANO	1,05	ETILENO	0
MONOXIDO DE CARBONO	1,534829	PROPILENO	0,29	PROPANO	27,53
DIOXIDO DE CARBONO	1,557944	ISO-BUTANO	20,96	PROPILENO	72,42
METANO	29,659621	N-BUTANO	11,15	ISOBUTANO	0
ETANO	12,5326	TRANS-2-BUTENO	15,35	N-BUTANO	0,01
ETILENO	11,284105	1-BUTENO	14,75	PROPADIENO	0
PROPANO	0,824807	ISO-BUTILENO	25,35	ACETILENO	0
PROPILENO	3,787853	CIS-2-BUTENO	9,41	TRANS-2-BUTENO	0
ISO-BUTANO	0,08579	CICLOPENTANO	0,07	1-BUTENO	0
N-BUTANO	0,136877	ISO-PENTANO	0	ISOBUTILENO	0
ISO-PENTANO	0,557072	N-PENTANO	0	CIS-2-BUTENO	0
TOTAL OLEFINAS	0,378174	1,3 BUTADIENO	1,17	CICLOPENTANO	0
POTENCIA CALORIFICA	874,8	C5 Y MAS PESADOS	0,34	ISOPENTANO	0
H2S	2,147466	TOTAL OLEFINAS	66,03	N-PENTANO	0
PESO MOLECULAR	16,37			1,3-BUTADIENO	0,04
GRAV. ESPEC. GAS	0,56532			METILACETILENO	0

Al realizar el estudio y análisis de los datos de las cargas de otras unidades de proceso disponibles y mediante la realización de modelos matemáticos usando una herramienta computacional, que permita identificar la mejor opción le permitirá al técnico de consola, personal de planeación de la producción e ingenieros de proceso simular y realizar las proyecciones necesarias para

discernir cuál de las corrientes de gases o líquidos externas con potencial de productos económicamente rentables le va permitir aumentar el rendimiento de productos valiosos recuperando de las mismas corrientes o analizar la cantidad de contaminantes como H₂S que no es deseable y puede impactar la calidad del etano etileno, PGR o gasolina con productos fuera de especificaciones o reproceso indeseables para el negocio.

Tabla 7. Cromatografía de los gases recuperados de otras unidades.

CROMATOGRAFIAS							
	D-313	D-308	D-581	GASES DE TOPPING		BUTANOS LIQ. TOPPING	
Compuesto	%MOL	%MOL	%MOL	Compuesto	%MOL	compuesto	%VOL
Hidrógeno	26,641	0,010	37,179	Hidrogeno	17,079	Etano	0,289
Oxígeno	0,038	1,220	0,341	Oxígeno	0,072	Etileno	0,026
Nitrógeno	3,062	0,191	5,246	Nitrógeno	3,325	Propano	4,473
CO	1,360	0,061	1,309	CO ₂	0,942	Propileno	0,085
CO ₂	1,274	0,900	1,472	CO	2,597	Iso-Butano	7,109
Metano	31,974	8,005	17,097	Metano	21,710	N-Butano	18,353
Etano	8,165	11,820	6,925	Etano	9,260	Trans-2-Buteno	0,1
Etileno	6,134	6,820	7,071	Etileno	3,958	1-Buteno	0,072
Propano	5,662	19,970	2,579	Propano	11,826	Iso-Butileno	0,103
Propileno	8,775	31,140	11,099	Propileno	3,996	CIS-2-Buteno	0,264
iso-Butano	2,872	8,380	1,281	Iso-Butano	4,938	Ciclopentano	
n-Butano	1,006	1,500	1,266	N-Butano	7,364	Iso-Pentano	33,26
iso-Pentano	0,029	0,000	0,157	Total Olefinas	0,845	N-Pentano	28,418
Olefinas C ₄	1,191		4,616	Iso-Pentano	4,508	1,3 Butadieno	0,002
H ₂ S	1,794	6,690		N-Pentano	3,915	C ₅ , más pesados	0,032
n-Pentano	0,002			C ₅ , más pesados	0,093	Total Olefinas	0,39

Operar las plantas de forma eficiente, eficaz dentro de las ventanas operativas y con cero incidentes a las personas, los equipos y el medio ambiente, manteniendo altos rendimientos de productos valiosos, sostenida y de calidad es el objetivo principal de una unidad de proceso, a través del modelamiento

podemos simular los diferentes escenarios para cumplir los anteriores requerimientos.

En la refinería de Barrancabermeja se han realizado varias tesis de grado que nos muestran la importancia del modelamiento y análisis estadístico, entre algunas tesis tenemos la realizada por S. León en el año 2011, quien realizó el análisis carga contra productos en la unidad Modelo IV de la refinería de Barrancabermeja buscando la maximización de productos valiosos, especialmente aceite liviano de ciclo. También tenemos a J. Morad quien realizó la formulación de modelo matemático para estimar el volumen de producto recuperado en las unidades de destilación atmosférica en el año 2012; Para el caso de la UOP II el ingeniero E. Caballero realizó el Modelo de simulación de las unidades de destilación de la UOP II en el software PRO II para determinar efecto de recibo de gases de otras unidades sobre el rendimiento de gasolinas, etileno y GLP.

En el 2007 se realizó el desarrollo de un modelo de simulación de refinerías, utilizando técnicas de programación lineal por parte de Y. de Abreu, entre las principales conclusiones propone realizar el mismo modelo estadístico con datos reales de diferentes refinerías para comparar y validar el modelo.

Figura 7. Gases con potencial de valor en la refinería.

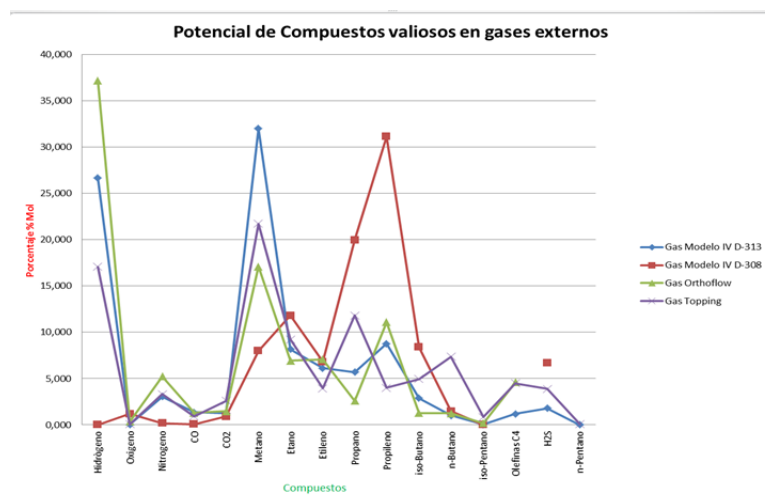
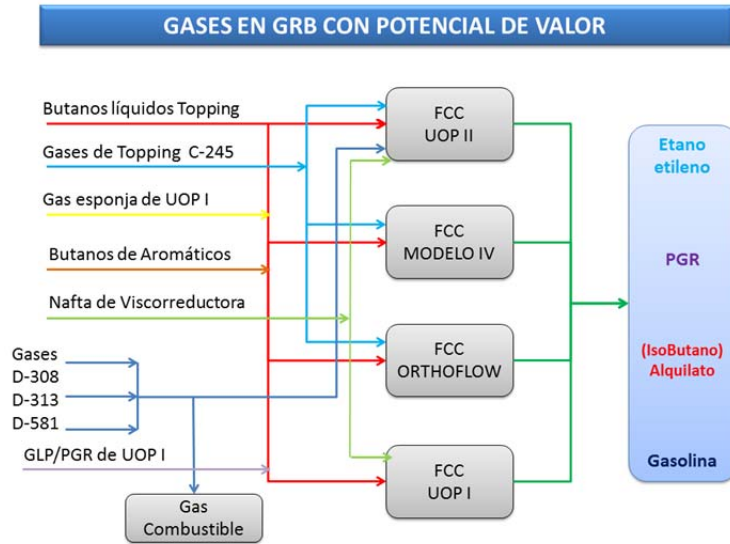


Figura 8. Diagrama de cargas de otras unidades de proceso hacia la UOP II.



4. METODOLOGÍA

Para el desarrollo de este trabajo se empleó un plan metodológico el cual comprende una recopilación bibliográfica, una recolección de datos históricos de tres años, un diseño de experimento para darle orientación a la información, una validación del experimento, la obtención de modelos estadístico para predicción y por ultimo implementar los resultados en un modelamiento de proceso para determinar la optimización del proceso e identificar los beneficios económicos que se pueden generar al emplear dicho resultados. En el siguiente orden se muestra cada paso de la metodología implementada.

4.1 RECOPIACIÓN DE INFORMACIÓN Y BIBLIOGRAFÍA

Para ello se estableció como parte fundamental la selección de libros relacionados con estudios estadísticos para optimización de unidades de craqueo catalítico, también artículos y revistas relacionando temas de diseño de experimentos, tratamientos estadístico de datos, análisis de experimentos con herramientas como ANOVA, regresión múltiple, comparación de dos muestras, entre otros. Además de manuales de operación, hojas de especificaciones de equipos (Torres de destilación, torres de absorción, intercambiadores de calor, separadores de fase, bombas, válvulas de control, reactor, regenerador, y especificaciones de catalizador entre otras).

4.2 RECOLECCIÓN DE DATOS

Se recolectaron datos históricos de tres años, enfocados en diferentes variables claves para el desempeño de los reactores y demás, entre las cuales temperatura de reacción, carga del reactor, recibo de corrientes recuperadas de otras unidades de proceso. Después de recolectar datos se revisó la metodología estadística para agrupaciones de muestras, utilizando estadística descriptiva con rangos de marcas de clase y agrupación por grupos y subgrupos de acuerdo con los cambios percibidos en las variables independientes como variables dependientes. En la tabla 7 se muestra como se realizó la selección de datos teniendo en cuenta grupos y subgrupos, además de tabulados y llevados a un diseño de experimentos del tipo factorial 2^k para el caso de dos factores y una variable resultante e implementación de regresión múltiple para encontrar el modelo de comportamiento de las variables dependientes con independientes. Para el caso de más de dos factores con una o más variables dependientes.

Para darle validez a los diferentes tratamientos estadísticos se realizaron análisis Anova, también se validó la toma de datos, la aleatoriedad, la repetitividad y reproducibilidad. Adicional se llevó a cabo una depuración de datos atípicos para eliminar ruidos como desvíos de productos hacia otras unidades, consumos internos, paradas programadas y no programadas de planta, arrancadas de la unidad y perturbaciones de control regulatorio por fallas o por mantenimiento de instrumentos de medición.

4.3 ANÁLISIS ANOVA Y REGRESIONES

Para el caso de dos factores y una variable dependiente se trabajó con análisis de varianza de dos factores con grupos y subgrupos, considerando la interacción de los factores, para definir la variabilidad de proceso con un nivel de confianza del

95%. Para ello fue necesario la utilización de una herramienta de estadística como Statgraphics versión XVII. Se planteó el análisis de varianza con la hipótesis nula de ninguna relación entre los factores y la variable resultante.

Tabla 8. Resumen de la recolección de datos de acuerdo a grupos y subgrupos para el análisis de varianza de 1500 datos.

Rendimiento de Gasolina				Rendimiento de ALC				Rendimiento de GLP			
Temperatura de reacción, °F				Temperatura de reacción, °F				Temperatura de reacción, °F			
Carga, KBPD	980	990		Carga, KBPD	980	990		Carga, KBPD	980	990	
24	60,27	60,21		24	15,23	13,63		24	34,34	31,56	
	60,54	60,42			14,53	13,08			34,08	29,68	
	61,82	63,26			14,42	13,13			33,68	35,38	
	58,70	62,13			15,10	13,57			34,18	30,15	
25	53,82	56,73		25	14,63	13,27		25	24,29	26,00	
	53,61	58,53			13,01	12,72			14,83	23,01	
	56,64	58,13			13,41	10,57			21,73	27,64	
	54,84	60,58			13,72	12,02			19,97	26,40	
27	59,83	56,95		27	14,07	13,93		27	24,52	25,60	
	56,45	55,46			14,37	14,00			23,92	24,84	
	53,51	55,32			14,57	13,90			22,49	26,54	
	53,40	57,29			14,16	13,70			21,75	29,25	
28	59,50	56,80		28	15,15	14,50		28	25,01	24,86	
	58,85	57,31			14,95	13,92			25,95	25,88	
	58,74	55,32			14,44	14,26			25,65	24,57	
	56,79	58,36			14,80	13,53			23,20	27,56	
29	58,77	57,11		29	14,50	15,01		29	27,80	26,49	
	57,07	56,42			14,69	13,65			26,65	23,24	
	55,25	57,86			15,14	12,70			21,02	26,45	
	53,55	56,54			14,33	12,41			22,42	26,34	
30	57,44	57,43		30	14,74	14,43		30	27,06	26,50	
	56,61	57,43			14,11	14,16			25,97	26,74	
	57,58	56,96			14,15	13,64			26,07	27,49	
	57,04	54,92			14,46	12,57			26,02	28,22	
31	59,13	56,48		31	14,83	14,17		31	29,13	21,92	
	55,47	56,52			14,22	14,28			25,55	20,04	
	56,16	55,46			14,56	14,72			25,30	23,67	
	54,08	55,19			14,39	13,40			25,29	26,46	

Después de evaluar la Anova para ciertos diseños de experimento, se procedía a aplicar regresión múltiple para determinar patrones de comportamiento en función de las ecuaciones obtenidas. Para los casos de más de dos factores se aplicó

regresión múltiple validada por análisis de varianza. Cada vez que aplicaba la regresión se observaba coeficiente de correlación (R^2) para asegurar que estuviera cercano al 99%, con objeto de obtener mayor validez en la regresión y a su vez menor error entre los datos predichos y los datos observados. Para el caso del modelo de regresión la hipótesis nula quedó presentada como ninguna relación entre la variable resultante y los factores.

Después encontrar las ecuaciones de regresión, se procedió a realizar superficies de respuesta para cada modelo con el objeto realizar optimización de las mismas hallando rangos óptimos de operación.

4.4 DESARROLLO DE MODELAMIENTO DEL PROCESO DE CRAQUEO CATALITICO

Para iniciar la simulación en ASPEN HYSYS, inicialmente se realizó una revisión para la selección del modelo termodinámico que permite resolver los balances de masa y energía. Se toma como referencia el flujograma de Aspentech (Ver figura 6) junto con la tabla de selección de modelos propuesta por Honeywell (Ver tabla 8). De acuerdo al análisis se evidencio que se requiere utilizar dos modelos simultáneos, el primer modelo es el HSCRK (Hydro Sulfur Cracking Reaction), para resolver todos los procesos de reacción de craqueo catalítico ocurridos en el reactor y regenerador donde se genera Hidrogeno molecular, metano, etano, compuestos azufrados entre otros, y como segundo modelo se escoge Peng Robinson para desarrollar los procesos de destilación, separación y mezclas, este a su vez apoyado en el modelo SRK (Soave Redliech Kwong) para resolver los procesos de absorción y extracción liquido-liquido, donde PR presenta algunas desviaciones en lavado con agua y con aminas.

Tabla 9. Selección de Modelo termodinámico de Honeywell.

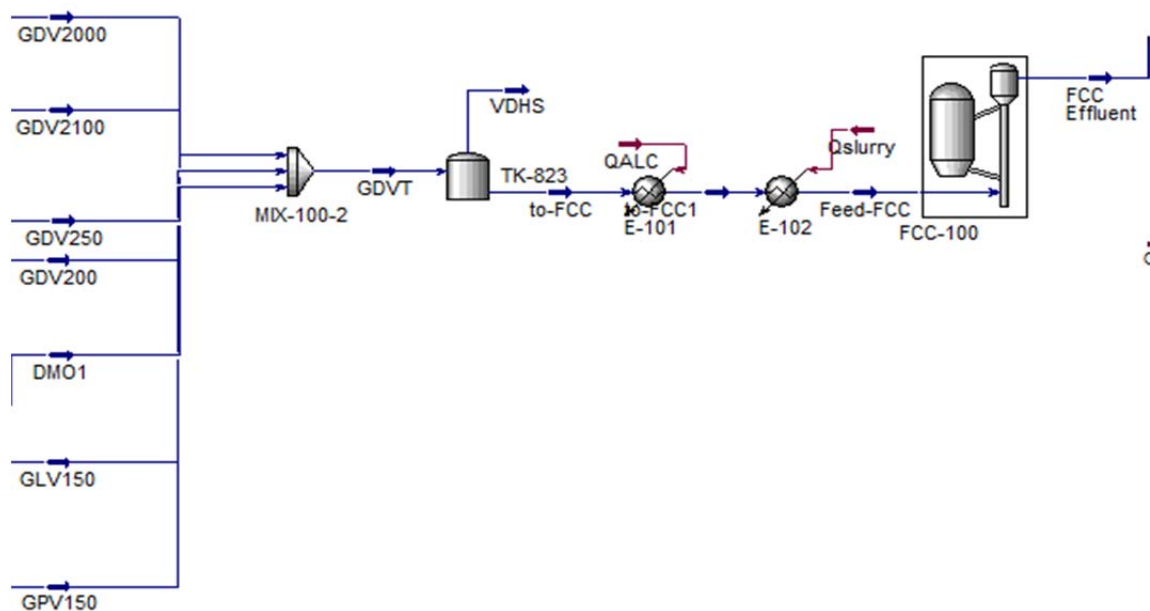
Tipo de proceso	Paquete Termodinámico recomendado
Deshidratación de TEG	PR
Acuoso ácido	Sour PR
Procesamiento de gas criogénico	PR, PRSV
Separación de aire	PR, PRSV
Torres atmosféricas de crudo	PR y sus variantes, Grayson Streed (GS)
Torres a vacío	PR y sus variantes, GS, Braun K10, Esso
Torres de etileno	Lee Kesler Plocker
Sistemas con alto contenido de H₂	PR, Zudkevitch-Jofee (ZJ), GS
Reservorios	PR y sus variantes
Sistemas de vapor	ASME Steam, Chao Seader, GS
Inhibición de hidratos	PR
Productos químicos	Modelos de actividad, PRSV
Alquilación de HF	PRSV, NRTL
Hidrocarburos-agua (alta solubilidad del agua en HC)	Kabadi Danner
Separación de hidrocarburos	PR, SRK
Aromáticos	Wilson, NRTL, UNIQUAC
Hidrocarburos sustituidos (cloruro de vinilo, acrilonitrilo)	PR, SRK
Producción de éter (MTBE, ETBE, ter-amil metil eter TAME)	Wilson, NRTL, UNIQUAC
Plantas de etilbenceno / estireno	PR, SRK O Wilson, NRTL, UNIQUAC (según la tecnología de producción)
Producción de ácido tereftálico	Wilson, NRTL, UNIQUAC
Planta de amoníaco	PR, SRK

Fuente: Honeywell.

Después de la definición del modelo, con el objetivo de implementar los rangos óptimos de operación, se procedió a construir un modelamiento de la unidad de craqueo catalítico, para ello fue necesario simular desde la carga de gasóleo,

como el reactor y regenerador de craqueo y todos los pormenores de especificaciones del catalizador. Seguidamente se fue comparando resultados con rendimientos de planta en condiciones actuales, para ajustar todos los parámetros del sistema reactor-catalizador-regenerador (Ver Figura 7), luego se procedió a la construcción del modelo de la torre fraccionadora para determinar la capacidad de separación de la misma y el rendimiento de productos líquidos como gasolina, aceite liviano de ciclo y slurry (Ver figura 8). Después se procedió a construir el modelo de todo el sistema de purificación de gases, comenzando por el despojo de los livianos como metano, hidrogeno, nitrógeno y oxígeno. Seguidamente con una torre de destilación debutanizadora se separó los gases licuados de los pentanos, los gases licuados se llevan a una serie de torres de destilación para separar los diferentes productos como etano-etileno, propileno grado refinería, propano licuado, butanos e isobutanos junto con el recibo de corrientes de gases y líquidos de otras unidades (Ver figura 9) y los anexos 1 al 5.

Figura 9. Esquema de simulación del reactor de craqueo catalítico, tecnología UOP.



Para implementar la simulación como escenario de prueba del estudio estadístico realizado, se hace un proceso de validación de la simulación, sometiendo la simulación a variabilidad, para poder realizar una toma de datos simulados y compararlos con los datos estadísticos de planta de 3 años, mediante un análisis de comparación de dos muestras basados en intervalo de confianza del 95%.

Después de validar la simulación se prosiguió con la prueba de implementar los rangos óptimos de operación conseguidos por el tratamiento estadístico a los datos reales de planta y de esta forma determinar los posibles incrementos de rendimiento de productos y considerar los posibles resultados a obtener cuando se implemente todos los resultados de estudio al proceso en tiempo real.

Figura 10. Simulación de la torre fraccionadora de gases, gasolina, ALC y Slurry.

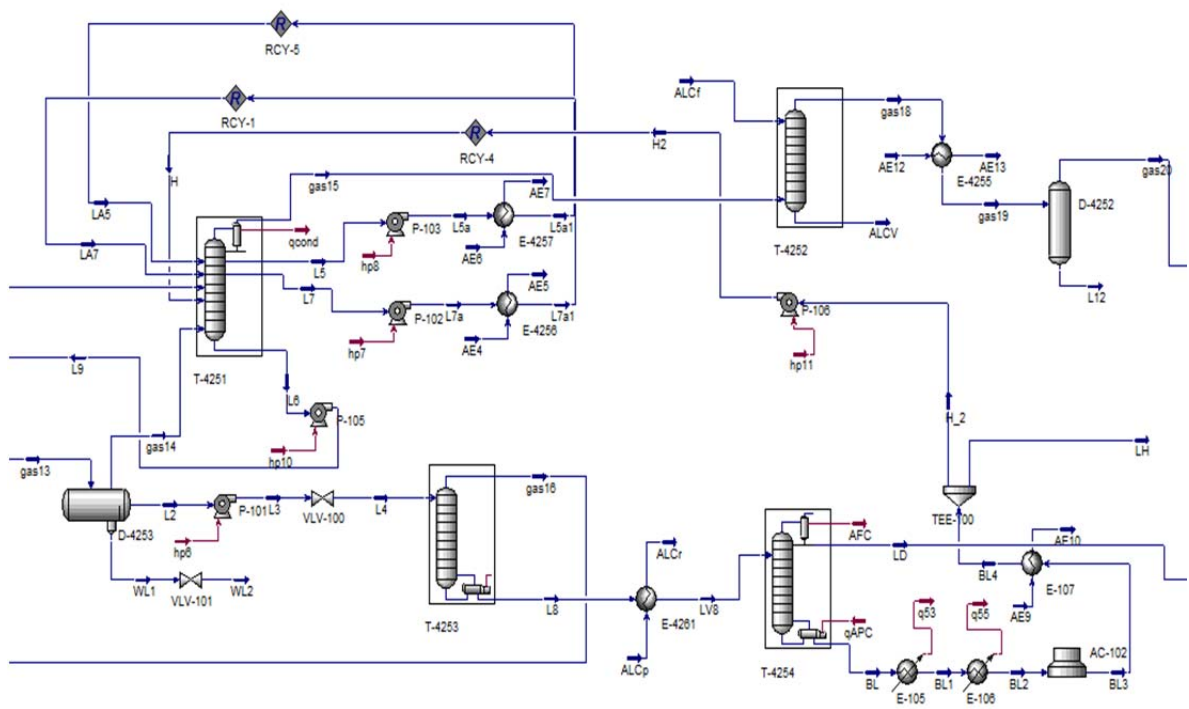
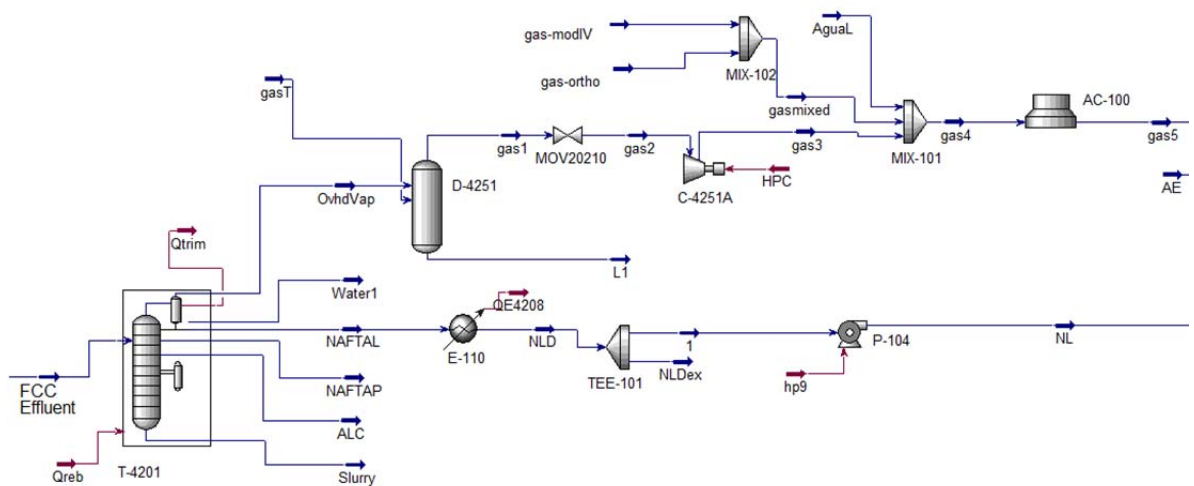


Figura 11. Torres de destilación para separación de Hidrógeno, Metano, Etileno, GLP, Iso-butanos y Gasolina.



