

**EVALUACIÓN ECONÓMICA PARA EL REPROCESAMIENTO DEL GAS
LICUADO DEL PETRÓLEO (GLP) EN LA UNIDAD DE RUPTURA CATALÍTICA
UOP II DE LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA**

JAVIER RODRIGO CARDONA LOPEZ

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

2017

**EVALUACIÓN ECONÓMICA PARA EL REPROCESAMIENTO DEL GAS
LICUADO DEL PETRÓLEO (GLP) EN LA UNIDAD DE RUPTURA CATALÍTICA
UOP II DE LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA**

JAVIER RODRIGO CARDONA LOPEZ

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

Director:

HERNANDO GUERRERO AMAYA

PhD. en Electroquímica, Ciencia y Tecnología

Co-Director:

OSWALDO ANDRÉS MUÑOZ ESPINOSA

Ingeniero. Químico.

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

2017

Dedicado a:
A Dios por la vida
A mis padres por la creación
A mi esposa Carolina por su compañía, comprensión y amor
A mis Hijos Daniela, Javier Alonso y Mariana, 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.

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	20
1. OBJETIVOS.....	24
1.1 OBJETIVO GENERAL	24
1.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	24
2. MARCO TEÓRICO	25
2.1 MARCO CONCEPTUAL	25
2.1.1 Unidad de craqueo catalítico UOP II.....	27
2.1.1.1 Descripción del sistema reactor-regenerador	29
2.1.1.2 Sección de fraccionamiento	32
2.1.1.3 Sección de compresión.....	33
2.1.2 Análisis de varianza	34
2.1.2.1 Análisis de la varianza con dos factores e interacción.....	35
2.1.2.2 Normalidad.....	37
2.1.2.3 Homocedasticidad	37
2.1.2.4 Linealidad.....	37
2.1.2.5 Independencia	37
2.1.3 Modelo de regresión lineal.....	37
2.1.4 Simulación de procesos: ASPEN HYSYS.....	38
2.2 MARCO REFERENCIAL.....	40
3. METODOLOGÍA	49
3.2 RECOLECCIÓN DE DATOS	50
3.3 ANÁLISIS ANOVA Y REGRESIONES.....	51
3.4 DESARROLLO DE MODELAMIENTO DEL PROCESO DE CRAQUEO CATALITICO.....	52
3.5 SIMULACIÓN DEL RECRAQUEO DE GLP.....	56

3.6 EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL RECRAQUEO DE GLP.....	58
4. ANÁLISIS DE RESULTADOS.....	59
4.1 TRATAMIENTOS ESTADÍSTICOS.....	59
4.1.1 Rendimiento y calidad de gasolina	60
4.1.2 Rendimiento y calidad de aceite liviano de ciclo	64
4.1.3 Rendimiento y calidad de GLP.....	67
4.1.4 Rendimiento y calidad de etano-etileno	71
4.1.5 Rendimiento y calidad de SLURRY	75
4.2 VALIDACIÓN DE LA SIMULACIÓN Y OPTIMIZACIÓN	78
4.3. ANÁLISIS DE MARGEN BRUTO DE CRAQUEO CATALITICO.....	82
4.3. EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL RECRAQUEO DE GLP AL RISER	84
5. CONCLUSIONES	86
6. RECOMENDACIONES.....	87
CITAS BIBLIOGRÁFICAS.....	88
BIBLIOGRAFÍA.....	91
ANEXOS	93

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Distribución de la carga de diseño de la URC UOP II	27
Tabla 2. Distribución de productos por diseño de la URC UOP II.....	28
Tabla 3. Análisis estadístico con tabla ANOVA.....	35
Tabla 4. Análisis ANOVA para validez de la regresión	38
Tabla 5. Flujos de cargas de otras unidades de proceso.....	44
Tabla 6. Cromatografía de gases recibidos de otras unidades	45
Tabla 7. Cromatografía de los gases recuperados de otras unidades.....	46
Tabla 8. Recolección de datos de acuerdo a grupos y subgrupos para análisis de varianza	50
Tabla 9. Selección de Modelo termodinámico de Honeywell.....	52
Tabla 10. Análisis de varianza del rendimiento de gasolina con temperatura de reacción y volumen de carga al reactor.	61
Tabla 11. Análisis de regresión de tres factores contra rendimiento de gasolina ..	62
Tabla 12. Análisis de varianza del rendimiento de aceite liviano de ciclo con temperatura de reacción y volumen de carga al reactor.....	65
Tabla 13. Análisis de regresión del rendimiento de Aceite liviano de Ciclo.	66
Tabla 14. Análisis de varianza del rendimiento del GLP con temperatura de reacción y volumen de carga al reactor.	68
Tabla 15. Análisis de regresión de tres factores contra rendimiento de GLP	70
Tabla 16. Análisis de varianza del rendimiento de etano etileno con temperatura de reacción y volumen de carga al reactor.	72
Tabla 17. Análisis de regresión de dos factores contra rendimiento de etano etileno	74
Tabla 18. Análisis de varianza del rendimiento del SLURRY con temperatura de reacción y volumen de carga al reactor.	76

Tabla 19- Análisis de regresión de dos factores contra rendimiento de slurry.	77
Tabla 20. Tabla comparativa de resultados del análisis de los datos de rendimientos reales contra los rendimientos obtenidos por proceso simulado.	78
Tabla 21. Tabla de validación de la simulación frente a los datos de calidad de productos finales como Etano-etileno, GLP, gasolina, ALC y Slurry.....	79
Tabla 22. Rangos óptimos a ser evaluados en la simulación	80
Tabla 23. Rangos de variabilidad de rendimientos para mantener estabilidad de simulación.....	81
Tabla 24. Condiciones óptimas propuestas para incrementar rendimientos de la unidad de craqueo catalítico.	81
Tabla 25. Rendimientos propuestos a obtener a implementar optimización de la unidad de craqueo catalítico.	82
Tabla 26. Resumen de cálculo del margen bruto de craqueo catalítico, teniendo en cuenta la optimización por estudio estadístico, implementada en una simulación.	83
Tabla 27. Tabla comparativa de evaluación económica de la unidad de craqueo catalítico sin y con suministro de GLP al Riser.	85

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Diagrama General de la Refinería	26
Figura 2. Ejemplo de balance de materia de la UOP II	28
Figura 3. Diagrama esquemático de la Cracking UOP II	29
Figura 4. Reactor-Regenerador de la UOP II.....	30
Figura 5. Selección de paquete termodinámico.....	39
Figura 6. Carga a la FCC UOP II 2014-2016	44
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	48
Figura 9. Esquema de simulación del reactor de craqueo catalítico, tecnología UOP	54
Figura 10. Simulación de la torre fraccionadora de gases, gasolina, ALC y Slurry.	55
Figura 11. Torres de destilación para separación de Hidrógeno, Metano, Etileno, GLP, Iso-butanos y Gasolina.	56
Figura 12. Reactor de FCC, recirculación de GLP para realizar re-craqueo.....	57
Figura 13. Torres de destilación para separación de propano-propileno del GLP que puede ser cargado a alquilación o recraqueo	57
Figura 14. Rendimientos de la FCC UOP II años 2014, 2015 y 2016.....	60
Figura 15. Tendencias del rendimiento de gasolina contra los factores volumen de carga al reactor y temperatura de reacción	64
Figura 16. Tendencias del rendimiento de aceite liviano de ciclo contra los factores volumen de carga al reactor y temperatura de reacción.	66
Figura 17. Tendencias del rendimiento del gas licuado del petróleo (GLP) contra los factores volumen de carga al reactor y temperatura de reacción.....	69

Figura 18. Tendencias del rendimiento de etano etileno contra los factores volumen de carga al reactor y temperatura de reacción.73

Figura 19. Tendencias del rendimiento de slurry contra los factores volumen de carga al reactor y temperatura de reacción.76

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
Anexo A. Esquema de simulación de la separación de etano-etileno y GLP.....	94
Anexo B. Especificaciones del catalizador del reactor de craqueo catalítico.	95
Anexo C. Especificaciones del regenerador del catalizador	96
Anexo D. Rendimientos obtenidos a la salida del reactor catalítico.....	97
Anexo E. Torre de destilación para recuperación de GLP, gasolina y despojo de gases (Hidrogeno, Metano y etano-etileno).	98
Anexo F. 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.	99
Anexo G. Análisis de regresión de dos factores, temperatura de reacción y volumen de carga del reactor, contra resultante rendimiento de GLP.	101
Anexo H. 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.	102
Anexo I. Diagramas de superficie de respuesta y grafico de contorno de rendimiento de etano etileno versus volumen de carga al reactor y carga de GLP al riser.....	104
Anexo J. Diagramas de superficie de respuesta y grafico de contorno de rendimiento de GLP versus volumen de carga al reactor y carga de GLP al riser.....	105
Anexo K. Diagramas de superficie de respuesta y grafico de contorno de concentración de iso-butano versus volumen de carga al reactor y carga de GLP al riser.....	106

Anexo L. Diagramas de superficie de respuesta y grafico de contorno de rendimiento de Gasolina versus volumen de carga al reactor y carga de GLP al riser.	107
Anexo M. Diagramas de superficie de respuesta y grafico de contorno de rendimiento de ALC versus volumen de carga al reactor y carga de GLP al riser.	108
Anexo N. Diagramas de superficie de respuesta y grafico de contorno de rendimiento de Slurry versus volumen de carga al reactor y carga de GLP al riser.	109
Anexo O. Resumen estadístico del % de etano etileno como producto final	110
Anexo P. Resumen estadístico del porcentaje de propileno en el PGR.	111
Anexo Q. Resumen estadístico del porcentaje de Isobutano en el GLP.....	112
Anexo R. Resumen estadístico del RVP de la gasolina producto.....	113
Anexo S. Resumen estadístico del PFE de la gasolina producto.	114
Anexo T. Resumen estadístico de Temperatura destilación T95% del ALC.....	115
Anexo U. Resumen estadístico del API en el Slurry producto	116
Anexo V. Histórico de la temperatura de reacción de la FCC UOP II, años 2014-2016.....	117
Anexo W. Histórico de cargas y rendimientos de la FCC UOP II, años 2014-2016.....	118
Anexo X. Evaluación Económica de la unidad de craqueo catalítico a condiciones actuales optimizada	119
Anexo Y. Evaluación Económica de la unidad de craqueo catalítico con alimentación de GLP al Riser.....	121

GLOSARIO

ANÁLISIS 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 de flujo de procesos (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.

DMO: Aceite demetalizado, mediante extracción líquido-líquido.

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.

MANOVA: Análisis Multivariado de Varianza, esta técnica es una extensión del ANOVA, pero a diferencia de esta, considera dos o más variables dependientes (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.

Nafta Virgen: Es una gasolina generada en la destilación de las unidades Topping, es usada como materia prima en el reformado catalítico y como corrector del pool de gasolinas previo paso por una torre debutanizadora

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

RISER: Elevador de carga

RLM: Regresión Lineal Múltiple, es una técnica estadística de dependencia utilizada para analizar la relación entre una o más variables independientes (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.

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: EVALUACIÓN ECONÓMICA PARA EL PROCESAMIENTO DEL GAS LICUADO DE PETRÓLEO (GLP) EN LA UNIDAD DE CRAQUEO CATALÍTICO UOP II DE LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA*

AUTOR: JAVIER RODRIGO CARDONA LOPEZ**

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

DESCRIPCIÓN

El 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, resultando fundamental la producción de gasolina de alto octano, ALC y etileno, los cuales son productos de alto incremento en el margen bruto de craqueo catalítico.

En este trabajo se desarrolló una recopilación de datos de la planta (UOP II) durante la realización de una prueba de suministro de GLP al riser, donde se realizó un re-craqueo del mismo para conseguir incremento de Etano-Etileno y propileno, con lo cual se evaluó proceso real frente a la simulación y con un tratamiento estadístico basado en un diseño de experimentos, determinando el comportamiento del Reactor de craqueo catalítico al reproceso de GLP. También permitió definir que variables inciden sobre los rendimientos y la calidad de productos, asegurando significancia estadística con intervalo de confianza del 95%, bajo el reproceso de dicho producto. En orden a lo anterior se desarrollaron correlaciones que arrojaron modelos estadísticos de predicción para explicar y controlar los comportamientos de variables resultantes (Rendimiento, purificación de gases, destilación de productos medios, etc.) frente a variables manipuladas (Carga de GLP, adición de catalizador fresco, recuperación de butanos e isobutanos, etano-etileno, propileno, etc.).

Además, se modeló en HYSYS la unidad de craqueo catalítico con el re-craqueo de GLP, buscando aplicar los resultados obtenidos en los análisis estadísticos y así evaluar las diferentes respuestas para implementar de forma definitiva el reproceso de GLP.

Por último se determinó el beneficio en el margen bruto de craqueo catalítico al obtener rangos óptimos de operación 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: PhD. Hernando Guerrero Amaya.

ABSTRACT

TÍTULO: ECONOMIC EVALUATION FOR PROCESSING LIQUED PETROLEUM GAS IN THE CATALYTIC CRACKING UNIT, UOP II, FROM BARRANCABERMEJA REFINERY*

AUTHOR: JAVIER RODRIGO CARDONA LOPEZ**

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 with data compilation of the plant in mention, with the object to give a statistical analysis based on design of experiment to define unit performance when supply LPG inside riser, 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. 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, LPG, recovery of ethane-ethylene, propylene, propane, and other).

Also, it was made a unit catalytic cracking modeling in HYSYS with the object to compare and 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 ethane, ethylene, and propylene.

* Graduation project

** Faculty of physico-chemical engineer, school of chemical engineering, Director: PhD. Hernando Guerrero Amaya.

INTRODUCCIÓN

El petróleo es un material con un precio relativamente bajo comparado con los precios de los productos refinados, estos productos son la base para innumerables industrias y el suministro de energía al país. El crudo puede ser refinado y adicionalmente procesado en una amplia gama de productos cuyo valor agregado es mucho mayor que el petróleo original; en la actualidad, 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 pesado con el único fin de dar abasto a 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.

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.

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 demetalizado 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 y análisis de datos para su posterior interpretación. El análisis estadístico de la data sirve para la estimación 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 métodos experimentales.

Sumado esto, lo análogo del 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, valorando escenarios de optimización y estimando nuevos márgenes de operación, en comparación con el proceso que actualmente se realiza, esto como punto de partida para mejorar esta optimización con la inyección de butanos al riser del reactor de craqueo catalítico fluidizado.

Luego de aplicada la optimización, se propuso evaluar, los efectos y valorizaciones que se pueden realizar con la recirculación hacia la FCC, el gas licuado de petróleo (GLP) mediante un análisis estadístico de los resultados obtenidos al implementar re-craqueo de GLP entre el 2014 y 2015. 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.

Para desarrollar este trabajo se investigarán los resultados obtenidos del suministro de GLP a la unidad de craqueo catalítico UOP II de los años 2014 y 2015, 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 delimitaran la solución. Las ecuaciones que representan la calidad y volumen de los productos finales serán optimizados a través de reglas de mezclado de cargas de otras unidades de proceso disponibles en la refinería para la UOP II, dieta de carga neta, cantidad de GLP y temperatura de reacción; posteriormente se construirá una simulación de la unidad donde serán cargados los datos para su análisis e interpretación y se llevará un reciclo de una fracción de GLP.

