

**EVALUACIÓN DE TECNOLOGIAS PARA INCREMENTAR LA CAPACIDAD DE
PROCESAMIENTO DE H₂S EN LAS UNIDADES RECUPERADORAS DE
AZUFRE II Y IV EN LA REFINERIA DE BARRANCABERMEJA**

SERGUEY ERNESTO JAIMES LOZANO

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2018

**EVALUACIÓN DE LA TECNOLOGIAS PARA INCREMENTAR LA CAPACIDAD
DE PROCESAMIENTO DE H₂S EN LAS UNIDADES RECUPERADORAS DE
AZUFRE II Y IV EN LA REFINERIA DE BARRANCABERMEJA**

SERGUEY ERNESTO JAIMES LOZANO

Proyecto para optar por el título de Magíster en ingeniería Química

Director

LILIANA DEL PILAR CASTRO

PhD. en ingeniería Química

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2018

DEDICATORIA

A mi esposa Jesica y a mi hijo Maximiliano por su amor, comprensión y apoyo incondicional.

Serguey Ernesto Jaimes Lozano

AGRADECIMIENTOS

A la Empresa Colombiana de Petróleos ECOPETROL S.A. al brindarme el apoyo económico y logístico, promoviendo el desarrollo de proyectos de innovación para lograr el avance profesional de sus trabajadores.

Especialmente a mi directora PhD. Liliana del Pilar Castro por sus conocimientos, dedicación, su apoyo incondicional, reto y la exigencia que mantuvo durante el desarrollo del trabajo, por todo lo que me enseñó mientras se desarrolló cada una de las etapas del proyecto.

A la escuela de ingeniería química por su gestión y acompañamiento constante, por ese conjunto de profesionales que a lo largo de la maestría desempeñaron el papel de facilitadores para la consecución de los objetivos.

A mis colegas y operadores de la planta de Cracking UOP1 quienes me aportaron, compartiendo su experiencia en la operación de las unidades de azufre, por esas jornadas en las que estuvimos reunidos en la sala de control debatiendo y participando en este proceso, a ellos también les dedico este trabajo.

También quiero agradecer de manera especial a los ingenieros Orlando Díaz, Omar David Ordoñez, José Luis Moreno y Ángela María Corrales por el interés que mostraron durante todo el proceso, el reto constante y confiar en este proyecto entre la Universidad Industrial de Santander y la Refinería Barrancabermeja, y la oportunidad y espacio brindado para el fortalecimiento de mis competencias.

Al ingeniero German Castellanos de la gerencia refinería de Cartagena por su acompañamiento y aporte fundamental en la etapa de validación de la simulación.

De igual forma, agradezco todo el apoyo a las ingenieras Carina Jazmín Sandoval de la gerencia técnica y María Elena Calvachi del GIRO quienes me apoyaron con información valiosa y la gestión para el análisis del muestreo y la cromatografía de las corrientes.

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	19
1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	22
2. OBJETIVOS.....	27
2.1 OBJETIVO GENERAL	27
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	27
3. MARCO CONCEPTUAL	28
3.1 ENRIQUECIMIENTO CON OXÍGENO.....	30
3.1.1 Niveles de enriquecimiento con oxígeno T	32
3.2 TECNOLOGÍA DE QUEMADORES LU VENTURI.	36
3.3 TECNOLOGÍA SÚPER CLAUS	39
3.4 UNIDAD RECUPERDORA DE AZUFRE EN LA GERENCIA REFINERIA DE BARRANCABERMEJA-ECOPETROL.....	43
3.4.1 Sección de acondicionamiento y control de carga	43
3.4.2 Conversión de azufre	43
3.4.3 Disposición y almacenamiento del azufre líquido	45
3.5 SIMULACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO	45
3.6 TASA INTERNA DE RETORNO (TIR).....	46
3.7 DETERMINACION DE EMISIONES DE H ₂ S A LA ATMÓSFERA.....	47
3.8 MARGEN BRUTO DE REFINACION.....	47
3.9 ANÁLISIS DE VARIANZA	48
3.9.1. Normalidad.....	49
3.9.2. Homogeneidad de varianzas o homocedasticidad.....	49
3.9.3. Linealidad.....	50
3.9.4. Independencia	50
3.10 MODELO DE REGRESIÓN LINEAL.....	50

5. METODOLOGÍA	56
5.1 INFORMACIÓN DEL CASO DE ESTUDIO.....	56
5.2 SIMULACIÓN DEL SISTEMA ACTUAL DE PROCESAMIENTO DE GAS ÁCIDO.	56
5.3 VALIDACIÓN DE LA SIMULACIÓN CON RESPECTO AL PROCESO ACTUAL.....	62
5.4 EVALUACIÓN DE LAS ALTERNATIVAS DE INCREMENTO DE PRODUCCIÓN DE AZUFRE LÍQUIDO EN LAS UNIDADES RECUPERADORAS DE AZUFRE II Y AZUFRE IV	63
5.4.1 Enriquecimiento de Oxígeno.....	64
5.4.1.1 Evaluación del rendimiento del proceso de enriquecimiento de oxígeno...64	
5.4.1.2 Evaluación económica para la implementación de enriquecimiento con oxígeno	65
5.4.2 Alternativa de Cambio de quemador (Lu Venturi).	67
5.4.2.1 Evaluación rendimiento del proceso de cambio de quemador (Lu Venturi).	67
5.4.2.2 Evaluación económica para la implementación de Lu Venturi	67
5.4.3 Alternativa de cambio súper Claus (reactor con oxidación selectiva).	70
5.4.3.1 Evaluación rendimiento del proceso súper Claus	70
5.4.3.2 Evaluación económica para la implementación de súper Claus	70
6. ANÁLISIS DE RESULTADOS.....	72
6.1. VALIDACIÓN DE SIMULACIÓN Y ANÁLISIS DEL COMPORTAMIENTO DEL PROCESO ACTUAL DE GAS ÁCIDO.	72
6.2 EVALUACIÓN DE ALTERNATIVAS DE SIMULACIÓN PARA INCREMENTAR PROCESAMIENTO DE GAS ÁCIDO	79
6.2.1 Esquema de procesamiento de gas ácido con enriquecimiento de oxígeno.80	
6.2.2 Esquema de simulación de procesamiento de gas ácido con unidad Súper-Claus (oxidación catalítica selectiva).	86
6.2.3 Esquema de simulación de procesamiento de gas ácido con quemadores Lu Venturi y Enriquecimiento de gas ácido.....	89

6.3 SELECCIÓN DE ALTERNATIVA A IMPLEMENTAR Y EVALUACIÓN DE INCREMENTO DE UTILIDAD Y MARGEN DE REFINACIÓN.....	94
6.3.1 Evaluación de costos y evaluación económica de la alternativa de enriquecimiento del oxígeno en el aire	95
6.3.2 Evaluación de costos y evaluación económica de la alternativa Súper Claus.....	96
6.3.3 Evaluación de costos y evaluación económica de la alternativa Lu-Venturi .	97
6.4 ANALISIS DE SELECCIÓN DE ALTERNATIVA DEFINITIVA Y EVALUACION DE INCREMENTO DE MARGEN DE REFINACION.	99
6.5 EVALUACIÓN DEL MARGEN DE REFINACIÓN	102
7. CONCLUSIONES	104
8. RECOMENDACIONES.....	106
BIBLIOGRAFÍA.....	107
ANEXOS.....	113

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Diagrama de bloques del esquema operacional de dos de la Unidades recuperadoras de Azufre	23
Figura 2. Reactor térmico modificado de la URA con enriquecimiento de oxígeno nivel bajo.....	33
Figura 3. Reactor térmico modificado de la URA con inyección de oxígeno.....	34
Figura 4. Efecto de la concentración del gas ácido en la temperatura del reactor con diferentes niveles de oxígeno.....	36
Figura 5. Quemador de alta eficiencia en reactores térmicos tipo lu venturi.....	38
Figura 6. Esquema de una planta recuperadora de azufre mejorada (Tecnología Súper Claus).....	42
Figura 7. Esquema de una Unidad Recuperadora de Azufre. Fuente: Manual UOP1 sección ambiental.	44
Figura 8. Diagrama simulación de las condiciones actuales de la planta recuperadora de azufre (URA IV).	61
Figura 9. Simulación de alternativa de enriquecimiento de aire con oxígeno para incrementar capacidad de procesamiento de H ₂ S.	66
Figura 10. Diagrama de simulación de implementación de tecnología Lu Venturi con enriquecimiento de gas ácido para incrementar procesamiento de H ₂ S.....	69
Figura 11. Diagrama de simulación de implementación de tecnología Súper Claus con catalizador de oxidación selectiva en el último reactor.	71

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Tabla comparativa de condiciones de diseño y condiciones actuales para las plantas recuperadoras de azufre (Azufre II, y Azufre IV).....	24
Tabla 2. Principales componentes de la carga a las unidades URA II y IV.....	45
Tabla 3. Análisis Anova	51
Tabla 4. Procesos de tratamiento de gas ácido (H ₂ S)	54
Tabla 5. Recomendaciones para escogencia del modelo termodinámico	59
Tabla 6. Condiciones de las corrientes de carga (Gas ácido, Gas Agrio y aire) en la unidad de azufre IV.....	60
Tabla 7. Tabla comparativa de los intervalos del proceso actual de procesamiento de azufre contra la simulación de dicho proceso para validación de simulación. ..	73
Tabla 8. Análisis de varianza de la regresión de S en los gases de cola. Análisis de Varianza.....	74
Tabla 9. Análisis de varianza de la regresión de concentración de H ₂ S en los gases de cola. Análisis de varianza	75
Tabla 10. Análisis de varianza de la regresión de concentración de SO ₂ en el gas de cola. Análisis de varianza.....	76
Tabla 11. Resultados de optimización utilizando “Solver” de Excel para encontrar punto óptimo de operación con GADAR y sin GADAR.....	78
Tabla 12. Tablas de coeficientes de regresión y análisis de varianza de la regresión, para aceptación del modelo de producción de azufre en función de flujos de gases ácidos, flujo de aire y fracción de oxígeno.	81
Tabla 13. Coeficientes de regresión y análisis de varianza de la regresión, para aceptación del modelo de producción de azufre en función de flujos de gases ácidos, flujo de aire y fracción de oxígeno, para caso de enriquecimiento de oxígeno.	83

Tabla 14. Coeficientes de regresión y análisis de varianza de la regresión, para aceptación del modelo de producción de azufre en función de flujos de gases ácidos, flujo de aire y fracción de oxígeno, para caso de enriquecimiento de oxígeno	84
Tabla 15. Maximización de producción de azufre en función de flujos de GAA, GADAR y aire.	85
Tabla 16. Coeficientes de regresión y análisis de varianza de la regresión para el caso de implementar alternativa Súper-Claus para incrementar producción de azufre.....	86
Tabla 17. Coeficientes de regresión y análisis de varianza de la regresión para el caso de implementar alternativa Súper-Claus para incrementar producción de azufre.....	87
Tabla 18. Coeficientes de regresión y análisis de varianza de la regresión para el caso de implementar alternativa Súper-Claus y predecir contenido de H ₂ S en los gases de cola.....	88
Tabla 19. Maximización de producción de azufre en función de flujos de GAA, GADAR y aire.	89
Tabla 20. Coeficientes de regresión y análisis de varianza de la regresión para la alternativa de Lu-Venturi y enriquecimiento de H ₂ S para la producción de azufre en función de flujo de aire, flujo de GAA y flujo de GADAR.....	91
Tabla 21. Coeficientes de regresión y análisis de varianza de la regresión para la alternativa de Lu-Venturi y enriquecimiento de H ₂ S para el contenido de SO ₂ en los gases de cola en función de flujo de aire, flujo de GAA y flujo de GADAR.	92
Tabla 22. Coeficientes de regresión y análisis de varianza de la regresión para la alternativa de Lu-Venturi y enriquecimiento de H ₂ S para la producción de azufre en función de flujo de aire, flujo de GAA y flujo de GADAR.....	93
Tabla 23. Maximización de producción de azufre en función de flujos de GAA, GADAR y aire.	94
Tabla 24. Resumen de evaluación de costos al implementar enriquecimiento con oxígeno en el aire al quemador.....	95

Tabla 25. Resumen de evaluación económica al implementar enriquecimiento con oxígeno en el aire al quemador.....	96
Tabla 26. Resumen de evaluación de costos al implementar la tecnología Súper-Claus.....	97
Tabla 27. Resumen de evaluación económica al implementar la tecnología Súper-Claus.....	97
Tabla 28. Resumen de evaluación de costos al implementar la tecnología Lu-Venturi.	98
Tabla 29. Resumen de evaluación económica al implementar la tecnología Lu-Venturi.	99
Tabla 30. Tabla comparativa de las tres tecnologías para incrementar procesamiento de H ₂ S.	100
Tabla 31. Margen bruto actual comparado con el posible margen al implementar tecnología de enriquecer con oxígeno.	103

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
Anexo A. Resultados de simulación a condiciones actuales de la unidad de recuperación de azufre (Azufre IV).	114
Anexo B. Análisis de sensibilidad de la simulación para las condiciones actuales para el caso de producción de azufre.	116
Anexo C. Análisis de sensibilidad de la simulación para las condiciones actuales prediciendo contenido de H ₂ S.....	117
Anexo D. Análisis de sensibilidad de la simulación para las condiciones actuales prediciendo contenido de SO ₂	118
Anexo E. Resultados de simulación de las condiciones de enriquecimiento con oxígeno de la unidad de recuperación de azufre (Azufre IV).	119
Anexo F. Resultados de simulación de las condiciones empleando Super-Claus en la unidad de recuperación de azufre (Azufre IV).....	122
Anexo G. Resultados de simulación de las condiciones empleando Lu-Venturi en la unidad de recuperación de azufre (Azufre IV).....	124
Anexo H. Evaluación de costos de implementar el enriquecimiento del oxígeno.	127
Anexo I. Evaluación de costos de implementar la tecnología Súper Claus.	129
Anexo J Evaluación de costos de implementar tecnología Lu-Venturi.....	131
Anexo K. Evaluación económica al implementar enriquecimiento con oxígeno. .	133
Anexo L. Evaluación económica al implementar tecnología Súper-Claus.	137
Anexo M. Evaluación económica al implementar tecnología Lu-Venturi.....	140
Anexo N. Cálculos de margen de la recuperación de azufre y refinación de crudo.....	143
Anexo O. Condiciones actuales de margen de la recuperación de azufre y refinación de crudo.	144
Anexo P. Utilidad por mayor procesamiento de H ₂ S.....	145

Anexo Q. Selección del paquete de termodinámica apropiado	146
Anexo R. Árbol De Decisiones Para Escogencia Del Paquete Termodinámico. .	147
Anexo S. Resultados 2017 Del Grupo Empresarial Ecopetrol	148

RESUMEN

TÍTULO, EVALUACIÓN DE TECNOLOGIAS PARA INCREMENTAR LA CAPACIDAD DE PROCESAMIENTO DE H₂S EN LAS UNIDADES RECUPERADORAS DE AZUFRE EN LA REFINERIA DE BARRANCABERMEJA*.

AUTORES: Serguey Ernesto Jaimes Lozano**

PALABRAS CLAVES: Diseño, simulación, URA (Unidad Recuperadora de Azufre), EDR (Diseño y Rating de Intercambiadores), ASPEN HYSYS, Sensibilidad. TIR (Tasa interna de retorno).

DESCRIPCION

El procesamiento de sulfuro de hidrogeno (H₂S) en las unidades Claus es importante para la industria debido a que reduce las emisiones de gases ácidos a la atmosfera y asegura la producción de azufre. Con el objetivo de determinar la tecnología que brinda la mejor alternativa para incrementar del procesamiento de sulfuro de hidrogeno (H₂S) de las unidades de azufre II y IV de la refinería de Barrancabermeja, se evaluaron las tecnologías de enriquecimiento del aire con oxígeno, quemadores de mayor eficiencia y tecnología súper Claus utilizando la simulación mediante el programa ASPEN HYSYS versión 8.8 y determinando posteriormente correlaciones entre las variables de procesos para definir rangos de operación óptimos y de estabilidad.

Para la simulación fue necesario seleccionar los paquetes termodinámicos a través un árbol de decisiones. El reactor de carga fue simulado como un reactor de conversión, de acuerdo con sus especificaciones de diseño y las condiciones actuales al igual que los intercambiadores de calor y tambores de separación teniendo en cuenta los últimos seis meses de operación con el objeto de alcanzar un modelo cercano al proceso real y lograr una validación confiable.

Para la determinaron de correlaciones se plantearon variables críticas y se diseñaron los sistemas de la alternativa elegida, con el uso de análisis de sensibilidad se logró definir la capacidad de respuesta del diseño del procesamiento de gases ácidos y la disponibilidad de incremento de carga de gas ácido y aire, además de definir un modelo de predicción para relacionar el flujo de aire, oxígeno adicionado, gas ácido y producción de azufre.

La conclusión de este trabajo sugiere la implementación de la tecnología de enriquecimiento con oxígeno dado el valor de la relación beneficio/costo, logrando el incremento de carga acida, que se traduce en menor emisión de H₂S y mayor producción de azufre

* Proyecto de grado

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas, Escuela de Ingeniería Química, Maestría en Ingeniería Química Directora. PhD. Liliana del Pilar Castro

ABSTRACT

TITLE, EVALUATION OF TECHNOLOGIES TO INCREASE H₂S PROCESSING CAPACITY FROM SULFUR RECOVERY UNIT*

AUTHORS: Serguey Ernesto Jaimes Lozano**

KEY WORDS: Modeling, simulation, SRU, EDR (Exchanger Design and Rating), ASPEN PLUS, sensibility, TIR (Internal Return Cup).