4.5 EVALUACIÓN DEL MARGEN BRUTO DE CRAQUEO CATALITICO

Los resultados de los rendimientos de productos como gasolina, ALC y etano-tileno obtenidos de implementar el análisis estadístico sobre la simulación validada, fueron evaluados bajo el margen bruto de craqueo catalítico, se compararon con el margen actual, para determinar el potencial incremento que se tendría de implementar los resultados estadísticos sobre el proceso en tiempo real.

5. ANÁLISIS DE RESULTADOS

Después de todo el despliegue metodológico, esta sección comprende todo el análisis de los resultados obtenidos al tratamiento estadístico de datos del recolectado del proceso, además de crear una simulación que permita recrear de forma computacional el proceso de craqueo catalítico. A continuación se encuentran los resultados y observaciones:

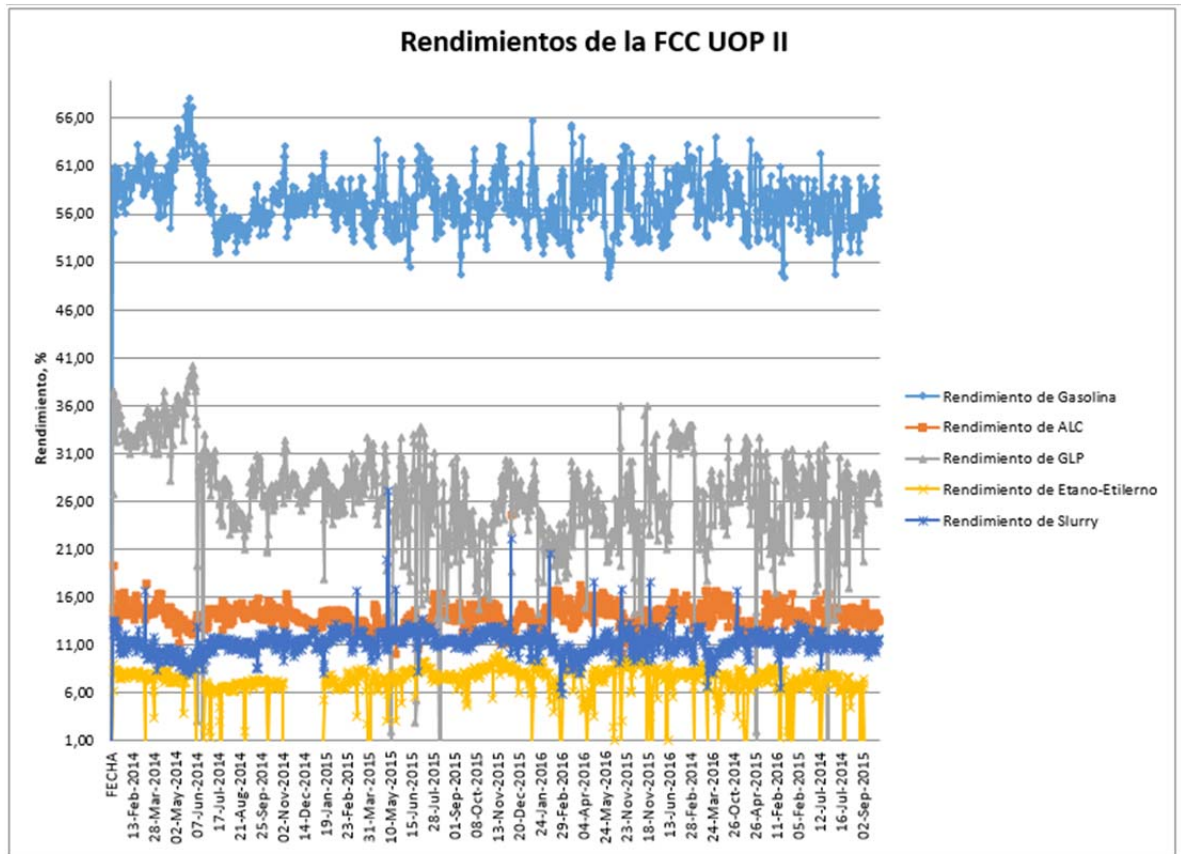
5.1 ANOVA Y CORRELACIONES

A continuación se detalla el análisis de resultados después de realizar Anova y correlaciones de factores como temperatura de reacción, flujo de carga al reactor, cargas de gases externos entre otros, frente a variables resultantes como rendimiento de productos como etano etileno, GLP, gasolina, ALC y slurry de los años 2014 al 2016 (Ver tabla 9) y calidad de productos como: gasolina (nafta craqueada liviana más nafta craqueada pesada), aceite liviano de ciclo (ALC), “slurry”, propileno grado refinería, propano y porcentaje de etano etileno. Ver el resumen de análisis estadístico en los anexos 14 al 20.

5.1.1 Rendimiento y Calidad De Gasolina. Al evaluar los datos con el análisis de varianza se encontró que variables independientes como temperatura de reacción y carga al reactor de craqueo catalítico, explican los resultados obtenidos de las variables dependiente como rendimiento de gasolina y calidad (Destilación), pues se observa la dependencia de la variable resultan frente a los factores con dentro de un intervalo de confianza del 90%. El valor de probabilidad de rechazo de hipótesis nula es 0.084 que corresponde a temperatura de reacción, el cual es inferior a 0,1, pero se observa que es muy cercano a este por ende se realizan

análisis con otras variables que pueden presentar afectación sobre los rendimientos de producción de dicho producto (Ver tabla 10).

Figura 12. Rendimientos de la FCC UOP II años 2014, 2015 y 2016.



La tabla ANOVA descompone la variabilidad de rendimiento de gasolina en contribuciones debidas a varios factores. Puesto que se ha escogido la suma de cuadrados Tipo III (por omisión), la contribución de cada factor se mide eliminando los efectos de los demás factores. Los valores-P prueban la significancia estadística de cada uno de los factores. Puesto que 2 valores-P son menores que 0,05, estos factores tienen un efecto estadísticamente significativo sobre el rendimiento de gasolina con un 95,0% de nivel de confianza.

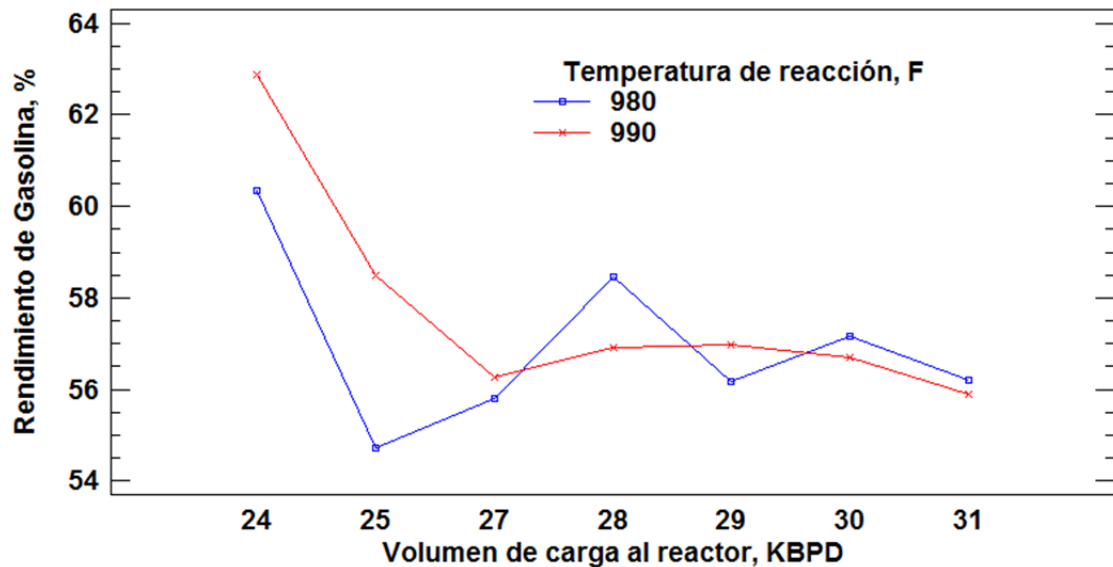
Tabla 10. Análisis de varianza del rendimiento de gasolina con temperatura de reacción y volumen de carga al reactor.

Análisis de Varianza para rendimiento de gasolina - Suma de Cuadrados Tipo III

<i>Fuente</i>	<i>Suma de Cuadrados</i>	<i>Gl</i>	<i>Cuadrado Medio</i>	<i>Razón-F</i>	<i>Valor-P</i>
EFFECTOS PRINCIPALES					
A: Volumen de Carga al reactor	183,265	6	30,5442	12,08	0,0000
B: Temperatura de reacción	7,87802	1	7,87802	3,12	0,0848
Interacciones					
AB	40,5895	6	6,76492	2,68	0,0273
Residuos	106,211	42	2,52883		
Total (Corregido)	337,944	55			

Figura 13. Tendencias del rendimiento de gasolina contra los factores volumen de carga al reactor y temperatura de reacción.

Gráfico de Interacciones



La temperatura de reacción tiene menor incidencia sobre la variable resultante, esto se debe a que hay otros factores que definen en forma conjunta con la temperatura de reacción el comportamiento del rendimiento de gasolina, por ejemplo la interacción de temperatura de reacción con volumen de carga tiende a definir mejor el comportamiento de la gasolina tal como se observa en la tabla 10. Por tal razón es necesario adicionar otro factor que incide sobre el rendimiento de gasolina y de esta forma encontrar un modelo estadístico que pueda definir completamente el rendimiento de gasolina y donde se muestre que todas variables juntas tiene alta probabilidad de predecir el comportamiento del rendimiento de gasolina. Para este caso otro de los factores que aporta al rendimiento es la recuperación de los butanos (Isobutano, n-butano) generados en la unidad de refinación de nafta virgen.

A continuación se muestra el análisis de correlación tomando la consideración del tercer factor, butanos de topping (ver tabla 11) donde se destaca que la correlación de tres factores normalizados, presenta mayor coeficiente de regresión y sumado a que los valores de probabilidad de aceptación de las variables es mayor pues todos resultan mucho menores a 0,05 con respecto a la correlación de dos factores.

Tabla 11. Análisis de regresión de tres factores normalizados contra rendimiento de gasolina.

		<i>Error</i>	<i>Estadístico</i>	
Parámetro	<i>Coeficiente</i>	<i>Estándar</i>	<i>T</i>	<i>Valor-P</i>
Volumen de carga reactor	-0,631488	0,0447881	-14,0995	0,0000
Temperatura de reacción	0,072258	0,00126555	57,0963	0,0000
Recibo de butanos "topping"	0,001711	0,0000888	19,2692	0,0000

Análisis de Varianza de la regresión con factores

<i>Fuente</i>	<i>Suma de Cuadrados</i>	<i>Gl</i>	<i>Cuadrado Medio</i>	<i>Razón-F</i>	<i>Valor-P</i>
Modelo	1,44167E6	3	480558,	115897,04	0,0000
Residuo	1778,81	429	4,14642		
Total	1,44345E6	432			

R-cuadrada = 99,8 %

R-cuadrado (ajustado para g.l.) = 99,8 %

Ecuación de correlación para el rendimiento de gasolina:

$$\mathbf{RG = -0,631488*VCR + 0,0722583*TRX + 0,00171199*FBT} \quad \mathbf{Ecuación 1.}$$

RG: Rendimiento de Gasolina (%)
(KBPD)

VCR: Volumen de Carga al Reactor

TRX: Temperatura de Reacción (°F)
(BPD)

FBT: Flujo de Butanos de Topping

En la ecuación 1 se observa que para incrementos de volumen de carga se disminuye el rendimiento de gasolina, caso contrario ocurre con la temperatura de reacción y el suministro de butanos recuperados.

Con respecto a la temperatura de reacción a medida que aumenta también aumenta el rendimiento de gasolina, cabe resaltar que dichos incrementos presentan una restricción, pues para temperaturas superiores a los 995 °F, se llega a punto donde debe requerirse bajo tiempo de residencia en el “Riser”, para evitar degradación de la gasolina por ende disminución de rendimiento y generación de volátiles como hidrogeno, metano y etano [5].

También se observa que a medida que aumenta el volumen de carga al reactor, se disminuye el rendimiento de la gasolina y a su vez disminuye el diferencial de rendimiento de gasolina generado por el aumento de la temperatura de reacción (Ver figura 13). Esto en gran parte posiblemente obedece al efecto de la

disminución de la selectividad de las reacciones a formación de gasolina, por bajo tiempo de residencia y por ende se presentará mayor contenido de productos pesados no craqueados (Naftalenos, Fenantreno, Antraceno) y compuestos pesados azufrados [6].

Para el caso de suministro de butanos recuperados de las unidades de refinación de crudo, estos son cargados después del reactor y solo son afectados por procesos de separación física, por ende generan incremento de gasolina que no puede ser explicado por un modelo donde solo incluyan dos factores como temperatura de reacción y volumen de carga al reactor.

Del suministro de butanos de las unidades de refinación de crudo, se puede decir que guardan una relación lineal con el rendimiento de gasolina, por cada 1000 barriles de carga de dichos butanos se logra un incremento de 1,72% en el rendimiento global de la gasolina craqueada.

Para el caso de los contaminantes como níquel y vanadio en la carga y el catalizador en equilibrio, porcentaje de carga pesada como DMO, los butanos de topping, además de las dos variables ya estudiadas como temperatura de reacción y volumen de carga al reactor, se realizó el análisis de correlación (ver anexo 6) donde se evidencia que el porcentaje de carga pesada tiene muy poca incidencia sobre el rendimiento de gasolina y más bien puede generar altas temperaturas en el regenerador y la torre fraccionadora que trae como consecuencia una disminución en el volumen de carga al reactor para mantener la unidad en control, disminuyendo el volumen producción de gasolina, en el regenerador por el alto contenido de coque aumentan las temperaturas por encima de los límites de las guías y ventanas operativas que obliga a realizar ajustes de inyección de aire y posible salida de rango de control en las velocidades a la salida de los ciclones y en la torre fraccionadora aumento de temperatura por encima de 700°F.

5.1.2 Rendimiento y Calidad de Aceite Liviano de Ciclo. En la variable resultante del rendimiento de aceite liviano ciclo se observa que el análisis de varianza muestra que dos factores como temperatura y volumen de carga al reactor, tiene alta significancia estadística con un intervalo del 95% de confianza, como se muestra en la tabla 12.

Tabla 12. Análisis de varianza del rendimiento de aceite liviano de ciclo con temperatura de reacción y volumen de carga al reactor.

Análisis de Varianza para rendimiento de ALC - Suma de Cuadrados Tipo III

<i>Fuente</i>	<i>Suma de Cuadrados</i>	<i>Gl</i>	<i>Cuadrado Medio</i>	<i>Razón -F</i>	<i>Valor-P</i>
EFFECTOS PRINCIPALES					
A: Volumen de carga al Reactor	11,8445	6	1,97408	5,31	0,0004
B: Temperatura de Reacción	12,2658	1	12,2658	32,97	0,0000
INTERACCIONES					
AB	3,11723	6	0,519538	1,40	0,2386
Residuos	15,6232	42	0,371981		
Total (Corregido)	42,8507	55			

Todas las razones-F se basan en el cuadrado medio del error residual

La tabla ANOVA descompone la variabilidad de Rendimiento de aceite liviano de ciclo en contribuciones debidas a varios factores. Puesto que se ha escogido la suma de cuadrados Tipo III (por omisión), la contribución de cada factor se mide eliminando los efectos de los demás factores. Los valores-P prueban la significancia estadística de cada uno de los factores. Puesto que 2 valores-P son menores que 0,05, estos factores tienen un efecto estadísticamente significativo sobre rendimiento de ALC con un 95,0% de nivel de confianza.

En la tabla 13 se muestra el análisis de correlación, el cual fue encontrado realizando varias revisiones de factores para encontrar el coeficiente de

correlación superior al 80% y con una ecuación que represente el comportamiento del proceso. (Ver anexo 8)

Figura 14. Tendencias del rendimiento de aceite liviano de ciclo contra los factores volumen de carga al reactor y temperatura de reacción.

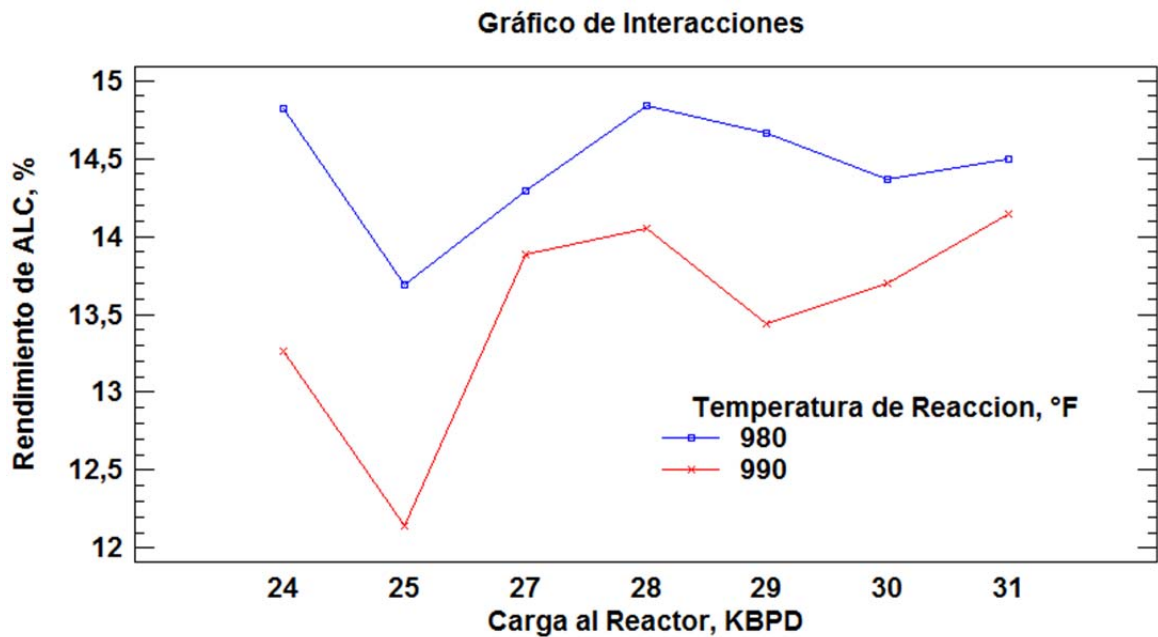


Tabla 13. Análisis de regresión del rendimiento de Aceite liviano de Ciclo.

		<i>Error</i>	<i>Estadístico</i>	
<i>Parámetro</i>	<i>Estimación</i>	<i>Estándar</i>	<i>T</i>	<i>Valor-P</i>
VCR ²	-0,0190505	0,00894153	-2,13057	0,0351
(1/TR)	70871,9	10764,2	6,58402	0,0000
Volumen de carga al reactor	1,12866	0,518151	2,17825	0,0313
Temperatura de Reacción	-0,0751588	0,0108607	-6,92024	0,0000

Análisis de Varianza

<i>Fuente</i>	<i>Suma de Cuadrados</i>	<i>Gl</i>	<i>Cuadrado Medio</i>	<i>Razón-F</i>	<i>Valor-P</i>
Modelo	24970,8	4	6242,71	6275,25	0,0000
Residuo	122,362	123	0,994815		
Total	25093,2	127			

R-cuadrada = 99,5 %

R-cuadrado (ajustado para g.l.) = 99,5 %

Ecuación de correlación para el rendimiento de aceite liviano de ciclo:

$$\text{RALC} = -0,0190505 \cdot \text{VCR}^2 + 70871,9 \cdot (1/\text{TRX}) + 1,12866 \cdot \text{VCR} - 0,0751588 \cdot \text{TRX}$$

Ec. 2

RALC: Rendimiento de ALC (%) VCR: Volumen de Carga al Reactor (KBPD)

TRX: Temperatura de Reacción (°F)

Con el análisis quedó determinada la ecuación que define el comportamiento del rendimiento de ALC frente a los tres factores. En dicha ecuación (Ecuación 2), se observa que para incrementos de volumen de carga se aumenta el rendimiento de aceite liviano de ciclo, caso contrario ocurre con la temperatura de reacción, pues a medida que se aumenta la temperatura se observa que disminuye el rendimiento de ALC.

Con respecto al aumento de la temperatura de reacción por encima de 995°F se pueden generar degradación de ALC hacia gasolina y por reacciones no deseadas hacia gases como metano, etano, Hidrogeno, entre otros, cabe resaltar que dichos incrementos presentan una restricción, pues para temperaturas bajas por debajo de 980 °F, se llega a un punto donde debe requerirse mayor tiempo de residencia en el “Riser”, para evitar que la conversión disminuya y por ende aumente de rendimiento de productos pesados con alto contenido de compuestos azufrados y aromáticos con más de dos anillos de benceno [5].

También se observa que a medida que aumenta el volumen de carga al reactor, se favorece el rendimiento de la ALC y a su vez se observa la tendencia a la disminución del diferencial de rendimiento de ALC por el aumento de temperatura (Ver figura 14). Esto posiblemente obedece en gran parte a que a mayor carga se afecta la conversión para craqueo de productos pesado en productos livianos, y por ende se presentará mayor contenido de productos pesados no craqueados (Naftalenos, Fenantreno, Antraceno) y compuestos pesados azufrados [6].

5.1.3 Rendimiento y Calidad de GLP. La variable resultante de rendimiento de GLP, además de depender de las variables de reacción depende del suministro de corrientes de gases de unidades de refinación y de otras unidades de craqueo catalítico. A continuación, se observa que el análisis de varianza muestra que los dos factores como temperatura y volumen de carga al reactor, incluyendo la interacción de estos, tiene alta significancia estadística con un intervalo del 95% de confianza. (Ver tabla 14)

Tabla 14. Análisis de varianza del rendimiento del GLP con temperatura de reacción y volumen de carga al reactor.

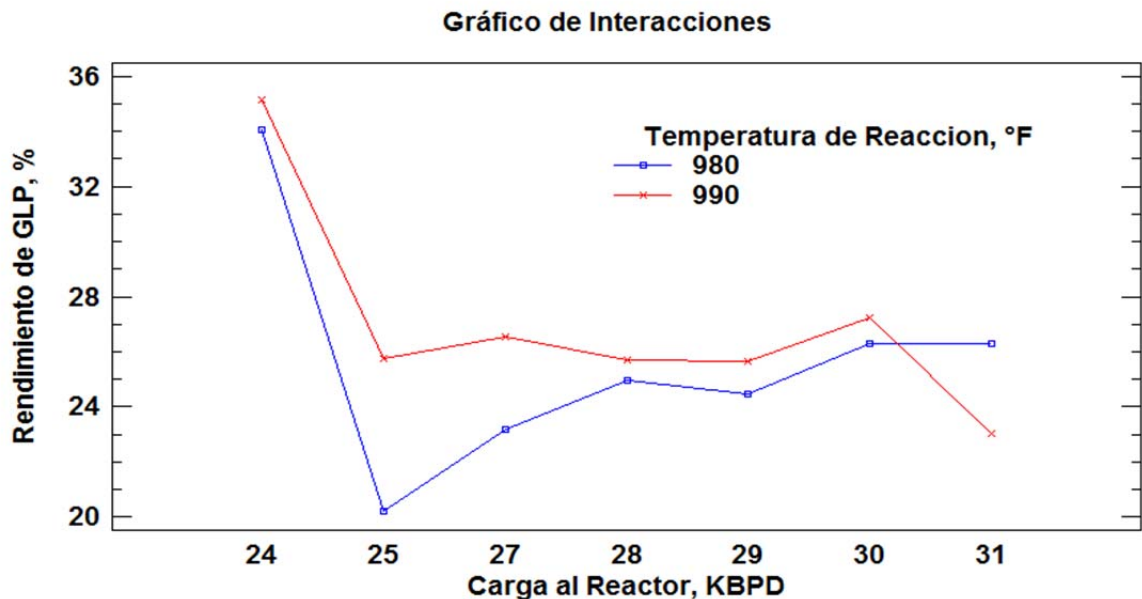
Análisis de Varianza para rendimiento de GLP - Suma de Cuadrados Tipo III

<i>Fuente</i>	<i>Suma de Cuadrados</i>	<i>Gl</i>	<i>Cuadrado Medio</i>	<i>Razón-F</i>	<i>Valor-P</i>
EFFECTOS PRINCIPALES					
A:Volumen de carga al reactor	698,993	6	116,499	28,97	0,0000
B:Temperatura de Reacción	26,3414	1	26,3414	6,55	0,0142
INTERACCIONES					
AB	88,0813	6	14,6802	3,65	0,0052
Residuos	168,869	42	4,02069		
Total (Corregido)	982,285	55			

La tabla ANOVA descompone la variabilidad del rendimiento del GLP en contribuciones debidas a varios factores. Puesto que se ha escogido la suma de cuadrados Tipo III (por omisión), la contribución de cada factor se mide eliminando

los efectos de los demás factores. Los valores-P prueban la significancia estadística de cada uno de los factores. Puesto que 3 valores-P son menores que 0,05, estos factores tienen un efecto estadísticamente significativo sobre el rendimiento de GLP con un 95,0% de nivel de confianza.