Luego de la ejecución de cada uno de los pasos de la metodología propuesta en este trabajo de grado, se espera obtener como resultado modelos que permitan orientar la unidad de craqueo con re-craqueo de GLP, para la maximización de productos valiosos en diferentes escenarios planteados, tales como etileno y butanos. 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.

1. OBJETIVOS

1.1 OBJETIVO GENERAL

Desarrollar la evaluación económica de un sistema para el reprocesamiento del GLP como alimento de la Unidad de Ruptura Catalítica Cracking UOP II.

1.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Ejecutar un sistema que permita la inyección del GLP como alimento al Riser del reactor R4201 de la Cracking UOP II
- Realizar simulaciones para determinación de comportamiento del proceso y generación de productos valiosos
- Evaluar corridas de simulación y a escala industrial con GLP producido por la unidad de craqueo catalítico fluidizado UOP II cargándolo al Riser del R-4201 para determinar el recobro de productos valiosos.
- Elaborar la evaluación económica del reprocesamiento de GLP como alimento de la Unidad de Ruptura Catalítica Cracking UOP II.

2. MARCO TEÓRICO

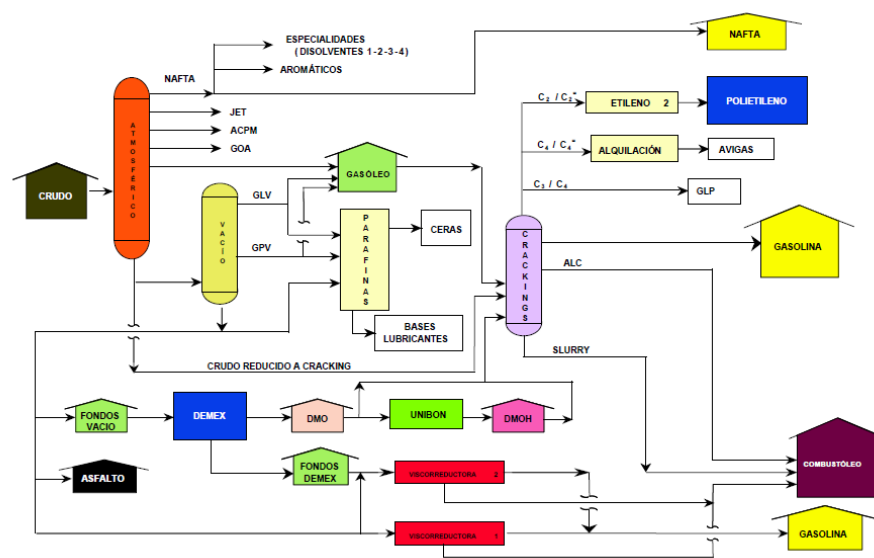
2.1 MARCO CONCEPTUAL

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 que 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 kilobarriles por día (KBPD) y con el objetivo de convertir del 70 al 75% de una carga mezclada de gasóleo (GAO) y aceite demetalizado (DMO) e hidrogenado (DMOH) en productos más livianos y valiosos.

Figura 1. Diagrama General de la Refinería



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

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.

2.1.1 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 demetalizado (DMO) y/o aceite demetalizado hidrogenado (DMOH) distribuidos de acuerdo a la tabla 1 y unos rendimientos de diseño de acuerdo a la tabla 2. 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) para esta 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

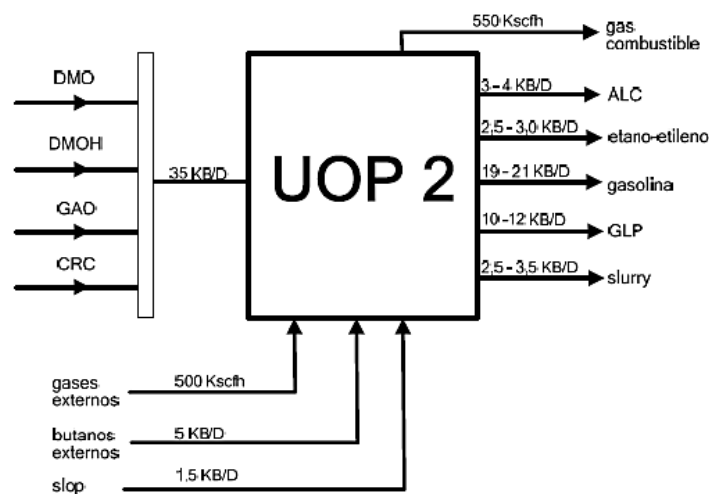
cargas pesadas como el DMO, DMOH, Crudo reducido (CRC) en combinación con gasóleos atmosféricos y de vacío de las unidades de refinación de crudos. También se obtienen otros productos como el etano-etileno que se envía a la planta Etileno, el aceite liviano de ciclo (ALC) que se utiliza como diluyente, 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, obteniendo 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.

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

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

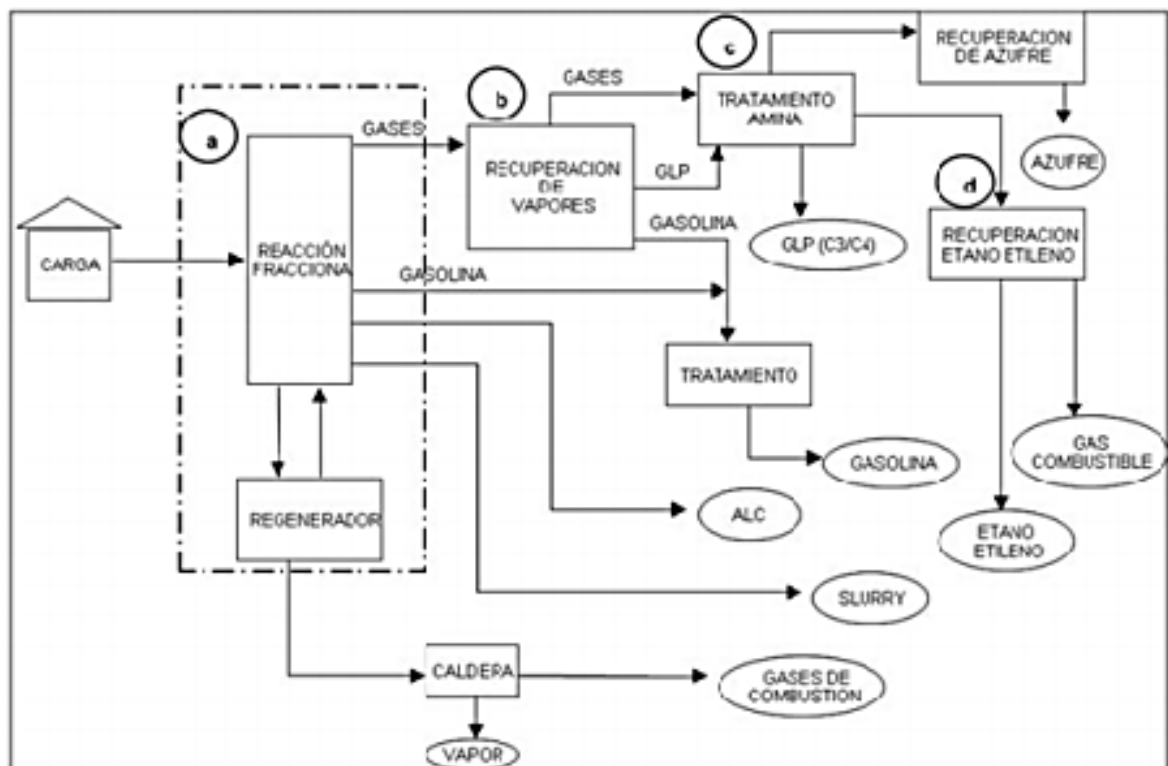


Fuente: Manual de diseño de la unidad

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 3.

- 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



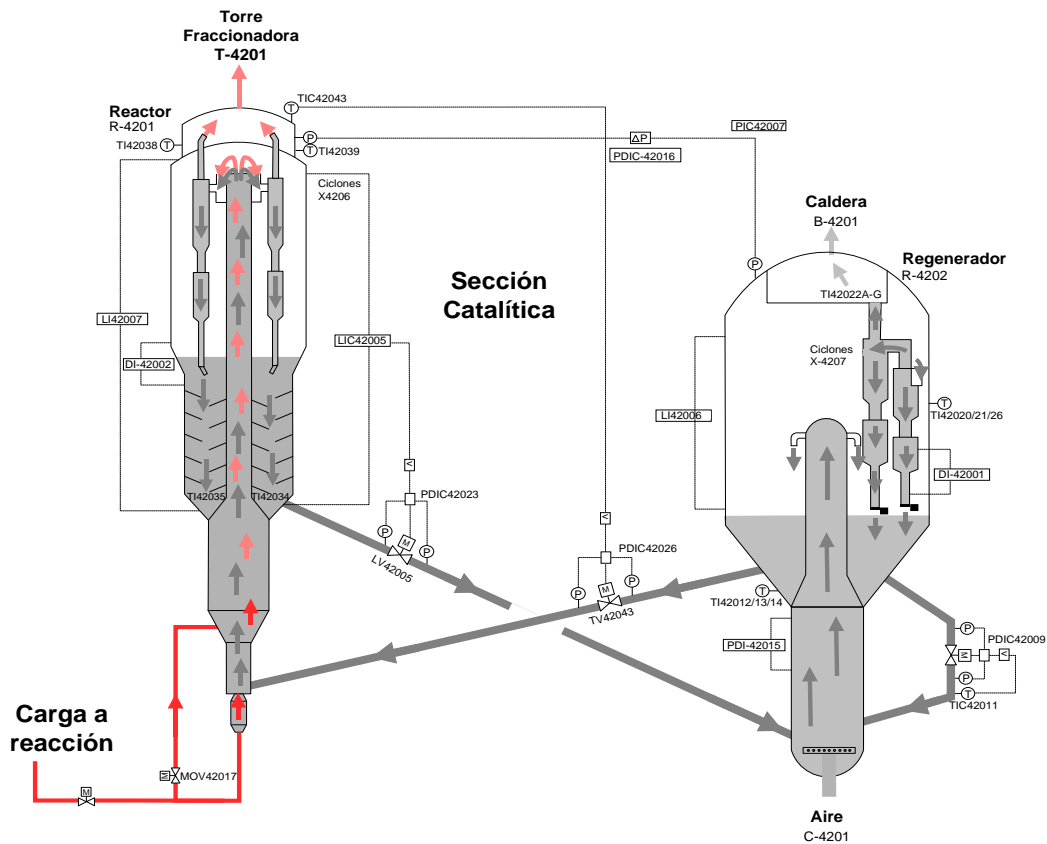
Fuente: Manual de diseño de la unidad

2.1.1.1 Descripción del sistema reactor-regenerador En el reactor encontramos el riser 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" (venteado). (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 arrastrado 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 +/-1275°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.

2.1.1.2 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 con las especificaciones establecidas, enviándose 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 frío 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.

2.1.1.3 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 drum 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 primera etapa se unen los gases de topping y de la Unidad de ruptura catalítica modelo IV, igualmente se inyecta el agua de lavado; en la descarga de la segunda 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 al sistema seguro de incineración de los gases, también conocido como tea.

2.1.1.4 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 1640000 pies cúbicos standard hora (pcsh) (169860 lb/h) de la mezcla de gas húmedo de entrada, en el caso de alta conversión en la URC, y de 1410000 pcsh (143321 lb/h) de gas húmedo de entrada, en el caso de baja conversión. También está diseñada para recibir 500 kilopies cúbicos standard hora (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.

2.1.2 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

2.1.2.1 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-esimo nivel del factor 1 (α) y en el j-esimo 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	$\hat{S}_\alpha^2 = \frac{SCE(\alpha)}{I-1}$	$F_\alpha = \frac{\hat{S}_\alpha^2}{\hat{S}_R^2}$	¿?
Factor(β)	$IK \sum_{j=1}^J \hat{\beta}_j^2 = SCE(\beta)$	J-1	$\hat{S}_\beta^2 = \frac{SCE(\beta)}{j-1}$	$F_\beta = \frac{\hat{S}_\beta^2}{\hat{S}_R^2}$	¿?
Interacción	$K \sum_{i=1}^I \sum_{j=1}^J (\widehat{\alpha\beta})_{ij}^2$ $= SCE(\alpha\beta)$	(I-1)(J-1)	$\hat{S}_{\alpha\beta}^2 = \frac{SCE(\alpha\beta)}{(I-1)(J-1)}$	$F_{\alpha\beta} = \frac{\hat{S}_{\alpha\beta}^2}{\hat{S}_R^2}$	¿?
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	$\sum_{i=1}^I \sum_{j=1}^J \sum_{k=1}^K (Y_{ijk} - \hat{Y})_{\dots}^2$ $= SCT$	IJK-1			

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

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

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

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

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

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

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)

2.1.2.2 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 .

2.1.2.3 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 .

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

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

2.1.3 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	

Fuente: 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

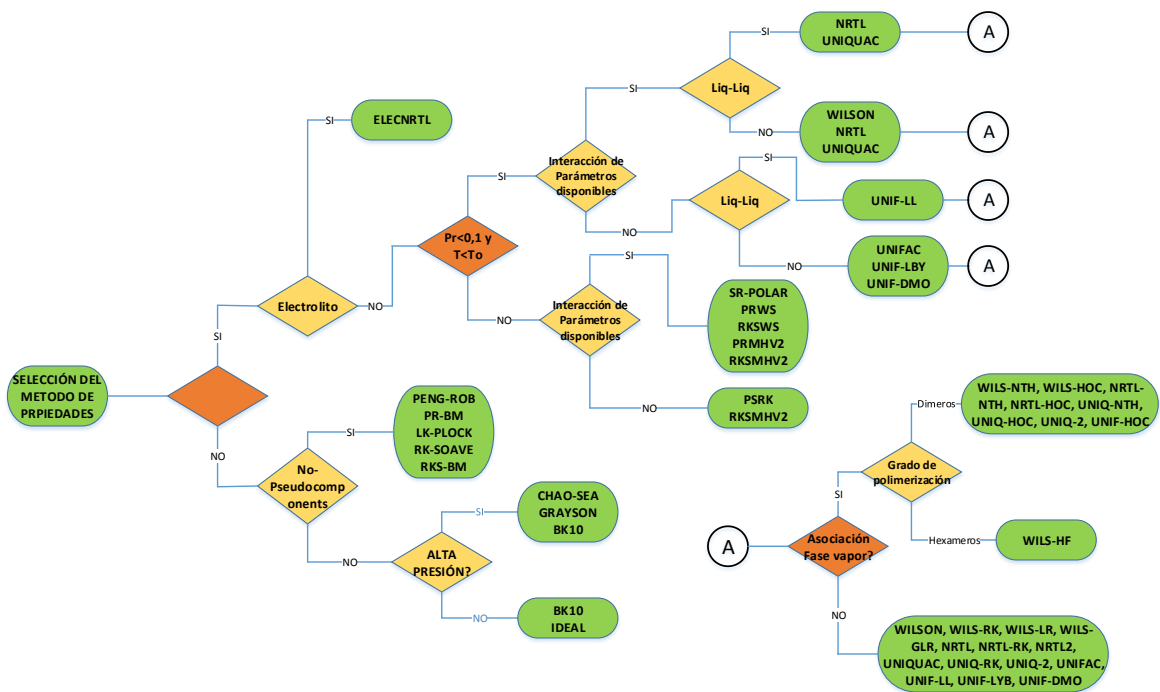
2.1.4 Simulación de procesos: ASPEN HYSYS La simulación de procesos es el estudio de un sistema mediante la manipulación computacional de la representación matemática del fenómeno físico; de esta manera, se busca establecer el comportamiento de una operación de estructura conocida. [7] En este orden 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] Con 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 utilizados 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, (ver Figura 5) 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

2.2 MARCO REFERENCIAL

Cuando el craqueo térmico fue introducido en las refinerías en la década de 1920, el principal objetivo era la producción de gasolina. Las unidades eran relativamente pequeñas e ineficientes, requiriendo importantes cantidades de alimentación para tener una producción adecuada (Avidan, 1993). En la década siguiente su utilización se incrementó en forma notable, debido a la aparición de diferentes procesos novedosos actualmente. Sin embargo, a pesar de estos avances, el proceso se volvió obsoleto, ya que no se podía lograr gasolina con la calidad necesaria.