DESCRIPTION OF THE CONTENT

Processing hydrogen sulfide (H₂S) in Claus units is important for the industry because it severely reduces the emissions of acid gases to the atmosphere, and contributes to the sulfur production. In order to determine the technology that provides the best alternative to increase the hydrogen sulfide (H₂S) processing of the sulfur II and IV units of the Barrancabermeja refinery, air enrichment technologies were evaluated with oxygen, burners of higher efficiency and the Super Claus technology. For such purpose, the ASPEN HYSYS version 8.8 software was used for simulating the technologies, and subsequently, determinate the correlations between the process variables to define the optimal operating and stability ranges.

The thermodynamic package selection was initially guided by applying a tree of decisions, and by considering the specific assumptions for which the model was developed. The catalytic reactor (converter) was simulated as a conversion reactor, in accordance with its design specifications and current conditions as well as the heat exchangers and separation drums taking into account the last six months of operation in order to reach a model close to the real process and achieve reliable validation.

For determining the correlations, critical variables were defined and thus a design of the chosen alternative systems was proposed. By applying a sensitivity analysis, was possible to measure the response of the acid gas processing design and the availability of an increase in the feed of acid gas and air. These results also helped for defining a prediction model which relates the air flow, oxygen added, acid gas and sulfur production.

The conclusion of this work suggests the implementation of the oxygen enrichment technology, in a way that a greater value of the benefit/cost ratio is achieved; that is to say, an increase in acid load, which implies lower H₂S emission and higher sulfur production.

* Proyecto de grado

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas, Escuela de Ingeniería Química, Maestría en Ingeniería Química Directora. PhD. Liliana del Pilar Castro

INTRODUCCIÓN

Actualmente la Gerencia Refinería de Barrancabermeja (GRB) está procesando crudos pesados con mayor contenido de azufre, entre 1,5% y 2% aproximadamente. Debido a esta condición el volumen de carga de las unidades recuperadoras de azufre ha aumentado al igual que el contenido en la concentración de H_2S llegando a los límites de capacidad de procesamiento de las unidades recuperadoras. Debido a los excedentes de carga de gas ácido se genera la necesidad de realizar desvíos hacia las chimeneas y sistemas de incineración atmosférica. Esta operación genera grandes pérdidas económicas para la refinería.

De acuerdo a lo descrito anteriormente, el objetivo de este trabajo fue evaluar alternativas para aumentar la recuperación de sulfuro de hidrógeno para producción de azufre líquido y/o sólido. Las tecnologías estudiadas fueron: enriquecimiento con oxígeno, incremento en la eficiencia de los quemadores con la implementación de los quemadores Lu Venturi y la oxidación selectiva con implementación de tecnología súper Claus. La selección de la mejor alternativa se enfocó en la relación beneficio/costo.

El estudio de las alternativas para la modificación del diseño del proceso, se centró en la determinación de condiciones de operación: concentración de oxígeno, temperatura de reacción, desempeño hidráulico de los reactores y calidad y cantidad del azufre líquido como producto. Adicionalmente fue necesario definir el control de variables que aseguren la mayor estabilidad como temperatura de mayor conversión, cinética de reacción y flujos de carga entre otros.

La viabilidad de la implementación de alternativas de procesamiento de gas para la GRB se realizó mediante simulación, haciendo uso del programa ASPEN HYSYS versión 8.8.

Por consiguiente, el desarrollo de este trabajo se ha estructurado en siete capítulos que se describen a continuación:

En el primer capítulo, *PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA*, se exponen las dificultades que se desean solucionar.

En el segundo capítulo, *OBJETIVOS*, se enuncian los objetivos que se alcanzaron con este estudio.

En el capítulo tres, *MARCO CONCEPTUAL*, se realiza una síntesis de los aspectos más importantes sobre el desarrollo y funcionamiento de las unidades de craqueo catalítico, unidades de tratamiento con amina, unidades recuperadoras de azufre, tecnologías para incremento de carga ácida, margen bruto de refinación, ANOVA y regresión lineal.

El cuarto capítulo, *MARCO REFERENCIAL*, contiene una revisión de algunos casos de estudio en análisis de conversión de H₂S y evaluación de enriquecimiento con oxígeno.

En el quinto capítulo, *DISEÑO METODOLÓGICO*, se describe el desarrollo de la investigación, la selección de las variables de estudio, las técnicas y procedimientos para la recolección de los datos y análisis de la información.

El capítulo seis, *RESULTADOS Y DISCUSIÓN*, presenta el análisis de los resultados obtenidos y la valoración de los diferentes modelamientos.

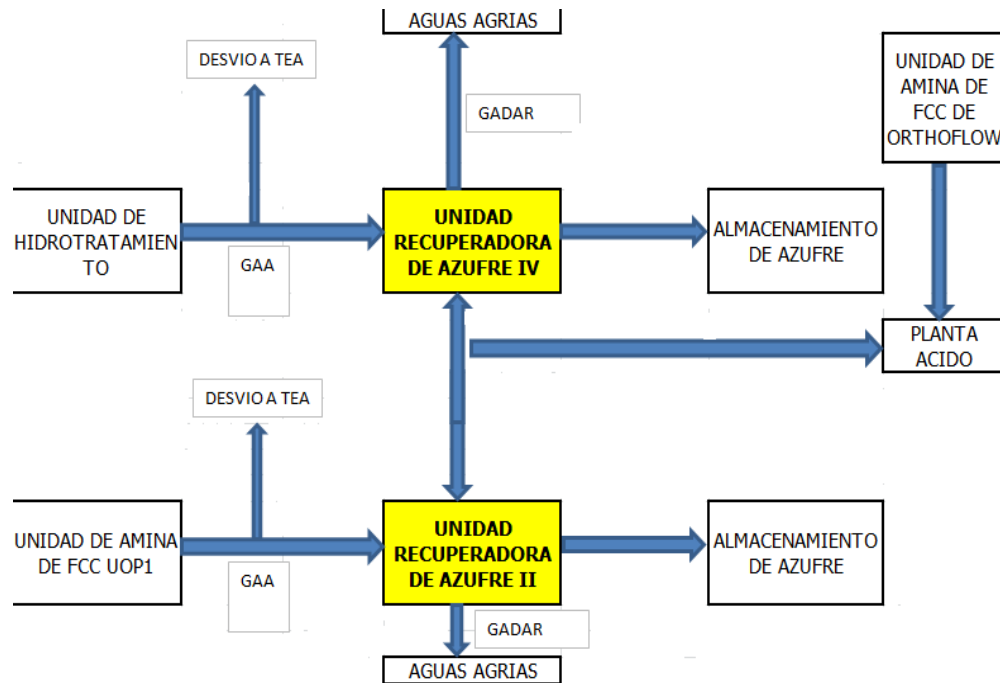
En el capítulo siete, *CONCLUSIONES*, se precisan los resultados más importantes obtenidos en este estudio que puedan suscitar interés en la continuación de futuras investigaciones.

1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

La GRB de Ecopetrol cuenta actualmente con tres Unidades Recuperadoras de Azufre (URA) que tienen como finalidad convertir ácido sulfhídrico, H_2S , en azufre elemental líquido (S). La URA II procesa gas ácido de amina (GAA) proveniente de la unidad de tratamiento de amina, encargada de tratar los gases de la unidad de craqueo catalítico (UOP I) y el gas ácido de aguas agrias (GADAR) de la unidad de tratamiento de aguas agrias para remoción de H_2S . La URA IV recibe gas ácido de la planta de amina que procesa los gases generados en las unidades de hidrotreatmento de diésel y gasolina y cuenta con facilidades para recibir cargas de la unidades de tratamiento de aguas agrias (figura 1)¹.

¹ ECOPETROL S.A. Manual de Operación de Plantas recuperadoras de Azufre (Azufre II, III y IV). Centro de Información Tecnológica. Noviembre de 2010

Figura 1. Diagrama de bloques del esquema operacional de dos de la Unidades recuperadoras de Azufre



Fuente: ECOPEPETROL S.A. Manual de Operación de Plantas recuperadoras de Azufre (Azufre II, III y IV). Centro de Información Tecnológica. Noviembre de 2010

Cada URA cuenta con las siguientes secciones: a) acondicionamiento y control de carga, b) conversión de azufre y c) disposición y almacenamiento de azufre líquido. Actualmente, las URA II y IV tienen una capacidad de diseño de carga de gas ácido de amina de 50 000 SCFH.

Actualmente, la capacidad de diseño de carga de las unidades recuperadoras de azufre II y IV no es suficiente para los requerimientos de la refinería, dado que en promedio se cargan 115 000 SCFH de gas ácido de amina. Esta situación genera problemas tales como: falla de equipos por operación de las unidades fuera de especificaciones de diseño, alta presión en las unidades debido a taponamientos por solidificación de azufre, baja capacidad de maniobra de operación por no contar con la posibilidad de direccionar carga ácida hacia las unidades recuperadoras de

azufre II y IV a través del cabezal de gas ácido, desvíos parciales de gas ácido hacia la tea ácida, limitada capacidad de compresores y corrosión entre otros. Como consecuencia de estas limitaciones, se toman acciones como la disminución de carga a la unidad de hidrot ratamiento y unidades de craqueo catalítico, reduciendo el margen de refinación de crudo, por ende, margen total de la refinería².

Cabe resaltar que en la actualidad, la URA IV asume una carga de operación de 63 200 SCFH de gas ácido de amina mayor a la carga de diseño (50 000 SCFH), mientras la unidad recuperadora de azufre II asume una carga de operación de 49 000 SCFH, menor que la de diseño (50 000 SCFH) (Ver tabla 1).

Las URA II y IV tienen capacidades según diseño de 50 000 SCFH de carga de gas ácido de amina y 40 000 SCFH de gas ácido de aguas residuales, condición que no permite asumir la carga total de H₂S cuando una de las unidades sale del servicio, sin que se comprometan las cargas de crudo para minimizar producción de H₂S. En la tabla 1 se observa el escenario de carga actual con las dos unidades de azufre asociadas a la cracking UOP1 en servicio.

Tabla 1. Tabla comparativa de condiciones de diseño y condiciones actuales para las plantas recuperadoras de azufre (Azufre II, y Azufre IV)

	Azufre II U2880		Azufre IV	
	Diseño	Actual	Diseño	Actual
Carga: volumen, composición, contaminantes				
GAS AMINA SCFH	50 000	49 000	50 000	63 200
GAS AMINA lb/h	4 420	4 250	4 420	5 461
GAS AMINA lb mol/h	131,74	129,287	122,60	131

Fuente: ECOPETROL S.A. Manual de Operación de Plantas recuperadoras de Azufre (Azufre II, III y IV). Centro de Información Tecnológica. Noviembre de 2010

² Ibíd.

Cuando la URA IV sale de servicio por parada programada o no programada, se puede generar disminución de carga hacia la unidad de hidrotreatmento y a su vez aumenta la probabilidad del envío de gas ácido a la tea tanto de la planta de hidrotreatmento como de las unidades de aguas agrias GADAR, generando el riesgo de emisiones no controladas a la atmosfera ^{3 4}.

El envío de estos gases ácidos a la tea genera sanciones a la empresa según Resolución 0909 de 2 008 del ministerio de ambiente y desarrollo sostenible ^{5 6} debido a las altas emisiones de gases tóxicos como SO_x que exceden los estándares permitidos (900 mg/Nm³ para instalaciones en servicio después del año 2 010) y afectan a la población y el ecosistema de la zona; por tanto, es compromiso de la empresa cumplir con las normas ambientales vigentes y aplicarlas a sus operaciones.

Al incrementar la carga de procesamiento de H₂S, se busca reducir el impacto operacional de manejo del gas ácido, generado al procesar crudos pesados con alto contenido de azufre, además de reducir las emisiones de H₂S y SO_x hacia la atmosfera.

Teniendo en cuenta lo anterior, es necesario evaluar alternativas que permitan satisfacer los requerimientos de cargas de H₂S, sin afectar la producción global de la refinería, dado que el no poder cargar el volumen de H₂S generado, se traduce en disminución de volumen de crudo pesado con alto contenido de azufre a procesar, condición que generaría dejar de ganar en promedio US\$ 12,3 por barril de crudo que se deja de cargar en la refinería de Barrancabermeja. [S]

³ MINISTERIO DE VIVIENDA, AMBIENTE Y DESARROLLO TERRITORIAL. Resolución 0909 de 2008. República de Colombia. 5 de Junio de 2008

⁴ NASATO, Elmo; PAREKH, Uday; MORRIS, Phillip. Oxygen enrichment of Sulfur Recovery Units to boost capacity, conserve capital, and improve environmental performance. Goar, Allison & Associates, INC., Air Products Company. 2008

⁵ Ibíd.

⁶ MEHTA, M., & STRYK, A. Enhancing SRUs with oxygen-enriched air. PTQ Q2. 2005, pp. 105-109

En este documento se realizó la revisión de tres tecnologías recomendadas para incrementar volumen de procesamiento de carga ácida y por ende mayor producción de azufre líquido; la tecnología de enriquecimiento con oxígeno, el cambio de quemadores por unos de alta eficiencia tipo Lu Venturi, y realizar el cambio de catalizador por uno de oxidación selectiva.

Además, se planteó mediante simulación, escenarios para la alternativa seleccionada con objeto de definir posibles rangos operacionales para la puesta en servicio.

2. OBJETIVOS

2.1 OBJETIVO GENERAL

Realizar una evaluación de tecnologías mediante simulación de procesos y evaluación económica para incremento de la capacidad de procesamiento de URA II y URA IV de la gerencia de refinería de Barrancabermeja.

2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Identificar el estado actual en términos operacionales y económicos de las unidades recuperadoras de Azufre II y Azufre IV de la gerencia de refinería de Barrancabermeja en función de la relación carga de gas ácido de amina y gas agrio de aguas residuales de entrada a la URA/concentración de H₂S en los gases de cola.
- Evaluar las tecnologías de enriquecimiento de oxígeno, cambios de quemadores y adición de un catalizador de oxidación selectiva para incrementar el procesamiento de gas ácido, teniendo en cuenta las condiciones de operación actuales.
- Realizar un análisis económico y operacional a la tecnología seleccionada para el mejoramiento de la operación de las unidades recuperadoras de Azufre II y IV.

3. MARCO CONCEPTUAL

La Resolución Número 2 604 del 24 de Diciembre de 2 009 en la que se consideran al diésel, gasolina y mezclas de gasolina con alcohol carburante o etanol anhidro desnaturalizado de hasta 50 ppm de azufre como combustibles limpios ^{7 8}; y la Resolución 0909 de 2 008 en la que se establecen las normas y estándares de emisión admisibles de contaminantes a la atmósfera como el SO_x, NO_x y material particulado ^{9 10}, han generado la necesidad de establecer la forma más eficiente y económica para reducir el contenido de azufre en los productos refinados y cumplir de esta manera con dichas resoluciones.

Para cumplir con este requerimiento las refinerías cuentan con unidades recuperadoras de azufre compuestas de un proceso Claus, que toman el ácido sulfhídrico (H₂S) de las corrientes de gas ácido y gases residuales del separador de aguas agrías junto con el amoniaco (NH₃) presente en altas concentraciones en la corriente de gas residual, para producir azufre elemental.

La reacción Claus toma 1/3 de la corriente de gas ácido que se va a procesar y hace combustión con aire para producir SO₂ (Ecuación 1), el cual, reacciona con el restante H₂S para formar azufre elemental (Ecuación 2), la reacción general se representa en la ecuación 3. La reacción de combustión corresponde a

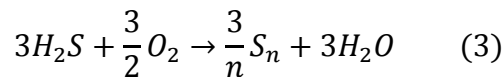
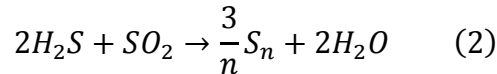
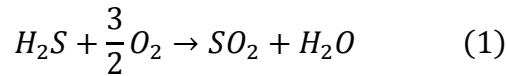
⁷ MINISTERIO DE MINAS Y ENERGÍA, DE LA PROTECCIÓN SOCIAL Y DE AMBIENTE, VIVIENDA Y DESARROLLO TERRITORIAL. Resolución número 2604. República de Colombia. 24 de diciembre de 2009

⁸ MINISTERIO DE VIVIENDA, AMBIENTE Y DESARROLLO TERRITORIAL. Resolución 0909 de 2008 Op. Cit.

⁹ MINISTERIO DE MINAS Y ENERGÍA, DE LA PROTECCIÓN SOCIAL Y DE AMBIENTE, VIVIENDA Y DESARROLLO TERRITORIAL. Resolución número 260 Op. Cit.

¹⁰ MINISTERIO DE VIVIENDA, AMBIENTE Y DESARROLLO TERRITORIAL. Resolución 0909 de 2008 Op. Cit.

aproximadamente 60-70% de conversión de H₂S a azufre, y se realiza en el reactor térmico; la conversión restante, se realiza en una serie de reactores catalíticos a temperaturas más bajas ¹¹.



Es posible establecer que si el crudo es más pesado las concentraciones de azufre tendrán una tendencia directa a elevarse, es por esta razón, que en la actualidad es necesario para las distintas refinerías a nivel nacional dos o más unidades que permitan la recuperación de azufre Claus, con el fin de dar cumplimiento a las regulaciones del Estado Colombiano. La unidad recuperadora de azufre denominada está coartada por la limitación hidráulica (aire máximo), lo cual hace posible, una disminución en la carga de crudo de las unidades generadoras de gases ácidos ¹².

Sin embargo, en circunstancias donde la URA paralela resulta insuficiente en proporcionar una capacidad para recuperar el azufre y tratar la totalidad del gas ácido generado, se reducen las operaciones y procesamientos aguas arriba en la refinería.

Para cumplir con la demanda de gas ácido, se puede instalar otra (URA) o modernizar la unidad. Entre las modernizaciones existentes se encuentra la

¹¹ NASATO, Elmo; PAREKH, Uday; MORRIS, Phillip. Op. Cit.

¹² MEHTA, M., & STRYK, A. Op. Cit.

tecnología del enriquecimiento con oxígeno, la cual es una de las alternativas frente a la instalación de una nueva unidad recuperadora de azufre ¹³. También se han propuesto otras alternativas tecnológicas que han generado confianza en el procesamiento de H₂S como el cambio de quemadores a tipo “Lu Venturi” y la tecnología de incluir en las unidades actuales un catalizador de oxidación selectiva, que permite mayor procesamiento con capacidad de recibir mayor concentración de H₂S.