Figura 15. Tendencias del rendimiento del gas licuado del petróleo (GLP) contra los factores volumen de carga al reactor y temperatura de reacción.



Para este caso se evaluaron varias correlaciones, primero se desarrolló teniendo en cuenta los dos factores y la interacción entre estos (Ver Anexo 7). Además se realizaron varias revisiones de correlación con los suministros de gases recuperados de otras unidades (Butanos de refinación de crudos; butanos de topping, ver tabla 15), buscando encontrar el modelo más acertado cumpliendo con el coeficiente de correlación superior al 80% y con una ecuación que represente el comportamiento del proceso tanto con los efectos de reactor como cargas de gases externas.

Tabla 15. Análisis de regresión de tres factores contra rendimiento de GLP

		<i>Error</i>	<i>Estadístico</i>	
<i>Parámetro</i>	<i>Estimación</i>	<i>Estándar</i>	<i>T</i>	<i>Valor-P</i>
Volumen de carga al reactor	-0,899278	0,0871097	-10,3235	0,0000
Temperatura de Reacción	0,0510862	0,00246141	20,7548	0,0000
Butanos de Topping	0,000820088	0,000172799	4,74592	0,0000

Tabla 16. Análisis de Varianza de la regresión con factores

<i>Fuente</i>	<i>Suma de Cuadrados</i>	<i>Gl</i>	<i>Cuadrado Medio</i>	<i>Razón-F</i>	<i>Valor-P</i>
Modelo	327409,	3	109136,	6958,06	0,0000
Residuo	6728,82	429	15,6849		
Total	334138,	432			

R-cuadrada = 97,9 % R-cuadrado (ajustado para g.l.) = 97,9 %

Ecuación de correlación para el rendimiento de GLP:

$$\mathbf{RGLP = -0,899278*VCR + 0,0510862*TRX + 0,000820088*FBT} \quad \mathbf{Ec. 3}$$

RGLP: Rendimiento de GLP (%) VCR: Volumen de Carga al Reactor (KBPD)

TRX: Temperatura de Reacción (°F) FBT: Flujo de Butanos de Topping (BPD)

Con esto quedó determinada la ecuación que define el comportamiento del rendimiento de GLP frente a los tres factores, en dicha ecuación (Ecuación 3) se observa que para incrementos de volumen de carga se disminuye el rendimiento

de GLP, caso contrario ocurre con la temperatura de reacción y el suministro de butanos recuperados.

Con respecto a aumento de la temperatura de reacción se observa también un aumento en el rendimiento de GLP, el cual en gran parte obedece que a altas temperaturas de reacción incrementa la relación catalizador/aceite, sumado al aumento del tiempo de residencia en el "Riser", conlleva a craquear gasolina hacia GLP; cabe resaltar que dichos incrementos deben ser restringidos pues el objetivo a toda costa no es permitir que el GLP incremente a costa de la gasolina, y mas bien el incremento de rendimiento de GLP debe ser a costa de recuperación de propano en los butanos de otras unidades de proceso como topping. Desde el reactor se debe controlar el rendimiento de gasolina con temperaturas entre 985 a 990°F y con carga entre 28 y 31 KBPD para evitar sobre craqueo de gasolina y así mantener un rendimiento de GLP estable, favoreciendo el rendimiento del productos más valiosos en este caso la gasolina y el aceite liviano de ciclo [5].

Es importante considerar que los aumentos de carga favorecen hasta cierto punto el aumento de gasolina y la disminución de rendimiento de GLP, porque se ha observado antes que aumentos superiores generan disminución de la conversión y por ende pesados sin convertir quedando como fondos en la fraccionadora con el posible potencial de formación de coque.

Para el caso de suministro de butanos recuperados de las unidades de refinación de crudo, estos son cargados después del reactor y solo son afectados por procesos de separación física, por ende generan incremento de GLP, lo cual es explicado por el modelo, pues el coeficiente es positivo generando aumentos de 0,8% de GLP por cada 1000 barriles de suministro de butanos de refinación de crudos.

Con todo lo anterior se detalla que el incremento de GLP se ve afectado por la temperatura de reacción y el recibo de butanos de refinación de crudos, ya que por cada 1% de incremento de rendimiento de GLP, cerca del 0,051% obedece a un incremento de 1 °F en la temperatura de reacción; y por cada 1 barril de suministro de butanos de refinación de crudos el rendimiento de GLP se incrementa en 0,0008%.

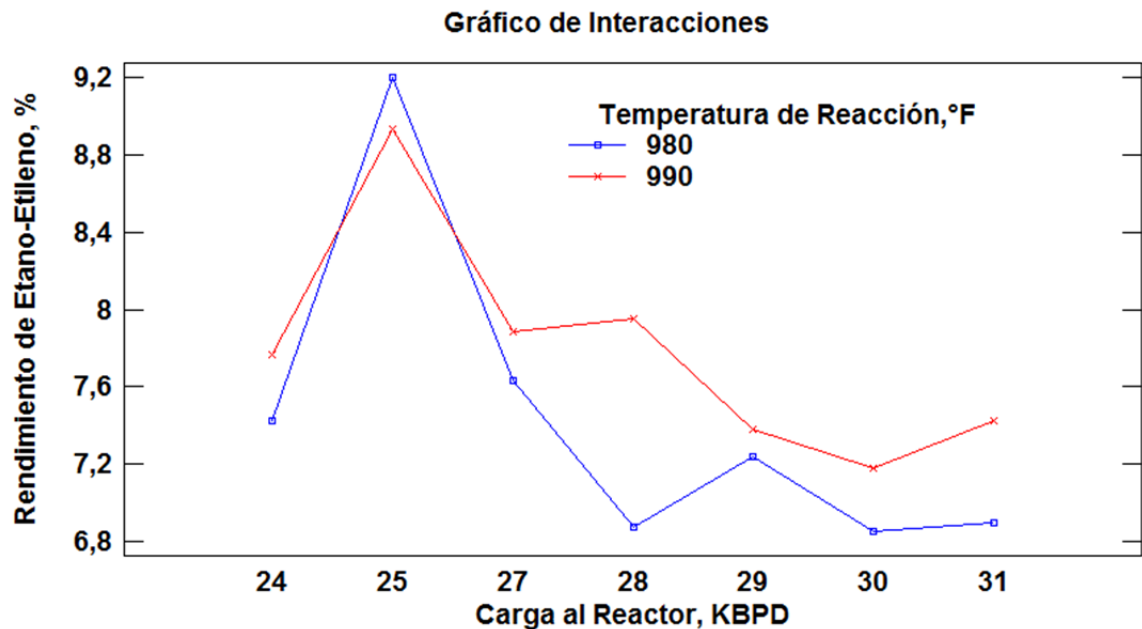
5.1.4 Rendimiento Y Calidad Del Etano-Etileno. Al igual que los resultados anteriores con el tratamiento de estadística, la tabla ANOVA descompone la variabilidad de rendimiento de etano etileno en contribuciones debidas a varios factores. Puesto que se ha escogido la suma de cuadrados Tipo III (por omisión), la contribución de cada factor se mide eliminando los efectos de los demás factores. Los valores-P prueban la significancia estadística de cada uno de los factores. Puesto que 2 valores-P son menores que 0,05, estos factores tienen un efecto estadísticamente significativo sobre rendimiento de etano etileno con un 95,0% de nivel de confianza. (Ver tabla 16).

Tabla 17. Análisis de varianza del rendimiento de etano etileno con temperatura de reacción y volumen de carga al reactor.

Análisis de Varianza para rendimiento de etano etileno - Suma de Cuadrados Tipo III

<i>Fuente</i>	<i>Suma de Cuadrados</i>	<i>Gl</i>	<i>Cuadrado Medio</i>	<i>Razón-F</i>	<i>Valor-P</i>
EFFECTOS PRINCIPALES					
Volumen de carga al Reactor	22,5186	6	3,75309	12,91	0,0000
Temperatura de Reacción	1,63293	1	1,63293	5,62	0,0225
INTERACCIONES					
VCR*TRX	1,9858	6	0,330967	1,14	0,3573
Residuos	12,212	42	0,290761		
Total (Corregido)	38,3493	55			

Figura 16 Tendencias del rendimiento de etano etileno contra los factores volumen de carga al reactor y temperatura de reacción.



En la tabla 17 se muestra el análisis de correlación, el cual fue encontrado realizando revisiones de otros factores que adicionan masa de gases como lo son las corrientes recuperadas de los gases de las otras unidades de craqueo catalítico, los gases de refinación de crudos. Esto con el fin de agregar factores para encontrar el coeficiente de correlación superior al 80% y con una ecuación que represente el comportamiento del proceso al recibir cargas recuperadas de gases de otras unidades.

Tabla 18. Análisis de regresión de dos factores contra rendimiento de etano etileno

		<i>Error</i>	<i>Estadístico</i>	
<i>Parámetro</i>	<i>Estimación</i>	<i>Estándar</i>	<i>T</i>	<i>Valor-P</i>
Temperatura de Reacción	0,0134739	0,000697853	19,3076	0,0000
Volumen de carga al reactor	-0,196119	0,0233806	-8,38811	0,0000
Gases D-313 Modelo IV	-0,0000035271	0,0000012066	-2,92295	0,0041

Análisis de Varianza de la correlación

Fuente	Suma de Cuadrados	Gl	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
Modelo	7349,0	3	2449,67	5410,79	0,0000
Residuo	56,1394	124	0,452737		
Total	7405,14	127			

R-cuadrada = 99,2 %

R-cuadrado (ajustado para g.l.) = 99,2 %

Ecuación de correlación para el rendimiento de etano etileno:

$$\text{REE} = 0,0134739 \cdot \text{TRX} - 0,196119 \cdot \text{VCR} - 0,0000035271 \cdot \text{VGM4} \quad \text{Ecuación 4}$$

REE: Rendimiento de Etano-Etileno (%) VCR: Volumen de Carga al Reactor (KBPD)

TRX: Temperatura de Reacción (°F) VGM4: Volumen de Gases de modelo 4 (PCSH)

Con respecto al rendimiento de etano etileno se pudo analizar la incidencia que tienen variables independientes como la carga al reactor, la temperatura de reacción y el volumen de carga recibida de la unidad de craqueo catalítico modelo IV (Ver ecuación 4). Las cuales fueron las variables de mayor significancia estadística en definir el comportamiento del rendimiento de etano-etileno, para el caso de otras corrientes de gases que contienen concentración de etano-etileno menores al 10% en volumen; esas cantidades posiblemente resultan despreciable frente a los aportes de los factores antes mencionados. Cabe resaltar que el suministro de algunas corrientes de gases es intermitente, por ende el promedio de suministro es bajo y resulta bajo con respecto al promedio general. Caso contrario de los gases recibidos del D-313, que es la carga externa de mayor

volumen y por ende más cantidad de etano-etileno impacto sobre el rendimiento del mismo.

En cuanto a los efectos generados por el volumen de carga al reactor, se puede detallar que a mayor carga, se logra hacer mayor control sobre la temperatura de reacción, por ende menor degradación de gasolina y ALC hacia formación de gases como metano y etano-etileno. Además que con mayor carga son tiempos cortos de residencia en el “riser” evitando reacciones en cadena no-deseadas que conllevan a la generación de livianos.

Con la temperatura de reacción se logra el efecto contrario, pues la temperatura por encima de 995°F desplaza las reacciones de formación de gases hacia el lado producto, lo cual se refleja como incremento de etano-etileno. Cabe aclarar que sería beneficioso generar mayor volumen de etano-etileno pero sin el sacrificio de gasolina y ALC, porque el etano-etileno producido en la UOP II va como carga a la planta de Etileno donde le separan el etileno que es enviado a la planta de polietileno para generar polietileno; producto de alto valor comercial que aporta un gran margen de utilidad con respecto a los combustibles. Pero infortunadamente la mayor parte de gasolina degradada tiende a formar en mayor proporción metano, propano y butanos y en mucha menor cantidad etano-etileno.

5.1.5 Rendimiento Y Calidad De Slurry. La tabla ANOVA descompone la variabilidad de rendimiento de slurry en contribuciones debidas a varios factores. (Ver tabla 18). Puesto que se ha escogido la suma de cuadrados Tipo III (por omisión), la contribución de cada factor se mide eliminando los efectos de los demás factores. Los valores-P prueban la significancia estadística de cada uno de los factores. Puesto que 3 valores-P son menores que 0,05, estos factores tienen un efecto estadísticamente significativo sobre rendimiento de slurry con un 95,0% de nivel de confianza.

Tabla 19. Análisis de varianza del rendimiento del SLURRY con temperatura de reacción y volumen de carga al reactor.

ANOVA para rendimiento de slurry - Suma de Cuadrados Tipo III

Fuente	Suma de Cuadrados	Gl	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
EFECTOS PRINCIPALES					
Carga al reactor	11,4239	6	1,90398	6,32	0,0001
Temperatura de Reacción	1,26008	1	1,26008	4,18	0,0471
INTERACCIONES					
VCR*TRX	5,52511	6	0,920851	3,06	0,0142
Residuos	12,6476	42	0,301133		
Total (Corregido)	30,8567	55			

En la tabla 19 se muestra el análisis de correlación de dos factores volumen de carga al reactor y temperatura de reacción contra el rendimiento de Slurry, se realizaron revisiones de otros factores como el API de la carga combinada, porcentaje de carga pesada en este caso DMO y contaminantes en la carga y el catalizador de equilibrio. Esto con el fin de agregar factores para encontrar el coeficiente de correlación superior al 80% y con una ecuación que represente el comportamiento del rendimiento de slurry con otras variables que intervienen en el proceso. (Ver anexo 9.)

Figura 17 Tendencias del rendimiento de slurry contra los factores volumen de carga al reactor y temperatura de reacción.

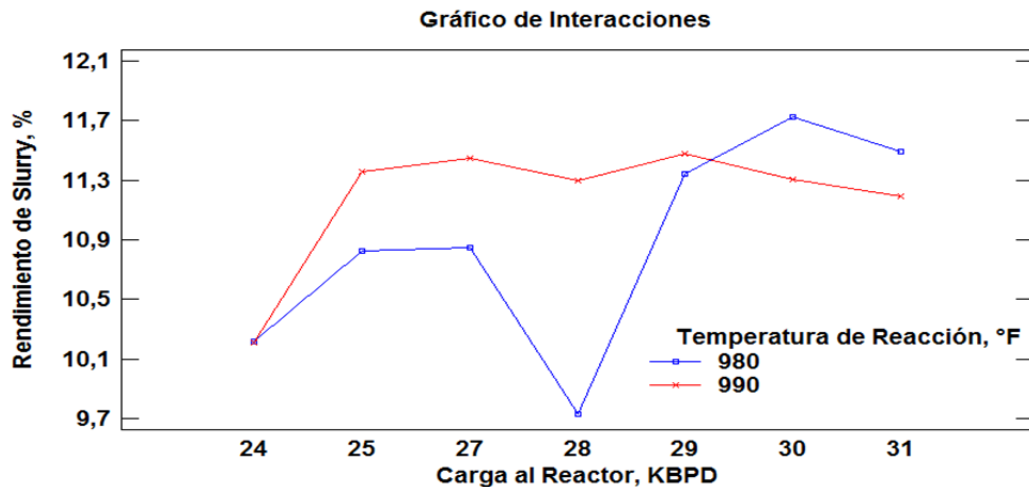


Tabla 20. Análisis de regresión de dos factores contra rendimiento de slurry.

		<i>Error</i>	<i>Estadístico</i>	
<i>Parámetro</i>	<i>Estimación</i>	<i>Estándar</i>	<i>T</i>	<i>Valor-P</i>
Volumen de carga al Reactor	0,13074	0,0379989	3,44062	0,0011
Temperatura de Reacción	0,00752414	0,00107305	7,01194	0,0000

Análisis de Varianza de la regresión con factores

<i>Fuente</i>	<i>Suma de Cuadrados</i>	<i>Gl</i>	<i>Cuadrado Medio</i>	<i>Razón-F</i>	<i>Valor-P</i>
Modelo	6824,21	2	3412,1	7465,46	0,0000
Residuo	24,6808	54	0,457052		
Total	6848,89	56			

R-cuadrada = 99,6 % R-cuadrado (ajustado para g.l.) = 99,6 %

Ecuación de correlación para el rendimiento del SLURRY:

$$R_{Slurry} = 0,13074 \cdot VCR + 0,00752414 \cdot TRX \quad \text{Ecuación 5}$$

REE: Rendimiento de Slurry (%) VCR: Volumen de Carga al Reactor (KBPD)

TRX: Temperatura de Reacción (°F)

El rendimiento de los residuos de craqueo catalítico (Slurry), se incrementa en gran parte por la baja temperatura de reacción y alto volumen de carga (Ver ecuación 5), esto se refleja en todo los temas anteriores discutidos, donde baja temperatura disminuye la conversión de productos pesados el ALC y/o gasolina. Este residuo tiende a concentrarse el Naftaleno, Antraceno, Pireno, entre otros, los

cuales a alta temperatura y bajas velocidades tiende a generar coque y a disminuir la eficiencia de la reacción hasta el punto de llegar a conversiones por debajo del 70%.

5.2 VALIDACIÓN DE LA SIMULACIÓN Y OPTIMIZACIÓN

La simulación se sometió a un análisis de sensibilidad y a un proceso comparativo frente a los datos recopilados de planta. Para ello se tuvo en cuenta los análisis de variabilidad del proceso real donde se determinaron límites de intervalo de confianza del 95%.

En la comparación de resultados de rendimientos del proceso real contra los rendimientos de la simulación se encontró que la simulación representa los procesos de obtención de productos como GLP, Etano-Etileno, Gasolina, ALC y “Slurry” dentro de un intervalo de confianza del 95%. Ver tabla 20.

Tabla 21. Tabla comparativa ANOVA de los resultados del análisis de los datos de rendimientos reales contra los rendimientos obtenidos por proceso simulado.

Rendimientos	Unidades	Datos Promedio de Planta	Datos Promedio simulación	Intervalo de Confianza datos planta	
				LI	LS
Etano-Etileno	% (VOL)	7,46	7,54 ± 1,33	6,991	7,99
GLP	% (VOL)	24,67	25,9 ± 2,32	22,624	26,716
Gasolina	% (VOL)	56,3	55,24 ± 5,24	51,73	60,87
ALC	% (VOL)	14,32	13,6 ± 2,17	12,19	16,45
“Slurry”	% (VOL)	11,34	14,01 ± 2,69	7,38	15,3

Para conseguir mayor aceptación de la simulación, también se hicieron comparaciones con algunos resultados adicionales, por ejemplo también se

evaluaron parámetros claves en la calidad de los productos, para el caso de la gasolina se evaluó a destilación y el RVP, para el caso del GLP se comparó los resultados de contenido de iso-butanos, para el aceite liviano de ciclo fue la temperatura de ebullición de la mezcla para el 95% de la destilación y para el slurry el parámetro clave es la gravedad API (Ver tabla 21).

Tabla 22. Tabla comparativa ANOVA de la validación de la simulación frente a los datos de calidad de productos finales como Etano-etileno, GLP, gasolina, ALC y Slurry.

Parámetros de calidad	Unidades	Datos Promedio de Planta	Datos Promedio simulación	Intervalo de Confianza Datos planta	
				LI	LS
Etano-Etileno	%(MOL)	96,7	95,01 ± 1,78	93,52	99,88
Propileno en PGR	%(MOL)	68,8	69 ± 1,33	65,54	72,06
Iso-butano en GLP	%(MOL)	24,2	26,19 ± 1,57	21,67	26,73
RVP de Gasolina	psia	7,97	7,756 ± 1,07	7,671	8,269
Gasolina D86 PFE	°F	370,7	396,8 ± 2,41	341,8	399,6
ALC D86 T95%	°F	620,6	627,9 ± 5,78	594,8	646,4
API Slurry	°API	1	0,10 ± 1,44	-0,51	2,51

Con la tabla anterior (tabla 21), se puede corroborar que la simulación reproduce los datos de planta con un intervalo de confianza del 95%, por ende se puede definir que la simulación puede ser tomada como herramienta para implementación de las ecuaciones de optimización obtenidas de los tratamientos estadísticos realizados a los datos reales de planta, además que los resultados de rangos óptimos definidos y la optimización realizada sobre la simulación pueden ser valoradas para incrementar rendimientos en la producción en tiempo real.

Las comparaciones de datos reales contra la simulación, adicionales a las antes expuestas se encuentran en los anexos (Ver Anexos 6 al 20), en el cual podemos evidenciar que los resultados de dicha simulación tienen gran similitud al ser comparados con respecto a los datos reales y están dentro de un intervalo de confianza del 95%, es decir la simulación representa el proceso real, además se

validó la simulación como el escenario de pruebas para la realización de la optimización de acuerdo a los resultados obtenidos del tratamiento estadístico de los datos reales de planta. Para este caso se implementó los rangos óptimos de variabilidad de la planta.

La simulación fue sometida a variabilidad con los rangos obtenidos de cada modelo estadístico, y llevada a optimización, con el objeto de determinar los potenciales de incremento y/o disminución de rendimientos de productos. Se hicieron cambios de variables independientes, como volumen de carga al reactor, temperatura de reacción, volumen de butanos recuperados de refinación de crudos, volumen de gases de otras unidades de craqueo catalítico entre otras. Encontrando condiciones de operación simuladas, orientadas a mayor rendimiento de productos de mejor margen y buscando las condiciones para dar mayor estabilidad tanto al reactor como a los sistemas de destilación. En las siguientes tablas se muestran los resultados obtenidos de implementar los resultados de los análisis estadísticos en el ambiente de simulación.

Tabla 23. Rangos óptimos a ser evaluados en la simulación

		Rangos Óptimos		
		Unidades	LIO	LSO
Temperatura de Reacción		°F	985	995
Volumen de Carga Reactor		KBPD	28	34
Flujo de butanos de Topping		BPD	2000	5000
Flujo de gases de modelo IV		PCSH	68000	85000

Tabla 24 Rangos de variabilidad de rendimientos implementados en la simulación.

	Unidades	Rangos Óptimos	
		LIO	LSO
Etano-etileno	%	6,44	7,48
GLP	%	22,3	27,19
Gasolina	%	54,71	57,77
ALC	%	12,8	14,59
Slurry	%	11,9	11,07

Todos estos parámetros definidos en la simulación fueron llevados a optimización usando el “solver” de Excel, utilizando las variables independientes como volumen de carga al reactor, temperatura de reacción, flujo de butanos de topping y gases de otras unidades de craqueo catalítico, reportando como resultado definitivo los puntos óptimos de mejor rendimiento en productos de mayor ganancia como ALC, Gasolina y Etileno (Ver tabla 24). En la tabla 25 se muestran los resultados de rendimientos que se obtuvieron en la simulación, mostrando que se pueden mantener rendimientos de gasolina 4% por encima de lo actual, manteniendo un rendimiento de ALC entre 12 y 14 por ciento y logrando una reducción de gases y de pesados representados en menor rendimiento de Slurry.

Tabla 25. Condiciones óptimas propuestas para incrementar rendimientos de la unidad de craqueo catalítico.

	Unidades	Punto optimo
Temperatura de reacción	°F	995
Volumen de carga al reactor	KBPD	32,85
Butanos de refinación de crudos	BPD	5500
Volumen de gases de MOD IV	PCSH	68000

Escenarios de Carga de la Unidad FCC		
Corrientes de Entrada	Volumen Total de carga, BPD	Volumen de carga Optimizada, BPD
GDV2000	4.566	4.286
GDV2100	2.662	2.498
GDV250	7.733	7.258
GDV200	3.027	2.841
DMO	12.079	11.337
GAO LIV-150	933	876
GAO PES-150	4.000	3.754
TOTAL CARGA	35.000	32.850

Tabla 26. Rendimientos propuestos a obtener a implementar optimización de la unidad de craqueo catalítico.

Rendimientos		
	Unidades	Resultados en la Simulación
Etano-etileno	%	6,74
GLP	%	25,80
Gasolina	%	60,57
ALC	%	12,96
Slurry	%	11,78

5.3. ANALISIS DE MARGEN BRUTO DE CRAQUEO CATALITICO

Se determinó el incremento de margen bruto de craqueo catalítico al comparar los resultados de las tablas 24 y 25 frente al margen obtenido bajo las condiciones actuales. A continuación se ilustra el potencial económico que se lograría al implementar los resultados obtenidos sobre la operación actual, tomando como base de cálculo la carga de 32,85 KBPD de la mezcla gasóleo-DMO.