En la década de 1940, el craqueo térmico comenzó a perder protagonismo y lo fue ganando a su vez el craqueo catalítico, con presencia de un catalizador, que generaba gasolina en mayor proporción (selectividad) y de mejor calidad (octanaje).

En la actualidad, el craqueo térmico se ha dejado de emplear para estos propósitos, sin embargo se sigue utilizando en otros procesos como el craqueo de residuos pesados y ceras, la reducción de viscosidad (proceso visbreaking), la conversión de ciertas alimentaciones a coque (coking), etc. De este modo constituye una de las opciones más importantes para el aprovechamiento de cortes residuales, y complementaria de las unidades de conversión catalítica como el FCC (Fluid Catalytic Cracking) y el hidro craqueo.

El proceso de craqueo catalítico de hidrocarburos en lecho fluidizado (FCC) debe enfrentar a las nuevas tendencias y exigencias en la refinación de petróleo como consecuencia de su rol central en la refinación, dada su versatilidad y eficiencia para transformar hidrocarburos de bajo valor en productos de alto valor y aprovechamiento. (O'Connor, 2007) Este proceso fue desarrollado e industrializado en la década de 1940, y a lo largo del tiempo ha sufrido diferentes modificaciones y mejoras en cuanto a su tecnología y al catalizador empleado; incrementando su eficiencia, los beneficios económicos, y la atención a las demandas específicas de cada refinería (Sedran, 1994). Entre las demandas más notorias se puede citar el aumento de las restricciones sobre composición de combustibles (en particular, contenido de azufre), y la necesidad de disminuir el impacto ambiental del procesamiento de petróleo y del uso de sus productos, manteniendo el beneficio económico propio de las refinerías.

El proceso FCC genera una gran cantidad de productos, con una distribución de pesos moleculares amplia. Se obtienen gas seco (C1 - C2), gas licuado de petróleo (C3 - C4), gasolina (C5 - 216 °C), aceite liviano de ciclo (216 °C - 344 °C), y la fracción +344 °C, que se considera aceite pesado de ciclo. Estos cortes tienen diferentes características e importancia industrial; por ejemplo, dentro del corte LPG, el isobutileno es empleado principalmente en la industria petroquímica como materia prima para el proceso de síntesis de metil t-butyl éter, MTBE (de Jong, 1996) o, al igual que el isobutano, para alquilación (Biswas y Maxwell, 1990). Las olefinas

livianas generadas en este proceso (especialmente etileno y propileno) son empleadas para la generación de polímeros. A modo de ejemplo, el propileno presentará una mayor demanda en el futuro inmediato en función de su utilización como materia prima para la industria petroquímica, para lo que el FCC presenta una posición consolidada como proveedor (O'Connor et al., 2002).

El reciclo de diferentes cortes de hidrocarburos en unidades de craqueo catalítico fluidizado fue estudiado en un reactor piloto por Fernández et al., 2002, mediante la mezcla de VGO (Vacuum Gasoil), con corrientes HCN (*Heavy Coker Naphta*) y VN (*Visbreaker Naphta*), encontrando que se incrementaba el rendimiento a gasolina, aunque la calidad de ésta (medida por número de octano) disminuía y explican que esto se debió al hecho de que las olefinas presentes en la corriente inyectada se craquearon a isoparafinas y adicionalmente observaron que el consumo energético no se vio afectado por la mezcla de las diferentes corrientes.

Tiscornia et al., 2002 llevaron a cabo la inyección de VN de reciclo en una unidad FCC a diferentes posiciones del elevador (riser) y se encontró que el reciclo no afectaba ni el rendimiento ni la calidad de la gasolina. Sin embargo, se observaron cambios en la composición de éstas reflejados en la transformación de olefinas en aromáticos e isoparafinas (C₄-C₆).

La compañía *Reliance Industries Limited* solicitó la patente de un proceso para incrementar el rendimiento a propileno mediante el reciclo de corrientes de LCN (*Light Cycle Naphta*) y corrientes de hidrocarburos ligeros (C₄) en el elevador de la unidad FCC, encontrando que el rendimiento se duplicaba si se reciclaba la corriente de C₄ mientras que no variaba significativamente si el reciclo era de LCN (Mandal et al., 2014).¹

¹ DEVARD, Alejandra. Valorización de cargas residuales en refinerías. Tesis para Optar al Grado de Doctor en Química. Santa Fe, Argentina: Universidad Nacional del Litoral, Facultad de Ingeniería Química, 2011. 199 p.

Teniendo en cuenta lo poco explorado de esta posibilidad de reciclaje de un producto como el GLP en la industria, se crea una gran oportunidad de generar conocimiento y profundizar en la temática propuesta con la finalidad de generar nuevos horizontes para el craqueo catalítico fluidizado.

En los años 2014 al 2016 la unidad de craqueo catalítico UOP II de la GBR, ha operado en un 83.2% de su capacidad instalada (ver figura 6) 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 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 5.

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

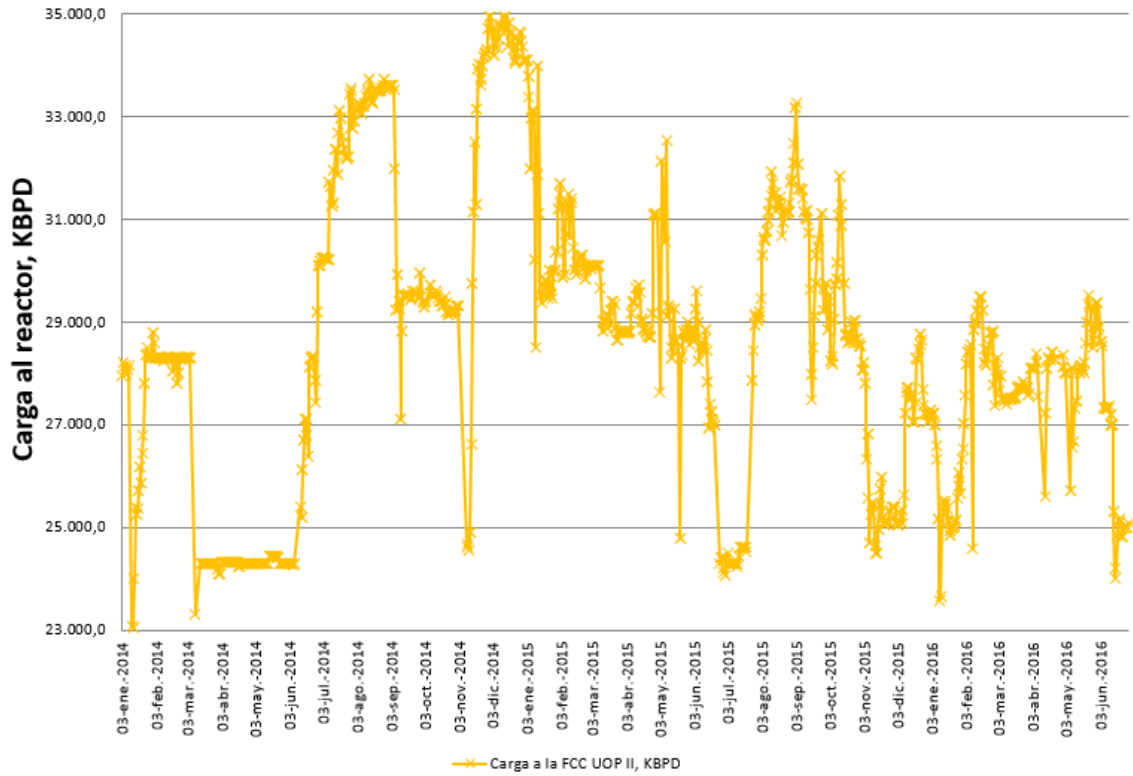


Tabla 5. Flujos de cargas de otras unidades de proceso

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

Las cromatografías de los gases de refinación de crudos (Topping), modelo IV y Orthoflow se pueden ver en la tabla 6 y 7, además las líneas interconexiones actuales para ser cargadas en las unidades de craqueo catalítico se pueden ver en

la figura 8. Si estos productos disponibles con potencial de valor (Ver figura 7) 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 proporcionarán al técnico de consola, personal de planeación de la producción e ingenieros de proceso una herramienta para 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 así 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

	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
OXIGENO	0,038	1,220	0,341	OXIGENO	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. Con esto en mente el modelamiento es una herramienta adecuada para simular los diferentes escenarios, cumpliendo 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 recobrado 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. El ingeniero José Hans Carretero trabajó análisis estadístico y realizó estudio de la unidad de Cracking estudiando variables como temperatura, carga, entre otras además de un estudio por simulación para validar el proceso en diferentes escenarios.

En el 2007 se desarrolló 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

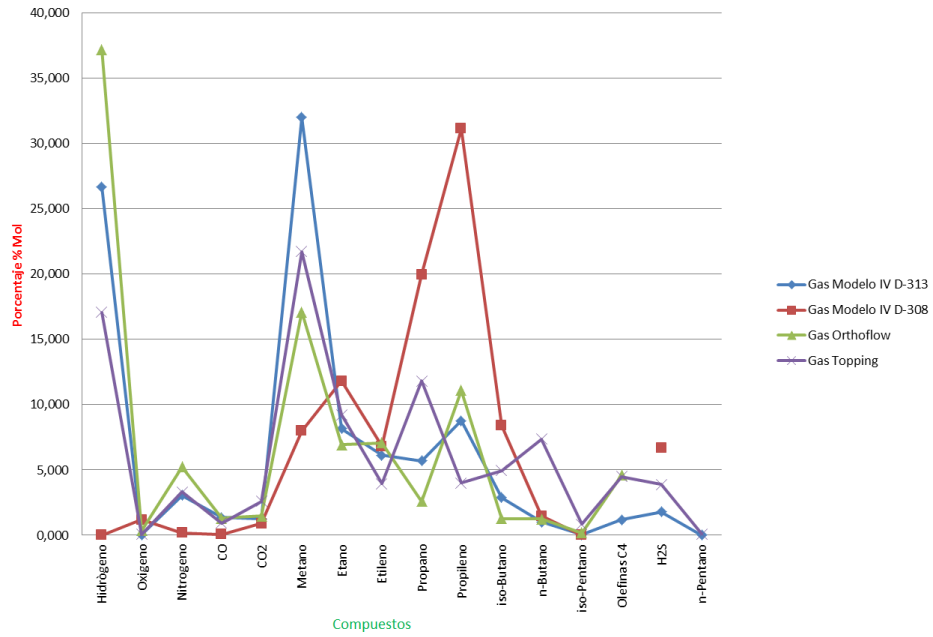
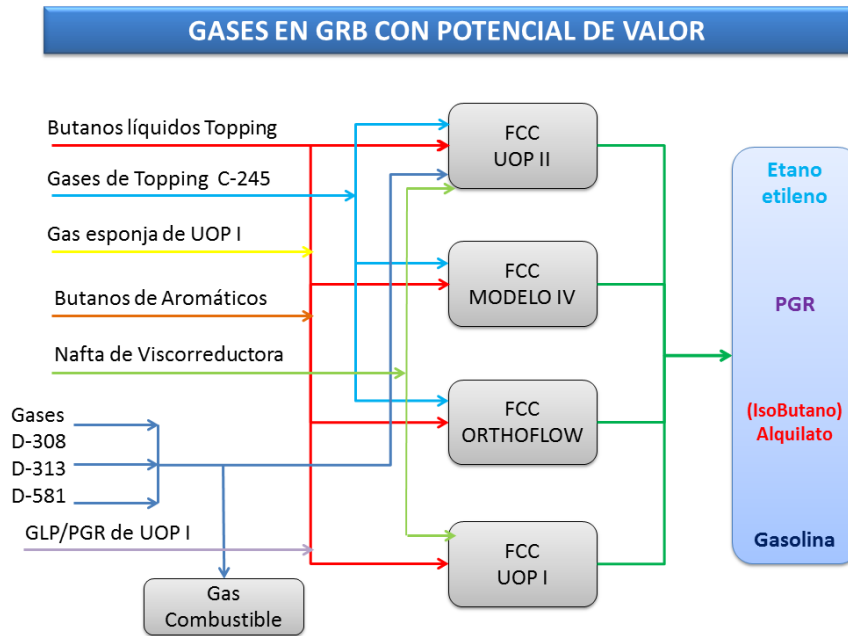


Figura 8. Diagrama de cargas de otras unidades de proceso hacia la UOP II



3. METODOLOGÍA

Para el desarrollo de este trabajo se empleó un plan metodológico el cual comprende una recopilación bibliográfica, una recolección de datos históricos de dos años e incluyendo periodos de corrida con GLP al riser, un diseño de experimentos usando los datos históricos recolectados para darle orientación a la información, una validación del diseño de experimentos, la obtención de modelos estadístico para predicción y por último 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 dichos resultados. En el siguiente orden se muestra cada paso de la metodología implementada.

3.1 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, tratamiento estadístico de datos, análisis de experimentos con herramientas como ANOVA de comparación de muestras independientes, 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).

3.2 RECOLECCIÓN DE DATOS

Se recolectaron datos de las pruebas desarrolladas implementando el recraqueo catalítico de GLP, 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 8 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.

Tabla 8. Recolección de datos de acuerdo a grupos y subgrupos para análisis de varianza

Rendimiento total gases			Rendimiento de Etano-Etileno			Rendimiento de GLP		
Temperatura de reacción, °F			Temperatura de reacción, °F			Temperatura de reacción, °F		
Carga, KBPD	985	995	Carga, KBPD	985	995	Carga, KBPD	985	995
24	45,57	44,21	24	6,23	5,63	24	34,34	31,56
	45,54	44,42		6,53	5,08		34,08	29,68
	44,82	43,26		6,42	5,13		33,68	35,38
	38,70	42,13		7,10	5,57		34,18	30,15
25	33,82	36,73	25	7,63	6,27	25	24,29	26,00
	33,61	38,53		6,01	5,72		14,83	23,01
	36,64	38,13		6,41	4,57		21,73	27,64
	34,84	40,58		6,72	5,02		19,97	26,40
27	39,83	36,95	27	7,07	6,93	27	24,52	25,60
	36,45	35,46		7,37	7,00		23,92	24,84
	33,51	35,32		7,57	6,90		22,49	26,54
	33,40	37,29		7,16	6,70		21,75	29,25
28	39,50	36,80	28	8,15	7,50	28	25,01	24,86
	38,85	37,31		7,95	6,92		25,95	25,88
	38,74	35,32		7,44	7,26		25,65	24,57

Rendimiento total gases			Rendimiento de Etano-Etileno			Rendimiento de GLP		
Temperatura de reacción, °F			Temperatura de reacción, °F			Temperatura de reacción, °F		
Carga, KBPD	985	995	Carga, KBPD	985	995	Carga, KBPD	985	995
	36,79	38,36		7,80	6,53		23,20	27,56

Para darle validez a los diferentes tratamientos estadísticos se realizó análisis ANOVA, también se validó la toma de datos, la aleatoriedad, la repetitividad y reproducibilidad. Adicional a esto, 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.