3.1 ENRIQUECIMIENTO CON OXÍGENO

De acuerdo a lo establecido por los autores Cagua y Herrera (2013), “entre las alternativas disponibles para incrementar la eficiencia energética en procesos de combustión se encuentra la combustión con aire enriquecido con oxígeno. La cual consiste en aumentar la concentración de oxígeno en el aire atmosférico hasta llegar a niveles de hasta el 100%”. ¹⁴

En la combustión tradicionalmente se ha empleado aire normal (21% O₂ y 79% N₂) como oxidante, siendo el N₂ un consumidor de energía y el responsable de los NO_x, contaminantes indeseados ^{15 16 17 18} al disminuir el N₂ presente en la reacción se reducen las pérdidas de calor sensible, siendo este uno de los métodos más eficientes para el ahorro de energía en combustión.

¹³ RAMESHNI, M. Cost Effective Options to Expand SRU Capacity Using Oxygen. Arcadia, CA, USA: Worley Parsons resources & energy. 2002.

¹⁴ CACUA, Karen; HERRERA, Bernardo. Revision of Combustion with oxygen-enriched air as a strategy to increase energy efficiency. Ing. Univ. vol.17 No. 2. Bogotá. 2013

¹⁵ MEHTA, M., & STRYK, A. Op. Cit.

¹⁶ RAMESHNI, M. Op. Cit.

¹⁷ CACUA, Karen; HERRERA, Bernardo Op. Cit.

¹⁸ ZARENEZHAD B. and HOSSEINPOUR, N., Evaluation of different alternatives for increasing the reaction furnace temperature of Claus SRU by Chemical equilibrium calculations, Applied Thermal Engineering Volume 28, pag 738-744, June 2007

La tecnología de enriquecimiento con oxígeno es útil en procesos que requieren temperaturas mayores a los 2 060°F, que posean bajas eficiencias térmicas o altas emisiones de contaminantes ¹⁹. Esta técnica se ha aplicado a calderas, incineración de residuos, motores de combustión interna, combustión de biomasa y hornos.

El enriquecimiento con oxígeno fue utilizado por primera vez en las plantas Claus a principios de los 70s con el fin de aumentar la temperatura de la llama del reactor térmico cuando se procesaba gas ácido con contenido menor a 10% de H₂S. Una de las primeras instalaciones comerciales donde el oxígeno fue utilizado para incrementar la capacidad de la planta fue la Refinería Lake Charles en 1 985. Gracias a estas demostraciones satisfactorias, el enriquecimiento con oxígeno llegó a ser establecido como un método para incrementar la capacidad de unidades recuperadoras de azufre ^{20 21}.

Para el proceso de combustión, el aire suministrado al quemador de la URA a través del soplador de aire contiene por lo general 21% de oxígeno y 79% de inertes como nitrógeno y vapor de agua, los cuales comprenden casi cuatro veces más volumen que el oxígeno, lo que contribuye a una gran caída de presión a través de la URA ²², y a que ésta alcance rápidamente la limitación hidráulica, provocando la reducción de la capacidad de recuperación de azufre en la unidad. Esto último se debe también a los contaminantes en la alimentación del gas ácido como amoníaco, hidrocarburos, cianuros y componentes carbono-azufre ^{23 24}.

¹⁹ RAMESHNI, M. Op. Cit.

²⁰ CACUA, Karen; HERRERA, Bernardo. Op. Cit.

²¹ KOHL Arthur y NIELSEN Richard «Chapter 8. Sulfur Recovery Processes» En Gas purification, 1997, pp. 670-730

²² NASATO, Elmo; PAREKH, Uday; MORRIS, Phillip. Op. Cit.

²³ *Ibíd.*

²⁴ MEHTA, M., & STRYK, A. Op. Cit.

²⁴ *Ibíd.*

Una de las mejores opciones para asegurar la combustión del H₂S presente en las corrientes de gas ácido es implementar el suministro de aire enriquecido con oxígeno, esta alternativa proporciona suficiente oxígeno para la combustión sin adicionar inertes presentes en el aire, además de disponer de capacidad para incrementar la alimentación de gas ácido a la URA, permitiendo que exista mayor capacidad de recuperación de azufre ^{25 26}.

3.1.1 Niveles de enriquecimiento con oxígeno Tal como lo indican Mehta y Stryk, “*el enriquecimiento con oxígeno cuenta con tres niveles aplicados para el incremento de la capacidad de la URA*”, estos requerimientos deben tener muy presentes las consideraciones del diseño con el fin de garantizar de forma directa la seguridad de la operación y la producción de la refinería ²⁷.

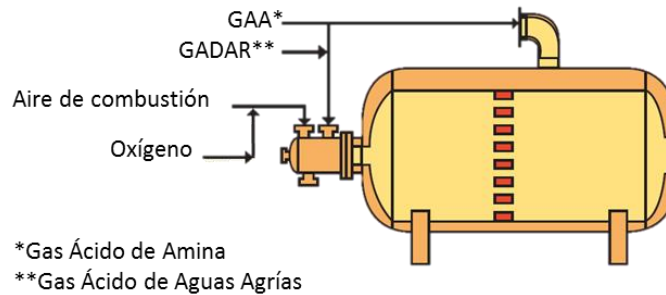
Nivel bajo: Comprende entre 21-28% de oxígeno. La inyección del oxígeno puro se realiza dentro del sistema de tuberías de aire de combustión de la URA, ubicadas aguas arriba del quemador como se aprecia en la Figura 2. Este nivel permite incrementar la capacidad de la URA un 25% del diseño original de la unidad. El porcentaje de oxígeno límite para este nivel es 28%, ya que por encima de éste se requerirá un sistema de tubería y procesamiento de limpieza especial, aunque, generalmente el equipo URA puede ser usado sin modificación, puesto que la temperatura no excedería de 2 600°F. Se requiere un sistema de control para minimizar el consumo de oxígeno puro y proteger los equipos del lugar.

²⁵ NASATO, Elmo; PAREKH, Uday; MORRIS, Phillip. Op. Cit.

²⁶ MEHTA, M., & STRYK, A. Op. Cit.

²⁷ *Ibíd.*

Figura 2. Reactor térmico modificado de la URA con enriquecimiento de oxígeno nivel bajo.

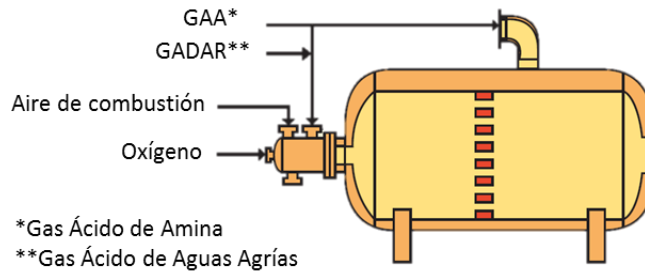


Fuente: Adaptado de: MEHTA, M., & STRYK, A. Enhancing SRUs with oxygen-enriched air. PTQ Q2. 2005, pp. 105-109

Nivel medio: Eleva el nivel de oxígeno hasta 40%. A diferencia del nivel bajo, la inyección de oxígeno se realiza directamente al reactor térmico en lugar de los sistemas de tuberías aguas arriba del quemador (ver Figura 3). Este nivel de enriquecimiento produce aumento de capacidad de 70% de alimentación de gas ácido. La temperatura del proceso puede alcanzar los 2 800°F y, por tanto, se debe considerar cuidadosamente un rediseño al refractario y protección a la placa de tubos de la caldera de calor residual. Además, el quemador debe contar con un puerto de inyección de oxígeno separado de la entrada de aire de combustión. Por último, evaluar la capacidad de transferencia de calor de la caldera y de los condensadores de azufre.

Se requiere instalar un sistema de control automatizado para que las temperaturas se mantengan entre 2 800 y 2 900°F, reduzca el consumo de oxígeno y maximice el consumo de aire de combustión.

Figura 3. Reactor térmico modificado de la URA con inyección de oxígeno.



Fuente: Adaptado de: NASATO, Elmo; PAREKH, Uday; MORRIS, Phillip. Oxygen enrichment of Sulfur Recovery Units to boost capacity, conserve capital, and improve environmental performance. Goar, Allison & Associates, INC., Air Products Company. 2008

ZARENEZHAD B. and HOSSEINPOUR, N., Evaluation of different alternatives for increasing the reaction furnace temperature of Claus SRU by Chemical equilibrium calculations, Applied Thermal Engineering Volume 28, pag 738-744, June 2007.

Nivel alto: La concentración de oxígeno excede el 40%, incluso cerca del 100%. La inyección es directamente al reactor térmico, pero debido a la gran ausencia de aire, hará que rápidamente la temperatura de combustión exceda los límites del refractario, por lo que existen tecnologías patentadas que permiten manejar 100% de oxígeno. Puede requerir equipos adicionales como un quemador especializado para manejar oxígeno puro, aunque aumentará costos a la planta, también aumentará la capacidad de la URA en 100% o más ^{28 29 30 31}, 5, 12,17].

La inyección de oxígeno está diseñada de tal manera que cuando la URA alcanza su limitación hidráulica, el oxígeno es suministrado en el quemador y una porción de aire ambiente sale del proceso dando así la capacidad para alimentar más gas ácido a la URA y maximizar la disociación de H₂S y NH₃.

²⁸ NASATO, Elmo; PAREKH, Uday; MORRIS, Phillip. Op. Cit.

²⁹ MEHTA, M., & STRYK, A. Op. Cit.

³⁰ BATISTE Jean, Science and Technology of Carbon Black Production, Wiley, Second Edition, 2004

³¹ ZARENEZHAD B. and HOSSEINPOUR, N., Op. Cit.

Sin embargo, la temperatura de combustión en el reactor incrementa constantemente, y cuando alcanza niveles altos de temperatura puede dañar el refractario ^{32 33}. Además, debido a la ausencia total o parcial de gases inertes como el nitrógeno y vapor de agua en el proceso de combustión con enriquecimiento con oxígeno se reducen las pérdidas de calor sensible ^{34 35}6,7].

Por lo anterior, se han realizado estudios a la temperatura alcanzada por el reactor térmico de la unidad, con el fin de que esta no supere los límites establecidos para el material refractario del reactor pero que no sea inferior a la necesaria para romper las moléculas de amoniaco presentes en el gas ácido. Los estudios han demostrado la efectividad de la manipulación de distintas variables en la temperatura del reactor térmico cuando se opera con diferentes niveles de enriquecimiento con oxígeno ³⁶8].

Entre los resultados se encontró que la concentración de H₂S en la alimentación de gas ácido tiene una incidencia directa en la temperatura del reactor, pues, a mayor concentración de H₂S, mayor será la temperatura alcanzada en los diferentes niveles de enriquecimiento como lo muestra la Figura 4 ³⁷9].

³² NASATO, Elmo; PAREKH, Uday; MORRIS, Phillip. Op. Cit.

³³ MEHTA, M., & STRYK, A. Op. Cit.

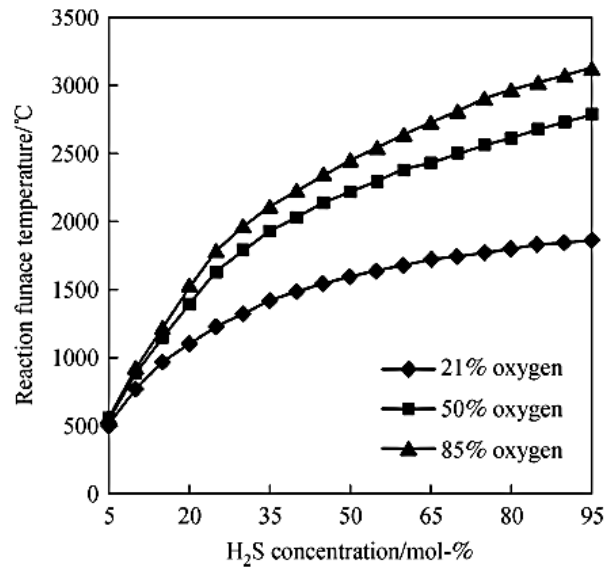
³⁴ RAMESHNI, M. Op. Cit.

³⁵ CACUA, Karen; HERRERA, Bernardo. Op. Cit.

³⁶ KOHL Arthur y NIELSEN Richard Op. Cit.

³⁷ ASADI, S., PAKIZEH, M., & POURAFSHARI CHENAR, M. An investigation of reaction furnace temperatures and sulfur recovery. Chem. Sci. Eng., 2011, pp. 362-371

Figura 4. Efecto de la concentración del gas ácido en la temperatura del reactor con diferentes niveles de oxígeno.



Fuente: ASADI, S., PAKIZEH, M., & POURAFSHARI CHENAR, M. An investigation of reaction furnace temperatures and sulfur recovery. Chem. Sci. Eng., 2011, pp. 362-371

3.2 TECNOLOGÍA DE QUEMADORES LU VENTURI.

Esta tecnología comprende el cambio de quemadores y cambios en la zona de transición para incrementar el procesamiento de mayor cantidad de H₂S con el menor consumo de aire. Esta tecnología se basa en emplear un mayor cubrimiento de área transversal del horno para incrementar la eficiencia con respecto al volumen de gases a utilizar, lo cual lleva a menor exceso de aire para cumplir con el procesamiento de gas, también incrementa el procesamiento a través de la zona catalítica ³⁸.

³⁸ COULSON, JF y RICHRDSON LJ. Chemical Engineering, second edition Volumn II, Butterworth, NY 2004

Las partículas bajo los efectos combinados de la tubería Venturi y el cuerpo del husillo del quemador de alta eficiencia se concentran en un área de banda estrecha y la estructura del tubo de aire primario puede concentrar con mayor eficiencia las moléculas del gas ácido. El gas ácido persiste durante una larga distancia fuera del quemador, lo que favorece la combustión en etapas de aire y la reducción de NO. La frecuencia de colisión de las moléculas de gas ácido y su rango de fluctuación aumenta. Las colisiones dan como resultado un aumento de la dispersión de las moléculas en el tramo ³⁹.

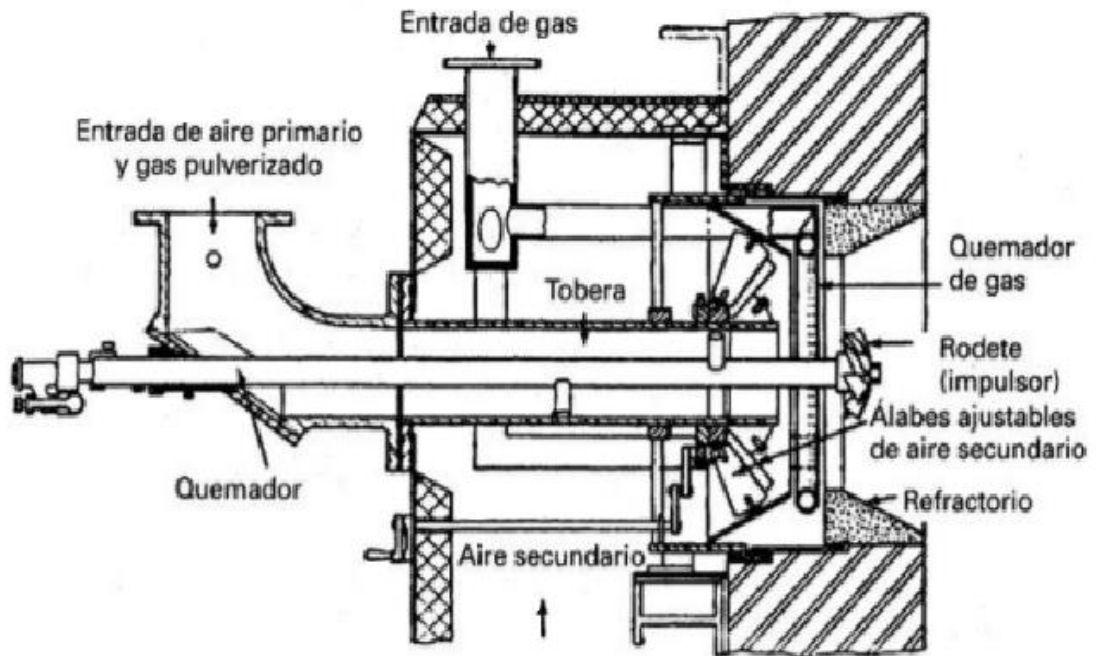
Este sistema cuenta con dos entradas de aire, el primer suministro se conoce como aire primario en cual realiza la combustión principal, y el otro como aire secundario, con el cual se hace cubrimiento en una segunda etapa para lograr al mayor punto de eficiencia con respecto a la entrada de oxígeno ⁴⁰17] ver figura 5.

También cabe resaltar que en algunos procesos este sistema es acompañado de la tecnología de enriquecimiento de gas ácido. Incrementar la concentración del gas ácido se debe a la utilización de aminas selectivas en el proceso de tratamiento de dicho gas.

³⁹ APTE, S. V., MAHESH, K., MOIN, P., & OEFELEIN, J. C. (). International Journal of Multiphase Flow, 29(8), 2003 1311–1331

⁴⁰ ZARENEZHAD B. and HOSSEINPOUR, N., Op. Cit.

Figura 5. Quemador de alta eficiencia en reactores térmicos tipo lu venturi.



Fuente: ZARENEZHAD B. and HOSSEINPOUR, N., Evaluation of different alternatives for increasing the reaction furnace temperature of Claus SRU by Chemical equilibrium calculations, Applied Thermal Engineering Volumn 28, pag 738-744, June 2007

La estructura del campo de flujo de partículas de gas de un quemador de turbulencia es uno de los principales criterios para evaluar el rendimiento del quemador logrando una baja emisión de NO y una combustión completa con una estructura de campo de flujo razonable. Como la existencia de la zona de recirculación minimiza la difusión de partículas al aire secundario, la condición de aire puede mantenerse durante una distancia relativamente larga, lo que provoca que se realice la reducción de NO.