En el resumen de cálculos de la tabla 26, se puede detallar que la unidad de craqueo catalítico tiene un potencial de incremento de margen bruto de 22,3 millones de dólares por año, lo cual revalida que las unidades de craqueo

catalítico similares a la UOP II tendría un potencial adicional para lograr mayores beneficios para la Refinería de Barrancabermeja.

Tabla 27. Resumen de cálculo del margen bruto de craqueo catalítico, teniendo en cuenta la optimización por estudio estadístico, implementada en una simulación.

	Volumen, BPD	Precio, US\$/BL	Margen Actual, US\$/día
Gasóleo	21399,41	40,78	300.343
DMO	11450,56	40,23	
Nafta craqueada	18494,53	57,78	
ALC	4704,12	44,19	
GLP	8104,09	25,3	
Etano-Etileno	2450,61	16,66	
Slurry	3905,86	28,5	

	Volumen, BPD	Precio, US\$/BL	Margen Optimo, US\$/día
Gasóleo	21399,41	40,78	362.361
DMO	11450,56	40,23	
Nafta craqueada	19896,76	57,78	
ALC	4258,57	44,19	
GLP	8475,29	25,3	
Etano-Etileno	2214,69	16,66	
Slurry	3738,33	28,5	

Potencial de Incremento de Margen, US\$/Día	62.019
	US\$/Anual
	22.326.682

6. CONCLUSIONES

- Las regresiones obtenidas por análisis estadístico de la unidad de craqueo catalítico pueden predecir la calidad y rendimiento de productos con un intervalo de confianza del 95%; las cuales indican que un aumento de carga incrementa el rendimiento de ALC y fondos y disminuye el rendimiento de gasolina; y un aumento de la temperatura de reacción disminuye el rendimiento de ALC y fondos, incrementando el rendimiento de gasolina y GLP, cabe resaltar que a temperaturas por encima de 995°F se reduce el incremento de gasolina, incrementándose el rendimiento de GLP, etano etileno y otros gases.
- La optimización del modelamiento orientada con rangos óptimos hacia mayor producción de ALC y gasolina ofrece mejor rendimientos en volumen y por ende en margen económico.
- El modelamiento de craqueo catalítico estima en un intervalo de confianza mayor al 95% la predicción y optimización de los rendimientos y calidad de productos de la unidad de craqueo bajo tecnología UOP de la refinería de Barrancabermeja.
- El potencial de incremento de margen bruto de la unidad de craqueo catalítico (UOP II) podría llegar a ser de 22,3 millones de dólares por año, al implementar los rangos óptimos de operación y el punto máximo de ganancia en el sistema de control avanzado de la planta, que se encarga de buscar el máximo beneficio económico.

7. RECOMENDACIONES

- Utilizar las regresiones y rangos óptimos para definir los límites de sintonía del control avanzado (Control Multivariado), en la búsqueda de maximización de las variables objetivo, tales como beneficio económico, menor costo de producción y estabilidad del proceso.
- Frente al creciente aumento en la producción de crudos pesados a nivel nacional y mundial, se puede utilizar el modelamiento para realizar chequeos de datos y corridas de evaluación para analizar la posibilidad de cargar gasóleos pesados con altos contenidos de contaminantes, carbón y API y permitir cambiar la dieta de carga por encima del diseño de la unidad de craqueo catalítico con tecnología UOP.
- La simulación y las regresiones deben ser empleadas para estimar comportamientos del reactor frente a perturbaciones de dieta de carga, temperaturas de reacción y manejo de cargas de otras unidades de proceso; además que permite técnicamente definir ventanas operativas de optimización como puntos de referencia frente al proceso real, para lograr mayor producción y recuperación del margen de ganancia.

REFERENCIAS BIBLIOGRAFIA

- [1] Kerlinger, F., & Lee, H. (2002). Investigación del comportamiento. Métodos de investigación en ciencias sociales. México: McGraw-Hill.
- [2] Hair, J., Anderson, R., Tatham, R., & Black, W. (2000). *Análisis Multivariante Quinta edición*. Madrid: Prentice Hall.
- [3] Watkins R.N. Petroleum Refinery Distillation. Atmospheric tower. 1979, Page: 3.
- [4] Proyecto Etileno XXI, Informe de gestión ambiental y social, INTER-AMERICAN DEVELOPMENT BANK. www.idbdocs.iadb.org: México. Enero 2012.
- [5] MEYERS, Robert, Handbook of Petroleum Refining Processes, Third Edition, Chapters 3.1 and 3.3.
- [6] BAPTISTE, Jean, Carbon Black Science and Technologies, second edition, Chapters 1, 2 y 3.
- [7] I. D. Gil C. , J. R. Guevara L., J. . L. García Z. y A. Leguizamon R., Análisis y simulación de procesos en Ingeniería Química, Bogotá: Universidad Nacional de Colombia, 2011.
- [8] V. M. JENNIFER DYMENT, «Jump Start: Getting Started with Aspen Plus V8,» 2015.
- [9] ASPEN TECH., «Getting Started Modeling Petroleum Processes.,» Burlington.
- [10] R. A. FERNÁNDEZ ROCHA, Curso básico de simulación de procesos con

Aspen Hysys, 2006.

- [11]** LUYBEN, William L. Process Modelling, Simulation, and Control for a Chemical Engineers, Secodn edition, MC Graw Hill, New York.
- [12]** LUDWING, Ernest E., Applied Process Design for Chemcial and Petrochemical Plants, Third Edition, Gulf Professional Publishing, Volumn I, New York.
- [13]** LUDWING, Ernest E, Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Third edition, Gulf Professional Publishing, Volumn II, New York.
- [14]** LAZIC, Zivorad R, Desgn of Experiments in Chemical Engineering, First Edition, Wiley VCH Verlag, Morristown.
- [15]** BURNS, Roland S., Advanced Control Engineering, Butterworth Heinemann,
- [16]** COULSON JM and RICHARDSON JF, Chemical Engineering, Butterwoth Heinemann, Fifth edition, Volumn I, Woburn.
- [17]** COULSON JM and RICHARDSON JF, Chemical Engineering, Butterwoth Heinemann, Fifth edition, Volumn II, Woburn.
- [18]** DeCOURSEY W.J. Statistics and Probability for Engineering Applications with Microsoft® Excel, Second Edition, Newnes, Woburn.
- [19]** ULLMANN'S Chemical Engineering and Plant Design, Volumn II, Wiley VCH, Second edition. New York.
- [20]** ULLMANN'S Processes and Process Engineering, Volumn III, Wiley VCH, Third Edition, Woburn.

BIBLIOGRAFIA

ASPEN TECH., «Getting Started Modeling Petroleum Processes.,» Burlington.

BAPTISTE, Jean, Carbon Black Science and Technologies, second edition, Chapters 1, 2 y 3.

BURNS, Roland S., Advanced Control Engineering, Butterworth Heinemann,

COULSON JM and RICHARDSON JF, Chemical Engineering, Butterwoth Heinemann, Fifth edition, Volumn I, Woburn.

COULSON JM and RICHARDSON JF, Chemical Engineering, Butterwoth Heinemann, Fifth edition, Volumn II, Woburn.

DeCOURSEY W.J. Statistics and Probability for Engineering Applications with Microsoft® Excel, Second Edition, Newnes, Woburn.

HAIR, J., ANDERSON, R., TATHAM, R., & BLACK, W. (2000). Análisis Multivariante Quinta edición. Madrid: Prentice Hall.

I. D. GIL C. , J. R. GUEVARA L., J. . L. GARCÍA Z. Y A. Leguizamon R., Análisis y simulación de procesos en Ingeniería Química, Bogotá: Universidad Nacional de Colombia, 2011.

KERLINGER, F., & LEE, H. Investigación del comportamiento. Métodos de investigación en ciencias sociales. México: McGraw-Hill.2002

LAZIC, Zivorad R, Design of Experiments in Chemical Engineering, First Edition, Wiley VCH Verlag, Morristown.

LUDWING, Ernest E., Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Third Edition, Gulf Professional Publishing, Volumn I, New York.

LUYBEN, William L. Process Modelling, Simulation, and Control for a Chemical Engineers, Secodn edition, MC Graw Hill, New York.

MEYERS, Robert, Handbook of Petroleum Refining Processes, Third Edition, Chapters 3.1 and 3.3.

INTER-AMERICAN DEVELOPMENT BANK. Proyecto Etileno XXI, Informe de gestión ambiental y social, www.idbdocs.iadb.org: México. Enero 2012.

R. A. FERNÁNDEZ ROCHA, Curso básico de simulación de procesos con Aspen Hysys, 2006.

UDWING, Ernest E, Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Third edition, Gulf Professional Publishing, Volumn II, New York.

ULLMANN´S Chemical Engineering and Plant Design, Volumn II, Wiley VCH, Second edition. New York.

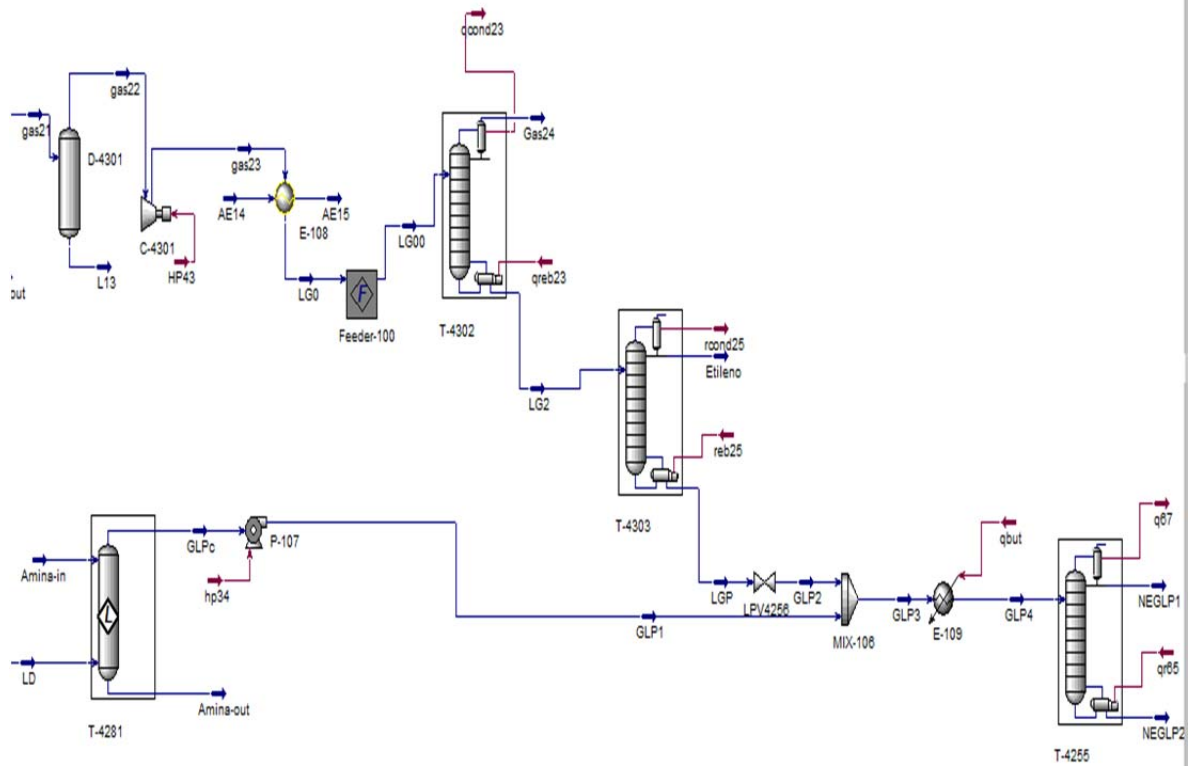
ULLMANN´S Processes and Process Engineering, Volumn III, Wiley VCH, Third Edition, Woburn.

V. M. JENNIFER DYMENT, «Jump Start: Getting Started with Aspen Plus V8,» 2015.

WATKINS R.N. Petroleum Refinery Distillation. Atmospheric tower. 1979, Page: 3.

ANEXOS

Anexo 1. Esquema de simulación de la separación de etano-etileno y GLP



Anexo 2. Especificaciones del catalizador del reactor de craqueo catalítico.

Fluidized Catalytic Cracking: FCC-100

Design Reactor Section Fractionator Worksheet Results

Reactor Section

- Feeds
- Catalyst Activity
- Riser/Reactor
- Regenerator
- Pressure Control
- Solver Options
- Solver Console
- Advanced
- EO Variables
- Presolve Commands
- Postsolve Commands

Option for Specifying Metals Balance

Constant Ecst Metals Constant Feed Metals

Feed Metals

	Feed-FCC
Vanadium [ppmw]	35,55
Nickel [ppmw]	23,52
Sodium [ppmw]	0,0000
Iron [ppmw]	0,0000
Copper [ppmw]	0,0000

Feed Metal Totals and Biases

	Total	Bias
Vanadium [ppmw]	35,55	28,80
Nickel [ppmw]	23,52	16,86
Sodium [ppmw]	0,0000	-0,8645
Iron [ppmw]	0,0000	-2,766
Copper [ppmw]	0,0000	-8,645e-010

Restore Default Biases

Equilibrium Catalyst

Vanadium [ppmw]	7800
Nickel [ppmw]	7700
Sodium [ppmw]	2600
Iron [ppmw]	5600
Copper [ppmw]	1,000e-006

Catalyst Inventory [kg]	2,200e+005
Fresh Make Up Rate [kg/h]	194,1
Equilibrium MAT [%]	55,10

Delete FCC Environment... **OK** Ignored EO Variables

Anexo 3. Especificaciones del regenerador del catalizador

Fluidized Catalytic Cracking: FCC-100

Design Reactor Section Fractionator Worksheet Results

Reactor Section

	Regenerator
Dense Bed Temperature [C]	671,9
Cyclone Temperature [C]	680,2
Flue Gas Temperature [C]	680,2
Flue Gas-Dense Bed Delta-T [C]	8,381
Flue Gas O ₂ , Dry [%]	1,000
Flue Gas CO, Dry [%]	0,420
Flue Gas CO ₂ , Dry [%]	16,164
Flue Gas CO/CO ₂ Ratio	2,597e-002
Flue Gas SO _x , Dry [ppmmol]	725,2
Carbon on Regen Cat (CRC) [%]	0,16
Air Volume Flow, Wet [STD_m3/h]	1,612e+005
Air Mass Flow, Wet [kg/h]	1,936e+005
Enrich O ₂ Volume Flow [STD_m3/h]	0,0000
Enrich O ₂ Mass Flow [kg/h]	0,0000
Enrich O ₂ Pressure [kPa]	101,0
Enrich O ₂ Temperature [C]	100,0
Catalyst Cooler Duty [kJ/h]	0,0000
Air Blower Discharge Temp [C]	210,0
Dense Bed Bulk Density [kg/m ³]	540,0
Catalyst Inventory [kg]	1,008e+005
Flue Quench Water Rate [kg/h]	0,0000

Ambient Air Conditions

Temperature
33,00 C

Pressure
101,0 kPa

Relative Humidity [%]
75,00 %

Delete FCC Environment... OK Ignored EO Variables

Anexo 4. Rendimientos obtenidos a la salida del reactor catalítico.

Petroleum Distillation Column: T-4201 / COL3 Fluid Pkg: Basis-1 / Peng-Robinson

Design | Worksheet | Performance | Calibration

Performance

Summary
Energy Balance
Plots

Feed Product

	OvhdVap	NAFTAL	NAFTAP	ALC	Slurry	
Yield by Volume [%]	43,99	20,43	10,90	12,17	12,51	
Yield by Weight [%]	36,40	20,73	11,47	14,38	17,02	
D86 5% [C]	-22,68	123,0	176,7	262,1	387,2	
D86 95% [C]	104,4	167,0	243,5	330,9	572,0	
Gap (D86) [C]	18,68	9,705	18,57	56,35		
RON (Clear)	94,54	90,28	86,35	77,79	76,43	
MON (Clear)	83,58	80,29	76,51	67,45	66,06	
Freeze Point [C]	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	
Smoke Point [mm]	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	
Cetane Idx D976	-43,78	7,138	31,50	27,70	5,953	
API	81,88	42,60	36,33	17,87	-1,691	
SG (60/60)	0,6631	0,8128	0,8431	0,9473	1,090	
Sulfur Wt Pct [%]	0,76	0,32	0,74	2,18	2,88	
Nitrogen Content [ppmw]	1,741e-007	9,521e-010	7,054e-012	3,578e-014	0,0000	
Paraffins by Volume [%]	33,00	21,81	14,21	10,95	3,62	
Naphthenes by Volume [%]	6,29	12,19	5,96	11,45	10,98	
Aromatics by Volume [%]	3,00	49,92	77,69	77,59	85,40	
Paraffins by Wt [%]	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	
Naphthenes by Weight [%]	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	
Aromatics by Weight [%]	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	
Flash Point [C]	<empty>	16,90	56,14	107,2	153,7	
Cloud Point [C]	-157,0	-93,87	-33,74	17,61	107,7	
Pour Point [C]	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	
Nickel Content [ppmw]	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
Vanadium Content [ppmw]	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	

Delete Run Reset Converged Ignored

Anexo 5. Torre de destilación para recuperación de GLP, gasolina y despojo de gases (Hidrogeno, Metano y etano-etileno).

Design Parameters Side Ops Rating Worksheet Performance Flowsheet Reactions Dynamics

Design

Column Name: T-4251 Sub-Flowsheet Tag: COL4

Condenser: Total Partial Full Reflux

Condenser Energy Stream: qcond

Optional Inlet Streams:

Stream	Inlet Stage
LA5	26_Main Tow
LA7	14_Main Tow

Bottom Stage Inlet: gas14

Optional Side Draws:

Stream	Type	Draw Stage
L7	L	15_Main Tow
L5	L	27_Main Tow

Bottoms Liquid Outlet: L6

Stage Numbering: Top Down Bottom Up

Edit Trays...

Delta P: 0,0000 kPa

Ovhd Vapour Outlet: gas15

P cond: 1563 kPa

Pn: 1591 kPa

Num of Stages: n = 40

0

1

2

n-1

n

Deleted

Column Environment...

Run

Reset

Converged

Update Outlets

Anexo 6. Análisis de regresión de múltiples factores, temperatura de reacción, DMO/GAOH, butanos de topping, Ni y V en la carga, Ni y V en el catalizador y volumen de carga del reactor, contra resultante rendimiento de Gasolina.

Variable dependiente: Rendimiento de Gasolina

Variables independientes:

Carga al Reactor

DMO / GAOH

Temperatura de Reacción.

Butanos de Topping

Niquel + Vanadio en Carga

Ni+V en ECAT

<i>Parámetro</i>	<i>Estimación</i>	<i>Error Estándar</i>	<i>Estadístico T</i>	<i>Valor-P</i>
Carga al Reactor	-0,000532084	0,0000537165	-9,90541	0,0000
DMO / GAOH	-0,00960002	0,00848284	-1,1317	0,2600
Temperatura de Reacción	0,0749669	0,00195226	38,4001	0,0000
Butanos de Topping	0,00184181	0,000146474	12,5743	0,0000
Niquel + Vanadio en Carga	-0,135509	0,0736085	-1,84094	0,0681
Ni+V en Catalizador en equilibrio	-0,00028316	0,0000936424	-3,02385	0,0030

Análisis de Varianza

<i>Fuente</i>	<i>Suma de Cuadrados</i>	<i>Gl</i>	<i>Cuadrado Medio</i>	<i>Razón-F</i>	<i>Valor-P</i>
Modelo	422592,	6	70431,9	26442,03	0,0000
Residuo	322,3	121	2,66364		
Total	422914,	127			

R-cuadrada = 99,9 %

R-cuadrado (ajustado para g.l.) = 99,9 %

La salida muestra los resultados de ajustar un modelo de regresión lineal múltiple para describir la relación entre Rendimiento de Gasolina y 6 variables independientes. La ecuación del modelo ajustado es el siguiente:

$$\text{RG} = -0,000532084 \cdot \text{VCR} - 0,00960002 \cdot \text{DMO} / \text{GAOH} + 0,0749669 \cdot \text{TRX} + 0,00184181 \cdot \text{C4T} - 0,135509 \cdot \text{Niquel} + \text{Vanadio en Carga} - 0,00028316 \cdot \text{Ni+V en CAT}$$

RG: Rendimiento de Gasolina (%) VCR: Volumen de Carga al Reactor (KBPD)

TRX: Temperatura de Reacción (°F), C4T: Butanos de Topping.

Anexo 7. Análisis de regresión de dos factores, temperatura de reacción y volumen de carga del reactor, contra resultante rendimiento de GLP.

Tabla 28. Análisis de regresión de dos factores contra rendimiento de GLP

		<i>Error</i>	<i>Estadístico</i>	
<i>Parámetro</i>	<i>Estimación</i>	<i>Estándar</i>	<i>T</i>	<i>Valor-P</i>
Volumen de carga al Reactor	-0,696339	0,218965	-3,18014	0,0024
Temperatura de Reacción	0,0463199	0,00618334	7,49107	0,0000

Tabla 29. Análisis de Varianza de la regresión con factores

<i>Fuente</i>	<i>Suma de Cuadrados</i>	<i>Gl</i>	<i>Cuadrado Medio</i>	<i>Razón-F</i>	<i>Valor-P</i>
Modelo	38968,8	2	19484,4	1283,85	0,0000
Residuo	819,535	54	15,1766		
Total	39788,3	56			

R-cuadrada = **97,9 %** R-cuadrado (ajustado para g.l.) = **97,9 %**

Ecuación de correlación para el rendimiento de GLP:

$$\mathbf{RGLP = - 0,696339*VCR + 0,0463199*TRX}$$

RGLP: Rendimiento de GLP (%) VCR: Volumen de Carga al Reactor (KBPD)

TRX: Temperatura de Reacción (°F)

Anexo 8. Análisis de regresión de cinco factores, temperatura de reacción, volumen de carga del reactor, volumen de carga al cuadrado, 1 / TRX y carga /TRX contra resultante rendimiento de ALC.

		Error	Estadístico	
Parámetro	Estimación	Estándar	T	Valor-P
VCR	27,9182	8,52862	3,27347	0,0014
carga sobre TRX	7,40845	2,35447	3,14655	0,0021
1/TRX	-173723,	78426,4	-2,21511	0,0286
VCR2	-0,327214	0,0983167	-3,32816	0,0012
Temperatura de Reacción	-0,604034	0,168408	-3,58673	0,0005

Análisis de Varianza

Fuente	Suma de Cuadrados	Gl	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
Modelo	24980,0	5	4996,01	5385,46	0,0000
Residuo	113,177	122	0,927684		
Total	25093,2	127			

R-cuadrada = 99,5 % R-cuadrado (ajustado para g.l.) = 99,5 %

La salida muestra los resultados de ajustar un modelo de regresión lineal múltiple para describir la relación entre Rendimiento de ALC y 5 variables independientes. La ecuación del modelo ajustado es:

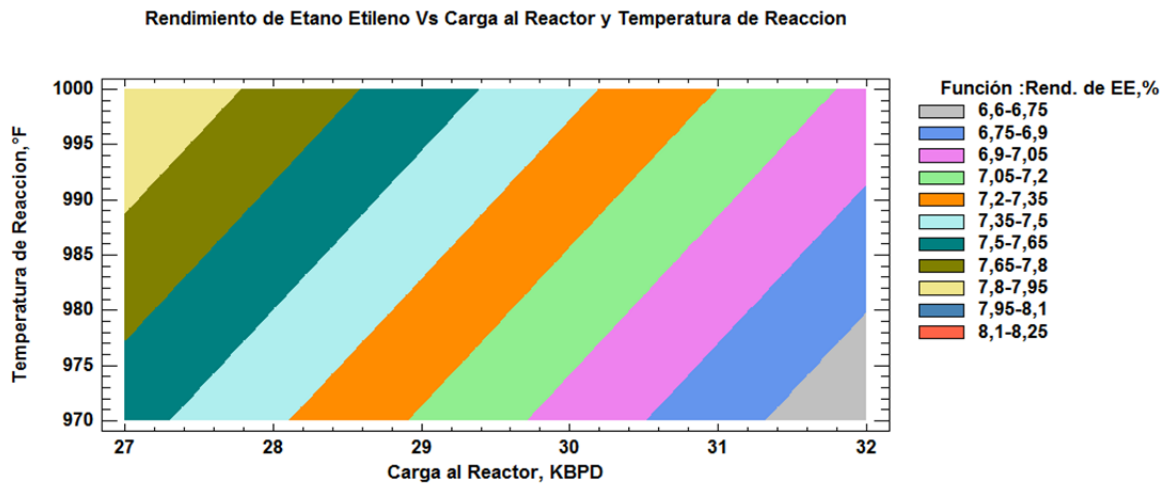
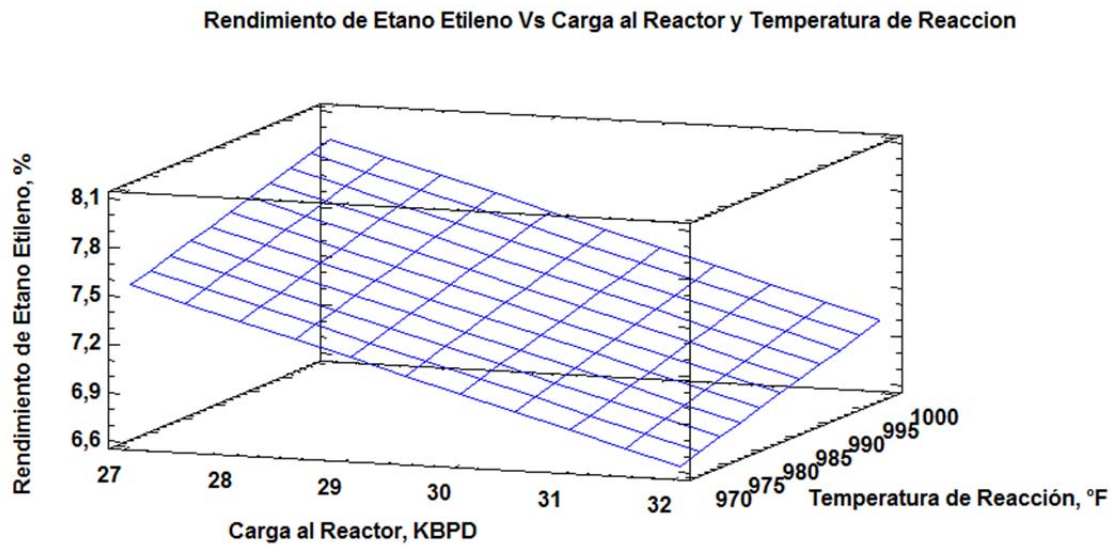
$$\text{RenALC} = 27,9182 \cdot \text{VCR} + 7,40845 \cdot \text{VCR} / \text{TRX} - 173723, \cdot 1 / \text{TRX} - 0,327214 \cdot \text{VCR}^2 - 0,604034 \cdot \text{TRX}$$

RenALC: Rendimiento de ALC (%) VCR: Volumen de Carga al Reactor (KBPD)

TRX: Temperatura de Reacción (°F)

Puesto que el valor-P en la tabla ANOVA es menor que 0,05, existe una relación estadísticamente significativa entre las variables con un nivel de confianza del 95,0%.