3.3 ANÁLISIS ANOVA Y REGRESIONES

Para el caso de dos factores y una variable dependiente se trabajó con análisis de varianza de dos factores, 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 estadística como Statgraphics versión XVI. Se planteó el análisis de varianza con la hipótesis nula de ninguna relación entre los factores y la variable resultante.

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

3.4 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 5) junto con la tabla de selección de modelos propuesta por Honeywell (Ver tabla 9). 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 ocurridos en el reactor y regenerador, 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 Redlich Kwong) para resolver los procesos de absorción y extracción liquido-liquido.

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

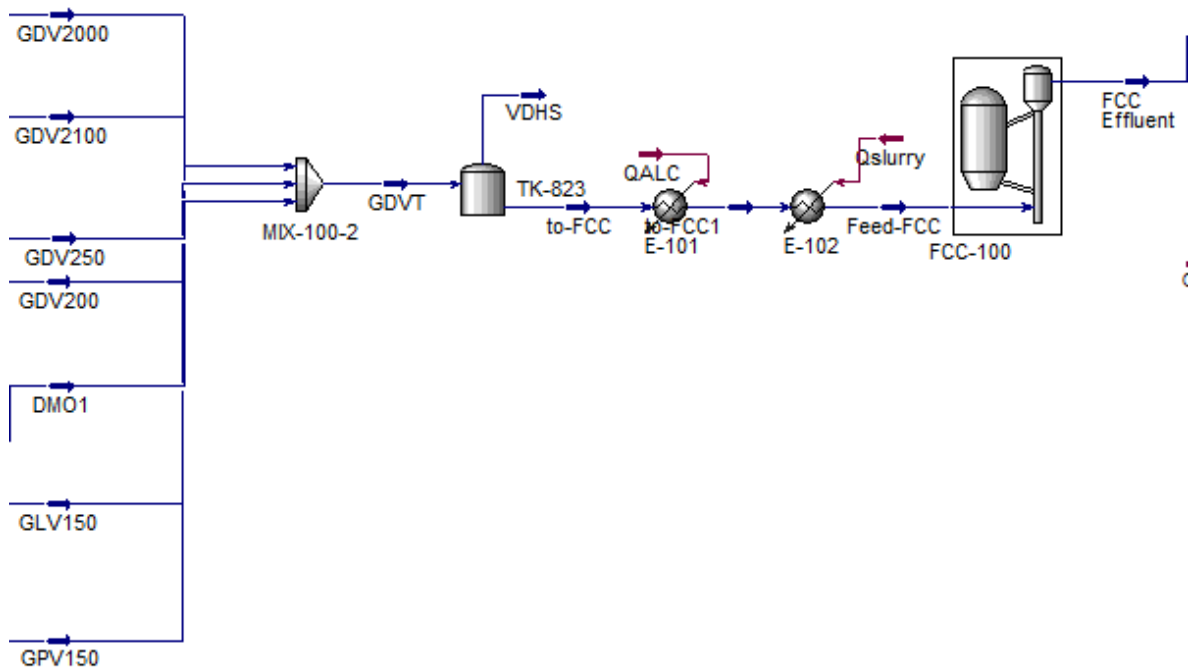
TIPO DE PROCESO	PAQUETE TERMODINÁMICO RECOMENDADO
Torres atmosféricas de crudo	PR y sus variantes, Grayson Streed (GS)
Torres a vacío	PR y sus variantes, GS, Braun K10, Esso
Torres de etileno	Lee Kesler Plocker
Sistemas con alto contenido de H ₂	PR, Zudkevitch-Jofee (ZJ), GS
Reservorios	PR y sus variantes
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 9), 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

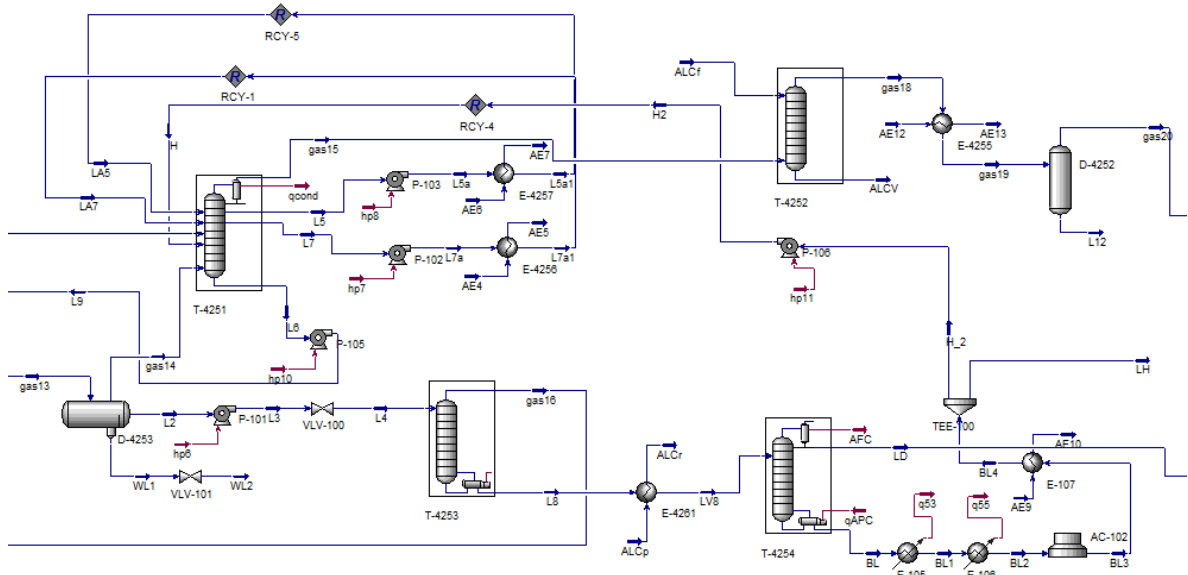
ciclo y slurry (Ver figura 10). Después se procedió a construir el modelo de todo el sistema de purificación de gases, comenzando por el despojo de los livianos como metano, hidrogeno, nitrógeno y oxígeno. Seguidamente con una torre de destilación debutanizadora se separaron los gases licuados de los pentanos. Estos gases 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 11 y anexo 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

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



3.5 SIMULACIÓN DEL RECRAQUEO DE GLP

Para simular el re-craqueo de GLP, se utilizó la simulación de craqueo catalítico en condiciones actuales, se tomó una fracción de la corriente de GLP producido al final del proceso y se colocó un reciclo para evaluar la iteración en el resultado final de reproceso de GLP al riser.

Después de realizar la recirculación se ajustó tanto el reactor como los demás equipos hasta encontrar la convergencia total de la simulación. Para ello fue necesario realizar comparación de los resultados obtenidos durante las corridas en planta con los resultados finales obtenidos en la simulación. La simulación fue sometida a un análisis de sensibilidad, donde se varía flujo de carga, temperatura y flujo de GLP al riser, para evaluar producción de gases total, etano-etileno, propano-propileno, butanos, entre otros. En la figura 12 y 13 se muestra la fracción de la corriente de GLP de la torre de producción de fondo como materia prima a

planta de alquilación y la cima como producto propano propileno a ser purificado. Para este caso se tomó 1200 BPD de fondo de la torre para recirculación al riser.

Para la validación del proceso fue requerido implementar un análisis estadístico de comparación de dos muestras independientes, teniendo en cuenta intervalo de confianza del 95%, tanto para la media como para la desviación estándar.

Figura 12. Reactor de FCC, recirculación de GLP para realizar re-craqueo

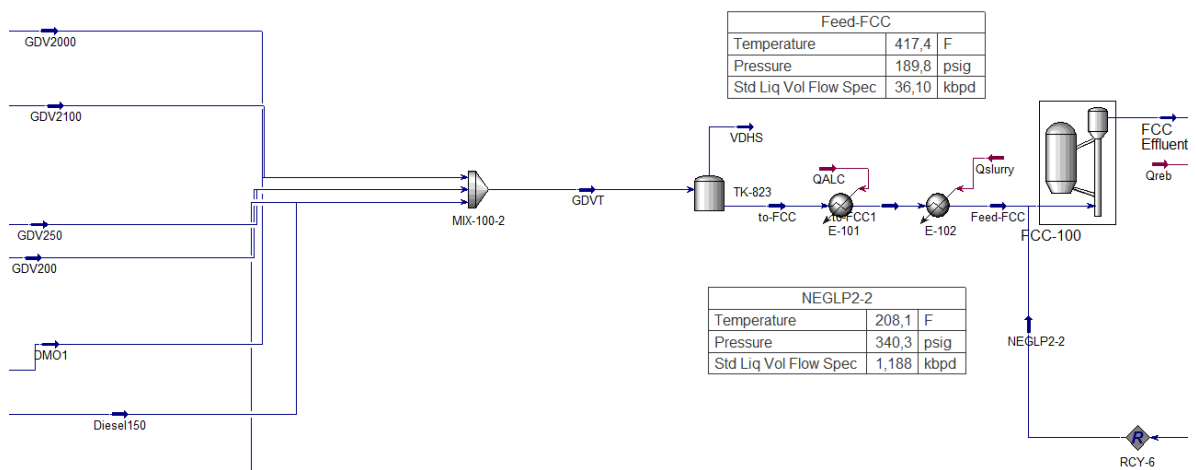
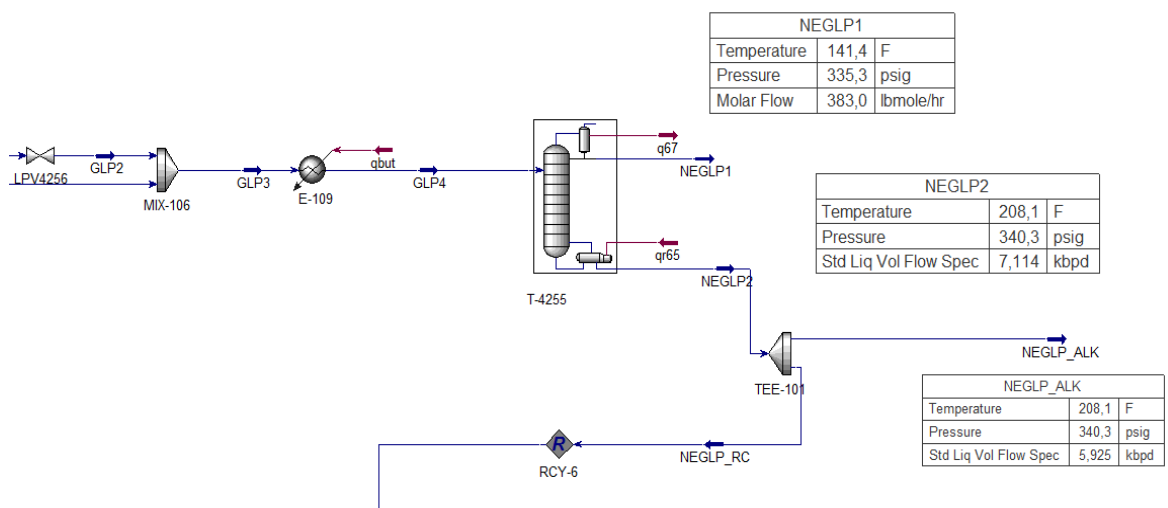


Figura 13. Torres de destilación para separación de propano-propileno del GLP que puede ser cargado a alquilación o recraqueo



3.6 EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL RECRAQUEO DE GLP

Se realizó una comparación económica de los resultados y los rendimientos de productos como etano-etileno, GLP y Gases, además de los efectos sobre otros productos obtenidos de implementar el re-craqueo de GLP sobre el “riser”. Para lo anterior, la evaluación se realizó bajo un flujo de caja a 10 años, determinando valor presente neto y tasa interna de retorno al implementar una ingeniería completa de reproceso de GLP, comparándose con el proceso actual sin reproceso de GLP y así determinar el potencial de incremento de utilidad.

Cabe resaltar que para llegar a un re-craqueo estable se debe inyectar una inversión mayor a las instalaciones provisionales con las cuales fue realizada la prueba, pues se requiere una medición de flujo estable, incluir el proceso de re-craqueo dentro del sistema de control avanzado. Todo esto tiene un costo capital y horas hombre que también se tomaron para la definición económica del proyecto.

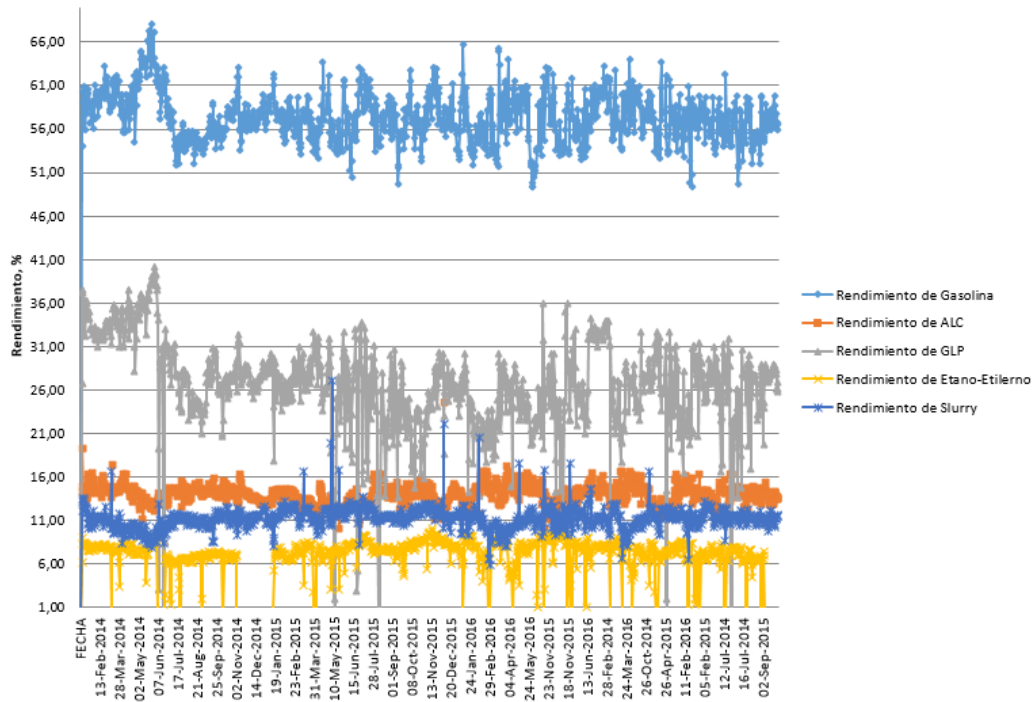
4. ANÁLISIS DE RESULTADOS

Después de todo el despliegue metodológico, esta sección comprende todo el análisis de los resultados obtenidos al tratamiento estadístico de datos recolectados del proceso y una simulación que permite recrear de forma computacional el proceso de craqueo catalítico.