Las características de la llama pueden analizarse y predecirse examinando las características aerodinámicas y de dispersión de partículas de los quemadores de alta eficiencia. Las influencias del movimiento de las partículas y el flujo de turbulencias han sido estudiadas y sus resultados indicaron que la emisión de NO

mínima se produjo cuando el tiempo medio de residencia de la partícula en la zona de recirculación interna alcanzó su valor máximo ⁴¹.

La estructura de su diseño promueve que el aire primario ingrese al tubo a través del pasaje anular. Después de pasar a través de la tubería Venturi y el husillo en secuencia, el gas de carga se inyecta fuera del quemador para mejorar la combustión. Los quemadores con esta estructura se usan ampliamente para reducir las emisiones de NOX en hornos supercríticos de combustión en China ⁴².

La investigación de la característica de dispersión del gas ácido en el tubo de aire primario contribuye a una comprensión profunda del mecanismo del quemador, que es importante para el control, la alta eficiencia de combustión y la operación segura del quemador.

Esta tecnología cuenta con una variedad de razones para ser implementada, pero cabe resaltar que las de mayor importancia son:

1. Proveer alta calidad gas ácido para procesamiento en la unidad recuperadora de azufre Claus.
2. Incrementar el procesamiento de gas ácido o en su defecto disminución del diseño del reactor y los componentes del mismo.

3.3 TECNOLOGÍA SÚPER CLAUS

El contenido de azufre en un gas no es deseado y a menudo está presente en la forma de H₂S en corrientes gaseosas acidas, estableciéndose con esto la necesidad

⁴¹ LI, Z. Q., SUN, R., WAN, Z. X., SUN, S. Z., WU, S. H., & CHEN, L. Z. 2003.

⁴² OCHI, K., KIYAMA, K., YOSHIKAWA, H., OKAZAKI, H., & TANIGUCHI, M. 2009

de su procesamiento ⁴³. Los gases ácidos también contienen otras impurezas (CO₂) que incluyen una serie de hidrocarburos (C1-C4), benceno, tolueno y xileno (BTX), N₂, NH₃, CS₂ y COS ^{44 45}45,46].

La recuperación de azufre en las unidades Claus están limitadas por la necesidad de mantener un equilibrio térmico en el reactor principal, la eficiencia en la recuperación del azufre contenido en la carga ácida depende del número de etapas térmicas, manejando una conversión de entre 90 y 96% para unidades con dos etapas y de 95 a 98% para unidades de azufre de tres etapas catalíticas.

Debido a las regulaciones ambientales las cuales son cada vez exigentes para emisiones de SO₂ en las unidades recuperadoras de azufre tipo Claus se han desarrollado tecnologías que permiten conversiones del azufre contenido en la carga ácida por el orden del 99% y lo más importante; deduce las emisiones de SO₂ en el orden del 50%.

Teniendo en cuenta que la segunda reacción de claus es reversible, por lo general dos o tres reactores catalíticos son empleados para obtener una conversión del 90-98%. Para el tratamiento del Gas de cola que contiene SO₂ y H₂S, existen muchos procesos basados en la reacción de Claus ^{46 47} con el enriquecimiento de H₂S de la corriente de gas ácido por efecto del tratamiento a los gases con absorción y adsorción ^{48 49}.

⁴³ NEHLSSEN JP. Developing clean fuels: novel techniques for desulfurization. Ph.D. Dissertation, Princeton University; 2006.

⁴⁴ DEIXONNE M, SHARMA A. Reduction of benzene, toluene and xylene emissions by co-firing fuel gas and acid gas in the US11 (Claus Unit) sulfur production unit reaction furnace at Total Lacq. Sulphur 2010, Prague November

⁴⁵ GARGUREVICH IA. Hydrogen sulfide combustion: relevant issues under Claus furnace conditions. Ind Eng Chem Res 2005;44:7706–29

⁴⁶ HENDERSON D.R., LATIMER T. y MANCINI C.V., Petróleo y gas J., 3 de abril 1977 37.

⁴⁷ NEBER J.E., WESELINGH J.A. y GROENENDAAL W., Chem. Engr. Progr., 69 1973 29

⁴⁸ PENDERGRAFT P.T., Patente de Estados Unidos N° 4.842.843, 1989.

⁴⁹ CHUNG J.S., KOREAN J. Air Pollution Research Assoc., 9 1993 25.

La unidad superclaus parece ser el más atractivo de los procesos convencionales dado que puede convertir H₂S directamente en azufre elemental por oxidación catalítica selectiva. Con respecto a la actividad de catalizador, superclaus es superior ya que utiliza diez veces más oxígeno que la cantidad estequiométrica para convertir H₂S a azufre elemental.

Se han desarrollado catalizadores para la oxidación selectiva promoviendo la reducción selectiva de H₂S y SO₂ a azufre elemental usando cantidades estequiométricas de oxígeno e hidrógeno, respectivamente. La generación de estas dos reacciones, puede ser utilizada para eliminar H₂S y SO_x en gas de cola. El catalizador de oxidación selectiva provee un rendimiento en la producción de azufre de aproximadamente el 95% en ausencia de agua y aproximadamente 86% en presencia de 30% de vapor de agua en la alimentación a 225 ° C ⁵⁰.

La tecnología de superclaus propone la remoción del azufre contenido en la carga de gas ácido de manera convencional inicialmente tal como se da en el reactor térmico, seguida por reactores de oxidación selectiva promoviendo la conversión de los gases restantes de H₂S por O₂ para finalmente aumentar la conversión a azufre elemental. La oxidación selectiva es lograda gracias al catalizador el cual no promueve la reacción de equilibrio de Claus debido a que previene la oxidación del SO₂. El catalizador de selección selectiva no es afectado por alta generación de vapor de agua ni por el exceso de O₂, por esta última condición el proceso no revierte la reacción de azufre y agua a H₂S y SO₂ y esta condición logra la recuperación del 99% del azufre en la carga.

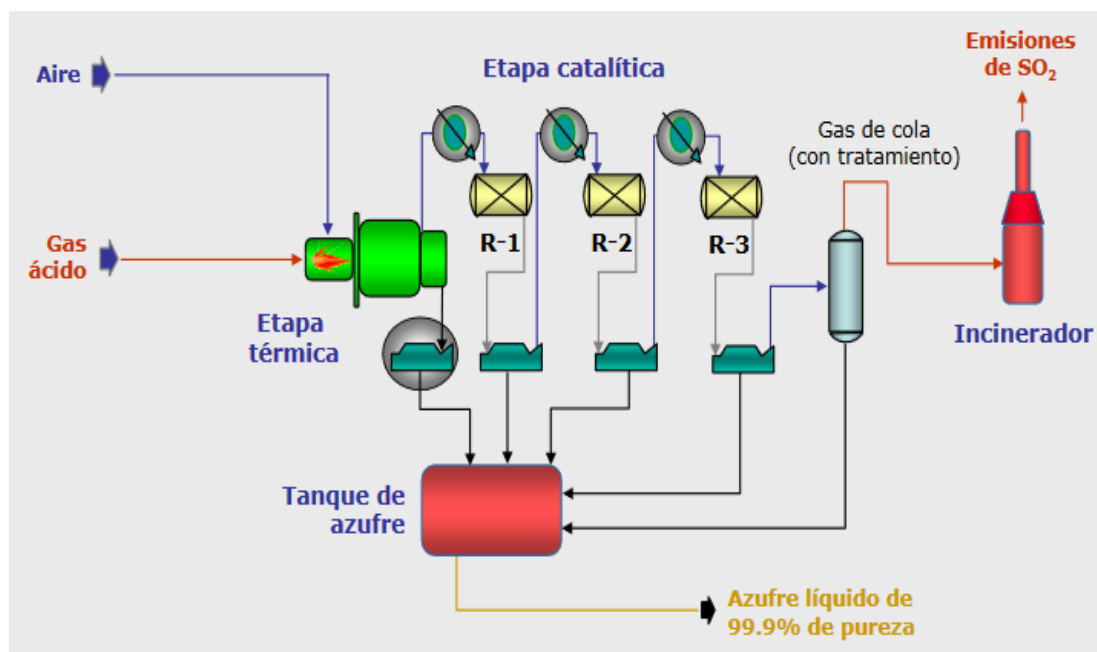
El catalizador de superclaus utiliza 10 veces el exceso de oxígeno sobre la cantidad estequiométrica y dependiendo de la selectividad del catalizador de reducción se puede llegar a generar un rendimiento entre el 60 y el 80% de azufre dependiendo

⁵⁰ VAN DEN BRINK P.J. y GEUS J.W., Patente de Estados Unidos N° 5.286.697, 1994

de la concentración de SO_2 en el gas de carga. La presencia de agua no afecta el rendimiento de azufre si el contenido de agua se mantiene por debajo del 11%. La reacción general se compone de dos reacciones independientes que ocurren en dos sitios diferentes: hidrogenación completa de SO_2 a H_2S y la reacción de Claus sobre soporte de alúmina ácida.

El azufre líquido recuperado tiene una pureza del 99,9%, este proceso que se lleva a cabo es posible observarse en la Figura 6.^{51 52}.

Figura 6. Esquema de una planta recuperadora de azufre mejorada (Tecnología Súper Claus).



Fuente: ©Pemex Gas y Petroquímica Básica

⁵¹ CATALISYS TODAY. Volume 16, Issue 2, 22 March 1993. Pages 263-271.

⁵² PEMEX. Informe técnico de Pemex gas y Petroquímica Básica para el desarrollo, Volumen 56, pág. 74-114

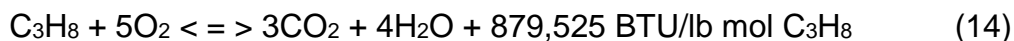
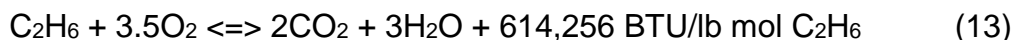
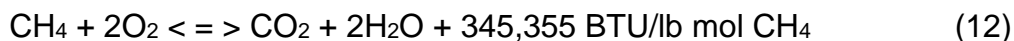
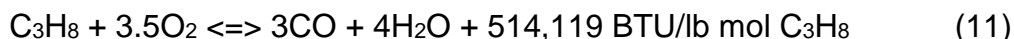
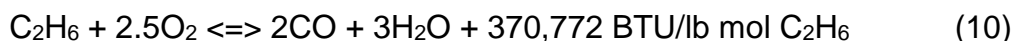
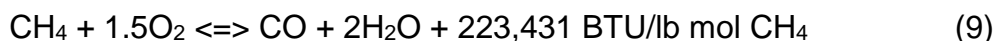
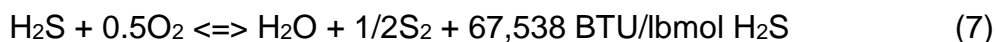
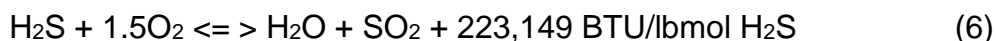
3.4 UNIDAD RECUPERDORA DE AZUFRE EN LA GERENCIA REFINERIA DE BARRANCABERMEJA-ECOPETROL

La GRB de Ecopetrol cuenta actualmente con tres URA y cada una se divide en las siguientes secciones:

3.4.1 Sección de acondicionamiento y control de carga. Consta de tambores separadores que permiten separar el material condensable de los gases ácidos procedentes de la Unidad de Tratamiento de Aguas Agrias (GADAR), Unidad de Amina (GAA) y cabezal de gas ácido, de manera que las corrientes de gas ácido se dirijan al quemador, en donde todo el GADAR se mezcla con la mayoría de GAA y posteriormente, se alimenta al reactor térmico, el GAA restante ingresa a la zona 2 del reactor térmico.

3.4.2 Conversión de azufre. Segunda sección permite convertir el H₂S en azufre elemental por medio de la reacción Claus descrita iniciando este capítulo, que se lleva a cabo en dos etapas: conversión térmica y conversión catalítica.

En la conversión térmica se desarrollan las siguientes reacciones:



3.4.3 Disposición y almacenamiento del azufre líquido. Se dispone el azufre líquido en una piscina de almacenamiento, en donde ocurre un proceso de desgasificación con aire permitiendo liberar el H₂S del azufre retirado y se envían los gases al incinerador. Los sellos de azufre entre los condensadores y la piscina de almacenamiento evitan las fugas de gases H₂S.

La carga de GADAR que ingresa a la URA II se compone principalmente de H₂S, NH₃ y H₂O, mientras que la carga de GAA contiene CO₂ en vez de NH₃ (Ver Tabla 2); por su parte, la URA IV procesa una carga de GADAR con NH₃, H₂O, H₂S y CO₂ como componentes principales, además de la carga de GAA la cual carece de NH₃ y CO₂.

Tabla 2. Principales componentes de la carga a las unidades URA II y IV.

Componente (%mol)	URA II		URA IV	
	GAA	GADAR	GAA	GADAR
H ₂ S	80	42,03	91,16	26,28
CO ₂	10,52	-	-	8,75
H ₂ O	6,15	16,5	7,76	27,56
NH ₃	-	38,27	-	36,41
Gases livianos	3,33	3,2	1,08	1
Flujo total (lb mol/h)	131,74	138,6	130,49	146,86

Fuente: Sulphur Experts, 2013 NASATO, Elmo; MOLENAAR, Gerton. Capacity evaluation of the Ecopetrol Barrancabermeja Complex sulphur recovery facility: Capacity Increase Study. Sulphur Experts. 2013

3.5 SIMULACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO

La simulación en estado estacionario es una herramienta que permite el análisis de factibilidad y sensibilidad de los esquemas operativos para el desarrollo de un proyecto. Mediante los procesos de simulación, es posible identificar el modelamiento de las reacciones de procesamiento de gas ácido, modelamiento de

incremento de carga, diseño de equipos en cada alternativa y obtención de producto como azufre líquido ⁵³

ASPEN HYSYS, cuenta con más de 50 operaciones, que permiten modelar procesos con más de 20 recirculaciones. La forma integrada de ASPEN HYSYS permite desarrollar modelos estables y con estimaciones con respecto a un proceso real con el 95% de intervalo de confianza, dependiendo a la estimación y validación realizada.

3.6 TASA INTERNA DE RETORNO (TIR)

Este criterio, evalúa el proyecto de una tasa única de rendimiento, con la totalidad de los rendimientos actualizados teniendo en cuenta que es un indicador financiero que mide el rendimiento de los fondos que se pretenden invertir en este proyecto, es la tasa que iguala a los flujos descontados a la inversión inicial; en la cual el dinero que se gana año con año se reinvierte en su totalidad. De tal manera que trata de la tasa de rendimiento generada en el interior de la empresa por medio de la inversión ⁵⁴

$$TIR = \sum_{t=0}^n \frac{Fn}{(1+i)^n} = 0 \quad (18)$$

Dónde:

Fn es flujo neto de caja.

n es número de periodos.

I es el valor de la inversión inicial.

⁵³ ASADI, S., PAKIZEH, M., & POURAFSHARI CHENAR, M. Op. Cit.

⁵⁴ BACA, Urbina Gabriel, evaluación de proyectos, Mc Graww Hill, sexta edición, 2010. Pág. 182

3.7 DETERMINACION DE EMISIONES DE H₂S A LA ATMÓSFERA

La determinación de las emisiones de H₂S a la atmosfera se basa en la conversión estimada para la unidad de azufre teniendo en cuenta la carga en toneladas de azufre durante el mes versus las toneladas de azufre producidas estimando la conversión porcentual versus la conversión por diseño. El incremento o disminución de la carga ácida al reactor térmico por variación en la carga de crudo a las unidades de craqueo catalítico y la operación de los tratamientos de aminas en las unidades de hidrotreatmento de diésel y gasolina definen la primera de las variables para una estimación confiable de las emisiones a la atmosfera.

3.8 MARGEN BRUTO DE REFINACION

La economía de una refinería está directamente relacionada con los precios de cada uno de los productos en las especificaciones demandadas y a los costos de la materia prima utilizada.

En el presente estudio la definición de este parámetro tuvo como objetivo aplicar los rangos óptimos de variabilidad encontrados con la simulación, el análisis estadístico de varianza y las correlaciones, para mejorar la simulación y encontrar el punto de equilibrio donde se aseguró la mayor producción de azufre líquido, manteniendo la calidad del mismo.

Al aplicar los rangos óptimos y estabilizar la simulación obteniendo los resultados deseados, se procedió con los cálculos de margen bruto de refinación, para esto fue necesario aplicar el modelo de cálculo del grupo de economía de la refinería de Barrancabermeja, en donde se definen los potenciales económicos de acuerdo con la dieta de crudo cargada tomando como marco referencial el precio Brent de dichas

dietas y el precio de los combustibles fijados en el mercado internacional cuya referencia es el precio puesto en el Golfo de México.

El margen bruto de refinación está dado por la siguiente formula:

$$\text{Marguen bruto} = \text{Valor de los productos} - \text{Valor de la materia prima.} \quad (19)$$

3.9 ANÁLISIS DE VARIANZA

El análisis de varianza es una prueba paramétrica que permite contrastar la hipótesis nula de que las medias de más de dos poblaciones son iguales. La utilidad del ANOVA se desarrolla en la medida de la necesidad de la comparación de más de dos grupos o cuando los sujetos de estudio pueden llegar a variar en una o más características afectando el resultado generándose la necesidad de hacer ajustes al efecto.

El ANOVA comprende ciertas técnicas cuya aplicación depende del diseño experimental y permite analizar la variación de una variable medida en circunstancias dadas por factores discretos.

El uso del ANOVA se define por cuatro situaciones:

La primera se refiere a la necesidad de comparación de dos o más grupos. La segunda se realiza cuando existes mediciones repetidas en más de dos ocasiones o cuando existen dos o más grupos para los cuales se necesitan mediciones repetidas en dos ocasiones.