Anexo 9. Diagramas de superficie de respuesta y grafico de contorno de rendimiento de etano etileno versus volumen de carga al reactor y temperatura de reacción.



Anexo 10. Diagramas de superficie de respuesta y grafico de contorno de rendimiento de GLP versus volumen de carga al reactor y temperatura de reacción.

RENDIMIENTO DE GLP VS TEMP REACCIÓN Y CARGA

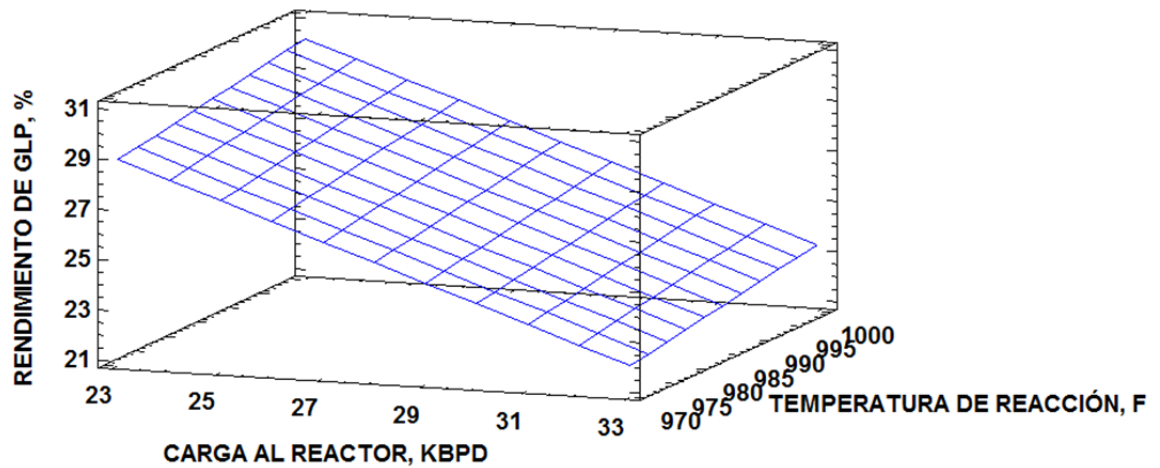
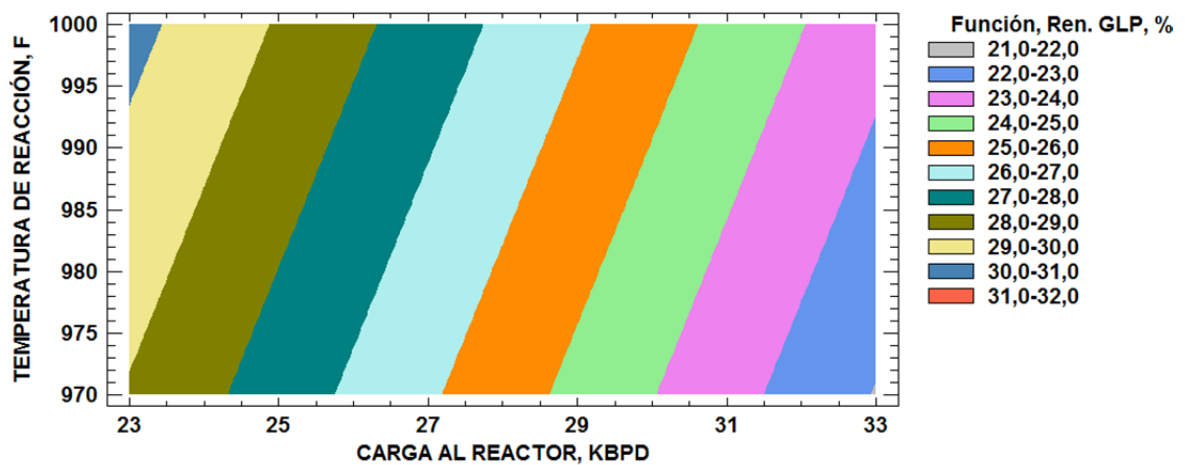
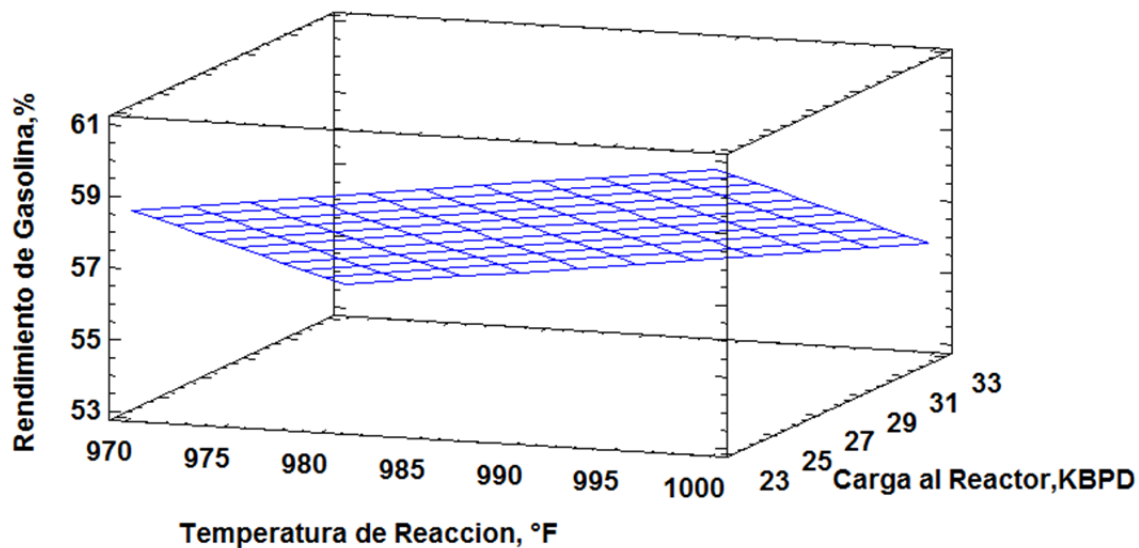


GRAFICO DE CONTORNO RENDIMIENTO DE GLP

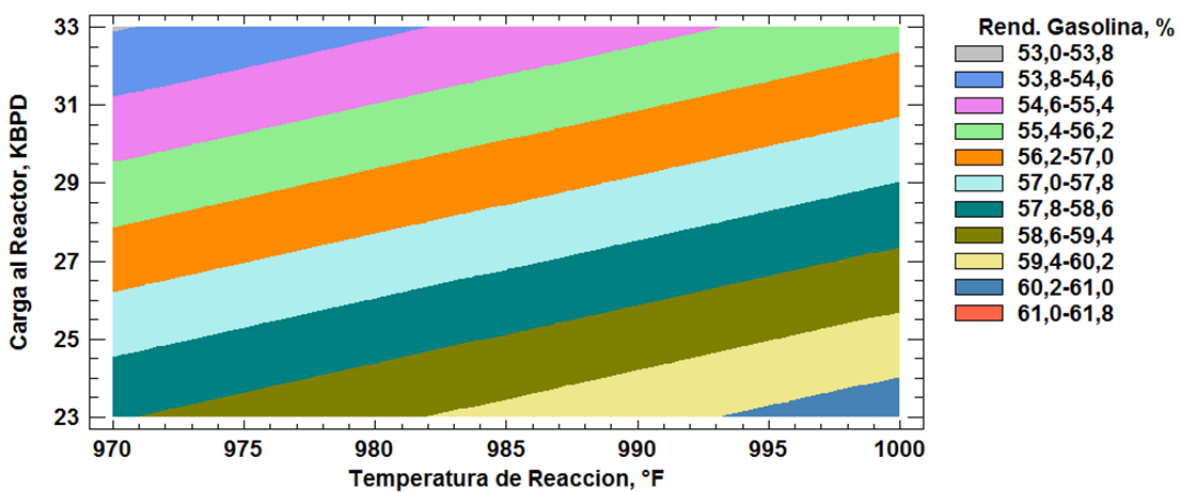


Anexo 11. Diagramas de superficie de respuesta y grafico de contorno de rendimiento de Gasolina versus volumen de carga al reactor y temperatura de reacción.

Rendimiento de Gasolina Vs Carga al Reactor y Temperatura de Reaccion

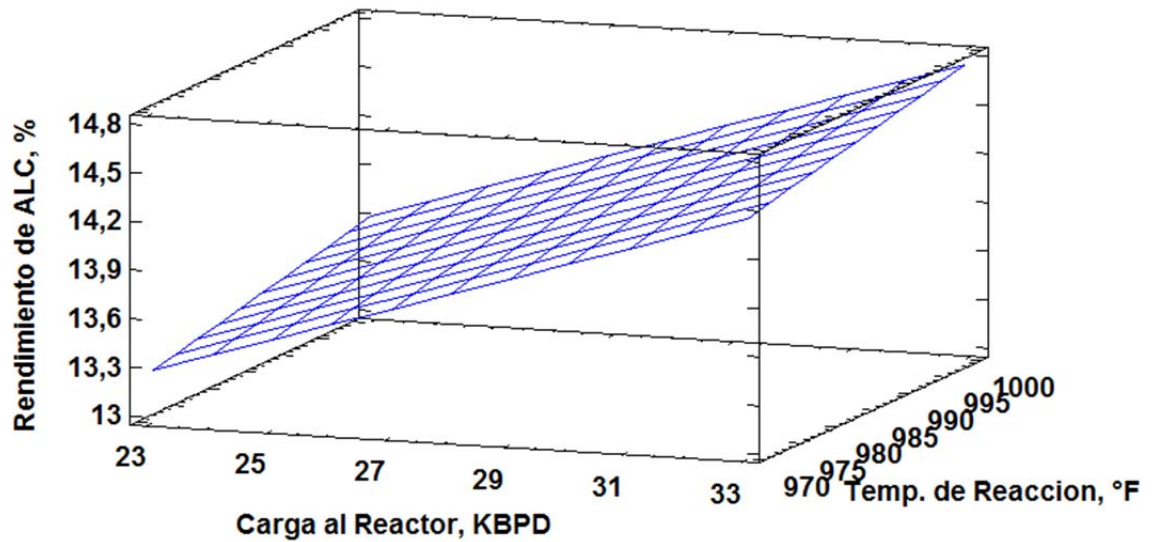


Rendimiento de Gasolina Vs Carga al Reactor y Temperatura de Reaccion

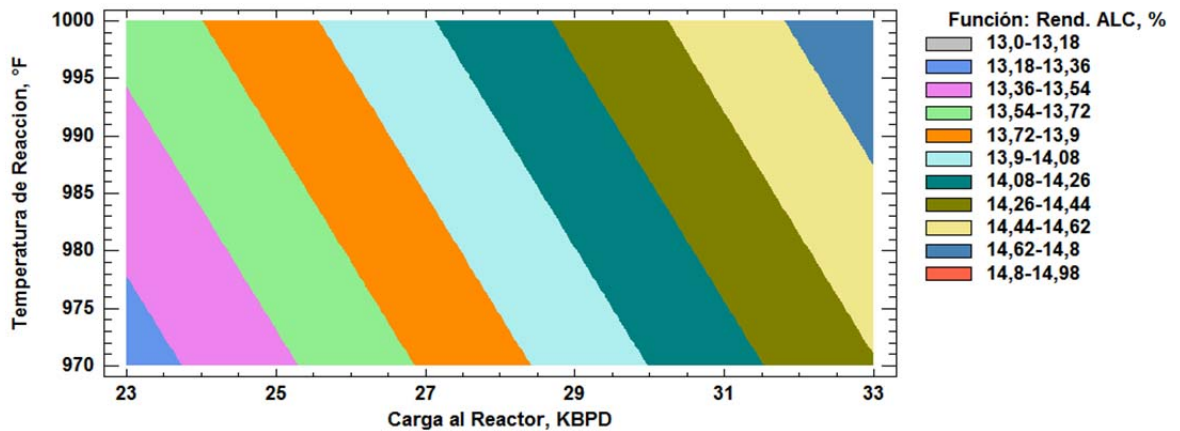


Anexo 12. Diagramas de superficie de respuesta y grafico de contorno de rendimiento de ALC versus volumen de carga al reactor y temperatura de reaccion.

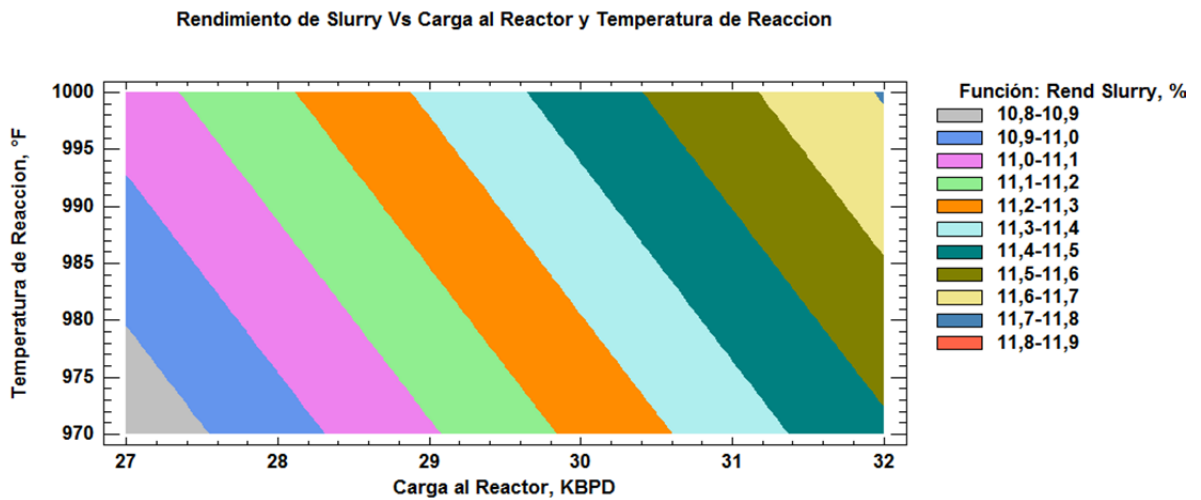
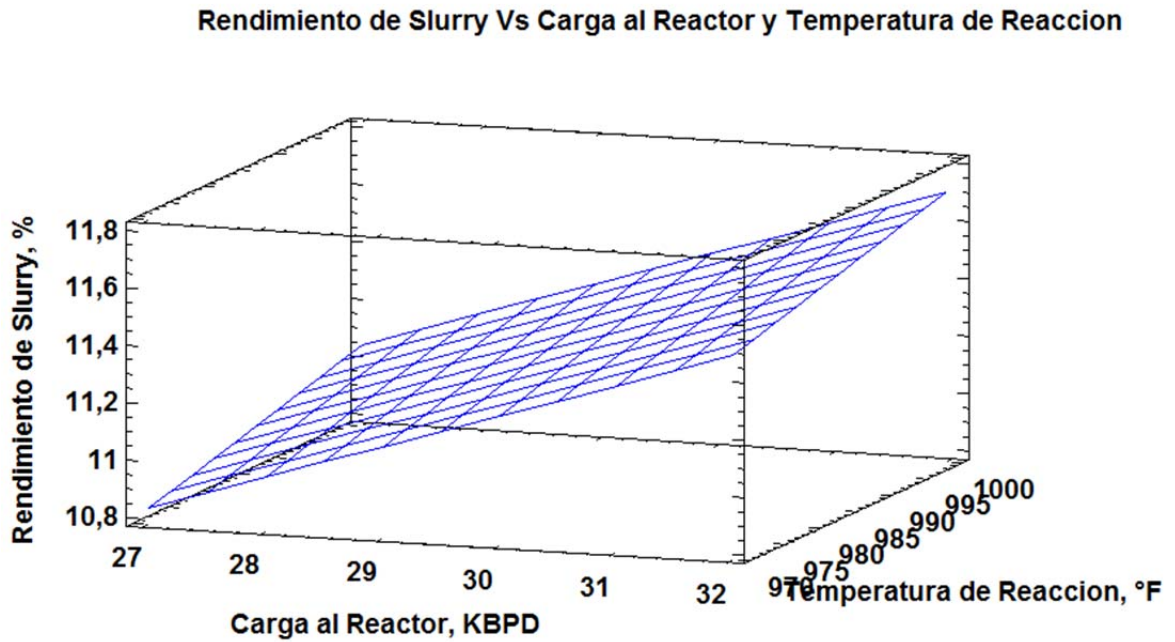
Rendimiento de ALC Vs Carga al Reactor y Temperatura de Reaccion



Rendimiento de ALC Vs Carga al Reactor y Temperatura de Reaccion



Anexo 13. Diagramas de superficie de respuesta y grafico de contorno de rendimiento de Slurry versus volumen de carga al reactor y temperatura de reacción.



Anexo 14. Resumen estadístico del % de etano etileno como producto final

Estadística Descriptiva	
% Etano Etileno	
Media	99,02
Error típico	0,08
Mediana	99,40
Moda	99,90
Desviación estándar	2,92
Varianza de la muestra	8,52
Curtosis	381,31
Coefficiente de asimetría	-17,69
Rango	71,44
Mínimo	28,73
Máximo	100,17
Suma	126.839,66
Cuenta	1.281,00
Nivel de confianza(95,0%)	0,16
Intervalo de Confianza	3,39

Anexo 15. Resumen estadístico del porcentaje de propileno en el PGR.

Estadística Descriptiva	
<i>Propileno en PGR</i>	
Media	68,90
Error típico	0,14
Mediana	69,32
Moda	70,08
Desviación estándar	5,10
Varianza de la muestra	26,03
Curtosis	51,56
Coefficiente de asimetría	-5,25
Rango	73,32
Mínimo	5,39
Máximo	78,72
Suma	88.260,86
Cuenta	1.281,00
Nivel de confianza(95,0%)	0,28
Intervalo de Confianza	3,26

Anexo 16. Resumen estadístico del porcentaje de Isobutano en el GLP.

Estadística Descriptiva	
<i>Isobutano en el GLP</i>	
Media	23,86
Error típico	0,10
Mediana	23,82
Moda	24,17
Desviación estándar	3,43
Varianza de la muestra	11,79
Curtosis	2,30
Coefficiente de asimetría	-0,38
Rango	34,04
Mínimo	0,00
Máximo	34,04
Suma	30.562,35
Cuenta	1.281,00
Nivel de confianza(95,0%)	0,19
Intervalo de Confianza	2,04

Anexo 17. Resumen estadístico del RVP de la gasolina producto.

Estadística Descriptiva	
<i>RVP de la Gasolina</i>	
Media	7,98
Error típico	0,02
Mediana	7,88
Moda	8,05
Desviación estándar	0,58
Varianza de la muestra	0,34
Curtosis	41,39
Coefficiente de asimetría	3,55
Rango	10,15
Mínimo	6,57
Máximo	16,73
Suma	10.193,87
Cuenta	1.278,00
Nivel de confianza(95,0%)	0,03
Intervalo de Confianza	0,30

Anexo 18. Resumen estadístico del PFE de la gasolina producto.

Estadística Descriptiva	
<i>PFE (ASTM-D86) de la Gasolina</i>	
Media	370,71
Error típico	0,44
Mediana	368,81
Moda	379,00
Desviación estándar	15,60
Varianza de la muestra	243,29
Curtosis	4,88
Coefficiente de asimetría	0,91
Rango	164,47
Mínimo	320,33
Máximo	484,80
Suma	473.761,68
Cuenta	1.278,00
Nivel de confianza(95,0%)	0,86
Intervalo de Confianza	28,95

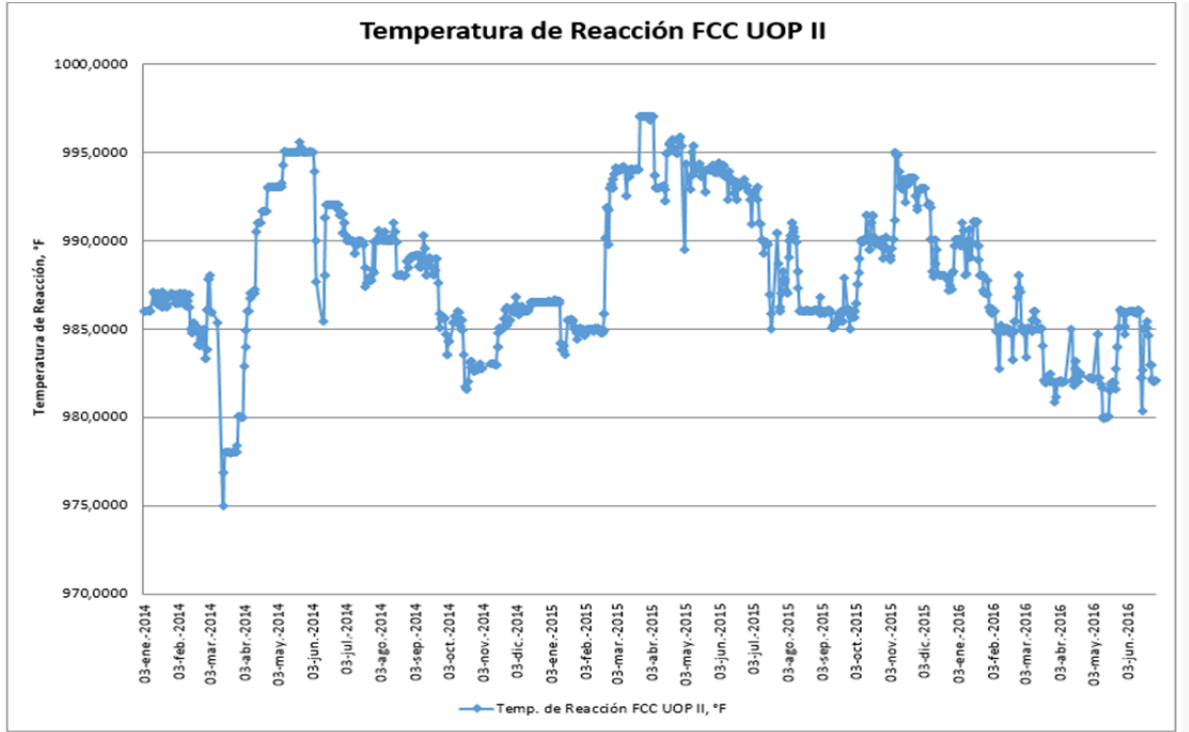
Anexo 19. Resumen estadístico de Temperatura destilación T95% del ALC.

Estadística Descriptiva	
<i>T95% del ALC</i>	
Media	620,63
Error típico	1,46
Mediana	614,70
Moda	582,40
Desviación estándar	51,68
Varianza de la muestra	2.671,23
Curtosis	65,96
Coefficiente de asimetría	-6,21
Rango	690,09
Mínimo	60,31
Máximo	750,40
Suma	781.368,17
Cuenta	1.259,00
Nivel de confianza(95,0%)	2,86
Intervalo de Confianza	25,84

Anexo 20. Resumen estadístico del API en el Slurry producto

Estadística Descriptiva	
<i>API en el Slurry</i>	
Media	1,01
Error típico	0,04
Mediana	1,10
Moda	1,80
Desviación estándar	1,40
Varianza de la muestra	1,97
Curtosis	1,29
Coefficiente de asimetría	-0,03
Rango	8,80
Mínimo	-3,10
Máximo	5,70
Suma	1.274,57
Cuenta	1.259,00
Nivel de confianza(95,0%)	0,08
Intervalo de Confianza	1,51

Anexo 21. Histórico de la temperatura de reacción de la FCC UOP II, años 2014-2016.