4.1 TRATAMIENTOS ESTADISTICOS

Los resultados de ANOVA de los datos serán analizados teniendo en cuenta el rendimiento de productos como etano etileno, GLP, gases y posibles efectos sobre otros componentes como gasolina y ALC; debido a variaciones de velocidad en el riser por re-craqueo de GLP entre los años 2014 al 2016 (Ver figura 14) y la calidad de productos como: gasolina (nafta craqueada liviana más nafta craqueada pesada), ALC, “slurry”, propileno grado refinería, propano y porcentaje de etano etileno. Ver el resumen de análisis estadístico en los anexos 14 al 20.

Figura 14. Rendimientos de la FCC UOP II años 2014, 2015 y 2016



4.1.1 Rendimiento y calidad de gasolina En el análisis de varianza se encontró que variables como temperatura de reacción y carga al reactor de craqueo catalítico, son determinantes para explicar los resultados obtenidos tales como rendimiento de gasolina y calidad, pues se observa la dependencia de los resultados con respecto a estas variables y a pesar que la resultante está dentro de un intervalo de confianza del 95%. El valor de probabilidad de rechazo de hipótesis es mínimo 0,084 el cual se ve afectado por la temperatura de reacción, lo ideal es tener un valor inferior a 0,05 pero se observa que es muy cercano a este por ende se realizan análisis con otras variables como por ejemplo el recibo de los butanos de Topping que pueden presentar afectación sobre los rendimientos de producción de dicho producto (Ver tabla 11).

La tabla ANOVA descompone la variabilidad del rendimiento de la gasolina en contribuciones debidas a varios factores (volumen de carga, temperatura de reacción). 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 los valores-P de volumen de carga y la suma de las interacciones son menores que 0,05, estos factores tienen un efecto estadísticamente significativo sobre rendimiento de gasolina con un 95,0% de nivel de confianza mostrando esta significancia en la tabla 10.

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
Valores residuales	106,211	42	2,52883		
Total (Corregido)	337,944	55			

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 las variables juntas tienen alta probabilidad de predecir el comportamiento del rendimiento de gasolina. Para este caso otro de los factores que aporta al rendimiento en la recuperación de los

butanos (Isobutano, n-butano) generados en la unidad de refinación y en la unidades debutanizadoras de nafta virgen provenientes de las unidades Topping.

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

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

<i>Parámetro</i>	<i>Coeficiente</i>	<i>Error Estándar</i>	<i>Estadístico 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 %					

En la ecuación 1 resultante del análisis se correlaciona el rendimiento de gasolina, observándose 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 el rendimiento de gasolina también aumenta. Cabe resaltar que dichos incrementos presentan una restricción, pues para temperaturas superiores a los 995°F, se llega a un punto donde debe requerirse un bajo tiempo de residencia en el "Riser", para evitar degradación de la gasolina por ende

disminución de rendimiento de la misma y por el contrario generación de volátiles como hidrógeno, metano y etano [5].

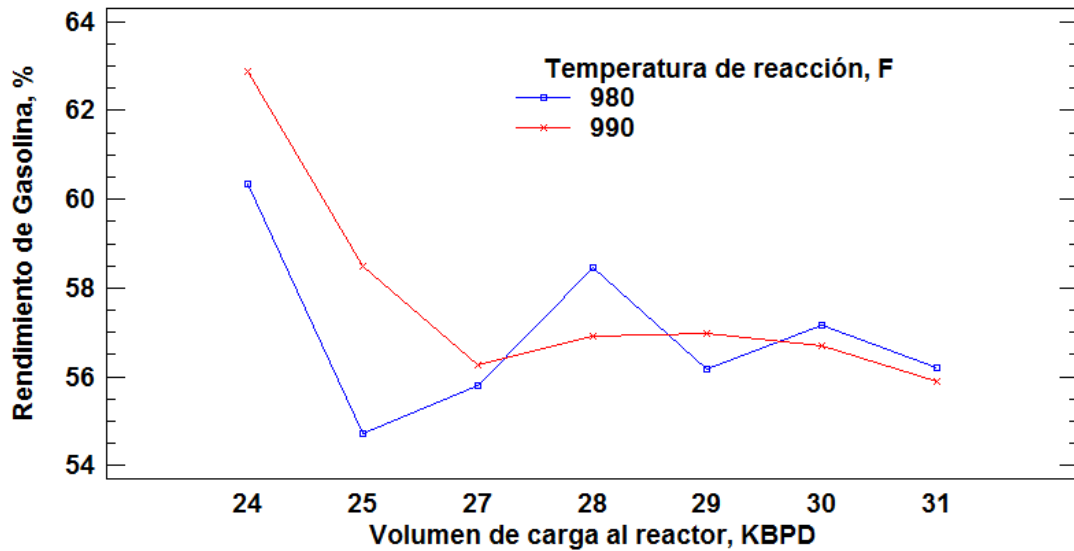
$$\mathbf{RG = -0,632VCR + 0,072*TRX + 0,0018*FBT}$$

Ec. 1

donde, **RG** es el Rendimiento de Gasolina (%), **VCR** es el Volumen de Carga al Reactor (KBPD), **TRX** es la Temperatura de Reacción (°F) y **FBT** es el Flujo de Butanos de Topping (BPD)

En la Figura 15 se observa que a medida que aumenta el volumen de carga al reactor, se disminuye el rendimiento de gasolina con excepción del paso por una carga de 28 KBPD ya que en este punto se recibió adicionalmente butanos de Topping en forma puntal para apoyar una emergencia operacional en las unidades Topping, normalizada la condición exógena se retiró esta carga de butanos de Topping y la tendencia regresó al típico mostrado en la figura 15 mostrando que a su vez disminuye el diferencial de rendimiento de gasolina generado por el aumento de la temperatura de reacción. 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].

Figura 15. Tendencias del rendimiento de gasolina contra los factores volumen de carga al reactor y temperatura de reacción



Para el caso de los contaminantes como níquel y vanadio en la carga y en el catalizador en equilibrio, el porcentaje de carga pesada como DMO y los butanos de topping 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. Esto 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 reactor. En el regenerador debido al 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.

4.1.2 Rendimiento y calidad de aceite liviano de ciclo En tabla 12 se observa que la variable resultante del ANOVA de rendimiento de aceite liviano de 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.

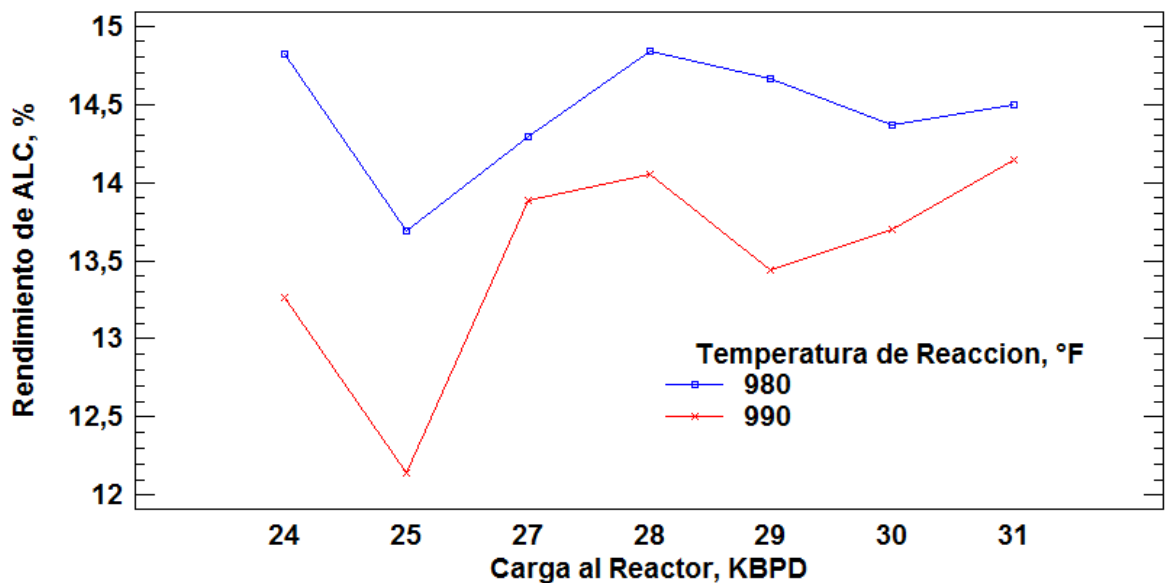
Tabla 12. Análisis de varianza del rendimiento de aceite liviano de ciclo con temperatura de reacción y volumen de carga al reactor.

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-F²</i>	<i>Valor-P</i>
EFECTOS 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			

La tabla ANOVA descompone la variabilidad de Rendimiento de aceite liviano de ciclo en contribuciones debidas a varios factores como temperatura de reacción y carga al reactor de craqueo catalítico. Teniendo en cuenta 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.

² Todas las razones-F se basan en el cuadrado medio del error residual

Figura 16. Tendencias del rendimiento de aceite liviano de ciclo contra los factores volumen de carga al reactor y temperatura de reacción.



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)

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

Parámetro	Estimación	Error		Estadístico T	Valor-P
		Estándar			
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					
Fuente	Suma de Cuadrados	Gl	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
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 %			

La Ecuación 2 describe la correlación para el rendimiento de aceite liviano de ciclo, observándose 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.

$$\text{RALC} = -0,020*\text{VCR}^2 + 70871,9*(1/\text{TRX}) + 1,129*\text{VCR} - 0,076*\text{TRX} \quad \text{Ec. 2}$$

Donde, **RALC** es el Rendimiento de ALC (%), **VCR** es el Volumen de Carga al Reactor (KBPD) y **TRX** es la Temperatura de Reacción (°F)

Una temperatura de reacción por encima de 995°F puede generar una degradación de ALC hacia gasolina y hacia gases como metano, etano, Hidrogeno, entre otros, por reacciones no deseadas. 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].

4.1.3 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)

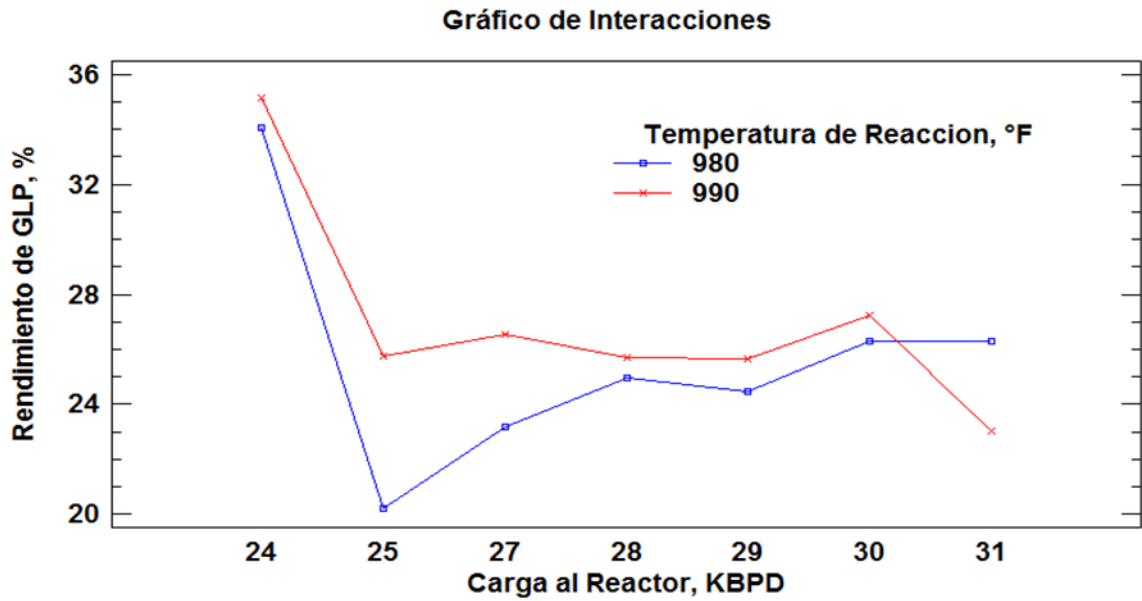
Tabla 14. Análisis de varianza del rendimiento del GLP con temperatura de reacción y volumen de carga al reactor.

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 rendimiento de GLP con un 95,0% de nivel de confianza. Esto conlleva a que el análisis de regresión debe incluir la multiplicación de los factores.

Figura 17. 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	
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:

$$\mathbf{RGLP = -0,899*VCR + 0,051*TRX + 0,00082*FBT} \quad \mathbf{Ec. 3}$$

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 incremente la relación catalizador/aceite, sumado al aumento del tiempo de residencia en el “Riser”, conlleve 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 más 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 detallada que por cada 1% de incremento de rendimiento de GLP, cerca del 0,992% se debe a la carga y la temperatura de reacción y el 0,008% obedece al suministro de butanos recuperados de otras unidades de proceso.

4.1.4 Rendimiento y calidad de 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),

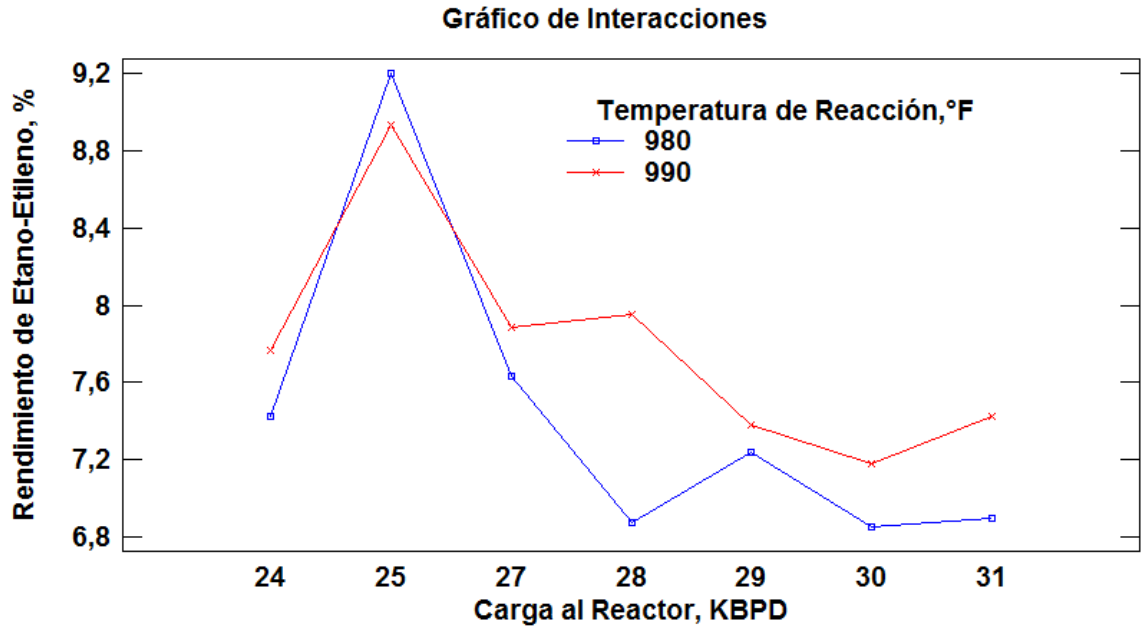
la contribución de cada factor se mide eliminando los efectos de los demás factores. Los valores-P prueban la significancia estadística de cada uno de los factores. Puesto que 2 valores-P son menores que 0,05, estos factores tienen un efecto estadísticamente significativo sobre el rendimiento de etano etileno con un 95,0% de nivel de confianza. (Ver tabla 16).