La tercera situación se da cuando los elementos de estudio tienen la facultad de variar en una o más características que a su vez afectan el resultado y se hace necesario ajustar el efecto que finalmente tienen en un proceso.

La cuarta y última situación está definida cuando es requerido analizar de manera simultánea el efecto de dos tratamientos diferentes cuando el efecto que tienen cada uno de manera independiente y a la vez su interacción es importante.

Cuando existen más de dos grupos es necesario usar inicialmente una prueba que permita el análisis de los datos en una sola instancia que permita evidenciar alguna diferencia, de existir se deberá proceder a estudiar el problema de diferencias entre los grupos individuales.

El raciocinio soportado con el ANOVA se base en la hipótesis nula lo que implica que las muestras provienen de una misma población con una media y una varianza ya determinadas. Si la hipótesis nula es verdadera se espera que la variabilidad de cada grupo sea similar a la variabilidad global. Si la hipótesis nula no es verdadera, la variabilidad global será proporcionalmente mayor que la que estimo para cada uno de los grupos ⁵⁵.

Dentro de las condiciones para el uso del ANOVA se encuentran unos supuestos que confirman la validación de los datos obtenidos.

3.9.1. Normalidad. Los datos obtenidos en cada nivel de los factores se ajustan razonablemente a una distribución Normal (gráficos y contrastes).

3.9.2. Homogeneidad de varianzas o homocedasticidad. Dada la comparación de varios grupos de muestras independientes es importante demostrar este

⁵⁵ BIOESTADISTICA Y EPIDEMIOLOGIA, Jorge Dagnino. Rev Chil Anest 2014; 43: 306-310

parámetro dado que la variabilidad de los datos en cada nivel de los factores es similar (contraste de igualdad de varianzas).

3.9.3. Linealidad. Los residuos (diferencia de los datos a su media, en cada nivel de los factores) se distribuyen alrededor del cero.

3.9.4. Independencia. Las observaciones se realizan de forma independiente unas de otras (diseño de la obtención de datos).

3.10 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. El análisis de varianza indica que la regresión define que la variable resultante está relacionada con las variables independientes seleccionadas y que R² de cada regresión define en que porcentaje las variables independientes definen el comportamiento resultante. Para la obtención del modelo se utiliza el método de los mínimos cuadrados. Ver tabla 3.

Modelo de primer orden

$$y = \beta_0 + \beta_1 X_1 + \beta_2 X_2 + \dots + \beta_k X_k + \varepsilon \quad (20)$$

Modelo de segundo orden

$$y = \beta_0 + \beta_1 X_1 + \beta_2 X_2 + \beta_3 X_1 X_2 + \beta_4 X_1^2 + \beta_5 X_2^2 + \varepsilon \quad (21)$$

$$S^2 = \frac{SSE}{n - (k + 1)} \quad (22)$$

Tabla 3. Análisis Anova

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 MONTGOMERY Douglas, Diseño y análisis de experimentos, RP García, 2004. Páginas 133 -- 139

Donde

SS = Suma de cuadrados total

SST = Suma de cuadrados tratamiento

SSE = Suma de cuadrados error

MST = Cuadrado medio de los
tratamientos

MSE = Cuadrado medio error

K = Tratamientos

N = Observaciones

4. MARCO REFERENCIAL

Uno de los principales antecedentes teórico-práctico que puede conocerse acerca del enriquecimiento con oxígeno como método para darle posibilidad de incrementar carga de gas ácido para procesar mayores cargas de crudo con contenido de azufre mayor al 1,5%, fue el que se implementó en la refinería de Cartagena ⁵⁶. Las plantas Claus en fracciones concentradas de sulfuro de hidrógeno (H₂S) de proceso de refinerías las convierte en azufre elemental. Además, pueden eliminar también contaminantes, particularmente por descomposición del amoníaco.

Las reglamentaciones más estrictas sobre el medio ambiente dictaminan que los productos (Diésel, Keroseno, Jet-A1, Gasolina, GLP, Etano-Etileno, PGR) deben contener menos azufre. Consecuencia de ello, las cargas ácidas están aumentando a las unidades Claus generando una restricción en capacidad de carga.

El problema se puede solucionar enriqueciendo el oxígeno del aire de combustión. Esto aumenta significativamente la capacidad. Un nuevo tipo de quemador asegura una mezcla excelente del sulfuro de hidrógeno y el aire enriquecido con oxígeno sobre un rango de carga amplio.

Beneficios del enriquecimiento del oxígeno:

- Capacidad incrementada de la planta Claus.
- Productividad incrementada sin cambiar la caída de presión.
- Tratamiento más efectivo de amoníaco que contiene la alimentación.
- Menos esfuerzo para la purificación del gas residual (flujo reducido de nitrógeno).

⁵⁶ ASADI, S., PAKIZEH, M., & POURAFSHARI CHENAR, M. Op. Cit.

Con respecto a estudios de predicción de procesamiento de H₂S con aire enriquecido con oxígeno los autores Selim, Ibrahim, Al Shoaibi y Gupta (2013), realizaron un estudio de combustión de H₂S en presencia de aire y luego enriquecimiento con oxígeno hasta 69,3%; lo cual mostró que a medida que aumento el O₂, se incrementa la velocidad de reacción para formar SO₂ a partir del H₂S y que como producto final se llega a obtener S₂, además que la conversión del H₂S fue del 100%. Adicionalmente, se observó que en presencia de CO₂, se reduce la velocidad de reacción a formación de azufre y se forman productos como COS y CS₂, las cuales requieren mayor cantidad de oxígeno para transformarse en SO₂ y S₂.

ZareNezhad y Hosseinpour (2008), estudiaron diferentes alternativas para incrementar el procesamiento de H₂S en una URA, es decir que son 60 000 SCFH de gas ácido de las unidades de amina y 40 000 SCFH de gas ágricos de las unidades de aguas agrias. Dentro de las tecnologías evaluadas se encuentran: enriquecimiento de oxígeno, enriquecimiento de gas ácido, precalentamiento de aire y/o gas ácido indirectamente y precalentamiento de aire directo (hasta 1 800°F).

El enriquecimiento con oxígeno resulta beneficioso para incrementar carga de gas ácido y mayor velocidad de reacción hacia formación de SO₂, el caso de enriquecimiento de gas ácido es interesante pues es una alternativa líder tanto por eficiencia, como por alta velocidad de reacción de formación de SO₂ y como por recuperación de azufre.

Gupta, Ibrahim y Al Shoaibi, estudiaron los avances de la química del azufre para diferentes procesos de tratamiento de gas ácido (tabla 4), donde se estudiaron los efectos de impurezas de HC, encontrando que en los procesos de mayor capacidad de producción de azufre se requiere de procesos *Selectox*, *Recycle Selectox* y *Claus Process*, y que para incrementar producción es recomendado utilizar

oxidación selectiva para el tratamiento de gases de cola. Las impurezas como COS, CS₂ y CO₂ reducen la efectividad de la reacción y aumenta costos operacionales.

Tabla 4. Procesos de tratamiento de gas ácido (H₂S)

Contenido de H ₂ S, %	Procesos de tratamiento	Capacidad de producción de azufre, kg/s	Nivel de recuperación de azufre, %
0-100	Secuestrante de H ₂ S	< 0,0012-0,0024	92-99,9
0-100	Proceso líquido Redox	0,0012-0,0025	95-99,9
0-100	Proceso biológico	0,0012-0,47	92-99,9
1 - 5	Proceso Selectox	0,0059-0,59	94-99,9
5 - 20	Reciclo Selectox	0,0059-0,59	94-99,9
20 - 100	Proceso Claus	0,035-0,167; >0,167	90-98,0

Zarei, Ganji, Sadi y Rashidzadeh (2016), estudiaron los modelos cinéticos y optimización de las etapas térmicas en la unidad recuperadora de azufre (Proceso Claus) teniendo en cuenta parámetros como temperatura de carga de gas ácido, temperatura de aire y relación componentes como CO₂ y COS con respecto al contenido de H₂S, encontrando que se requiere minimizar contenido de estos dos compuestos para aumentar la velocidad de formación y reducir el tamaño de etapas térmicas para garantizar conversión y equilibrio cinético.

Javanmardi y Fíateme, (2015), realizaron estudios de predicción de las reacciones de COS y H₂S en función de condiciones de temperatura y flujos de carga para alcanzar predicciones con 97% de intervalo de confianza, además de predicciones con alto grado de confiabilidad a lo largo de todo el reactor en función de temperatura, presión y longitud del reactor. De igual forma estos resultados muestran alta confiabilidad para optimización de procesos Claus bajo el mismo perfil de diseño evaluado en este trabajo.

En Iranian petroleum para el año 2016 se genera la necesidad de disminuir las emisiones de SO_2 a través del incinerador dadas las bajas eficiencias en la recuperación de azufre producto de las corrientes gaseosas y es así como se establece el estudio de simulación para estudiar la posibilidad de enriquecer el aire con oxígeno. El propósito del estudio fue el diseño y el análisis del proceso Claus a través de la herramienta ASPEN Hysys® dados los modelos matemáticos de predicción que tiene la herramienta para simular el desempeño de los procesos y la apropiada selección de los modelos termodinámicos. El estudio concluyó que dos de los factores principales que pueden afectar la conversión son el quemador en su diseño y la variación de la composición molar de la carga ácida.⁵⁷

⁵⁷ KURIMURA H, ROCHELLE GT, SEPEHRNOORI K. An expert system to select acid gas treating processes for natural gas processing plants. Gas Sep Purif 1993; 7(3):151–8

5. METODOLOGÍA

5.1 INFORMACIÓN DEL CASO DE ESTUDIO

Para el desarrollo de este trabajo se tuvieron en cuenta las dos unidades recuperadoras de azufre URA II y IV ubicadas en la cracking I de la unidad de balance de la GRB las cuales poseen condiciones de diseño similares y en el momento procesan la totalidad de los gases ácidos y agrios generados por las unidades de tratamiento de amina y aguas agrias y cuentan con una capacidad según diseño de 50 000 SCFH de gas ácido provenientes de las unidades de amina y 40 000 SCFH de gas agrio de las unidades de aguas agrias. Es necesario aclarar que pese a tener en cuenta las dos URA en la recopilación de datos y escenarios de operación, el estudio de simulación y validación de variables se desarrolló para la URA IV dada la restricción actual en el quemador de la URA II con la claridad de que el estudio se podrá replicar en esta última unidad una vez se supere la condición de restricción.

5.2 SIMULACIÓN DEL SISTEMA ACTUAL DE PROCESAMIENTO DE GAS ÁCIDO.

Inicialmente se realizó la toma de datos en las URA II y IV y la caracterización de las corrientes de gas ácido y aire, de los últimos seis meses del proceso, además de recolección de hojas de especificaciones de equipos, diagramas de bandera en diferentes situaciones del proceso para tener referencias para la simulación y poder asegurar escenarios comparativos de las diferentes operaciones.

Para realizar la simulación, se planteó una revisión de los modelos termodinámicos factibles, tomando como método de análisis el árbol de decisiones (ver anexos Q y R). Aspen HYSYS cuenta con una amplia selección de modelos termodinámicos basados en parametrizaciones de ecuaciones de estado, modelos de actividad, modelos de presión de vapor, semiempíricos y misceláneos.

La tabla 5 resume estos modelos y algunos casos típicos de aplicación según la matriz de escogencia que propone el asistente de modelamiento de Aspen Tech® [Q]. Particularmente, para este caso de estudio, el paquete misceláneo de aminas, Amine Package, fue desarrollado para modelar específicamente unidades de endulzamiento con aminas, que incluye datos experimentales termodinámicos, cinéticos y de solubilidad sobre un amplio rango de condiciones ⁵⁸ [R]. Algunos autores han mostrado la eficacia de este paquete termodinámico ^{59 60 61 62 63}, en el modelo de recuperación de azufre mediante proceso Claus, y evaluación de costos por gases ácidos en endulzamiento de aminas. De acuerdo a los trabajos previos publicados con simulación ASPEN HYSYS para el modelamiento del proceso claus ^{64 65} se realizó a escogencia del paquete termodinámico de Aminas para el modelamiento de los procesos simulados en este trabajo dado que soporta de la mejor manera las propiedades termoquímicas, cinéticas y fisicoquímicas de las

⁵⁸ Manual ASPEN HYSYS apendice A.

⁵⁹ IBRAHIM S, GUPTA AK, AI SHOAIBI A. Xylene and H₂S destruction in high temperature flames under Claus condition. *Appl. Energy* 2015; 154:352–60

⁶⁰ SELIM H, GUPTA A, SASSI M. 2008. Acid gas composition effects on the reactor temperature in Claus reactor. Sixth AIAA international energy conversion engineering conference (IECEC), Cleveland, OH

⁶¹ SONG C. An overview of new approaches to deep desulfurization for ultra-clean gasoline, diesel fuel and jet fuel. *Catal Today* 2003; 86(1–4):211–63

⁶² ÁLVAREZ-AYUSO E, Querol X, TOMÁS A. Environmental impact of a coal combustion-desulphurisation plant: Abatement capacity of desulphurisation process and environmental characterisation of combustion by-products. *Chemosphere* 2006;65(11):2009–17

⁶³ KURIMURA H, ROCHELLE GT, SEPEHRNOORI K. An expert system to select acid gas treating processes for natural gas processing plants. *Gas Sep Purif* 1993; 7(3):151–8

⁶⁴ NABGAN W, TUAN AMRAN A., BAHADOR N., et al. “A Simulation of Claus Process Via Aspen Hysys for Sulfur Recovery” *Chemical Product and Process Modeling*, 11.4 2016: 273-278

⁶⁵ MUHAMMAD A, GADELHAK Y. Correlating the additional amine sweetening cost to acid gases load in natural gas using Aspen Hysys. *J Nat Gas Sci Eng* (2014); 17:119–30

sustancias involucradas en el proceso simulado las cuales se pueden apreciar en la tabla 6.

Después de la escogencia del modelo, se procedió a incluir las composiciones, condiciones de corrientes según la caracterización de las cargas ácidas después de los análisis de laboratorio realizados a las muestras tomadas (Ver Tabla 6), y plantear una simulación del reactor térmico incluyendo todas las reacciones y los parámetros cinéticos de las mismas, los cuales fueron obtenidos de revisiones bibliográficas de Gupta y Hosseinpour, que desarrollaron modelos detallados donde definieron constantes cinéticas, energías de activación, entre otros parámetros, con lo cual alcanzaron intervalo de confianza del 97%,^{66 67}.

También se integró ASPEN HYSYS con “*ASPEN Properties*” para integrar modelos de producción de azufre (S, S1, S2, S3, S4, S5, S6, S7 y S8) y poder programar en la herramienta de Fortran de “*ASPEN Properties*” para desarrollar todos los modelos de selectividad de las reacciones de SO₂ con H₂S y con O₂ para cada reactor de Gibbs resolviendo las ecuaciones de equilibrio químico, considerando los parámetros termodinámicos de la mezcla de componentes del sistema y determinando los avances de las reacciones y las composiciones en el equilibrio. Después se procedió con construcción de la caldera de recuperación de calor, realizando integración con aspen EDR para determinar la influencia hidráulica y mecánica sobre dichos equipos.

⁶⁶ ZARENEZHAD B. and HOSSEINPOUR, N., Op. Cit.

⁶⁷ GUPTA, A.K., IBRAHIM S., And Al SHOAIBI., Advances in Sulfur chemistry for treatment of acid gases, Progress in Energy and Combustion Science Volume 54, pag. 65-92, December 2016

Tabla 5. Recomendaciones para escogencia del modelo termodinámico

TIPO DE PROCESO	PAQUETE TERMODINÁMICO RECOMENDADO
Deshidratación de TEG	PR
Procesamiento de gas ácido, tratamiento con aminas	ACID GAS, ACID GAS AMINES, AMINES (Single or with Hydrolyzing Gibbs)
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
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
Producción de éter (MTBE, ETBE, teramil 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

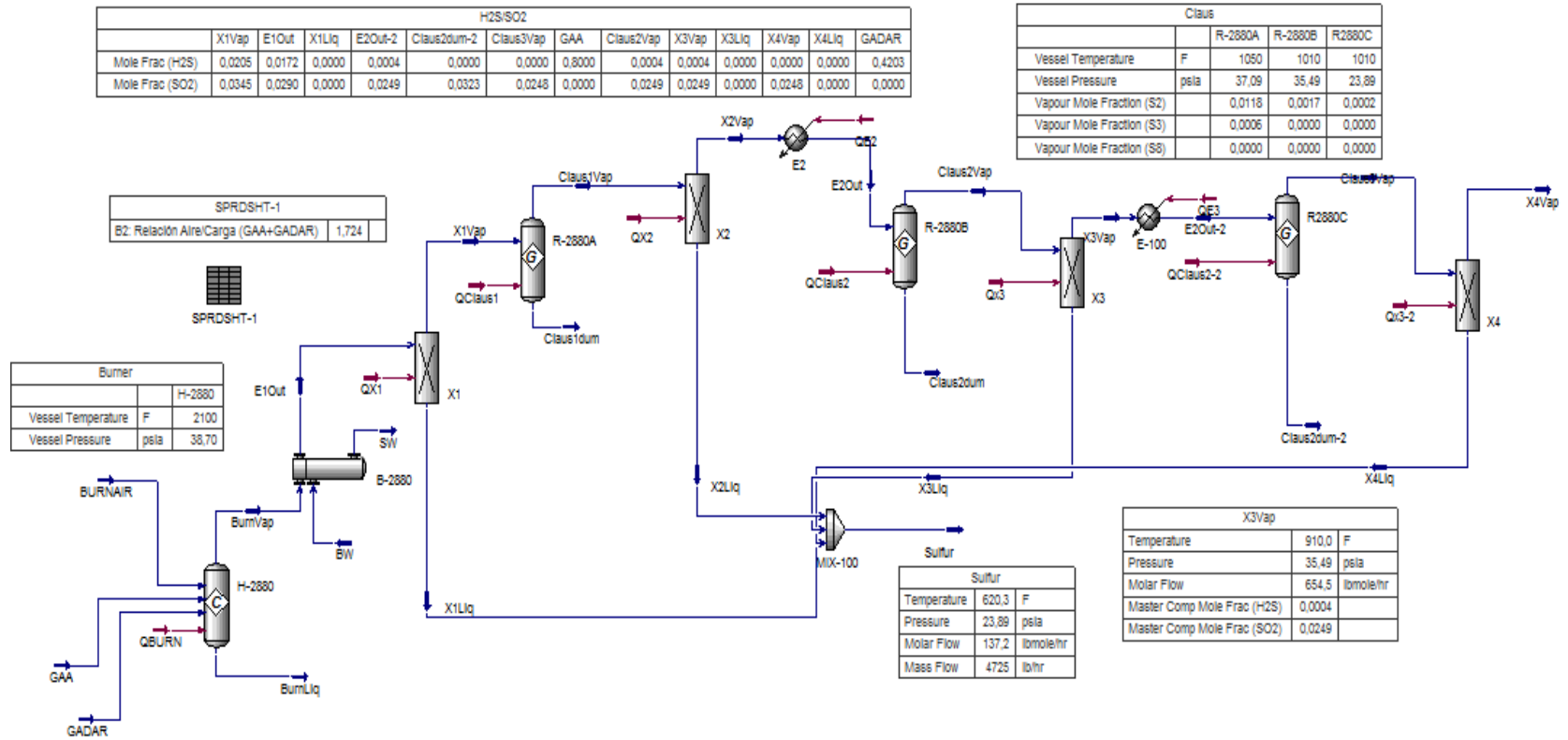
Fuente: ASPEN-TECH, Honeywell

Posteriormente, se desarrolló la simulación de cada reactor catalítico, para conversión de H₂S y SO₂ hacia azufre y agua, para ello se tomó reactores de Gibbs tomando los modelos de reacción cargados en “*Aspen Properties*”, teniendo en cuenta una matriz de componentes para darle selectividad a las reacciones catalizadas de los modelos para la producción de azufre de acuerdo a las características del mismo (S, S1, S2, S3, S4, S5, S6, S7 y S8). (Ver Figura 8)

Tabla 6. Condiciones de las corrientes de carga (Gas ácido, Gas Agrio y aire) en la unidad de azufre IV.