Anexo 22. Histórico de cargas y rendimientos de la UOP II, año 2014-2016.

ARCHIVO INICIO INSERTAR DISEÑO DE PÁGINA FÓRMULAS DATOS REVISAR VISTA Aspen ASW Iniciar sesión

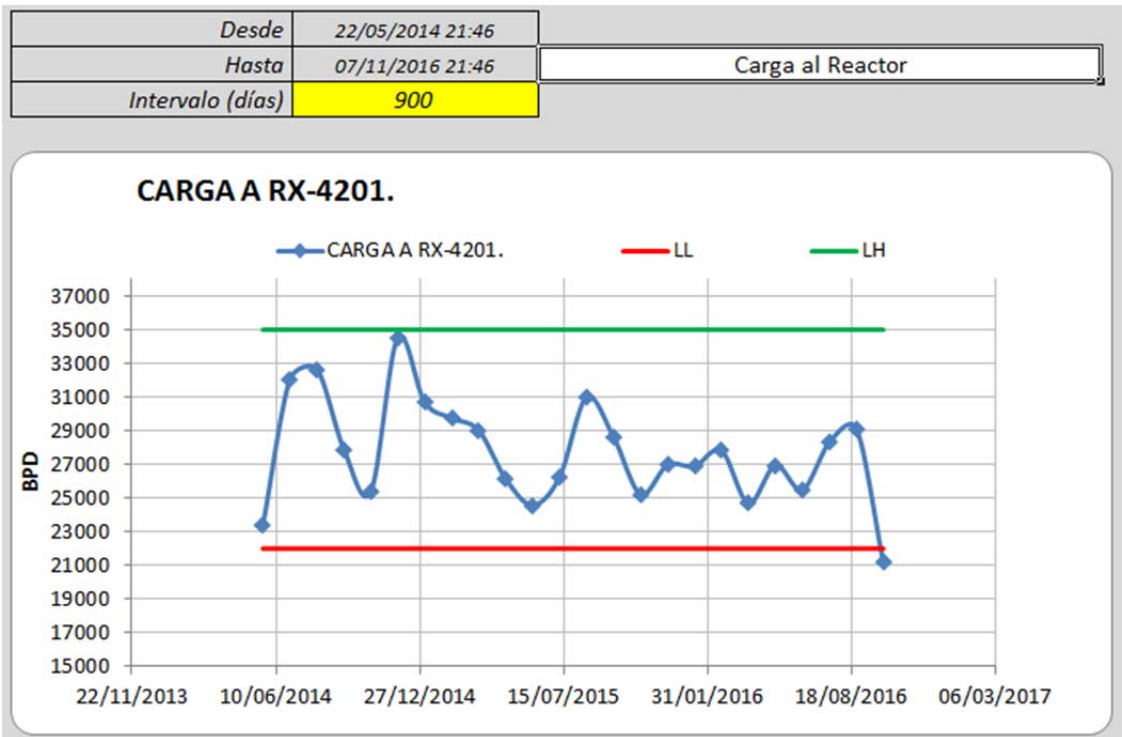
M17 : X ✓ f 59,7286248371016

FECHA	Carga a la Unidad				Cargas de Otras Unidades de Proceso					RENDIMIENTOS				
	Temperatura de Reaccion	Gasoleo - GAO	DMO+DMO H	CARGA NETA	Butanos de Topping U-200	Gases de Topping (C-245)	Gases de (D-308) Modelo IV	Gases de (D-313) Modelo V	Gases (D-581) Orthoflow	Rendimiento de Gasolina	Rendimiento de ALC	Rendimiento de GLP	Rendimiento de Etano-Etileno	Rendimiento de Slurry
		°F	bpd	bpd	bpd	bpd	SCFH	SCFH	SCFH	SCFH	%	%	%	%
02-ene-2014	986,0	16.849,0	10.755,2	27.799,0	558,7	90.753	0	0	103.927	02-ene-2014	54	11	21	11
12-ene-2014	987,1	13.398,3	9.697,3	23.063,1	1.573,8	106.263	69.381	0	181.844	12-ene-2014	59,1	14,2	37,1	8,4
13-ene-2014	986,9	13.226,5	9.840,5	23.056,9	1.556,2	62.303	69.892	0	162.707	13-ene-2014	60,3	19,1	37,5	8,8
14-ene-2014	986,5	14.133,2	9.840,9	23.999,5	588,5	87.630	71.429	0	162.005	14-ene-2014	56,1	13,8	32,5	8,3
15-ene-2014	986,4	15.202,5	10.093,9	25.392,3	2.855,8	100.122	71.058	0	162.307	15-ene-2014	61,0	13,7	36,5	8,3
16-ene-2014	987,0	14.884,2	10.269,6	25.233,7	2.049,6	84.419	69.384	0	162.713	16-ene-2014	60,7	13,0	35,9	8,4
17-ene-2014	986,5	15.014,1	10.271,1	25.356,6	1.122,2	70.729	64.242	0	168.696	17-ene-2014	58,2	13,1	34,4	8,3
18-ene-2014	986,5	15.340,1	10.277,9	25.703,4	344,6	104.921	0	0	163.846	18-ene-2014	55,9	13,6	32,2	7,9
19-ene-2014	987,1	15.800,9	10.261,7	26.168,3	1.511,8	117.861	0	0	162.691	19-ene-2014	58,2	14,4	34,9	8,2
20-ene-2014	986,2	15.490,5	10.267,4	25.849,0	1.309,7	98.502	66.851	9.337	158.293	20-ene-2014	58,9	13,6	35,9	8,2
21-ene-2014	987,0	16.060,4	10.263,8	26.448,8	1.356,8	107.746	72.443	57.349	91.071	21-ene-2014	57,7	13,6	35,1	8,1
22-ene-2014	986,7	16.386,8	10.286,3	26.797,3	1.680,9	85.473	71.712	56.529	91.071	22-ene-2014	59,7	13,6	36,3	8,1
23-ene-2014	986,3	17.364,3	10.235,9	27.804,5	1.970,2	90.404	70.840	55.914	91.071	23-ene-2014	60,6	14,5	34,3	7,5
24-ene-2014	986,2	17.890,8	10.294,9	28.354,8	2.027,7	82.444	70.273	57.517	91.071	24-ene-2014	58,5	16,2	34,3	7,6
25-ene-2014	986,8	17.966,8	10.314,2	28.485,2	2.458,7	101.575	65.503	61.225	91.071	25-ene-2014	60,2	15,8	34,3	7,7
26-ene-2014	986,8	17.710,6	10.469,0	28.371,2	2.275,5	101.468	68.824	61.668	91.071	26-ene-2014	58,9	14,1	35,0	7,4
27-ene-2014	987,0	17.165,1	10.960,5	28.334,7	2.011,8	81.888	65.990	61.172	91.071	27-ene-2014	58,5	15,2	34,3	7,6
28-ene-2014	987,0	17.002,0	11.111,5	28.301,2	1.355,5	83.827	67.835	62.940	91.071	28-ene-2014	56,6	15,8	33,0	7,6
29-ene-2014	986,9	17.016,3	11.095,4	28.296,4	1.642,2	74.745	68.458	65.280	91.071	29-ene-2014	57,7	16,5	32,5	7,8
30-ene-2014	987,0	17.008,1	11.073,5	28.289,0	2.005,1	76.487	68.617	66.694	91.071	30-ene-2014	59,3	15,8	33,0	7,7
31-ene-2014	986,4	16.886,5	11.672,0	28.790,2	1.388,9	108.679	68.303	67.213	91.071	31-ene-2014	56,1	15,7	32,6	7,6
01-feb-2014	986,5	15.802,8	12.266,4	29.576,6	1.727,2	110.845	66.080	66.260	91.071	01-feb-2014	58,2	15,8	32,7	7,7

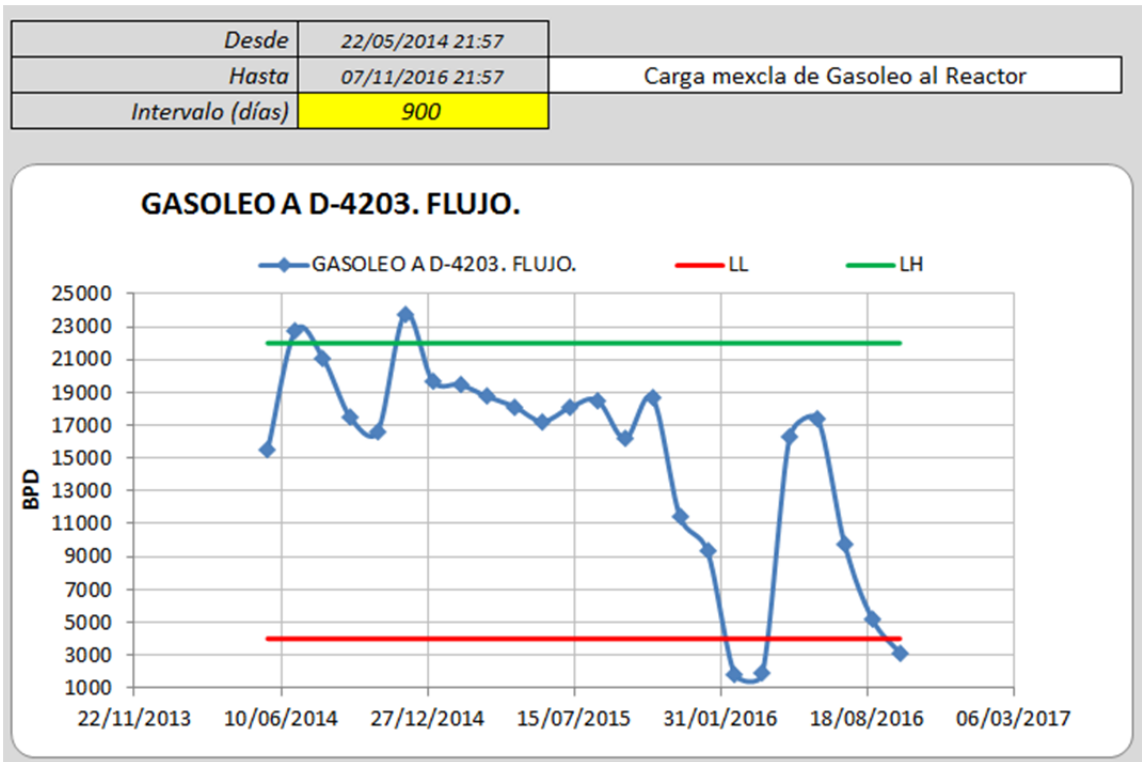
U4200-TT 42004200-FI 42004200-FI 42004200-FT 42004250-FT 42504200-FI 42504200-FI 4250 U300-FI03 4200-FI 42503 U4200-RENGASOLI 4200-RENAL 4200-RENGL 4200-RENETILEN 200-RENSLURK

... RVP PFE Nafta T95 ALC API Slurry Gráf1 Carga Gráf2 TRX Gráf3 Rend Hoja2 H ...

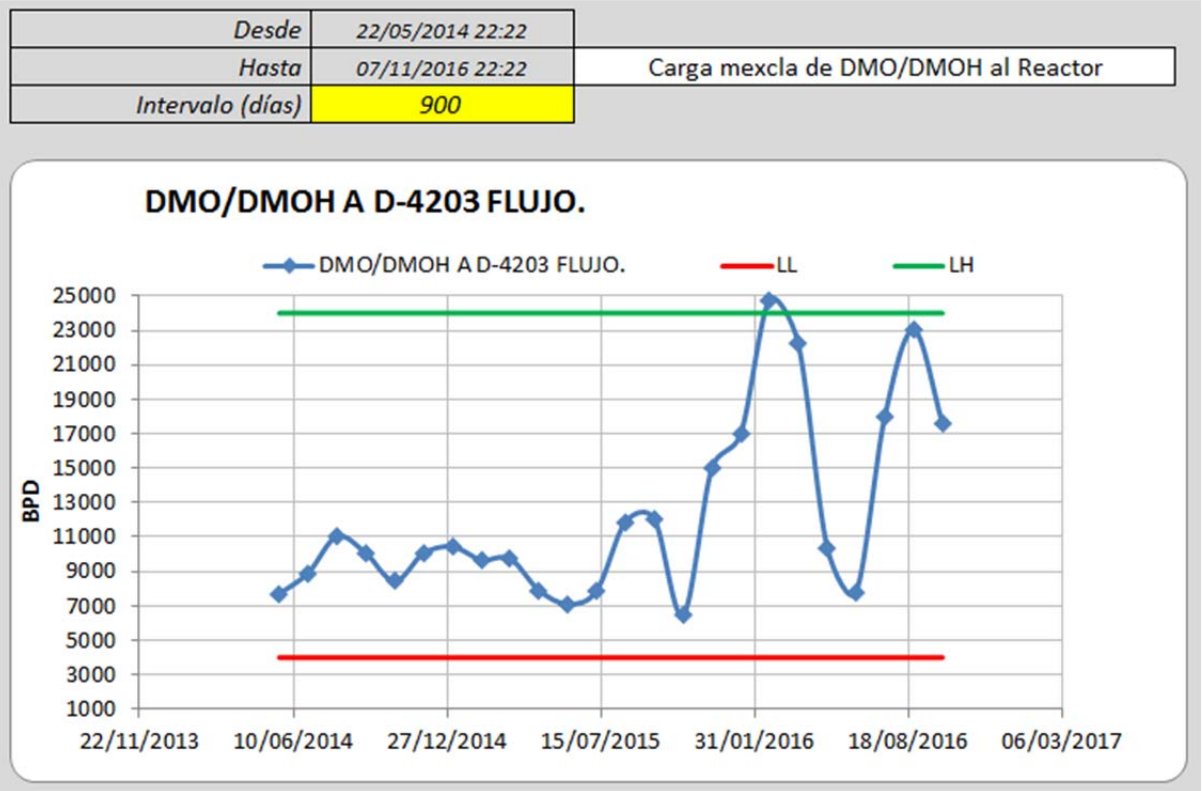
Anexo 23. Histórico de carga a la Planta UOP II, año 2014-2016.



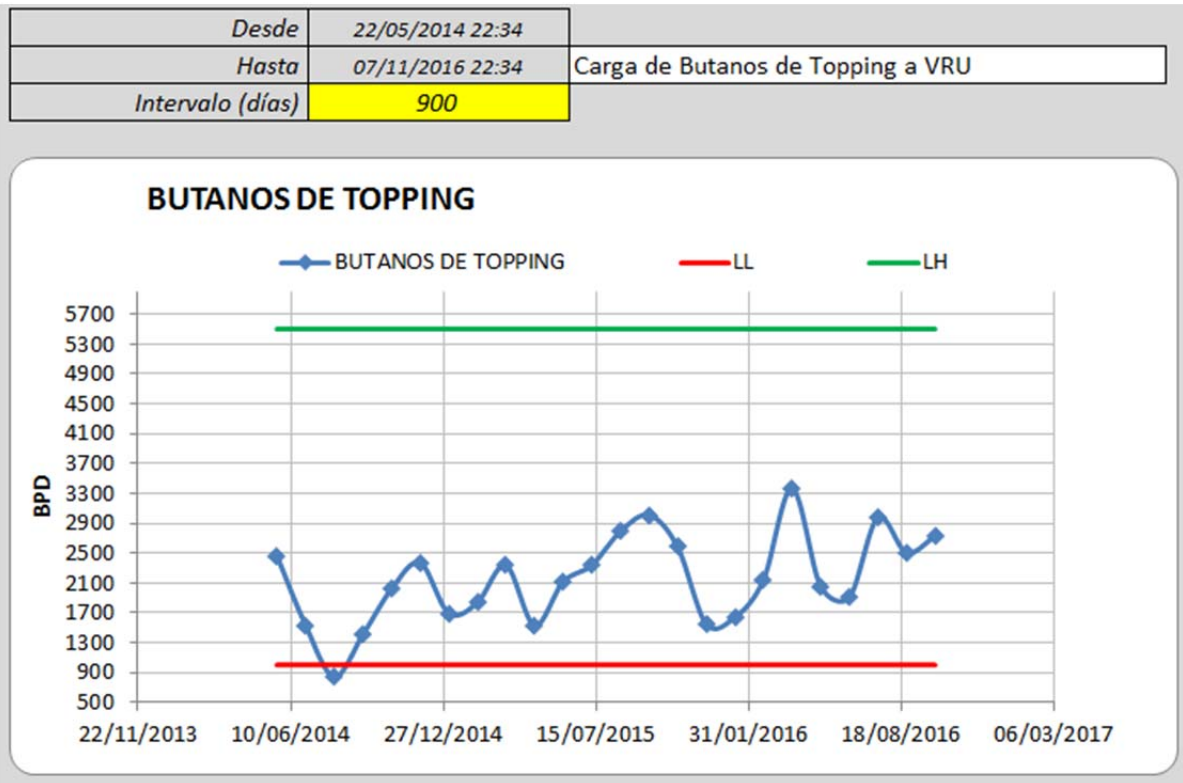
Anexo 24. Histórico de carga de Gasóleo, año 2014-2016.



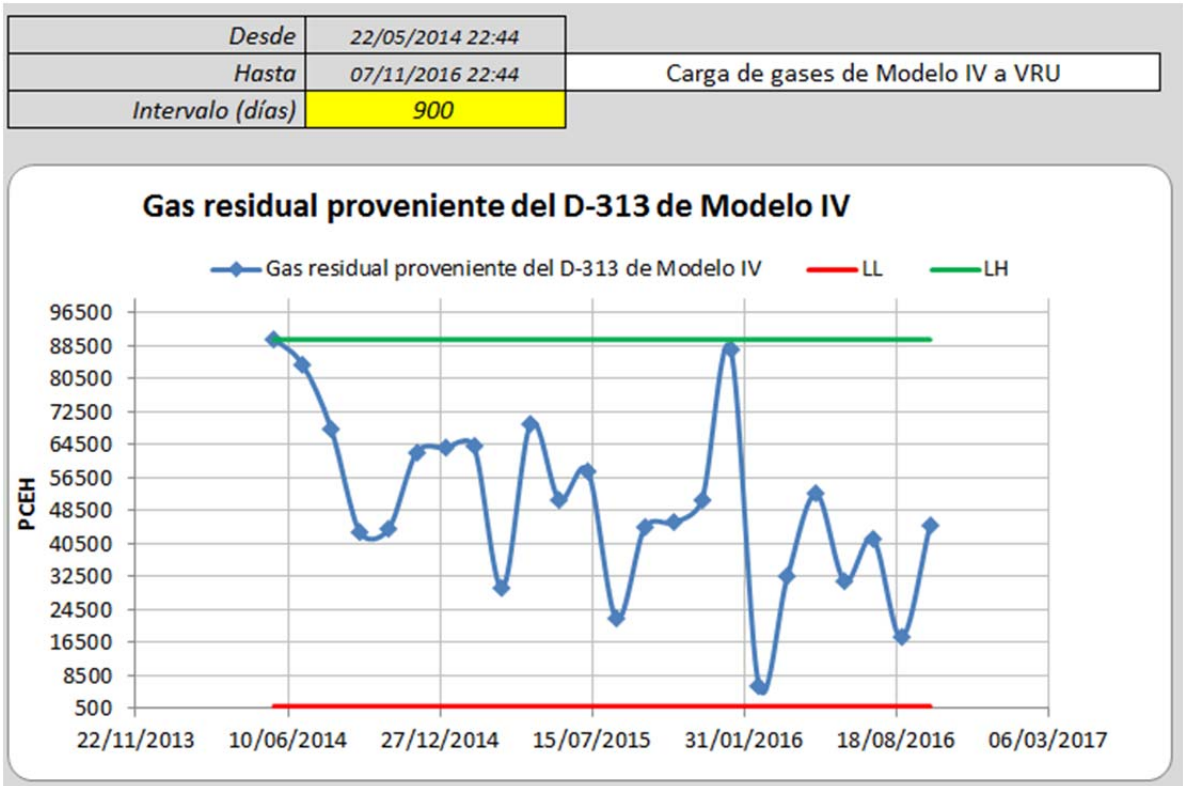
Anexo 25. Histórico de carga de DMO/DMOH, año 2014-2016.



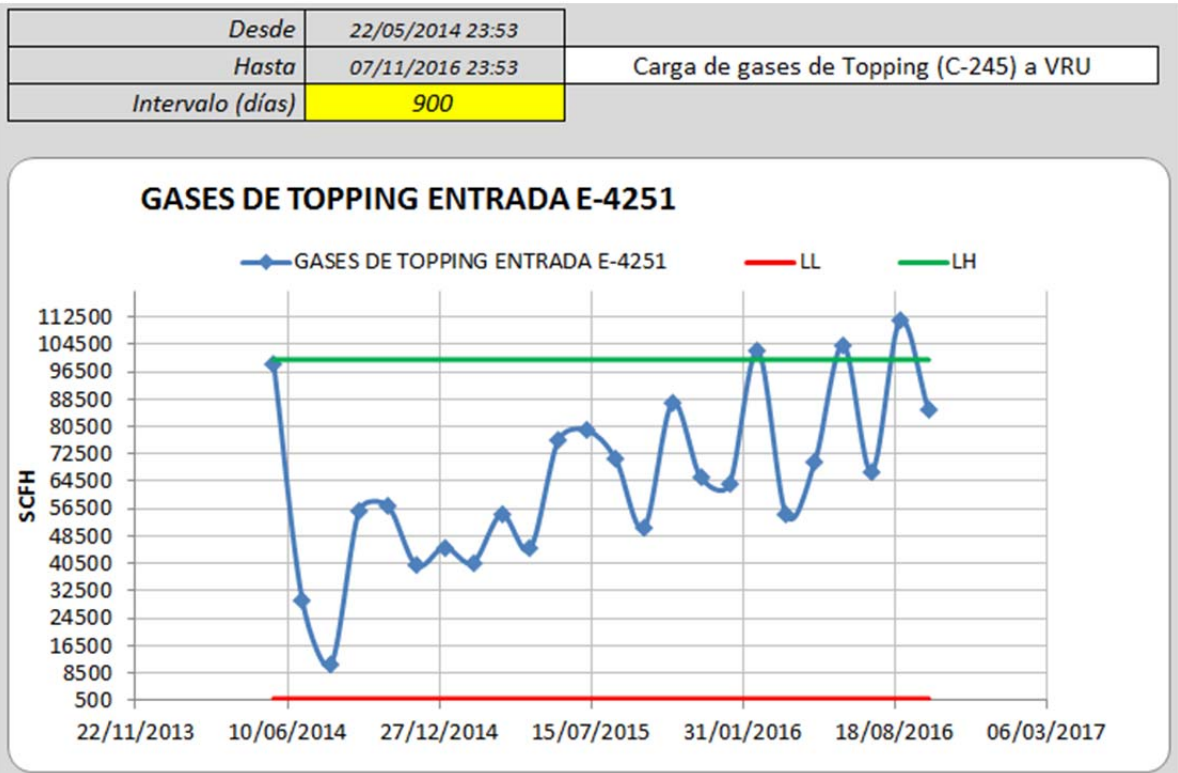
Anexo 26. Histórico de carga de Butanos de Topping, año 2014-2016.



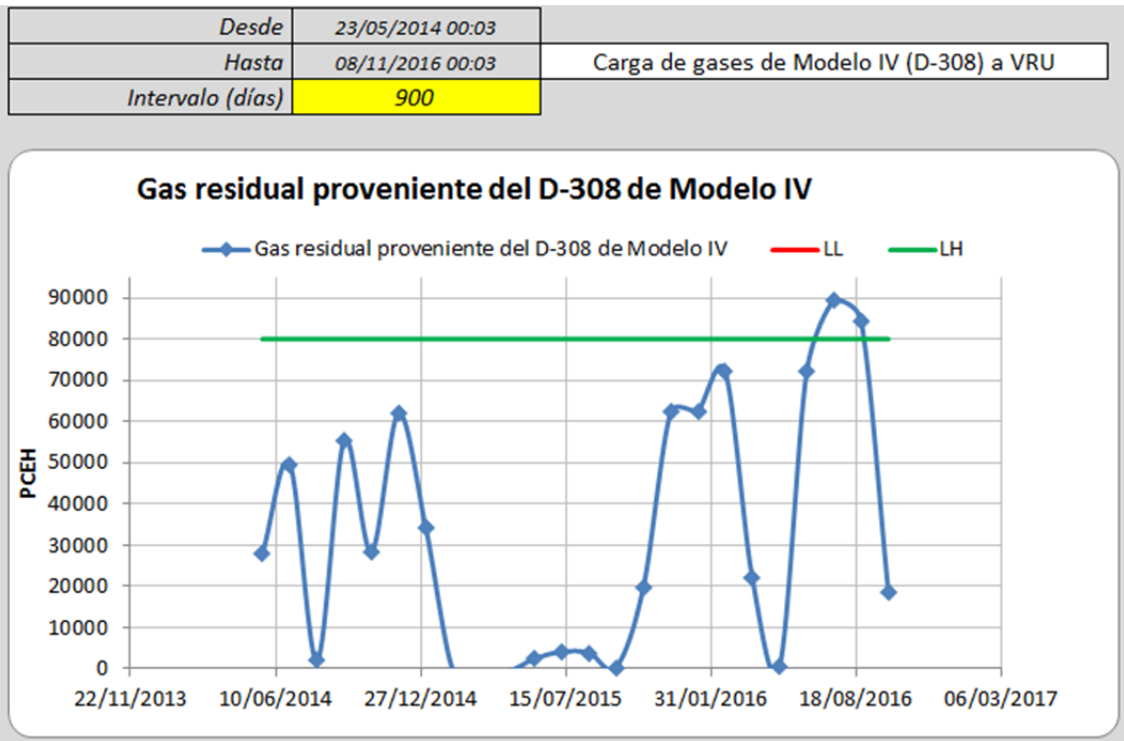
Anexo 27. Histórico de carga de gases de Modelo IV, año 2014-2016.