Tabla 16. 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 18. 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 17. 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	0,00000120669	-2,92295	0,0041	
Análisis de Varianza de la correlación					
<i>Fuente</i>	<i>Suma de Cuadrados</i>	<i>Gl</i>	<i>Cuadrado Medio</i>	<i>Razón-F</i>	<i>Valor-P</i>
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:

$$\text{REE} = 0,013 \cdot \text{TRX} - 0,196 \cdot \text{VCR} - 0,0000035 \cdot \text{VGM4} \quad \text{Ecuación 4}$$

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 15% 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 son intermitentes, 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 se 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 que sin sacrificio de gasolina y ALC, porque el etano-etileno es carga que favorece la producción polietileno el cual es de gran margen de utilidad con respecto a los combustibles. Pero infortunadamente la mayor parte de gasolina degrada tiene a formar en mayor proporción metano, propano y butanos y en mucha menor cantidad etano-etileno.

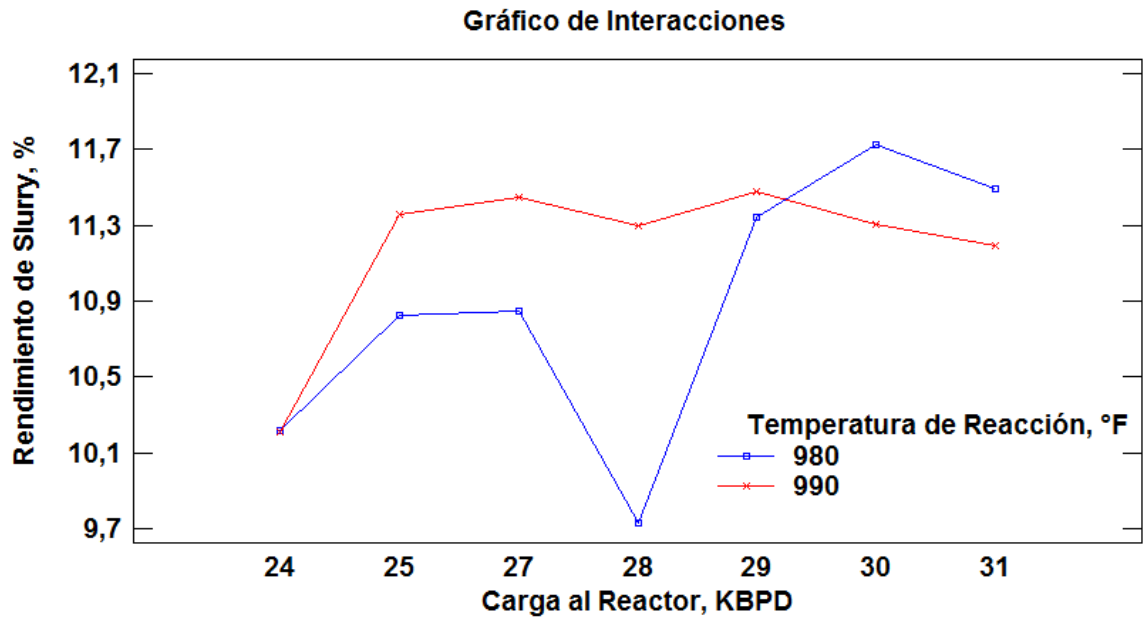
4.1.5 Rendimiento y calidad de SLURRY La tabla ANOVA descompone la variabilidad de rendimiento de slurry en contribuciones debidas a varios factores. (Ver tabla 18). Puesto que se ha escogido la suma de cuadrados Tipo III (por omisión), la contribución de cada factor se mide eliminando los efectos de 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 18. 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
EFFECTOS 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			

Figura 19. Tendencias del rendimiento de slurry contra los factores volumen de carga al reactor y temperatura de reacción.



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 realizó 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 14.)

Tabla 19- 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:

$$R_{Slurry} = 0,131 \cdot VCR + 0,0075 \cdot TRX \quad \text{Ecuación 5}$$

REE: Rendimiento de Slurry (%)
(KBPD)

VCR: Volumen de Carga al Reactor

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%.

4.2 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 pudo encontrar 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 20. Tabla comparativa de 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	
				LI	LS
Etano-Etileno	% (VOL)	7,46	7,54	6,991	7,99
GLP	% (VOL)	24,67	25,9	22,624	26,716
Gasolina	% (VOL)	56,3	55,24	51,73	60,87
ALC	% (VOL)	14,32	13,6	12,19	16,45
“Slurry”	% (VOL)	11,34	14,01	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 21. Tabla de 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	
				LI	LS
Etano-Etileno	%(MOL)	96,7	95,01	93,52	99,88
Propileno en PGR	%(MOL)	68,8	69	65,54	72,06
Iso-butano en GLP	%(MOL)	24,2	26,19	21,67	26,73
RVP de Gasolina	psia	7,97	7,756	7,671	8,269
Gasolina D86 PFE	°F	370,7	403,8	341,8	399,6
ALC D86 T95%	°F	620,6	627,9	594,8	646,4
API Slurry	°API	1	-1,69	-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 7 al 19), arrojaron que los resultados de dicha simulación tiene gran similitud al ser comparados con respecto a los datos reales y el intervalo de confianza del 95%, encontrado que la simulación presenta resultados similares al proceso real y que la simulación evidentemente representa el proceso real dentro de dicho intervalo de confianza, además que se

está validando la simulación como el escenario de pruebas para realización 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 la planta.

La simulación fue sometida a variabilidad con los rangos obtenidos de cada modelo estadístico determinado, y al llevarla a optimización, con el objeto de determinar los potenciales incrementos 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. Encontrado que los son resultados estadísticos se permitió encontrar los puntos de mayor producción de los productos de mayor ganancia y encontrar las condiciones para mayor estabilidad tanto para el reactor como para los sistemas de destilación. En las siguientes tablas se encuentran los resultados obtenidos de implementar los resultados de los análisis estadísticos en el ambiente de simulación rigurosa.

Tabla 22. 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 23. Rangos de variabilidad de rendimientos para mantener estabilidad de 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 cargados a la simulación fueron llevados a optimización arrojaron como resultado definitivo un punto de mayor rendimiento en productos de mayor ganancia como ALC, Gasolina y Etileno fueron, además de obtener las condiciones para alcanzar este punto de referencia. En las siguientes tablas se muestran los resultados que se sostuvo en la simulación, mostrando que se pueden mantener rendimientos de gasolina 4% por encima de lo actual, manteniendo un rendimiento de ALC en el 13% y logrando una reducción de gases y de pesados (Slurry).

Tabla 24. 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

Tabla 25. 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

4.3. ANÁLISIS 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.

Al implementar el GLP al riser la orientación de craqueo se observa una leve disminución de Slurry, y aumentos en producción de ALC, gasolina y Etano-Etileno, es decir, la conversión aumenta en 0,6%, que se direcciona hacia productos livianos, que al fin es lo que se desea, además que el GLP final obtenido se enriquece en butilenos que son provechosos para la carga de alquilación para la

formación de octanos al reacciones con iso-butano. Cabe resaltar que todo el GLP suministrado alcanza una formación de productos deseados pero que otra parte se pierde hacia gas combustible, pues se forma metano y otra parte se quema, por ende el potencial económico está limitado a esta acción.

Tabla 26. 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			
			22.326.480

	Volumen, BPD	Precio, US\$/BL	Margen GLP al riser, US\$/día
Gasóleo	21399,41	40,78	369.276
DMO	11450,56	40,23	
GLP al Riser	1500	25,3	
Nafta craqueada	19922,76	57,78	
ALC	4297,97	44,19	
GLP	8475,29	25,3	
Etano-Etileno	2331,69	16,66	
Slurry	3702,33	28,5	
		Potencial de Incremento de Margen, US\$/Día	
		US\$/Anual	2.489.400

4.3. EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL RECRAQUEO DE GLP AL RISER

Al realizar la evaluación económica del suministro de GLP al Riser, se obtuvo que con los incrementos que se logran en rendimientos de productos como gases, ALC y Etano-etileno, se observa que la inversión de recraqueo de GLP incrementa el valor presente neto, lo cual refleja como recibo de dinero por la inversión, pero la TIR y el periodo de recuperación indican que el proyecto representa un impacto en recuperación de capital y que eso requiere un tiempo aunque bajo, pero es de esperar horas hombres invertidas, cambios en instalaciones y ajustes en el flujo de caja para recuperación de la inversión.

Pero cabe resaltar que el incremento del valor presente neto, muestra que efectivamente se debe realizar suministro de GLP al riser que además de representa un fuerza motriz para incrementar la velocidad en el riser y orientar conversión hacia livianos, también representa una utilidad apreciable para la unidad de craqueo catalítico UOP II de la refinería de Barrancabermeja.

Tabla 27. Tabla comparativa de evaluación económica de la unidad de craqueo catalítico sin y con suministro de GLP al Riser.

	OPTIMIZADO	GLP RISER
TASA INTERNA DE RETORNO A 10 AÑOS (US\$ CONSTANTES)	90,4%	33,5%
TIEMPO DE RECUPERACION DE LA INVERSION (AÑOS):	2,1	3,8
VALOR PRESENTE NETO (MUS\$)	147.039,86	42.766,23

5. CONCLUSIONES

- Los resultados obtenidos por análisis estadístico de la unidad de craqueo catalítico pueden predecir condiciones y rendimientos de producción bajo un intervalo de confianza del 95%.
- Se determinaron modelos estadístico para predecir el comportamiento del reactor y el comportamiento de la planta integrada, frente a variables manipuladas por el control avanzado como volumen de carga al reactor, temperatura de reacción, contenido de DMO en la carga, suministro de gases de refinación de crudo. Suministro de gases de otras unidades de craqueo catalítica.
- Con el análisis estadístico se pudo validar y encontrar por primer vez, el modelamiento de la unidad de craqueo catalítico contemplando el reactor y el regenerador.
- El potencial de incremento de margen bruto de la unidad de ruptura catalítica (UOP II) en la refinería de Barrancabermeja aplicando el reprocesamiento del gas licuado del petróleo (GLP) podría llegar a ser de 2,23 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.

6. RECOMENDACIONES

- Utilizar los modelos estadísticos y rangos óptimos para definir los límites del control avanzado (Control Multivariado), para mejorar la sintonía del mismo y buscar mejor respuesta frente a la búsqueda de maximización de variables objetivos como mayor beneficio económico al menor costo posible y con estabilidad.
- Replantear la dosificación del catalizador, para obtener condiciones de mayor asertividad frente el mejoramiento de la conversión y una mayor estabilidad entre el regenerador y el reactor. Se recomienda la dosificación de catalizador como una función ajustada por los rendimientos y por las variables definidas en este trabajo.
- Realizar pruebas de inyección de butanos al Riser con carga de gasóleo hidrogenado a temperaturas bajas de operación
- Se recomienda el uso de la simulación para detallar la operatividad del reactor y predecir comportamientos de mismo, teniendo en cuenta que herramientas actuales resultan insuficientes para estimar el comportamiento del reactor. Además de crear una disciplina operativa, el análisis de la unidad de craqueo catalítico soportado con las tendencias y los resultados estadísticos obtenidos en este trabajo.

CITAS BIBLIOGRÁFICAS

- [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.

BIBLIOGRAFÍA

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.

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

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

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

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

LAZIC, Zivorad R, Desgn 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 II, 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.

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

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

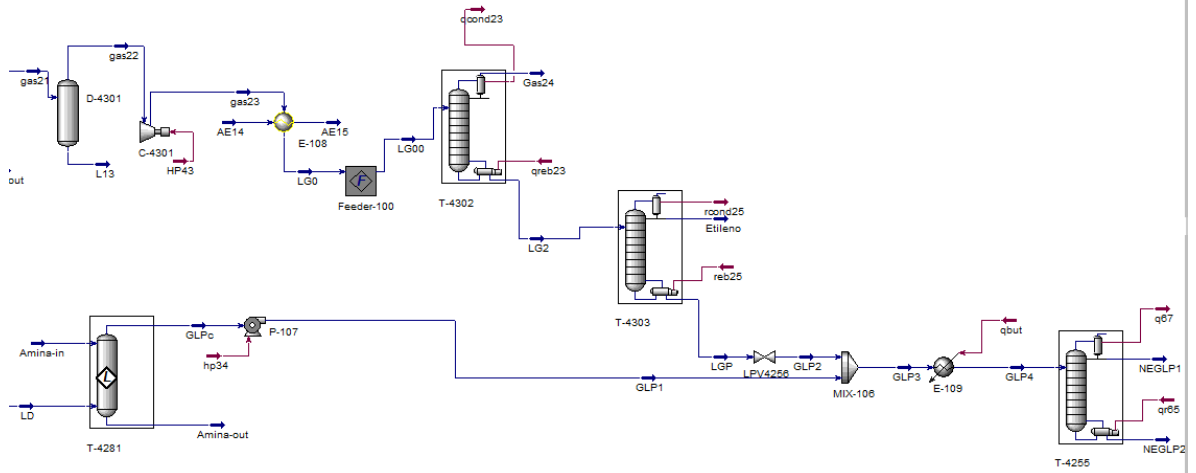
ULLMANN´S Processes and Process Engineering, Volumn III, Wiley VCH, Third Edition, Woburn.

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 A. Esquema de simulación de la separación de etano-etileno y GLP



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

Fluidized Catalytic Cracking: FCC-100

Design Reactor Section Fractionator Worksheet Results

Reactor Section

Option for Specifying Metals Balance
 Constant Ecst Metals Constant Feed Metals

Feed Metals

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

Feed Metal Totals and Biases

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

Restore Default Biases

Equilibrium Catalyst

Vanadium [ppmwt]	7800
Nickel [ppmwt]	7700
Sodium [ppmwt]	2600
Iron [ppmwt]	5600
Copper [ppmwt]	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 C. 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 D. 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 E. 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

Converged

Update Outlets

Anexo F. 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

Níquel + Vanadio en Carga

Ni+V en ECAT

		<i>Error</i>	<i>Estadístico</i>	
<i>Parámetro</i>	<i>Estimación</i>	<i>Estándar</i>	<i>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
Níquel + 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:

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

RG: Rendimiento de Gasolina (%)

VCR: Volumen de Carga al Reactor (KBPD)

TRX: Temperatura de Reacción (°F),

C4T: Butanos de Topping.

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

Tabla ab. 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

Fuente: Autor

Tabla ac. 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			

Fuente: Autor

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 (%)
(KBPD)

VCR: Volumen de Carga al Reactor

TRX: Temperatura de Reacción (°F)

Anexo H. 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.