CONDICIÓN DE OPERACIÓN	GAS ÁCIDO DE AMINA	GAS ÁCIDO DE AGUAS AGRIAS	AIRE
Temperatura, °F	180	106	86
Presión, psia	60	60	20
Flujo másico, lb/hr	5 461	4 808	13 440
Entalpía, MMBtu/hr	-1,4	-3,2	-48,7
Flujo Volumétrico, SFCH	63 200	47 911,1	
<i>Flujo molar, lb mol/h</i>	131,4	137,8	466
H ₂ O	0,0620	0,1650	0,004
O ₂	0		0,209
N ₂	0,0088	0,0094	0,780
H ₂ S	0,8000	0,4233	0
H ₂	0,0010	0,0034	0,001
CH ₄	0,0110	0,0097	0,001
C ₂ H ₆	0,0090	0,0054	0
C ₃ H ₈	0,0020	0,0011	0
NH ₃	0	0,3827	0
CO	0,0010		0
CO ₂	0,1052		0,005

Figura 8. Diagrama simulación de las condiciones actuales de la planta recuperadora de azufre (URA IV).



5.3 VALIDACIÓN DE LA SIMULACIÓN CON RESPECTO AL PROCESO ACTUAL

Para la validación de la simulación se introdujeron como datos de entrada; flujos másicos, volumétricos y molares del gas ácido de amina, flujo de gas ácido de aguas residuales, flujo de aire, presión de la unidad y temperatura en el reactor térmico en el simulador, datos reales del proceso en estado estacionario y luego se comparó la respuesta de la simulación con el histórico de los datos de refinería durante 6 meses continuos, la comparación final se realizó con análisis de medias.

Una vez corroborados la validación con los análisis de medias se procedió a realizar un análisis de sensibilidad sometiendo a variabilidad la simulación en un rango de carga y temperaturas en la que el proceso real normalmente opera. Este análisis arroja un conjunto de datos que son comparados con los datos del proceso real por análisis ANOVA de comparación de dos muestras independientes.

El proceso de sensibilidad al cual fue sometida la simulación tuvo en cuenta además del flujo total de gas ácido de carga y temperatura de reacción; flujo de aire y relación de flujos molar de aire sobre carga total de gas ácido.

Para el análisis de sensibilidad se creó un diseño de experimento del tipo factorial 2^k , teniendo en cuenta dos factores, cada factor fue considerado para dos puntos extremos y un punto central. Los puntos extremos hacen referencia a flujos de carga acida máxima y flujo de carga mínima en donde se evidencio estabilidad en la operación de la unidad recuperadora de azufre, el punto central fue establecido al calcular el promedio de flujo de carga.

Se evidencia que los dos factores (Carga de gas ácido y temperatura de reacción), los cuales fueron sometidos a variación y como variable resultante se encuentra la producción de azufre líquido, igualmente se puede apreciar que la revisión de otras variables como flujo de GADAR y la relación aire carga total de gases (GAA y

GADAR) para determinar según el cambio de dicha relación; cómo influyen sobre la producción de azufre líquido de la unidad, todo esto enmarcado en los diferentes esquemas reales que se presentan en la operación y las variaciones a las cuales son sometidas las unidades de azufre en los diferentes escenarios operativos.

A partir del análisis de sensibilidad, se obtuvieron valores que fueron comparados con los datos históricos de seis meses de operación normal de la unidad. El análisis de datos se realizó mediante comparación de medias y desviación estándar de dos muestras independientes, bajo un intervalo de confianza del 95%, empleando el paquete estadístico STATGRAPHICS versión 17 y el software de análisis ANOVA de comparación de dos muestras independientes.

5.4 EVALUACIÓN DE LAS ALTERNATIVAS DE INCREMENTO DE PRODUCCIÓN DE AZUFRE LÍQUIDO EN LAS UNIDADES RECUPERADORAS DE AZUFRE II Y AZUFRE IV

Las alternativas que se estudiaron para incrementar la capacidad de procesamiento de azufre fueron: Enriquecimiento de oxígeno, cambio de quemadores de reacción térmica por unos de mayor eficiencia (Lu Venturi) y tecnología súper Claus.

Las variables de respuesta utilizadas para evaluar las alternativas fueron los rendimientos del proceso es decir la producción final de azufre líquido (determinados por simulación) y evaluación económica.

Los criterios de selección de la alternativa se encuentran correlacionados y definidos por la tasa interna de retorno, valor presente neto y periodo de retorno, sin embargo y teniendo en cuenta las restricciones de presupuesto y las proyecciones de tiempo de operación estimado entre corridas de cada una de las unidades de azufre cobra vital importancia el hecho de realizar acciones de adecuación que no generen un

impacto significativo en el presupuesto del departamento y que a su vez no requiera la intervención de la unidad con días de parada programadas o no para la implementación de la tecnología. Otro de los aspectos importantes y directamente relacionados con paradas de planta es el tema del margen de refinación que podría llegar a comprometerse por la parada de una de las unidades de azufre y todo el impacto que este evento puede llegar a generar, entre otros la disminución de la carga de crudo a la gerencia regional Barrancabermeja.

5.4.1 Enriquecimiento de Oxígeno.

5.4.1.1 Evaluación del rendimiento del proceso de enriquecimiento de oxígeno

Para este caso se tomó la simulación del caso base (Proceso Actual), y se le adicionó la corriente de oxígeno comercial de 99% de pureza mezclándola con el aire aumentando la concentración de oxígeno de 35 a 40%. Para ello fue necesario disminuir el flujo de aire de carga manteniendo la misma producción de azufre líquido. En la figura 9 se resalta el cambio que se implementó con respecto al caso base haciendo referencia al mezclador para la inyección de oxígeno al aire de combustión.

Se llevó a cabo la simulación y optimización del proceso, tomando como función objetivo maximizar la capacidad de procesamiento de gas y de producción de azufre.

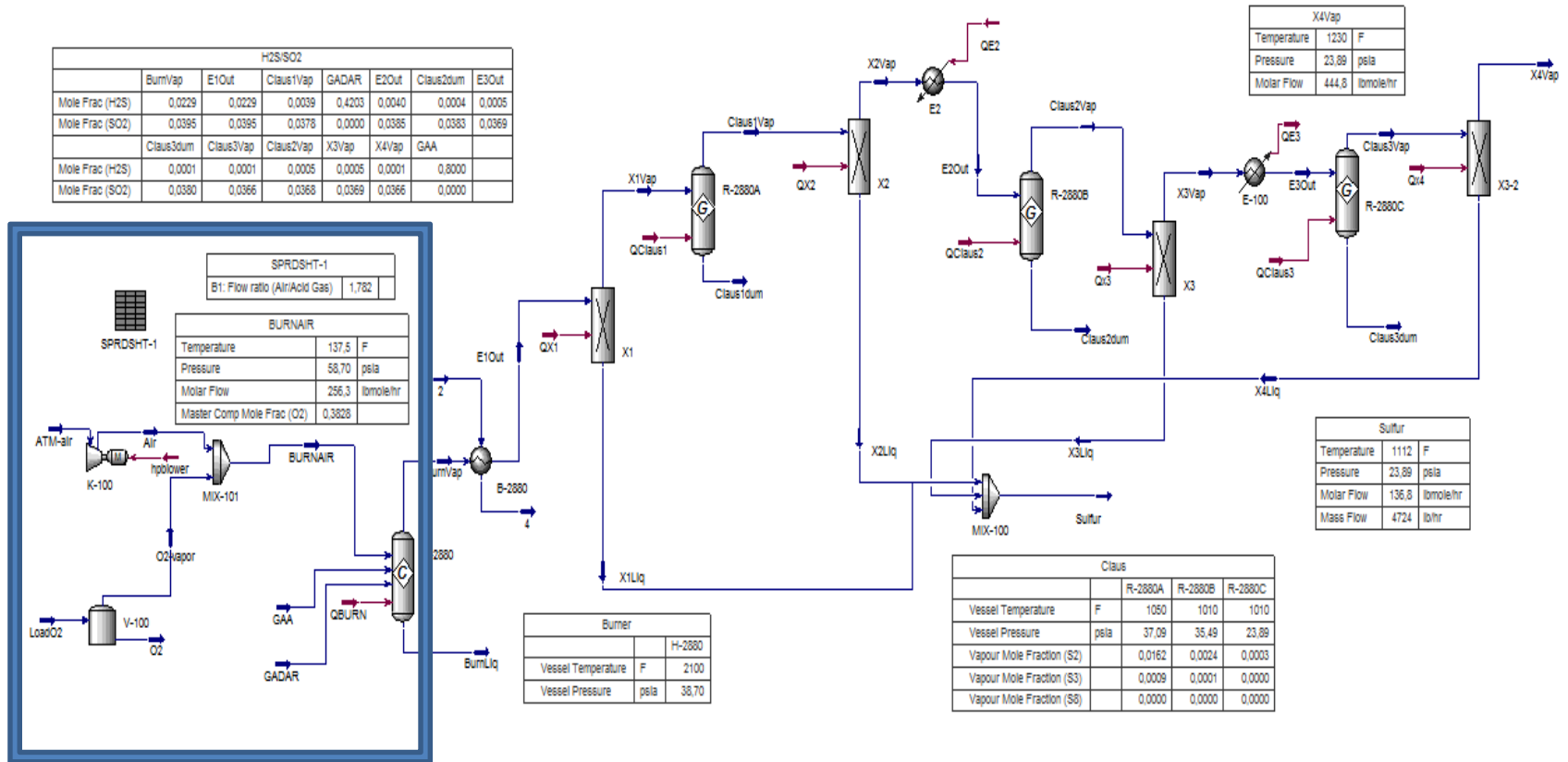
Con los resultados obtenidos por el análisis de sensibilidad, se procedió a realizar un análisis ANOVA para determinar proporcionalidad entre variables de acuerdo con los cambios de proceso planteados en esta alternativa, además del análisis determinando tendencias, y finalmente análisis de regresión múltiple para obtener modelos estadísticos que permitan predecir resultados finales a partir de perturbaciones propias de la planta tales como las generadas por el efecto tipo escalón por el aumento o disminución de aire y cargas ácidas bajo el modelo de

variación de parámetros de dos o tres variables independientes [E]. Adicionalmente, se evaluaron los rangos óptimos de control de carga, flujo de oxígeno, relación de carga oxígeno y temperatura de reacción, mediante una superficie de respuesta obtenida del análisis estadístico. Se utilizó el software estadístico STATGRAPHICS versión 17 para realizar los análisis descritos anteriormente.

5.4.1.2 Evaluación económica para la implementación de enriquecimiento con oxígeno. La evaluación económica, se realizó tomando como base un flujo de caja a 10 años. Se tuvieron en cuenta los costos de implementar la alternativa, los costos adicionales por mantenimiento y operación del nuevo sistema, además de los beneficios por mayor procesamiento de H₂S y una mayor producción de azufre.

La estimación de costos se llevó a cabo teniendo cuenta la metodología de costos clase V ($\pm 50\%$), debido a que la información se basó en las especificaciones preliminares de los insumos y productos. El diseño de equipos se basó en el costo de los materiales y el costo de fabricación unitario manejado por Ecopetrol SA. Para esta evaluación se tuvo en cuenta equipos adicionales requeridos para suministrar oxígeno al reactor, tales como tanque de almacenamiento, evaporadores, mezclador y el lazo de control de flujo con su válvula respectiva.

Figura 9. Simulación de alternativa de enriquecimiento de aire con oxígeno para incrementar capacidad de procesamiento de H₂S.



5.4.2 Alternativa de Cambio de quemador (Lu Venturi).

5.4.2.1 Evaluación rendimiento del proceso de cambio de quemador (Lu Venturi). Para simular esta alternativa se tuvo en cuenta la tecnología “Lu Venturi” la cual consiste en incrementar la velocidad de reacción y conversión en función de una mejor distribución de la carga en la zona de reacción térmica. Para este caso se tuvo en cuenta la variable de conversión de H₂S a azufre elemental líquido (96.3%) de la URA IV de la GRB en la simulación, es necesario resaltar que para el estudio se simulación y validación para la aplicación de esta tecnología, se desarrolló para la unidad de azufre IV sin que esto represente la no aplicación en la URA II una vez de superen las restricciones ya mencionadas en este trabajo y que no permite alcanzar las temperaturas necesarias para la inyección de la corriente de GADAR.

Adicionalmente, dentro de la sección de acondicionamiento de la carga de GADAR, se incluyó un tambor separador para disminuir la afectación a la reacción por contenido de agua mayor al 10% en la corriente gaseosa y se incorporó como segunda acción de mejora en las condiciones de carga agria, el incremento de la concentración de H₂S para asegurar la correcta operación del sistema Lu Venturi (Figura 10) [G].

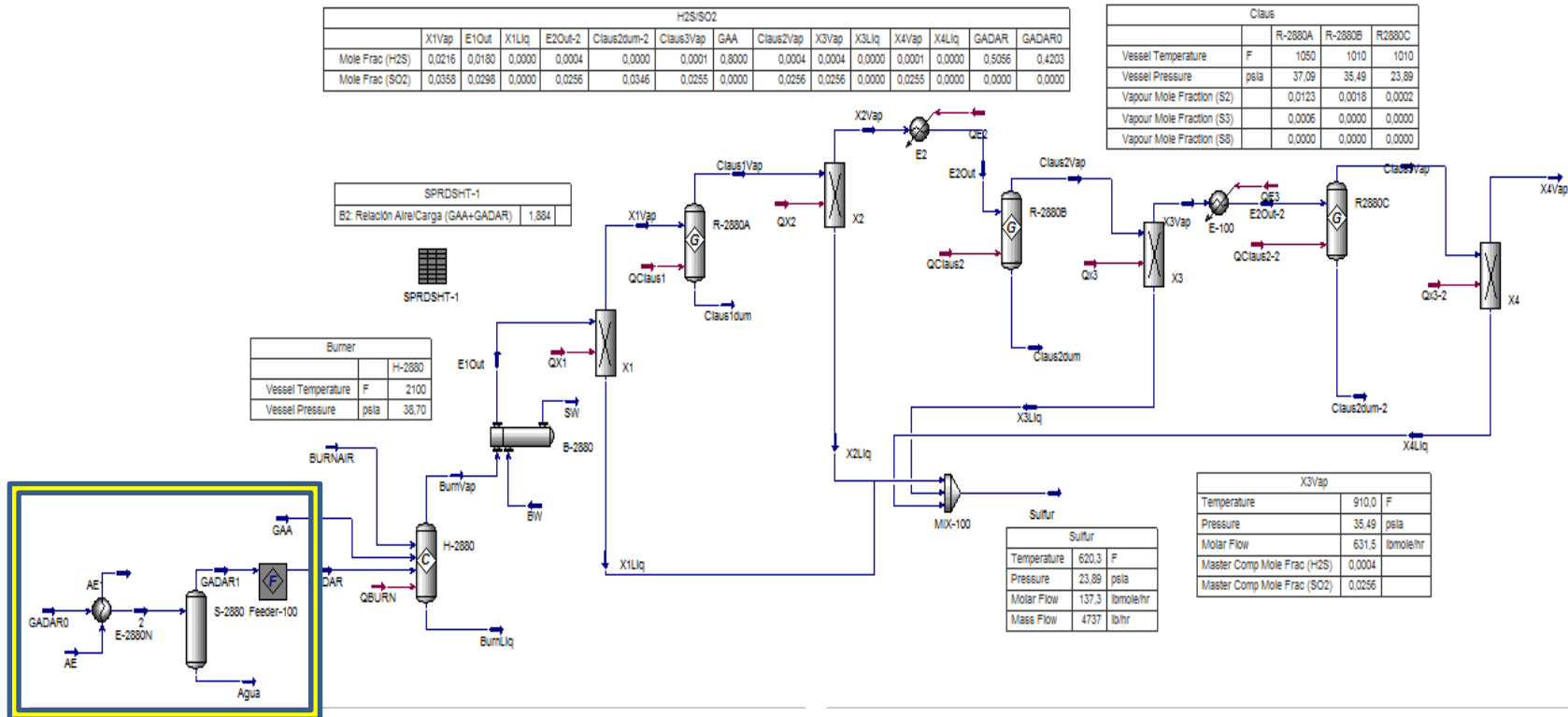
Se planteó un análisis de sensibilidad teniendo en cuenta aumentos de carga de gas ácido y aire con factor de relación de carga aire/gas ácido en 1,4 para determinar el incremento de la carga total al reactor térmico. Como variable de respuesta se tuvo en cuenta: producción de azufre, pureza del azufre y concentración de H₂S en los gases de cola.