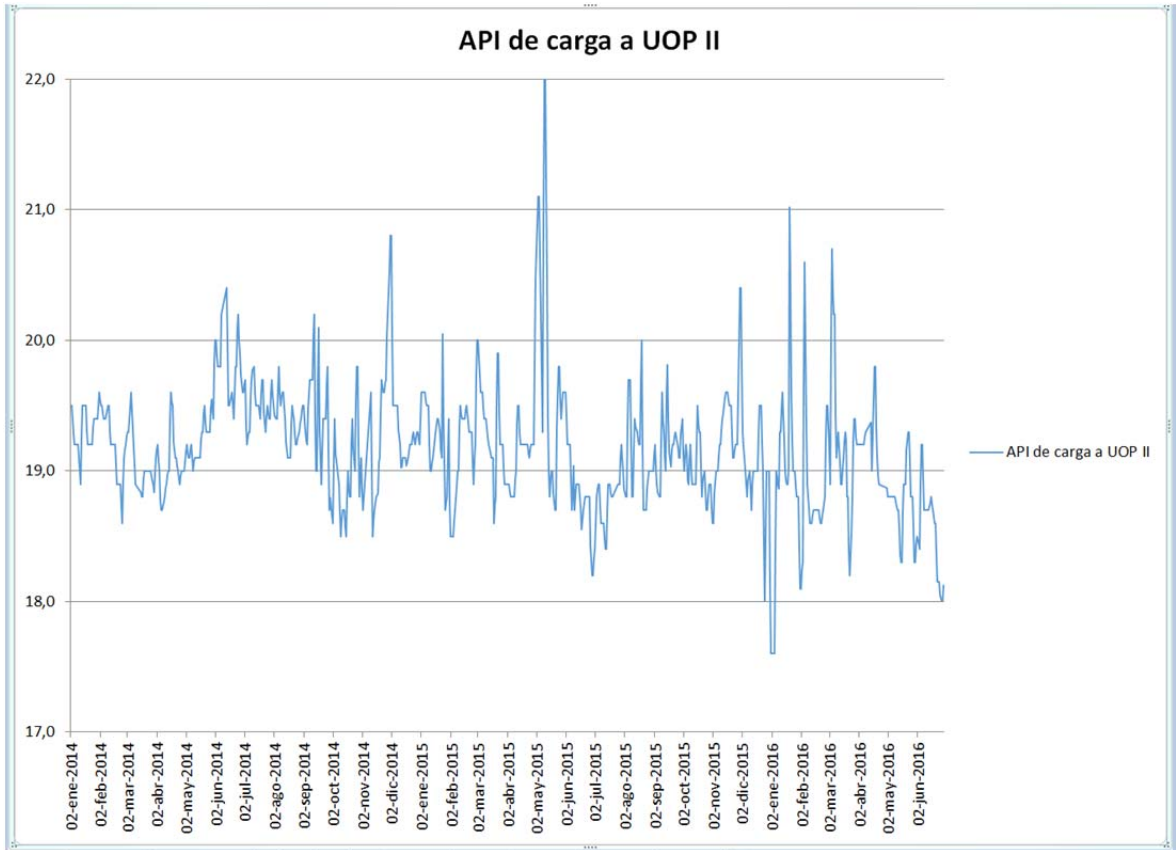
Anexo 28. Histórico de carga de gases de Topping, año 2014-2016.



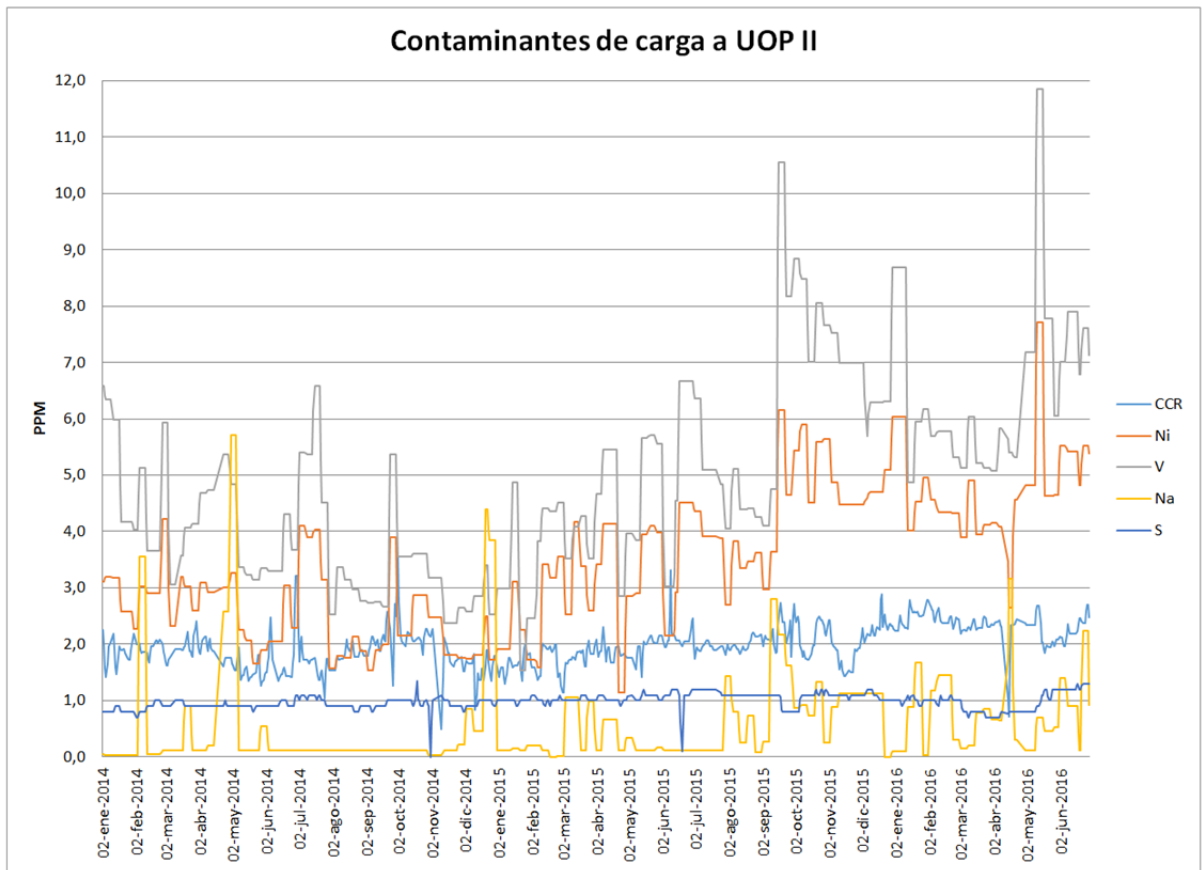
Anexo 29. Histórico de gases de Modelo IV (D-308), año 2014-2016.



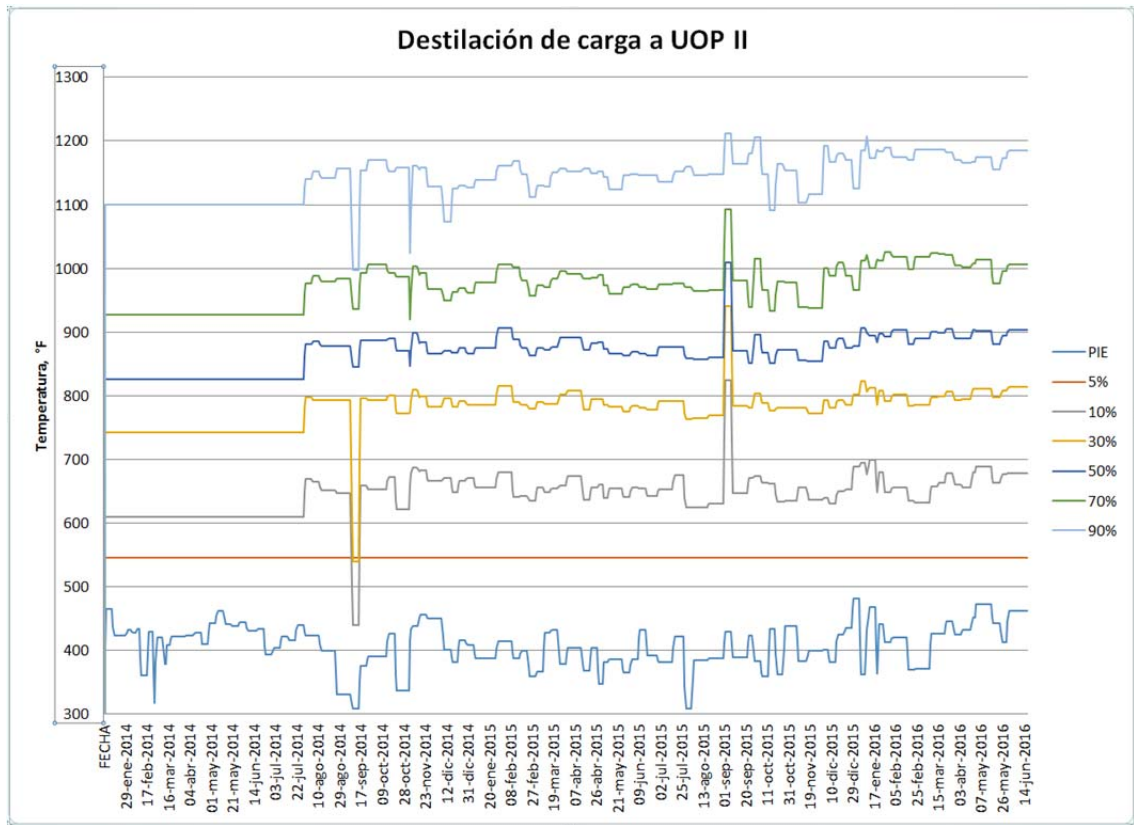
Anexo 30. Histórico de API carga combinada a UOP II, año 2014-2016.



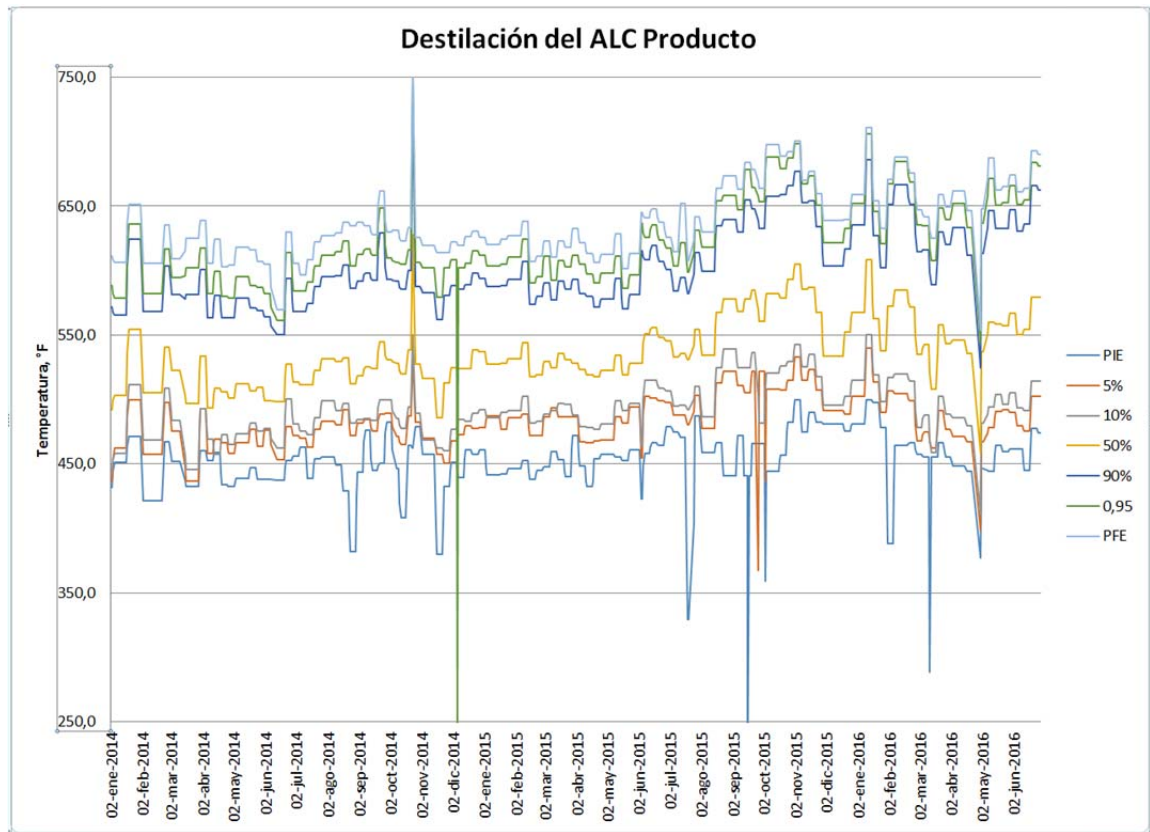
Anexo 31. Histórico de contaminantes de carga combinada a UOP II.



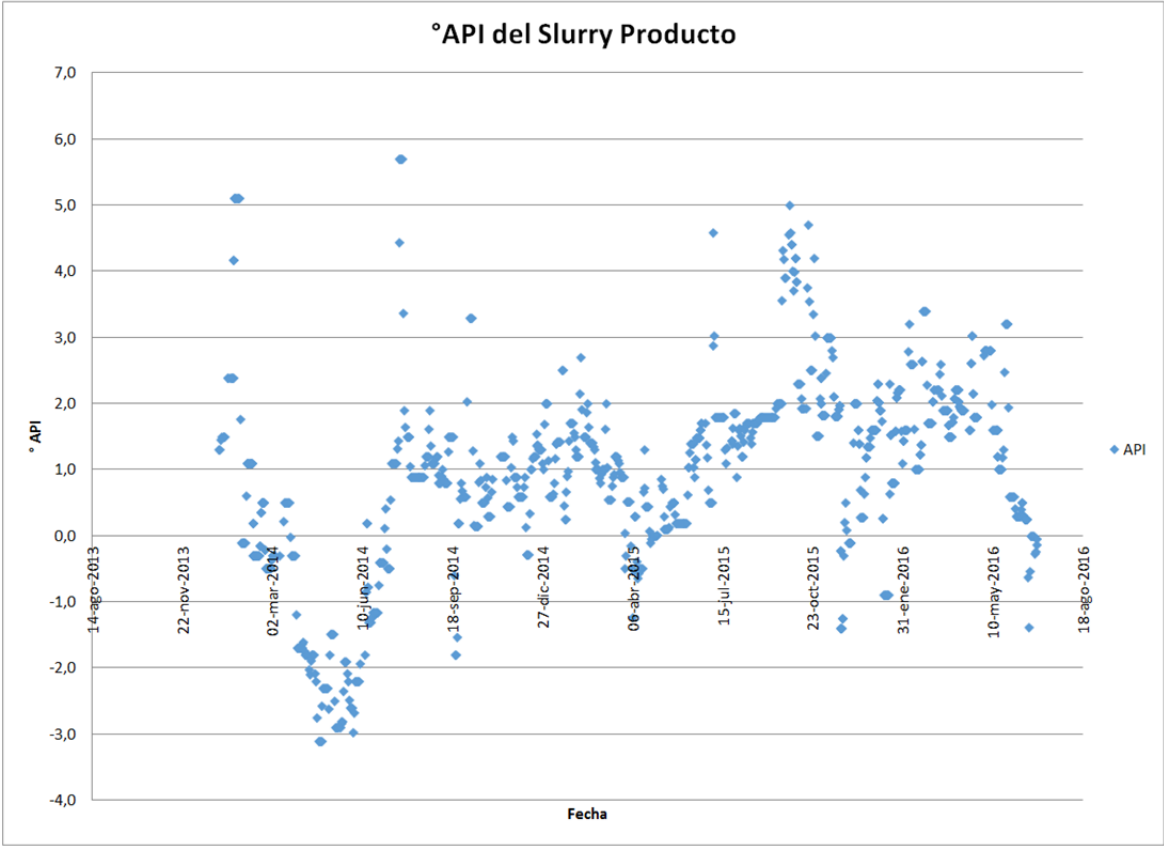
Anexo 32. Histórico de destilación de carga combinada a UOP II.



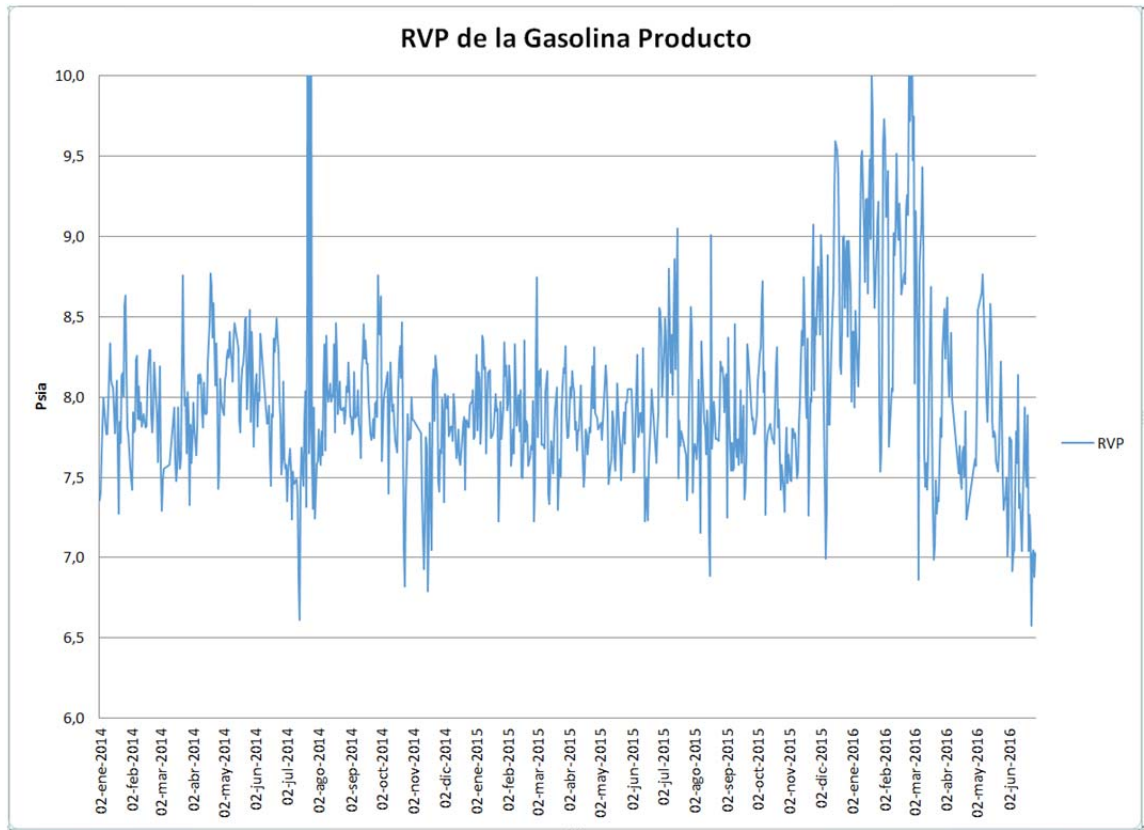
Anexo 33. Histórico de destilación de ALC producto.



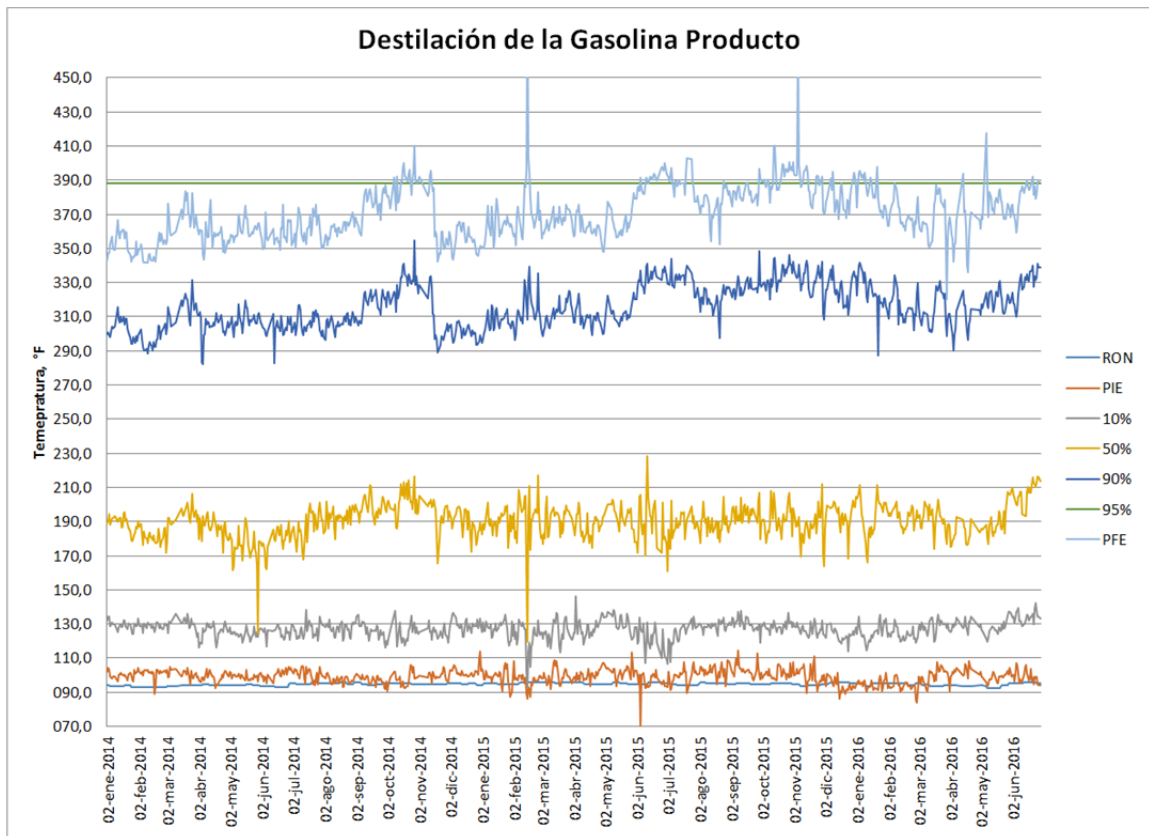
Anexo 34. Histórico grados API del slurry producto.



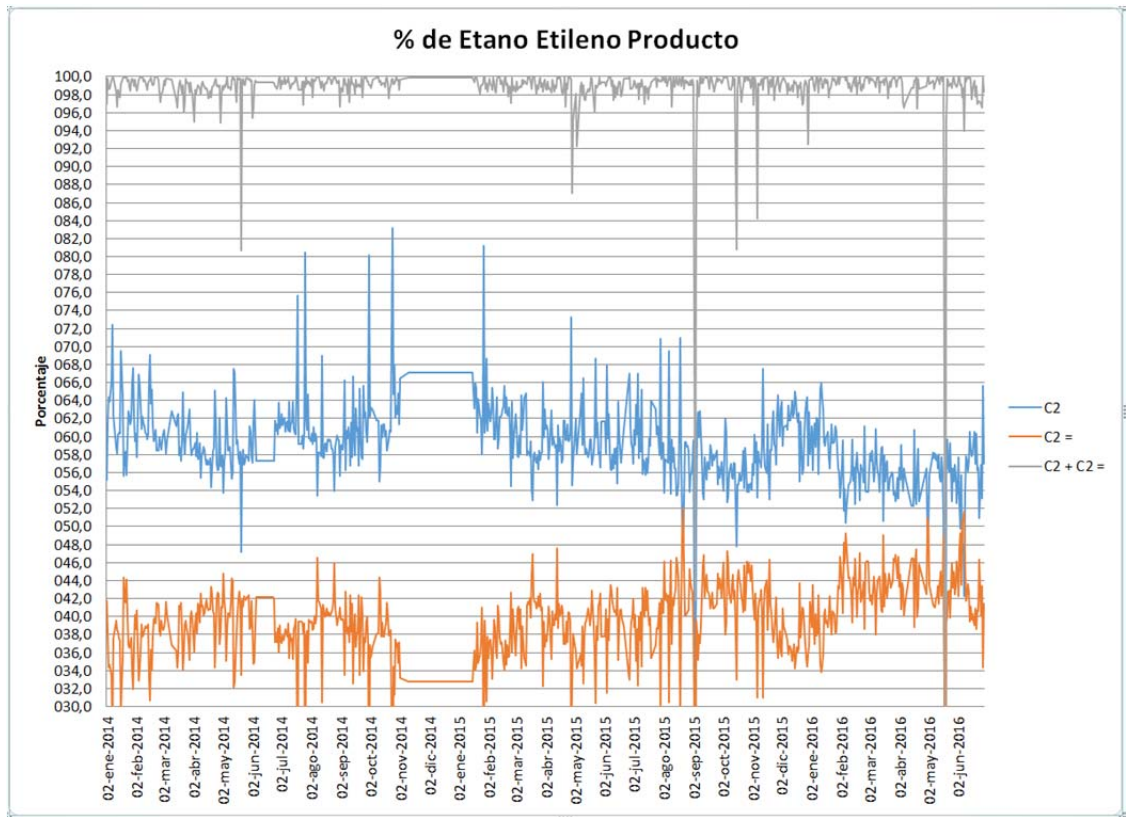
Anexo 35. Histórico del RVP de la gasolina producto.