<i>Parámetro</i>	<i>Estimación</i>	<i>Error Estándar</i>	<i>Estadístico T</i>	<i>Valor-P</i>
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

<i>Fuente</i>	<i>Suma de Cuadrados</i>	<i>Gl</i>	<i>Cuadrado Medio</i>	<i>Razón-F</i>	<i>Valor-P</i>
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:

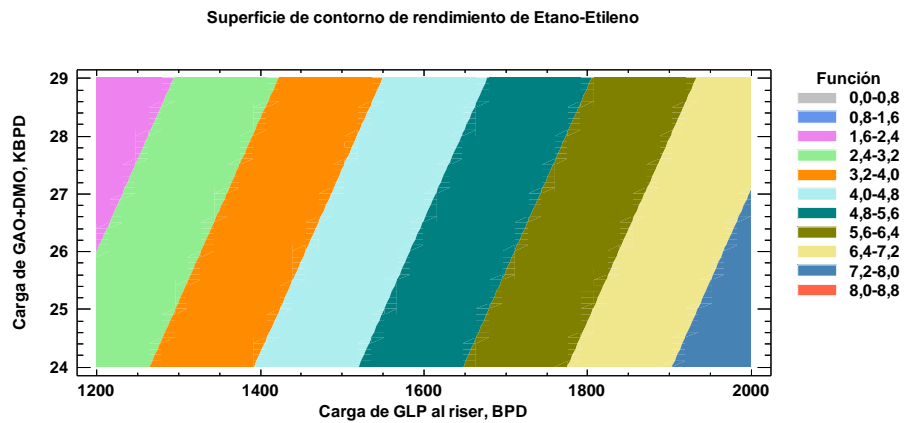
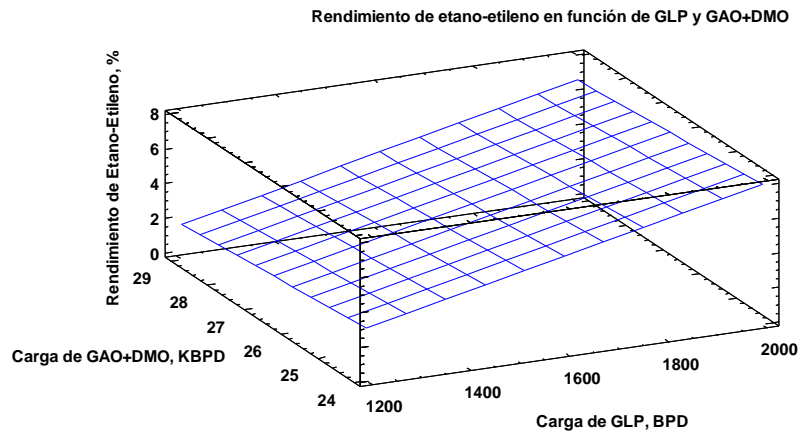
$$\text{RenALC} = 27,9182 \cdot \text{VCR} + 7,40845 \cdot \text{VCR} / \text{TRX} - 173723, \cdot 1 / \text{TRX} - 0,327214 \cdot \text{VCR}^2 - 0,604034 \cdot \text{TRX}$$

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

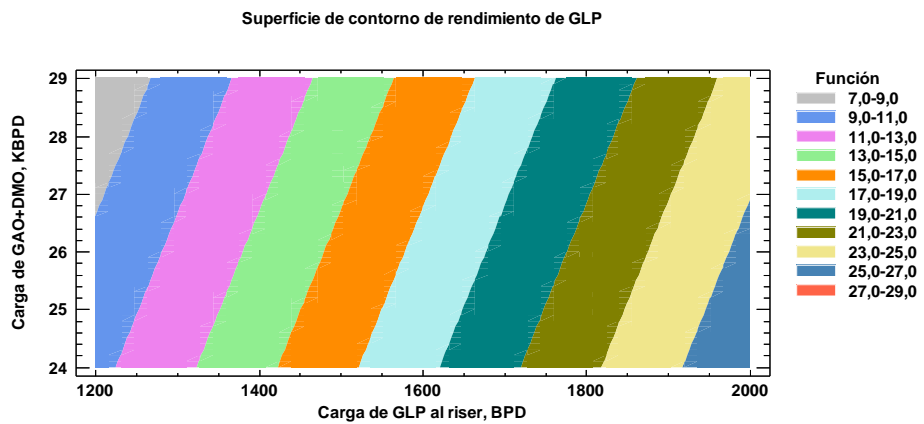
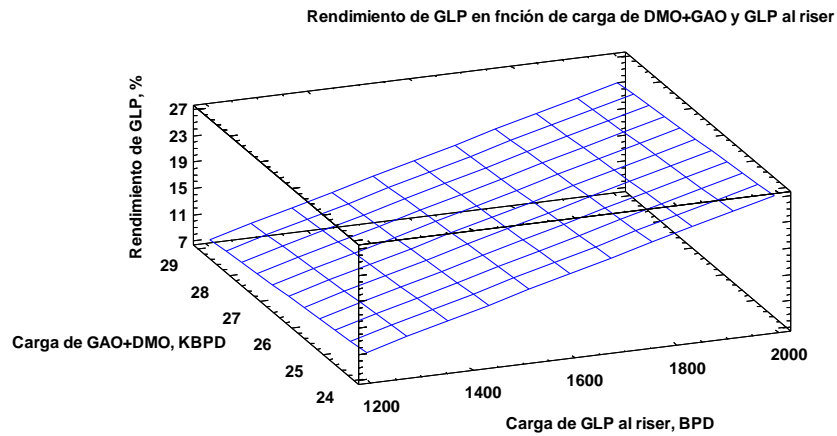
TRX: Temperatura de Reacción (°F)

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%.

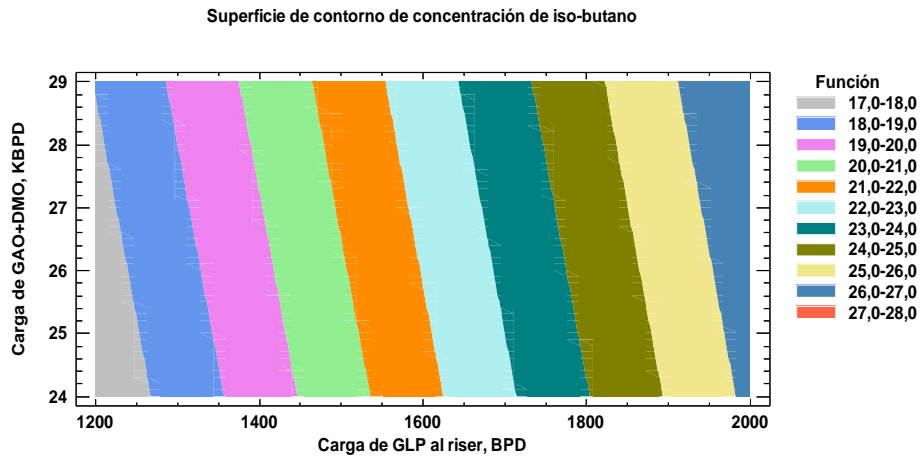
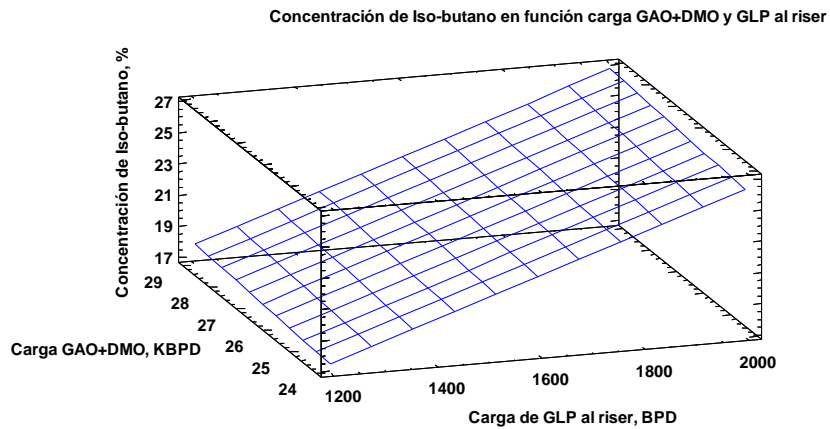
Anexo I. Diagramas de superficie de respuesta y grafico de contorno de rendimiento de etano etileno versus volumen de carga al reactor y carga de GLP al riser.



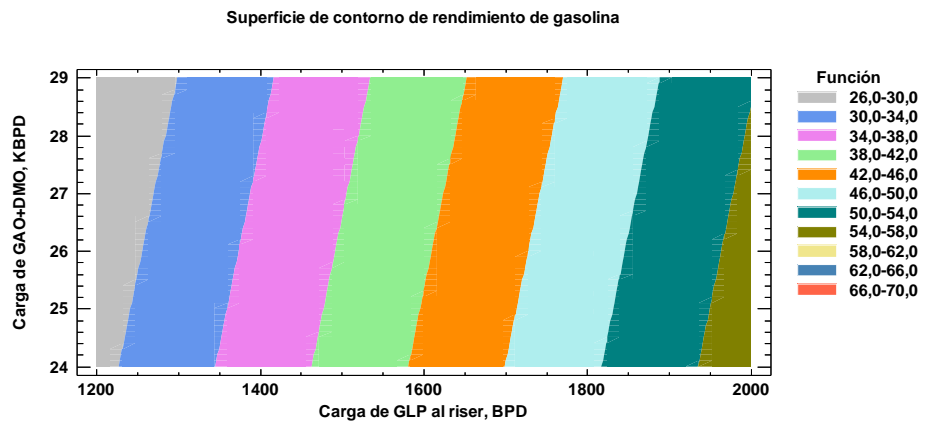
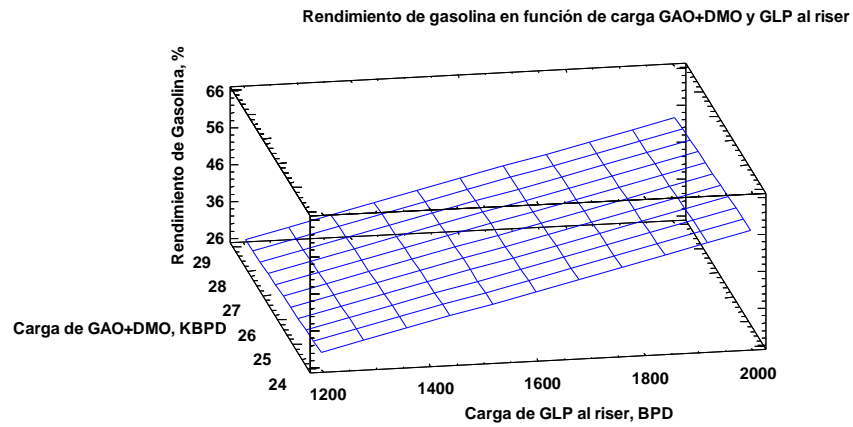
Anexo J. Diagramas de superficie de respuesta y grafico de contorno de rendimiento de GLP versus volumen de carga al reactor y carga de GLP al riser.



Anexo K. Diagramas de superficie de respuesta y grafico de contorno de concentración de iso-butano versus volumen de carga al reactor y carga de GLP al riser.

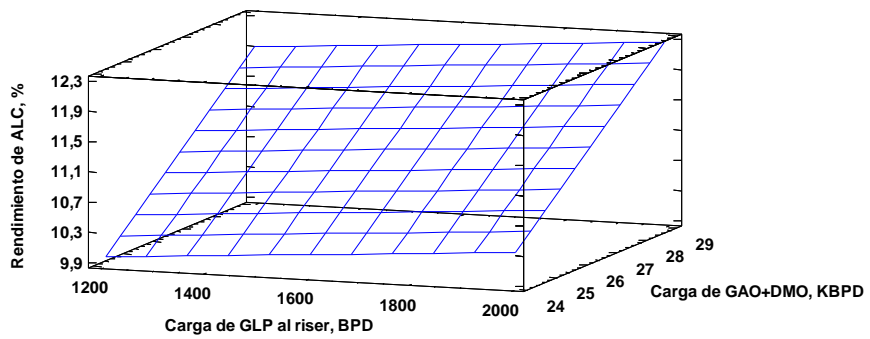


Anexo L. Diagramas de superficie de respuesta y grafico de contorno de rendimiento de Gasolina versus volumen de carga al reactor y carga de GLP al riser.

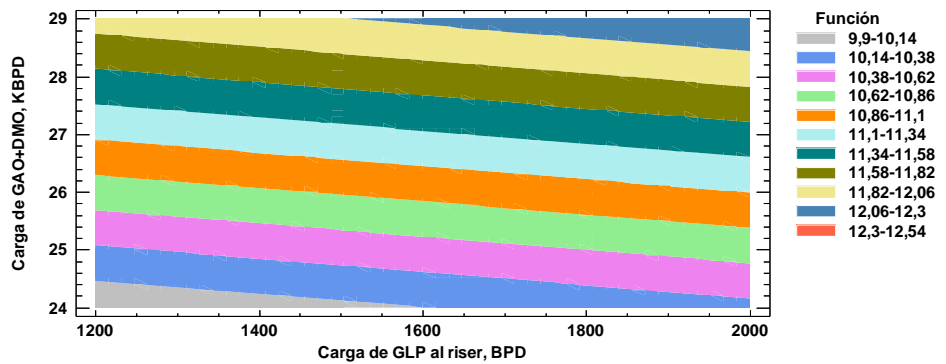


Anexo M. Diagramas de superficie de respuesta y grafico de contorno de rendimiento de ALC versus volumen de carga al reactor y carga de GLP al riser.

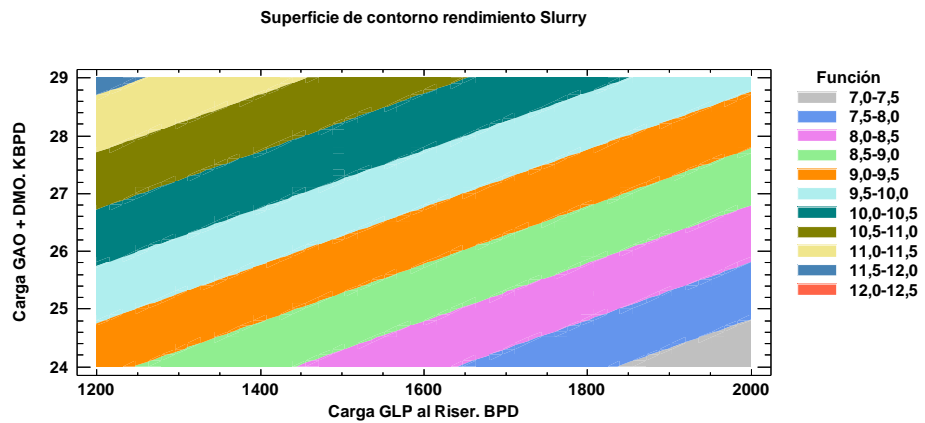
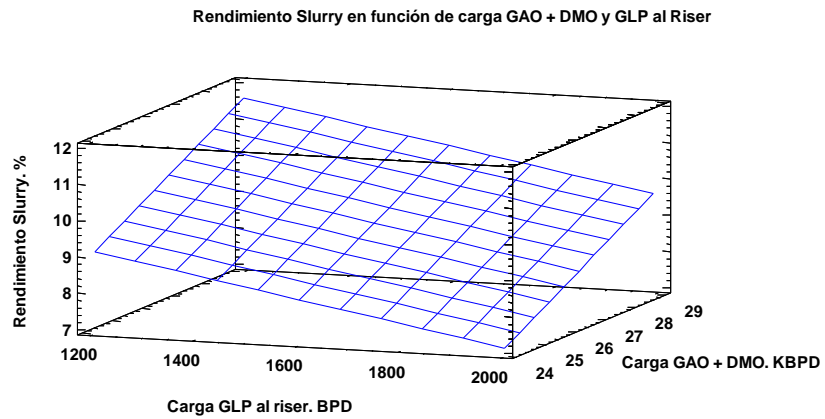
Rendimiento de ALC en función de carga de GAO+DMO y GLP al riser



Superficie de contorno de Rendimiento de ALC



Anexo N. Diagramas de superficie de respuesta y grafico de contorno de rendimiento de Slurry versus volumen de carga al reactor y carga de GLP al riser.