5.4.2.2 Evaluación económica para la implementación de Lu Venturi La evaluación económica consistió en determinar los costos de los equipos requeridos: quemador de alta eficiencia con opción de pre mezcla para inyección de la corriente

enriquecida de H₂S en la línea de llegada de GADAR al reactor térmico, el tambor separador, equipo de bombeo y condensador para disminuir el porcentaje de agua en la corriente de entrada [M].

Normalmente para efectos de intervención por mantenimientos de las URA, es necesario tener en cuenta las acciones programadas para asegurar la correcta operación del quemador en el reactor térmico. Por esta razón fue necesaria la evaluación de los costos teniendo en cuenta el tiempo de mantenimiento de un quemador como el utilizado para esta tecnología y las competencias técnicas de quienes ejecutan la labor.

Figura 10. Diagrama de simulación de implementación de tecnología Lu Venturi con enriquecimiento de gas ácido para incrementar procesamiento de H₂S



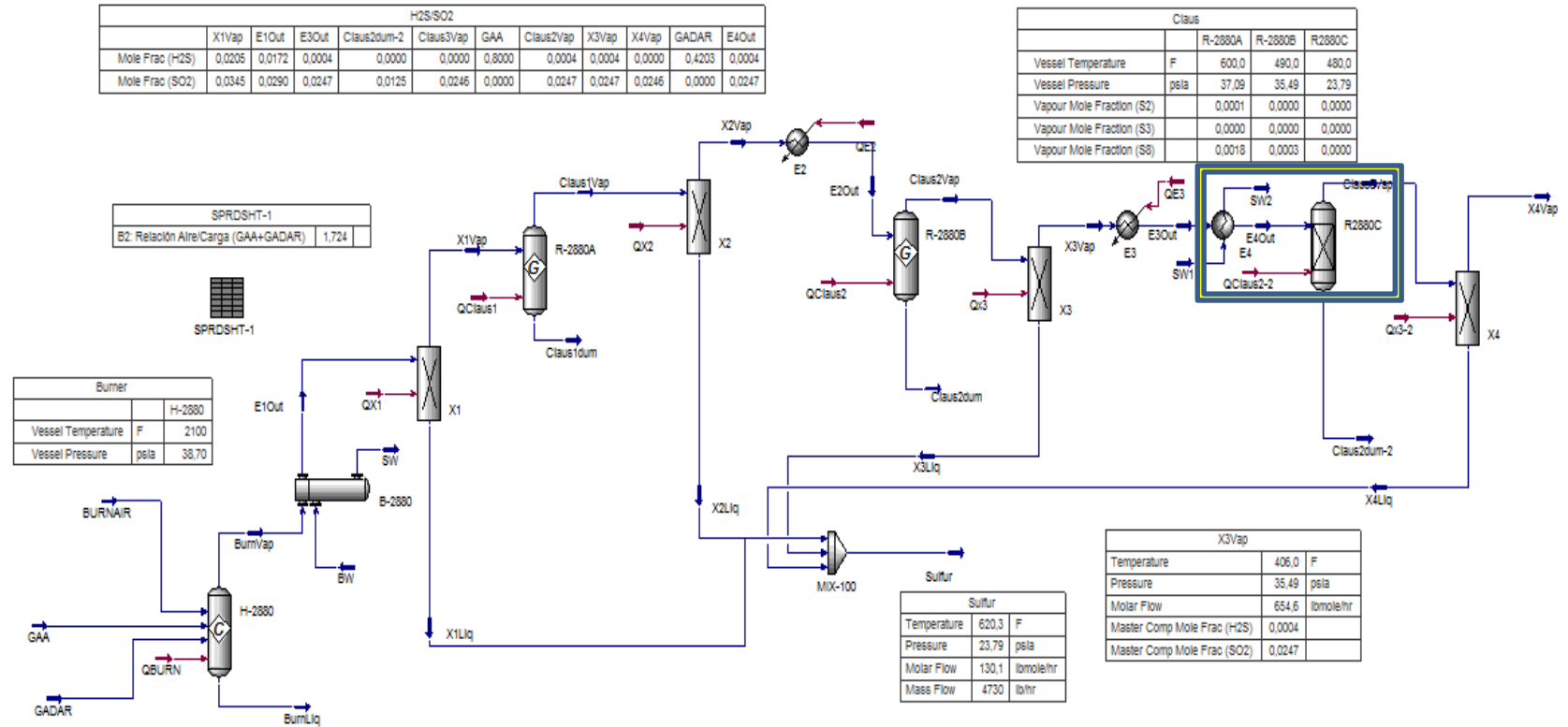
5.4.3 Alternativa de cambio súper Claus (reactor con oxidación selectiva).

5.4.3.1 Evaluación rendimiento del proceso súper Claus Para el desarrollo de esta simulación fue necesario realizar un cambio de la selectividad de la reacción en el último reactor, pues la tecnología consiste en un catalizador de oxidación selectiva en el tercer reactor, para producir azufre a partir de H_2S y SO_2 . Por consiguiente, se reducen las emisiones de H_2S y SO_2 en los gases de cola. Teniendo en cuenta lo anterior, en la simulación se incluyó un segundo intercambiador de calor para controlar temperatura de la entrada del tercer reactor y se mantuvo la conversión (Figura 11).

Se realizó un análisis de sensibilidad y evaluación de influencia de variables independientes sobre variables dependientes, y correlación de factores para realizar optimización de la simulación [F]. Las variables de respuesta fueron: la producción de azufre líquido y concentración de H_2S en los gases de cola así como del incremento en el margen total de carga de crudo a la refinería manejando rendimientos promedio para cargas caracterizadas.

5.4.3.2 Evaluación económica para la implementación de súper Claus La evaluación económica de esta tecnología consistió en determinar los costos y modificaciones de los equipos requeridos, como lo son; cambios en los elementos internos del reactor, un nuevo catalizador de oxidación selectiva, inclusión de un nuevo intercambiador con la capacidad de incrementar la temperatura de los gases de entrada al reactor y un sistema de control de temperatura en el intercambiador [L].

Figura 11. Diagrama de simulación de implementación de tecnología Súper Claus con catalizador de oxidación selectiva en el último reactor.



6. ANÁLISIS DE RESULTADOS

6.1. VALIDACIÓN DE SIMULACIÓN Y ANÁLISIS DEL COMPORTAMIENTO DEL PROCESO ACTUAL DE GAS ÁCIDO.

En la tabla 7 se presenta el comparativo del proceso real de gas ácido equiparado con el simulado. Los resultados muestran que la simulación de sistema, reproduce de forma satisfactoria el proceso real, prediciendo la producción de azufre, las emisiones de H₂S y emisiones de SO₂, partiendo de flujo de carga de GAA, GADAR y aire similares. Es necesario mencionar que, se simularon 190 condiciones operativas en donde están incluidos los diferentes escenarios de operación que se pueden presentar y que cada simulación fue realizada en estado estacionario, con valores de intervalos mostrados en la tabla 7. La variación de flujo de carga de la corriente de gas ácido de amina y de flujo de aire de combustión al reactor térmico determinaron la manera en la que el proceso fue sometido a variabilidad dada la relevancia de estos dos factores y las repercusiones que tienen de manera directa sobre la estequiometría de la mezcla, las pérdidas por chimenea y la producción de azufre líquido en la URA.

Tabla 7. Tabla comparativa de los intervalos del proceso actual de procesamiento de azufre contra la simulación de dicho proceso para validación de simulación.

COMPARACIÓN BAJO INTERVALO DE CONFIANZA DEL 95% DE LA UNIDAD DE AZUFRE IV			INTERVALO DE SIMULACIÓN	
Condición	Proceso actual	Valores de la media del proceso simulado	Limite. Inf.	Limite. Sup.
Carga de GAA, KSCFH	46,57 - 62,66	45,50	43,87	47,13
Carga de GADAR, lbm/h	86,6 – 3 562	3 550	3 488	3 612
Carga de Aire, lbm/h	234 – 13 526	13 300	13086	13 514
Producción de azufre, TMD	0,79 - 48,41	49,54	48,60	50,48
H ₂ S salida del R-2880C, ppm	66 - 72	71	60	82
SO ₂ salida del R-2880C, %	0,16 - 2,2	2,01	1,7	2,25

El intervalo de confianza se determinó mediante el análisis de comparación de dos muestras independientes, con el análisis ANOVA de comparación de dos muestras independientes. Los resultados del análisis ANOVA de la regresión y la prueba de hipótesis nula concluyen que el modelo no representa el comportamiento de la producción de azufre en función de los gases de carga con intervalo de confianza de 95%. Dado que el valor P de probabilidad de la regresión es inferior a 0,05, las variables tienen relación significativa y el modelo matemático obtenido es válido para predecir resultados de producción de azufre para este caso.

Los modelos de regresión fueron ajustados con los datos reales de proceso y la validación para este caso se realizó comparando los datos y comparación de modelos. Por otra parte, dentro de los datos históricos seleccionados se realizó un rechazo a los datos atípicos, los cuales fueron desechados debido a la mayor diferencia o error con respecto a la media y con respecto al límite de confianza determinado.

De acuerdo con los resultados del análisis estadístico y el modelo determinado (ecuación 23) se observa que al aumentar el flujo de GAA se incrementa en mayor proporción la producción de azufre con respecto al aumento que se logra al incrementar el flujo de GADAR. Lo anterior se debe a que el GADAR tiene menor concentración de H₂S, lo cual resta capacidad de procesamiento de H₂S por el volumen de inertes y H₂O, además que para un mismo flujo de aire, menor concentración de H₂S, se produce agotamiento del mismo el cual resulta ser reactivo limite orientándose las reacciones de producción de SO₂ en la conversión térmica y agotamiento de H₂S en la conversión catalítica, dejándose de producir azufre mediante las reacciones donde se requiere de SO₂ y H₂S como reactivos para producir azufre.

Tabla 8. Análisis de varianza de la regresión de S en los gases de cola.

Análisis de Varianza

Parámetro	Suma de cuadrados	GL	Cuadrados medios	Valor-f	Valor-P
Modelo	126 987	3	42 329,1	180 324,36	0,0000
Residual	11,9717	51	0,235		
Total	126 999	54			

$$R^2 = 99,9906\% \quad R^2 \text{ (ajustado por GL)} = 99,9902\%$$

$$PS_{(Actual)} = 0,01215 * FGAA_{(Actual)} + 0,00622 * FGADAR_{(Actual)} - 0,00226 * FA_{(Actual)} \quad (23)$$

PS_(Actual) (TMD): Producción de Azufre Proceso real

FGAA (lb/h): Flujo de gas ácido de amina

FGADAR (lb/h): Flujo de gas ácido de aguas residuales

FA_(Actual) (lb/h): Flujo de aire

A partir de los resultados obtenidos, es evidente que al aumentar el flujo de aire, se incrementa el contenido de oxígeno el cual debe mantenerse como reactivo límite, para evitar que todo el H₂S reaccione hacia SO₂, pues parte del H₂S es necesario para los procesos de conversión térmica y catalítica para generar azufre mediante las ecuaciones químicas dadas.

La tabla 9 contiene los resultados del análisis estadístico y el modelo obtenido para la concentración de H₂S (ecuación 24) en función de las variables flujo de GADAR, Flujo de GAA y flujo de aire. Se determinó por prueba de hipótesis nula; que la regresión no representa el desempeño de la concentración final de H₂S. Dado que el valor-P es inferior a 0,05, es decir, que la aceptación del modelo es mayor al 99%, por ende el modelo de regresión resulta confiable para predecir concentración del proceso real en función de las variables independientes dichas, con un intervalo de confianza del 95%. El coeficiente de correlación (R²) muestra que las variables independientes explican en un 99,75% el comportamiento de la variable resultante.

Tabla 9. Análisis de varianza de la regresión de concentración de H₂S en los gases de cola. Análisis de varianza

Parámetro	Suma de cuadrados	GL	Cuadrados medios	Valor-F	Valor-P
Modelo	2,74934E-7	3	9,16445E-8	7 102,31	0,0000
Residual	6,58078E-10	51	1,29035E-11		
Total	2,75592E-7	54			

$$R^2 = 99,76\%$$

$$R^2 \text{ (ajustado por GL)} = 99,75\%$$

$$C_{H_2S}GC_{(Actual)} = 0,08768 * FGAA_{(Actual)} + 0,0519 * FGADAR_{(Actual)} -$$

$$0,0391 * FA_{(Actual)}$$

(24)

$C_{H_2S}GC_{(Actual)}$ (ppm): Concentración de H₂S en el gas de cola.

$FGAA$ (lb/h): Flujo de gas ácido de amina

$FGADAR$ (lb/h): Flujo de gas ácido de aguas residuales

$FA_{(Actual)}$ (lb/h): Flujo de aire

Es preciso señalar que los modelos de regresión fueron seleccionados porque vienen de un histórico del comportamiento del proceso que después fue simulado.

De acuerdo con la ecuación 25, para reducir la concentración de H₂S en la corriente de gases de cola se requiere aumentar el flujo de aire. El flujo de aire en la unidad de azufre puede alcanzar valores de 247 000 SCFH, de llegarse a obtener valores superiores, se favorece la reacción para la generación de SO₂. Por lo anterior, la ecuación se restringe para altos valores de flujo de aire.

La función de la concentración de SO₂ en los gases de cola se presenta en la ecuación 25, obtenida a partir del análisis estadístico (Tabla 10).

Tabla 10. Análisis de varianza de la regresión de concentración de SO₂ en el gas de cola. Análisis de varianza

<i>Parámetro</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>GL</i>	<i>Cuadrados medios</i>	<i>Valor-F</i>	<i>Valor-P</i>
Modelo	0,0292	3	0,00973899	11 278,03	0,0000
Residual	0,00004	51	8,63537E-7		
Total	0,0293	54			

R²= 99,85%

R² (ajustado por G.L.) = 99,84%

$$C_{SO_2}GC_{(Actual)} = -1,80 \times 10^{-5} \cdot FGAA_{(Actual)} - 9,84 \times 10^{-6} \cdot FGADAR_{(Actual)} + 1,05 \times 10^{-5} \cdot FA_{(Actual)} \quad (25)$$

$C_{SO_2GC(Actual)}$: Concentración de SO_2 en los gases de cola.

FGAA (lb/h): Flujo de gas ácido de amina

FGADAR (lb/h): Flujo de gas ácido de aguas residuales

$FA_{(Actual)}$ (lb/h): Flujo de aire

Es necesario resaltar que en esta sección solo se está validando la simulación del proceso actual, es decir, el modelo matemático que está representado en la ecuación 25 es coherente con las ecuaciones descritas anteriormente. A partir de los modelos matemáticos obtenidos se maximizó la producción de azufre asegurando concentraciones de H_2S menor a 70 ppm, concentración de SO_2 menor a 3%, la cuales resulta de fácil tratamiento para sistemas de tratamiento de gas de cola como incineradores.

Al realizar la simulación del sistema se evidencio que retirando la inyección de GADAR del proceso de conversión térmica, se logra mayor producción de azufre líquido y se alcanza la capacidad máxima de procesamiento de H_2S la cual está en el orden del 98 %, esto se debe a la baja concentración de H_2S en la corriente de GADAR condición que disminuye la velocidad de reacción por el efecto de dilución que generan inertes como el nitrógeno y el vapor de agua (Tabla 11).

Tabla 11. Resultados de optimización utilizando “Solver”⁶⁸ de Excel para encontrar punto óptimo de operación con GADAR y sin GADAR.

Variable objetivo (Máx.)

Variable	Nombre	Valor original	Valor final 1	Valor final 2
VO	PS, TMD	42,856	54,34	49,3

Celdas de variables

Variable	Nombre	Valor original	Valor final 1	Valor final 2
V1	FGAA, lb/h	4000	7 346,4	4 599,4
V2	FGADAR, lb/h	3800	0	3400
V3	FA, lb/h	13 000	15 451,0	14 627,5

Restricciones Valor final 1

	Nombre	Valor de la celda	Fórmula	Estado
R1	C _{H2S} GC, ppm	200,0	R1<=200	Activa
R2	C _{SO2} GC, %	3,0	R2<=3	Activa
R3	FGAA, lb/h	7 346,4	R3>=4000	Activa
R4	FGADAR, lb/h	0	R4<=3500	Activa

Restricciones Valor final 2

Celda	Nombre	Valor de la celda	Fórmula	Estado
R1	C _{H2S} GC, ppm	190	R1<=200	Activa
R2	C _{SO2} GC, %	3,0	R2<=3	Activa
R3	FGAA, lb/h	5 499,4	R3>=4000	Activa
R4	FGADAR, lb/h	2500	R4<=3500	Activa
R5	FGADAR, lb/h	2500	R5>=2500	Activa

Cabe resaltar, que se debe cargar el GADAR a la sección de reacción térmica, debido a que es una de las formas de procesar el H₂S que se genera por despojo realizado a las aguas agrias residuales de la refinería. Por lo anterior, se sugiere procesar 3 800 LB/h de GADAR para evitar impactos ambientales sobre la atmosfera y los cuerpos de agua.