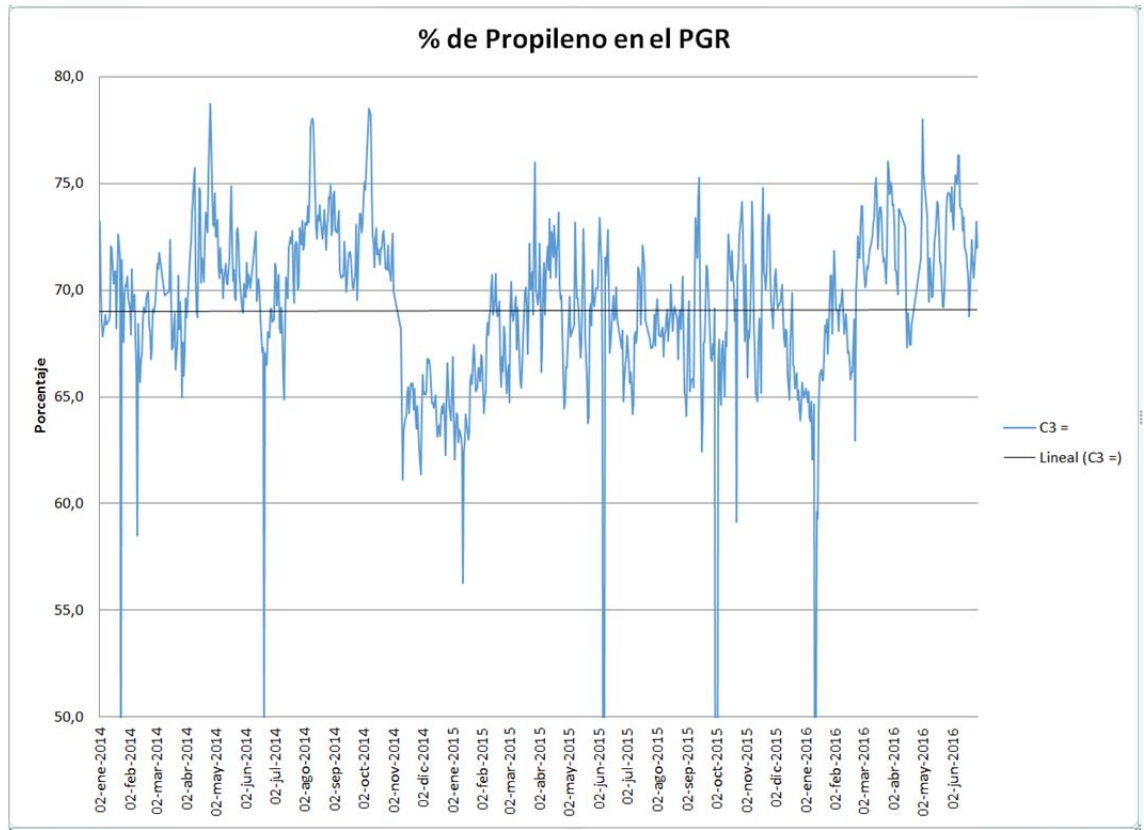
Anexo 36. Histórico destilación de gasolina producto.



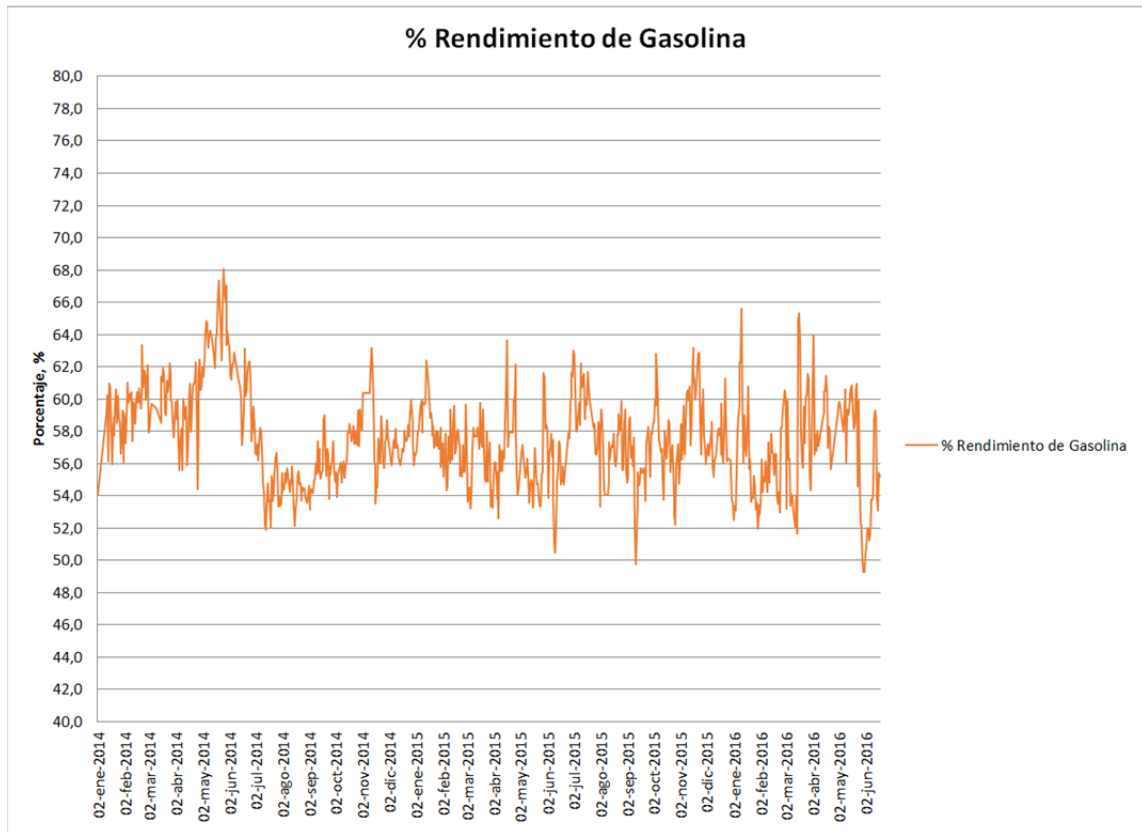
Anexo 37. Histórico % de etano etileno producto.



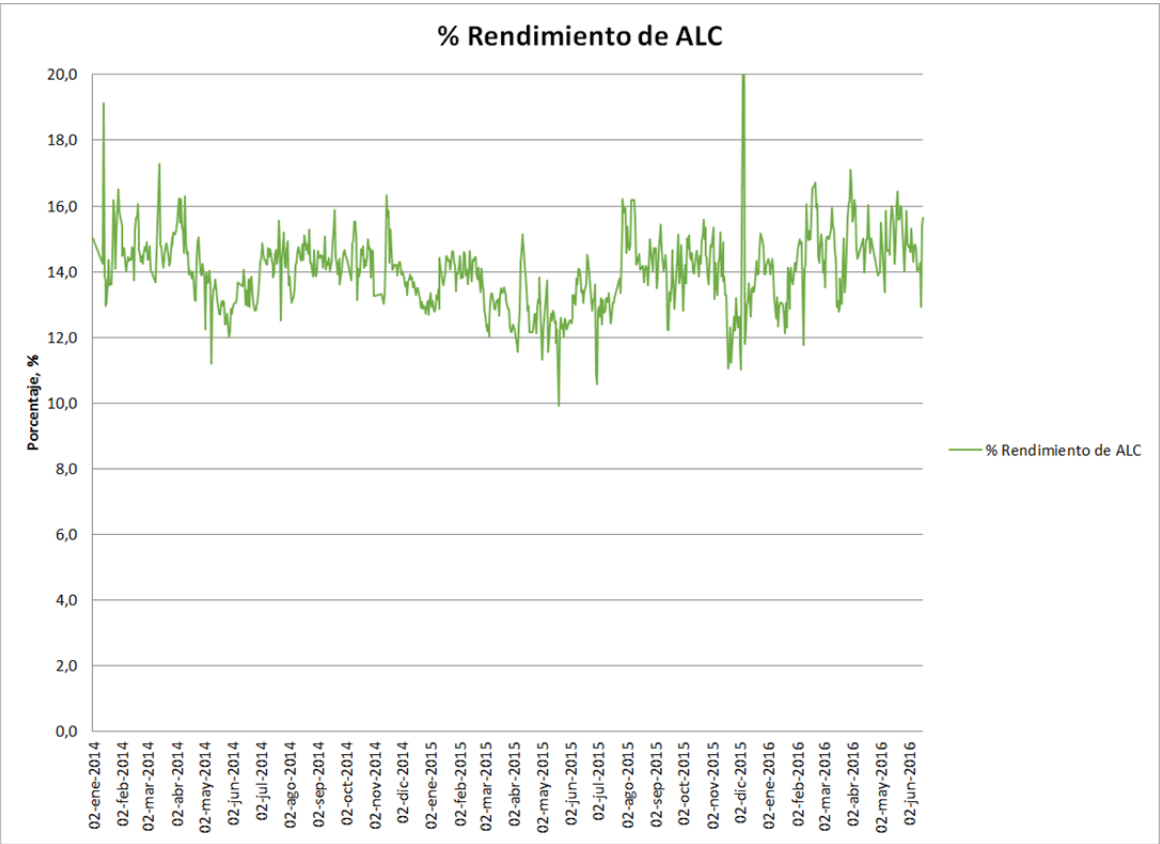
Anexo 38. Histórico % de Propileno en el PGR producto.



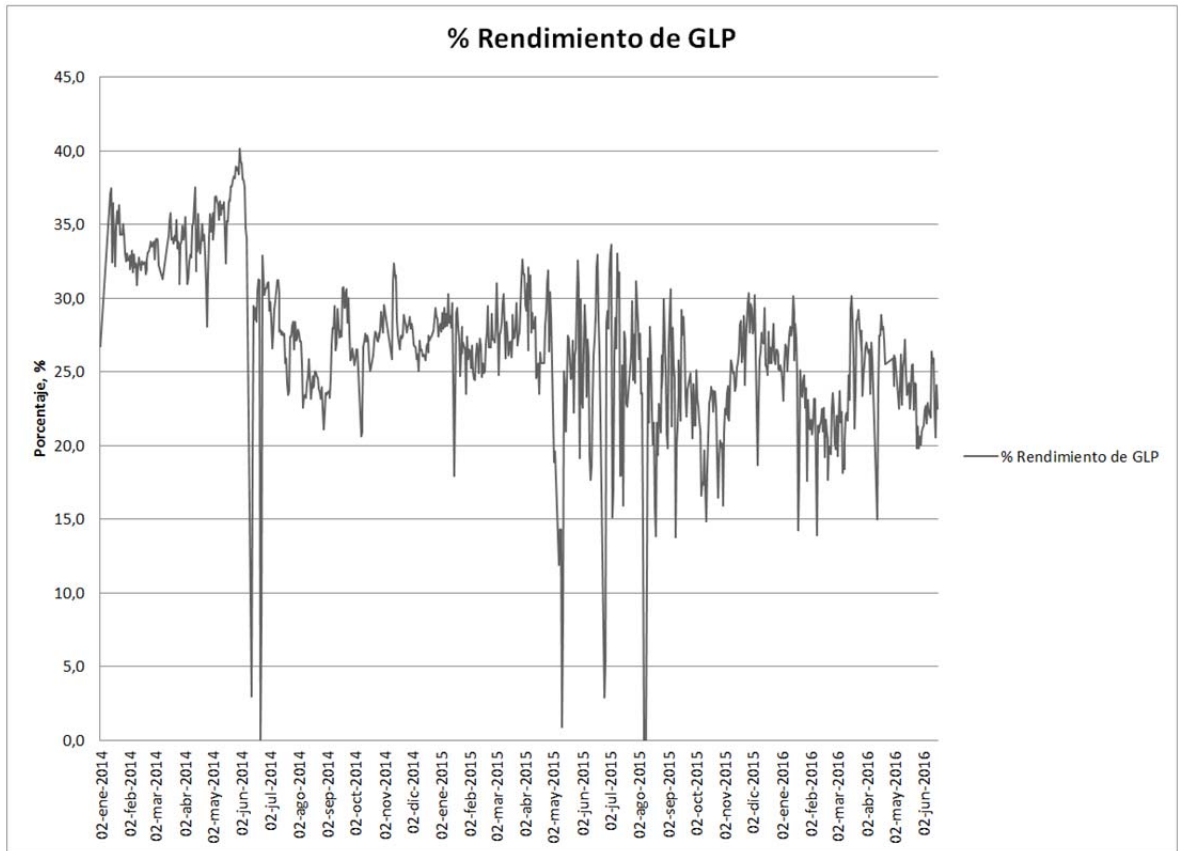
Anexo 39. Histórico % rendimiento de gasolina producto.



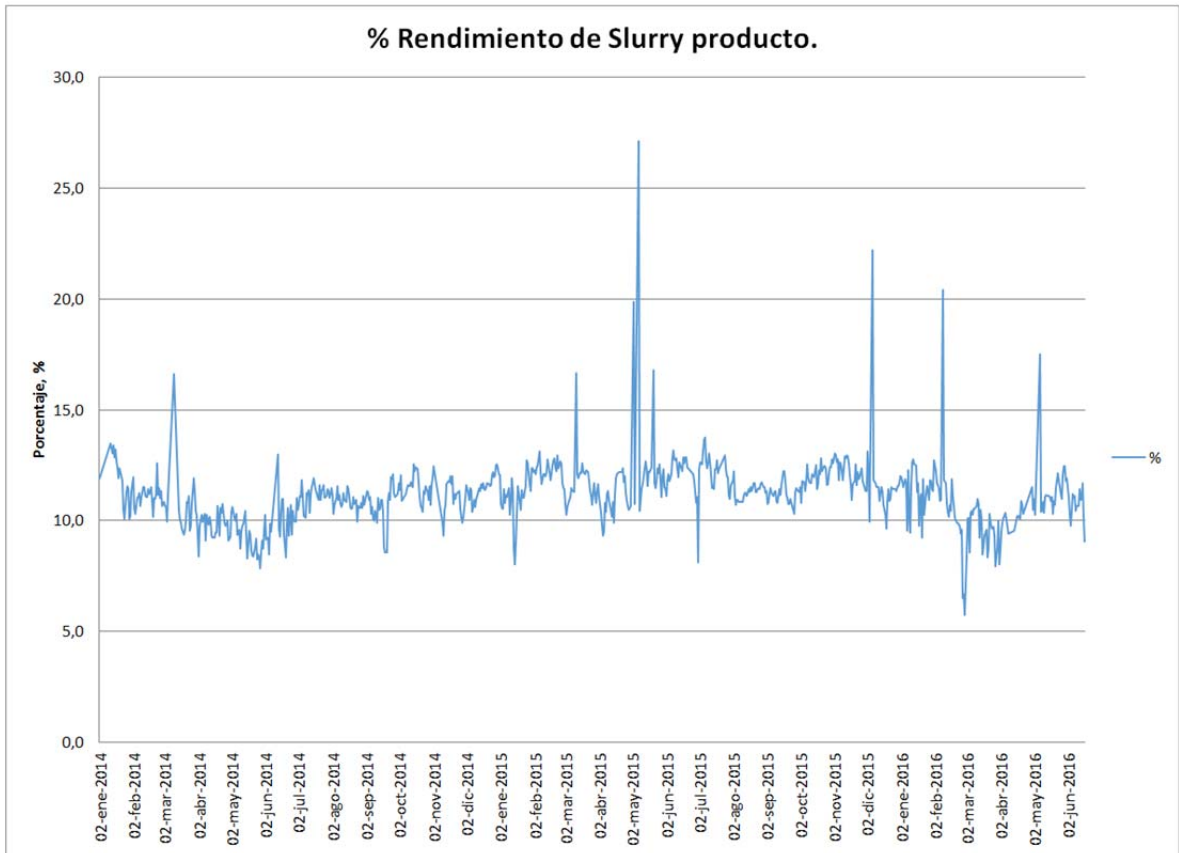
Anexo 40. Histórico % rendimiento de ALC producto.



Anexo 41. Histórico % rendimiento de GLP producto.



Anexo 42. Histórico % rendimiento de Slurry producto.



Anexo 43. Resumen estadístico de la T95% de ALC de la simulación Vs ALC producto de planta.

Resumen Estadístico

	<i>T95% ALC simulado</i>	<i>T95% ALC de planta</i>
Recuento	284	1252
Promedio	621,07	620,55
Desviación Estándar	4,78	51,78
Coefficiente de Variación	0,77 %	8,34 %
Mínimo	614,7	600,3
Máximo	631,0	750,4
Rango	16,3	150,1
Sesgo Estandarizado	0,42	-89,66
Curtosis Estandarizada	-0,78	475,13

Comparación de Medias

Intervalos de confianza del 95,0% para la media de T95%

- ALC simulado: 621,08 +/- 2,17 [618,9 ; 623,3]
- ALC de planta: 620,56 +/- 2,87 [617,7 ; 623,5]

Prueba t para comparar medias

Hipótesis nula: $media1 = media2$

Hipótesis Alt.: $media1 <> media2$

Suponiendo varianzas iguales: $t = 0,046$ valor-P = 0,963

No se rechaza la hipótesis nula para $\alpha = 0,05$.

Anexo 44. Resumen estadístico del API del slurry de la simulación Vs API del slurry producto de planta.

Resumen Estadístico

	<i>API slurry simulado</i>	<i>API slurry de planta</i>
Recuento	284	1099
Promedio	0,47	0,96
Desviación Estándar	1,45	1,44
Coefficiente de Variación	306,8 %	149,5 %
Mínimo	-2,1	-3,1
Máximo	3,1	5,7
Rango	5,2	8,8
Sesgo Estandarizado	0,02	-0,85
Curtosis Estandarizada	-0,64	6,91

Comparación de Medias

Intervalos de confianza del 95,0% para la media del API del Slurry

- Slurry simulado: 0,47 +/- 0,66 [-0,18 ; 1,13]
- Slurry de planta: 0,97 +/- 0,09 [0,88 ; 1,06]

Prueba t para comparar medias

Hipótesis nula: $media_1 = media_2$

Hipótesis Alt.: $media_1 <> media_2$

Suponiendo varianzas iguales: $t = -1,551$ valor-P = 0,120

No se rechaza la hipótesis nula para $\alpha = 0,05$.

Comparación de Desviaciones Estándar

	<i>API slurry simulado</i>	<i>API slurry de planta</i>
Desviación Estándar	1,45	1,44
Varianza	2,08	2,07
Gl	20	1098

Razón de Varianzas= 1,004

Intervalos de confianza del 95,0%

- Desviación Estándar de API slurry simulado: [1,10; 2,08]
- Desviación Estándar de API slurry de planta: [1,38; 1,50]
- Razones de Varianzas: [0,58; 2,10]

Prueba-F para comparar Desviaciones Estándar

Hipótesis Nula: $\sigma_1 = \sigma_2$

Hipótesis Alt.: $\sigma_1 \neq \sigma_2$

F = 1,004 valor-P = 0,90

No se rechaza la hipótesis nula para $\alpha = 0,05$.

Anexo 45. Resumen estadístico del RVP de la gasolina producto de la simulación Vs RVP de la gasolina producto de planta.

Resumen Estadístico

	<i>RVP gasolina simulado</i>	<i>RVP gasolina de planta</i>
Recuento	284	1252
Promedio	7,83	7,98
Desviación Estándar	1,33	0,58
Coefficiente de Variación	17,01%	7,32 %
Mínimo	4,7	6,6
Máximo	9,8	16,7
Rango	5,1	10,1
Sesgo Estandarizado	-0,78	50,93
Curtosis Estandarizada	0,17	293,98

Comparación de Medias

Intervalos de confianza del 95,0% para la media de RVP de la gasolina

gasolina simulado: 7,83 +/- 0,60 [7,22 ; 8,43]

gasolina de planta: 7,98 +/- 0,03 [7,94 ; 8,01]

Intervalos de confianza del 95,0% para la diferencia de medias

Suponiendo varianzas iguales: -0,14 +/- 0,26 [-0,40 ; 0,11]

Prueba t para comparar medias

Hipótesis nula: media1 = media2

Hipótesis Alt.: media1 <> media2

Suponiendo varianzas iguales: t = -1,11 valor-P = 0,26

No se rechaza la hipótesis nula para alfa = 0,05.

Anexo 46. Resumen estadístico de rendimiento de la gasolina producto de la simulación Vs rendimiento de la gasolina producto de planta.

Resumen Estadístico

	<i>Rendimiento gasolina histórico</i>	<i>Rendimiento gasolina simulado</i>
Recuento	28	28
Promedio	56,98	57,54
Desviación Estándar	2,41	2,09
Coefficiente de Variación	4,22 %	3,63 %
Mínimo	53,4	54,92
Máximo	61,82	63,26
Rango	8,42	8,34
Sesgo Estandarizado	0,15	2,63
Curtosis Estandarizada	-1,000	1,305

Comparación de Medias

Intervalos de confianza del 95,0% para la media de Rendimiento gasolina

Historico: 56,98 +/- 0,93 [56,04 ; 57,91]

Simulado: 57,54 +/- 0,81 [56,72; 58,35]

Intervalos de confianza del 95,0% para la diferencia de medias

Suponiendo varianzas iguales: -0,55 +/- 1,20 [-1,76 ; 0,64]

Prueba t para comparar medias

Hipótesis nula: media1 = media2

Hipótesis Alt.: media1 <> media2

Suponiendo varianzas iguales: t = -0,92 valor-P = 0,35

No se rechaza la hipótesis nula para $\alpha = 0,05$.

Comparación de Desviaciones Estándar

	<i>Rendimiento gasolina histórico</i>	<i>Rendimiento gasolina simulado</i>
Desviación Estándar	2,41	2,09
Varianza	5,80	4,37
Gl	27	27

Razón de Varianzas= 1,32

Intervalos de confianza del 95,0%

Desviación Estándar de Rendimiento gasolina Histórico: [1,90; 3,28]

Desviación Estándar de Rendimiento gasolina simulado: [1,65; 2,84]

Razones de Varianzas: [0,61 ; 2,87]

Prueba-F para comparar Desviaciones Estándar

Hipótesis Nula: $\sigma_1 = \sigma_2$

Hipótesis Alt.: $\sigma_1 \neq \sigma_2$

F = 1,32813 valor-P = 0,46

No se rechaza la hipótesis nula para $\alpha = 0,05$.

Anexo 47. Resumen estadístico de rendimiento del GLP producto de la simulación Vs rendimiento del GLP producto de planta.

Resumen Estadístico

	<i>Rendimiento GLP histórico</i>	<i>Rendimiento de GLP simulado</i>
Recuento	28	28
Promedio	25,63	26,51
Desviación Estándar	4,46	3,01
Coficiente de Variación	17,42 %	11,38 %
Mínimo	14,83	20,04
Máximo	34,34	35,38
Rango	19,51	15,34
Sesgo Estandarizado	0,68	1,39
Curtosis Estandarizada	0,93	2,22

Comparación de Medias

Intervalos de confianza del 95,0% para la media de Rendimiento GLP

Histórico: 25,63 +/- 1,74 [23,90 ; 27,37]

Simulado: 26,51 +/- 1,17 [25,34; 27,68]

Intervalos de confianza del 95,0% para la diferencia de medias

Suponiendo varianzas iguales: -0,87 +/- 2,04 [-2,92 ; 1,16]

Prueba t para comparar medias

Hipótesis nula: media1 = media2

Hipótesis Alt.: media1 <> media2

Suponiendo varianzas iguales: t = -0,86 valor-P = 0,39

No se rechaza la hipótesis nula para alfa = 0,05.