Anexo O. 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 P. 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
Coeficiente 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 Q. 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
Coficiente 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 R. 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 S. 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

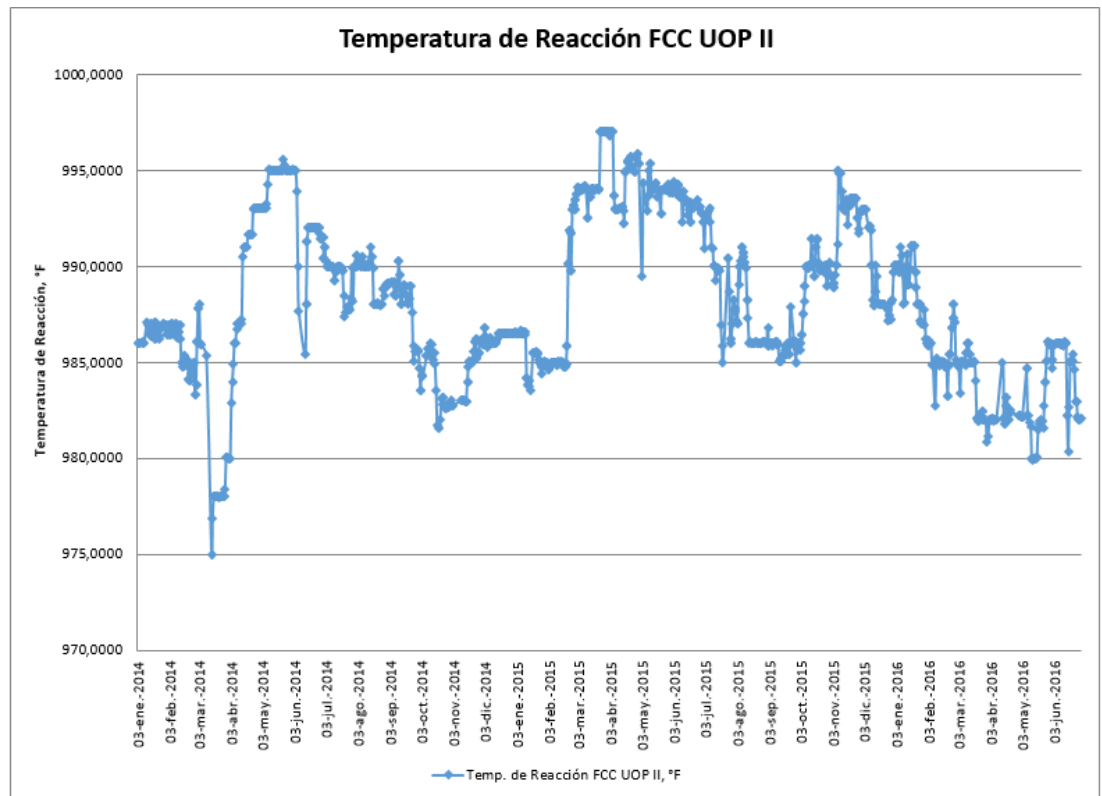
Anexo T. Resumen estadístico de Temperatura destilación T95% del ALC.

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 U. 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 V. Histórico de la temperatura de reacción de la FCC UOP II, años 2014-2016.



Anexo W. Histórico de cargas y rendimientos de la FCC UOP II, años 2014-2016.

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

M17 : 59,7286248371016

FECHA	Carga a la Unidad				Cargas de Otras Unidades de Proceso					RENDIMIENTOS					
	Temperatura de Reaccion °F	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 IV	Gases (D-581) Orthoflow	Rendimiento de Gasolina	Rendimiento de ALC	Rendimiento de GLP	Rendimiento de Etano-Etilerno	Rendimiento de Slurry	
		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	103.927	02-ene-2014	54,7	15,7	21,7	4,7	11,7	
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	13,5
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	13,0
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	13,4
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	12,8
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	13,2
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	12,7
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	12,4
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	11,9
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	12,4
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	12,2
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	11,8
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	10,5
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	10,1
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	10,7
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	11,3
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	11,6
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	11,4
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	10,1
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	10,2
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	11,4
01-feb-2014	986,5	15.982,8	11.266,4	28.576,6	1.737,2	110.845	66.990	66.260	91.071	01-feb-2014	50,2	15,6	22,7	7,7	11,0

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

Anexo X. Evaluación Económica de la unidad de craqueo catalítico a condiciones actuales optimizada

BASES DE LA EVALUACIÓN

INVERSION FIJA ESTIMADA, MUS\$	0
FINANCIACIÓN, %	0%
TASA DE INTERÉS ANUAL DEL CREDITO, EN DOLARES, %	8%
PLAZO DE PAGO, AÑOS	10
INVERSION EN CAPITAL DE TRABAJO, %	10%
SEGUROS, % DE INVERSION	0,20%
COSTO INCREMENTAL DE MANTENIMIENTO	5,00%
TIEMPO DE VIDA DEL PROYECTO, AÑOS	10
DEPRECIACION, %	10,00%
IMPUESTOS DE RENTA, %	34,00%
INFLACION ANUAL USA, %	5,00%
DÍAS DE OPERACION PLANTA	349
TASA DE CAMBIO COL\$/USD\$	2.900,00
SALARIO MINIMO, COL\$	789.454,00
NUMERO DE OPERARIOS POR TURNO, UN.	3
NUMERO DE TURNOS, UN.	3
FACTOR PRESTACIONAL	2
ADMINISTRACION, %	3,00%
COSTOS DE PRODUCCION, %	15,00%
PRE-COMISION Y COMISION DE ARRANQUE	18,00%

EVALUACIÓN ECONÓMICA

AÑO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
PLANTA & EQUIPOS, MUS\$	0,00										
LICENCIA DE LA TECNOLOGIA, MUS\$	15,50										
PARTES DE ESPERA, MUS\$	7,20										
CARGA INICIAL CATALIZADOR & QUIMICOS; MUS\$	123,00										
TOTAL INVERSION, MUS\$	145,70										
PRE-COMISION Y COMISION, MUS\$	26,23										
FINANCIACION, MUS\$	0,00										
CAPITAL DE TRABAJO, MUS\$		55033,81									
INGRESOS POR VENTA DE PRODUCTOS, MUS\$											
GLP, MUS\$		74895,40									
ETANO-ETILENO, MUS\$		12362,98									
INGRESOS NAFTA PESADA, MUS\$		43345,80									
INGRESOS VENTA DE GASOLINA POR INCREMENTO DE CARGA, MUS\$		327798,95									
INGRESOS VENTA DE SLURRY, MUS\$		91934,98									
VENTAS TOTALES, MUS\$		550338,10	606747,76	637085,14	668939,40	702386,37	737505,69	774380,97	813100,02	853755,02	896442,77
COSTOS VARIABLES INCREMENTALES, MUS\$:											
COSTOS MATERIA PRIMA, MUS\$		492318,25	516934,16	542780,87	569919,91	598415,91	628336,70	659753,54	692741,21	727378,27	763747,19
COSTOS LOGISTICOS, MUS\$		7924,09	8320,29	8736,31	9173,13	9631,78	10113,37	10619,04	11149,99	11707,49	12292,87
COSTOS DE PRODUCCION, MUS\$		21669,56	22753,04	23890,69	25085,23	26339,49	27656,46	29039,29	30491,25	32015,81	33616,60

COSTOS TOTALES VARIABLES, MUS\$		521911,90	548007,49	575407,87	604178,26	634387,18	666106,53	699411,86	734382,45	771101,58	809656,66
COSTOS FIJOS INCREMENTAELS, MUS\$											
COSTOS PERSONAL PLANTA, MUS\$		61,74	64,83	68,07	71,47	75,05	78,80	82,74	86,88	91,22	95,78
COSTOS ADMINISTRATIVOS, MUS\$		4,59	4,82	5,06	5,31	5,58	5,86	6,15	6,46	6,78	7,12
DEPRECIACION, MUS\$		15,30	16,06	16,87	17,71	18,60	19,53	20,50	21,53	22,60	23,73
MANTENIMIENTO, MUS\$		2889,28	3033,74	3185,43	3344,70	3511,93	3687,53	3871,90	4065,50	4268,78	4482,21
* INTERESES DE FINANCIACIÓN, MUS\$		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SEGUROS, MUS\$		0,31	0,32	0,34	0,35	0,37	0,39	0,41	0,43	0,45	0,47
COSTO FIJOS TOTALES, MUS\$		2971,21	3119,77	3275,76	3439,55	3611,52	3792,10	3981,71	4180,79	4389,83	4609,32
COSTOS TOTALES, MUS\$		524883,11	551127,26	578683,63	607617,81	637998,70	669898,63	703393,57	738563,24	775491,41	814265,98
UTILIDAD ANTES DE IMPUESTO (MUS\$)		25454,99	55620,49	58401,52	61321,59	64387,67	67607,05	70987,41	74536,78	78263,62	82176,80
IMPUESTOS (MUS\$)		8654,70	18910,97	19856,52	20849,34	21891,81	22986,40	24135,72	25342,50	26609,63	27940,11
UTILIDAD DESPUES DE IMPUESTOS (MUS\$)		16800,29	36709,52	38545,00	40472,25	42495,86	44620,66	46851,69	49194,27	51653,99	54236,69
AMORTIZACION PRESTAMO		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
FLUJO DE CAJA (MUS\$ CORRIENTES)	-171,93	-38218,22	36725,59	38561,87	40489,96	42514,46	44640,18	46872,19	49215,80	51676,59	54260,42
FLUJO DE CAJA (MUS\$ CONSTANTES)	-171,93	-36398,30	33311,19	33311,19	33311,19	33311,19	33311,19	33311,19	33311,19	33311,19	33311,19
TASA INTERNA DE RETORNO A 10 AÑOS (US\$ CONSTANTES)		90,4%									
TIEMPO DE RECUPERACION DE LA INVERSION (AÑOS):		2,1									
VALOR PRESENTE NETO (MUS\$)		147.039,86									

Anexo Y. Evaluación Económica de la unidad de craqueo catalítico con alimentación de GLP al Riser.

BASES DE LA EVALUACIÓN

INVERSION FIJA ESTIMADA, MUS\$	25,00
FINANCIACIÓN, %	0%
TASA DE INTERES ANUAL DEL CREDITO, EN DOLARES, %	8%
PLAZO DE PAGO, AÑOS	10
INVERSION EN CAPITAL DE TRABAJO, %	10%
SEGUROS, % DE INVERSION	0,20%
COSTO INCREMENTAL DE MANTENIMIENTO	5,00%
TIEMPO DE VIDA DEL PROYECTO, AÑOS	10
DEPRECIACION, %	10,00%
IMPUESTOS DE RENTA, %	34,00%
INFLACION ANUAL USA, %	5,00%
DIAS DE OPERACION PLANTA	349
TASA DE CAMBIO COL\$/USDS	3.000,00
SALARIO MINIMO, COL\$	789.454,00
NUMERO DE OPERARIOS POR TURNO, UN.	3
NUMERO DE TURNOS, UN.	3
FACTOR PRESTACIONAL	2
ADMINISTRACION, %	3,00%
COSTOS DE PRODUCCION, %	20,00%
PRE-COMISION Y COMISION DE ARRANQUE	22,00%

EVALUACIÓN ECONÓMICA

AÑO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
PLANTA & EQUIPOS, MUS\$	25,00										
LICENCIA DE LA TECNOLOGIA, MUS\$	0,00										
PARTES DE ESPERA, MUS\$	0,00										
CARGA INICIAL CATALIZADOR & QUIMICOS, MUS\$	123,00										
TOTAL INVERSION, MUS\$	148,00										
PRE-COMISION Y COMISION, MUS\$	32,56										
FINANCIACION, MUS\$	0,00										
CAPITAL DE TRABAJO, MUS\$		7,40									
INGRESOS POR VENTA DE PRODUCTOS, MUS\$											
GLP, MUS\$		85775,48									
ETANO-ETILENO, MUS\$		13680,80									
INGRESOS NAFTA PESADA, MUS\$		43345,80									
INGRESOS VENTA DE GASOLINA POR INCREMENTO DE CARGA, MUS\$		356178,23									
INGRESOS VENTA DE SLURRY, MUS\$		49997,74									
INGRESOS VENTA POR VENTA ALC, MUS\$		83218,35									
VENTAS TOTALES, MUS\$		632196,40	696996,53	731846,36	768438,67	806860,61	847203,64	889563,82	934042,01	980744,11	1029781,32
COSTOS VARIABLES INCREMENTALES, MUS\$:											
COSTOS MATERIA PRIMA, MUS\$		489943,65	514440,83	540162,87	567171,02	595529,57	625306,05	656571,35	689399,92	723869,91	760063,41
COSTOS LOGISTICOS, MUS\$		72037,19	11345,86	11913,15	12508,81	13134,25	13790,96	14480,51	15204,53	15964,76	16763,00
COSTOS DE PRODUCCION, MUS\$		132761,24	139399,31	146369,27	153687,73	161372,12	169440,73	177912,76	186808,40	196148,82	205956,26
COSTOS TOTALES VARIABLES, MUS\$		694742,08	665186,00	698445,29	733367,56	770035,94	808537,73	848964,62	891412,85	935983,50	982782,67

COSTOS FIJOS INCREMENTALES, MUS\$												
COSTOS PERSONAL PLANTA, MUS\$		59,68	62,67	65,80	69,09	72,54	76,17	79,98	83,98	88,18	92,59	
COSTOS ADMINISTRATIVOS, MUS\$		4,66	4,90	5,14	5,40	5,67	5,95	6,25	6,56	6,89	7,23	
DEPRECIACION, MUS\$		15,54	16,32	17,13	17,99	18,89	19,83	20,83	21,87	22,96	24,11	
MANTENIMIENTO, MUS\$		0,06	0,06	0,06	0,07	0,07	0,07	0,08	0,08	0,08	0,09	
* INTERESES DE FINANCIACIÓN, MUS\$		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	
SEGUROS, MUS\$		0,31	0,33	0,34	0,36	0,38	0,40	0,42	0,44	0,46	0,48	
COSTO FIJOS TOTALES, MUS\$		80,25	84,27	88,48	92,90	97,55	102,43	107,55	112,92	118,57	124,50	
COSTOS TOTALES, MUS\$		694822,33	665270,26	698533,77	733460,46	770133,49	808640,16	849072,17	891525,78	936102,07	982907,17	
UTILIDAD ANTES DE IMPUESTO (MUS\$)		-62625,93	31726,27	33312,58	34978,21	36727,12	38563,48	40491,65	42516,23	44642,05	46874,15	
IMPUESTOS (MUS\$)		-21292,82	15964,66	16762,89	17601,04	18481,09	19405,14	20375,40	21394,17	22463,88	23587,07	
UTILIDAD DESPUES DE IMPUESTOS (MUS\$)		-41333,12	15761,61	16549,69	17377,18	18246,03	19158,34	20116,25	21122,07	22178,17	23287,08	
AMORTIZACION PRESTAMO		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	
FLUJO DE CAJA (MUS\$ CORRIENTES)	-148,00	-41328,98	15777,93	16566,82	17395,17	18264,92	19178,17	20137,08	21143,93	22201,13	23311,18	
FLUJO DE CAJA (MUS\$ CONSTANTES)	-148,00	-39357,12	14311,05	14311,05	14311,05	14311,05	14311,05	14311,05	14311,05	14311,05	14311,05	
TASA INTERNA DE RETORNO A 10 AÑOS (US\$ CONSTANTES)												33,5%
TIEMPO DE RECUPERACION DE LA INVERSION (AÑOS):												3,8
VALOR PRESENTE NETO (MUS\$)												42.766,23