⁶⁸ Solver es una herramienta de análisis que tienes en el programa Excel, permite calcular el valor de una celda que depende de diversos factores o variables donde a la vez existen una serie de restricciones que han de cumplirse y permite a su vez resolver problemas de programación lineal

Con la simulación determinó la relación másica de suministro de aire con respecto al suministro de gas ácido, encontrando que la relación se debe mantener entre 1,4 a 1,7 (masa de aire/masa de gas ácido). Estos valores aseguran que el oxígeno será el reactivo límite, para evitar que se genere excesivo SO_2 a razón de agotamiento de H_2S , lo cual reduce la formación de azufre tanto en la zona de conversión térmica como en la zona de conversión catalítica.

Las evaluaciones de análisis de sensibilidad fueron realizadas teniendo en cuenta datos actuales de operación de la unidad, esto permitió confirmar al momento de la regresión de la simulación, la validez de los coeficientes los cuales quedaron dentro de los límites de intervalo de confianza del 95%, condición que nos permite contar con una predicción confiable de respuesta ante las correlaciones experimentadas en la unidad y establece un desempeño esperado de la simulación para las evaluaciones requeridas, para mayor información ver anexos del A al D.

A continuación, se exponen los resultados de simulación al implementar tecnologías para procesar una mayor cantidad de GAA y GADAR.

6.2 EVALUACIÓN DE ALTERNATIVAS DE SIMULACIÓN PARA INCREMENTAR PROCESAMIENTO DE GAS ÁCIDO

Fue posible determinar que una de las mejores alternativas con las que se encuentra directamente la disminución de inertes es cuando se incrementa proporcionalmente la concentración de oxígeno, lo que ocasiona la capacidad de carga de gas ácido o incrementar en porcentaje de H_2S en la corriente de GADAR, esto con el objetivo de incrementar el procesamiento del componente ácido en la corriente de carga.

Dada la limitante metodológica por la posibilidad de que los supuestos de las regresiones no se cumplan y teniendo en cuenta que los intervalos y límites necesarios para la mejora en la operación de la URA no cumplen con un alto rango, es necesario aclarar que la predicción de los resultados de las simulaciones o análisis en base a regresiones lineales, exponenciales y logarítmicas aplicadas en el presente trabajo se encuentra limitada y solo serán válidos en la región en donde se tomaron los datos.

6.2.1 Esquema de procesamiento de gas ácido con enriquecimiento de oxígeno. Al evaluar el enriquecimiento de oxígeno, es posible determinar que el incremento de la concentración de oxígeno del aire de carga al quemador del 21% mol al 37%, equivale a una reducción de 4 000 lb/h de flujo de aire, lo cual permitiría incrementar el consumo de 800 a 1 000 lb/h de GAA con una concentración entre el 88 al 92% de H₂S. Bajo estas condiciones se alcanzaría una producción entre 58 a 63 TMD de azufre. Cabe resaltar que el aumento de concentración tiene una limitante y esto obedece a que a medida que aumenta el oxígeno se produce agotamiento de H₂S y generación de SO₂, afectando la conversión catalítica por baja concentración de H₂S.

Se determinó el comportamiento de la producción de azufre, las emisiones de H₂S y SO₂, en función de las variables como flujo de GAA, flujo de GADAR, flujo de aire al reactor y concentración de oxígeno, además se determinó una correlación que permite predecir las variables resultantes antes descritas (Ver Tabla 12).

Tabla 12. Tablas de coeficientes de regresión y análisis de varianza de la regresión, para aceptación del modelo de producción de azufre en función de flujos de gases ácidos, flujo de aire y fracción de oxígeno.

		<i>Estándar</i>	<i>T</i>	
<i>Parámetro</i>	<i>Coefficientes</i>	<i>Error</i>	<i>Estadístico</i>	<i>Valor-P</i>
Flujo de GAA	0,0144	0,000396	36,29	0,0000
Flujo de GADAR	0,00829	0,000344	24,13	0,0000
Flujo Total Aire	-0,00329	0,000155	-21,33	0,0000
Fracc. O ₂ Aire-Burn	-50,942	4,83424	-10,54	0,0000

Análisis de Varianza

<i>Parámetro</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>GL</i>	<i>Cuadrados medios</i>	<i>F-Ratio</i>	<i>P-Valor</i>
Modelo	299 241	4	74810,2	166 509,88	0,0000
Residual	34,5949	77	0,449284		
Total	299 275	81			

R² = 99,988%

R² (adjusted for d.f.) = 99,988%

$$PS_{(sim)} = 0,0144*FGAA + 0,00829*FGADAR - 0,00329*FA_t - 50,9422*C_{O_2}FA \quad (26)$$

PS_(sim) (TMD): Producción de azufre

FGAA (lb/h): Flujo de gas ácido de amina

FGADAR (lb/h): Flujo de gas ácido de aguas residuales

FA_t (lb/h): Flujo de aire total (Flujo de oxígeno y Flujo de Aire)

C_{O₂}FA: Concentración de oxígeno en aire al quemador

De acuerdo con lo que se observa en la ecuación (26), el incremento de concentración de oxígeno en el aire de inyección al quemador tiene el efecto de disminución en la producción de azufre, esto se debe al incremento de la velocidad de producción de SO₂ afectando la conversión del H₂S al limitar su reacción, por lo cual las reacciones químicas representadas en las ecuaciones (8) y (15) estarán restringidas en la etapa de conversión térmica y en la conversión catalítica. De

acuerdo a lo anterior, la ventaja al incrementar la concentración de O_2 , es el hecho de poder disminuir el flujo de aire al quemador para proporcionar mayor capacidad en procesamiento de gas ácido GAA y GADAR.

Sin embargo un flujo de aire mayor a 150 000 SCFH con concentraciones de O_2 superiores al 35% generan la disminución en la producción de azufre por el agotamiento del H_2S en la reacción térmica, hecho que afecta la producción de azufre a través de las etapas de conversión catalítica, esto se pudo determinar mediante el análisis de sensibilidad de la simulación.

El efecto del enriquecimiento de oxígeno en el aire de carga al quemador, sobre la concentración de SO_2 en los gases de cola, se describe en la tabla 13 y la ecuación (27), en donde se observa que a mayor contenido de O_2 y flujo de aire, aumenta la producción de SO_2 , asegurando suficiente concentración de H_2S y SO_2 de manera que se aumente la conversión de los dos reactivos en la etapa catalítica.

Para evaluar una optimización sobre la simulación de la alternativa de enriquecimiento con oxígeno, también fue desarrollada una regresión. Para este caso fue necesario determinar regresión lineal, regresión cuadrática y regresión logarítmica con el objeto de encontrar un modelo propicio y con la capacidad de definir el comportamiento del contenido de H_2S en los gases de cola, con un intervalo de confianza mayor al 95% y con un coeficiente de correlación que permita asegurar la predicción, teniendo en cuenta las variables independientes; en más del 80% el comportamiento de la variable resultante.

Tabla 13. Coeficientes de regresión y análisis de varianza de la regresión, para aceptación del modelo de producción de azufre en función de flujos de gases ácidos, flujo de aire y fracción de oxígeno, para caso de enriquecimiento de oxígeno.

Parámetro	Coeficientes	Error Estándar	T-Estadístico	Valor-P
FGAA	-0,008556	0,0004551	-18,8008	0,0000
FGADAR	-0,005103	0,0003946	-12,9318	0,0000
FAt	0,004685	0,000177	26,4003	0,0000
C _{O2} GC _(O2)	85,5268	5,55339	15,4008	0,0000

Análisis de varianza

Parámetro	Suma de Cuadrados	GL	Cuadrados medios	F-Ratio	Valor-P
Modelo	3 803,62	4	950,91	1 603,83	0,0000
Residual	45,65	77	0,593		
Total	3 849,28	81			

$$R^2 = 98,81\% \quad R^2 \text{ (ajustado por GL.)} = 98,77\%$$

$$C_{SO_2}GC_{(O_2)} = -0,0086*FGAA - 0,0051*FGADAR + 0,0047*FAt + 85,53*C_{O_2}FA \quad (27)$$

C_{SO2}GC_(O2) (%mol/mol): Concentración de SO₂ en gases de cola

FGAA (lb/h): Flujo de gas ácido de amina

FGADAR (lb/h): Flujo de gas ácido de aguas residuales

FAt (lb/h): Flujo de aire total (Flujo de oxígeno y Flujo de Aire)

C_{O2}FA: Concentración de oxígeno en aire al quemador

Para la regresión de predicción de H₂S, con esta alternativa, fue necesario evaluar diferentes regresiones hasta encontrar la de mayor aceptación tanto por anova como por validación de los coeficientes de la misma. Al final la de mejor predicción de resultados de simulación fue la transformación de Box-Cox, con potencia de 0,125 (1/8) y cambios de variables en cero, tal como se muestra en la tabla 14 y en

la ecuación (28). Esto en gran parte obedece a que el suministro de oxígeno para incrementar concentración del mismo en el aire al quemador, genera cambios tanto en generación de energía, selectividad de reacciones y cambios de parámetros como flujos, temperatura de reacción y relación aire/carga acida. Se alcanzaron temperaturas entre 2 300 a 2 500°F y mayor producción de vapor debido a la recuperación energética en la caldera.

Tabla 14. Coeficientes de regresión y análisis de varianza de la regresión, para aceptación del modelo de producción de azufre en función de flujos de gases ácidos, flujo de aire y fracción de oxígeno, para caso de enriquecimiento de oxígeno

Transformación Box-Cox: potencia = 0,125 cambio = 0

<i>Parámetro</i>	<i>Coefficiente</i>	<i>Error Estándar</i>	<i>T-Estadístico</i>	<i>Valor-P</i>
FGAA	0,365234	0,0606315	6,02384	0,0000
FGADAR	0,224328	0,0525774	4,26662	0,0001
FAt	-0,168389	0,023641	-7,12275	0,0000
C ₀₂ GC ₀₂	-2014,7	739,9	-2,72294	0,0080

Análisis de Varianza

<i>Parámetro</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>GL</i>	<i>Cuadrados medios</i>	<i>F-Ratio</i>	<i>Valor-P</i>
Modelo	3,25351E7	4	8,13377E6	772,83	0,0000
Residual	810402,	77	10524,7		
Total	3,33455E7	81			

R² = 97,57%

R² (ajustado por GL) = 97,48%

$$\text{BoxCox}(\text{C}_{\text{H}_2\text{S}}\text{GC}_{\text{O}_2}) = 0,365*\text{FGAA} + 0,224*\text{FGADAR} - 0,168*\text{FAt} - 2014,7*\text{C}_{\text{O}_2}\text{FA}$$

Dónde:

$$\text{BoxCox}(\text{C}_{\text{H}_2\text{S}}\text{GC}_{\text{O}_2}) = 1 + (\text{C}_{\text{H}_2\text{S}}\text{GC}_{\text{O}_2}^{0,125}-1) / (0,125*164,304^{-0,875}) \quad (28)$$

C_{H2S}GC₀₂, (ppm): Concentración de H₂S en gas de cola

FGAA (lb/h): Flujo de gas ácido de amina

FGADAR (lb/h): Flujo de gas ácido de aguas residuales

FAt (lb/h): Flujo de aire total (Flujo de oxígeno y Flujo de Aire)

Co₂FA: Concentración de oxígeno en aire al quemador

Después de realizar el procedimiento de optimización de la simulación, por análisis de sensibilidad y Solver, para el caso de enriquecimiento con oxígeno, se puede afirmar que para cumplir con las condiciones óptimas para su desarrollo, se debe realizar la disminución del flujo de aire compensado con aumento flujo de gas ácido GAA hasta un punto de consumo de 1000 lb/h de GAA.

El incremento de producción de azufre con respecto al caso actual optimizado en simulación, sería de 8,91 TMD (ver tabla 15).

Tabla 15. Maximización de producción de azufre en función de flujos de GAA, GADAR y aire.

Celda objetivo (Máx.)

<i>Celda</i>	<i>Nombre</i>	<i>Valor original</i>	<i>Valor final</i>
VO	PSO ₂	53,19	62,10

Celdas de variables

<i>Celda</i>	<i>Nombre</i>	<i>Valor original</i>	<i>Valor final</i>
V1	FGAA	4800	5 200
V2	FGADAR	3 418,7	4 000
V3	FAt	8 000	8 544
V4	Co ₂ FAt	0,35	0,35

Restricciones

<i>Celda</i>	<i>Nombre</i>	<i>Valor de la celda</i>	<i>Fórmula</i>
R1	CH ₂ S GC	200	R1<=200
R2	Cso ₂ GC	2,97	R2<=3
R3	FGAA	5 200	R3<=5 200
R4	FGADAR	4 000	R4<=4 000
R5	FGADAR	4 000	R5=2 500
R6	FAt	8 544	R6>=8 000
R7	Co ₂ FAt	0,35	R7>=8 000

6.2.2 Esquema de simulación de procesamiento de gas ácido con unidad Súper-Claus (oxidación catalítica selectiva). Al implementar por simulación el último reactor con oxidación altamente selectiva, se determinó que pueden incrementarse las cargas de GAA y GADAR en 1 000 lb/h por cada corriente, lo cual permite aumentar la producción de azufre hasta 84,9 TMD.

Gran parte de esto se debe, a que este último reactor logra convertir los residuales de H₂S y el SO₂ del segundo reactor en azufre, por la conversión catalítica.

En la tabla 16 y la ecuación (29), se muestra que la regresión satisface la predicción de producción de azufre, en función de variables de carga como flujo de GAA, flujo de GADAR y flujo de aire al quemador, puesto que hay aceptación estadística significativa bajo intervalo de confianza del 95%. Además, que el coeficiente de correlación muestra que la ecuación (29) explica en un 99,9% el comportamiento de la producción de azufre para al caso Súper-Claus simulado.

Tabla 16. Coeficientes de regresión y análisis de varianza de la regresión para el caso de implementar alternativa Súper-Claus para incrementar producción de azufre.

<i>Parámetro</i>	<i>Coefficiente</i>	<i>Error Estándar</i>	<i>T-Estadístico</i>	<i>P-Valor</i>
FGAA	0,0109988	0,000339608	32,3866	0,0000
FGADAR	0,00595485	0,000538011	11,0683	0,0000
FA	-0,00130897	0,000183015	-7,15226	0,0000

Análisis de Varianza

<i>Parámetro</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>GL</i>	<i>Cuadrados medios</i>	<i>F-Ratio</i>	<i>P-Valor</i>
Modelo	140 143	3	46714,3	16 210,79	0,0000
Residual	121,031	42	2,88168		
Total	140 264	45			

R² = 99,91%

R² (ajustado por GL) = 99,91%

$$PS_{(SClaus)} = 0,0109988*FGAA + 0,00595485*FGADAR - 0,00130897*FA \quad (29)$$

PS (TMD): Producción de azufre para alternativa Súper-Claus

FGAA (lb/h): Flujo de gas ácido de amina

FGADAR (lb/h): Flujo de gas ácido de aguas residuales

FA (lb/h): Flujo de aire al quemador.

De acuerdo a lo que se ha establecido durante toda es estudio; la producción de azufre, el contenido de H₂S residual en gases de cola y el contenido de SO₂ en dicha corriente, presenta el mismo comportamiento frente a las variables independientes al compararlo con el caso de implementar alternativa Súper-Claus, debido a que esta tecnología permite incrementar la conversión catalítica solo en la última parte del proceso.

Tabla 17. Coeficientes de regresión y análisis de varianza de la regresión para el caso de implementar alternativa Súper-Claus para incrementar producción de azufre.

<i>Parámetro</i>	<i>Coeficiente</i>	<i>Error Estándar</i>	<i>T-Estadístico</i>	<i>P-Valor</i>
FGAA	-0,0010167	0,00015362	-6,61828	0,0000
FGADAR	-0,000324507	0,000243366	-1,33341	0,1896
FA	0,00055888	0,0000827856	6,75092	0,0000

Análisis de Varianza

<i>Parámetro</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>GL</i>	<i>Cuadrados medios</i>	<i>F-Ratio</i>	<i>P-Valor</i>
Modelo	133,851	3	44,617	75,67	0,0000
Residual	24,7646	42	0,589634		
Total	158,616	45			

$$R^2 = 84,39\% \quad R^2 \text{ (ajustado for GL)} = 83,64\%$$

$$C_{SO_2GC} = -0,0010167*FGAA - 0,000324507*FGADAR + 0,00055888*FA \quad (30)$$

C_{so₂GC (%mol/mol)}: Concentración de SO₂ en gases de cola

FGAA (lb/h): Flujo de gas ácido de amina

FGADAR (lb/h): Flujo de gas ácido de aguas residuales

FAt (lb/h): Flujo de aire total (Flujo de oxígeno y Flujo de Aire)

C_{o₂FA}: Concentración de oxígeno en aire al quemador

Tabla 18. Coeficientes de regresión y análisis de varianza de la regresión para el caso de implementar alternativa Súper-Claus y predecir contenido de H₂S en los gases de cola.

<i>Parámetro</i>	<i>Coeficiente</i>	<i>Error estándar</i>	<i>T-Estadístico</i>	<i>P-Valor</i>
FGAA	0,05795	0,00211	27,521	0,0000
FGADAR	0,03355	0,00334	10,0568	0,0000
FA	-0,02512	0,00114	-22,1395	0,0000

Análisis de Varianza

<i>Parámetro</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>GL</i>	<i>Cuadrados medios</i>	<i>F-Ratio</i>	<i>P-Valor</i>
Modelo	279 181,	3	93 060,5	839,93	0,0000
Residual	4 653,43	42	110,796		
Total	283 835,	45			

R² = 98,36%

R² (ajustado por GL) = 98,28%

$$C_{H_2S GC(S_{Claus})} = 0,05795 * FGAA + 0,03355 * FGADAR - 0,02512 * FA \quad (31)$$

C_{H₂S GC (ppm)}: Producción de azufre

FGAA (lb/h): Flujo de gas ácido de amina

FGADAR (lb/h): Flujo de gas ácido de aguas residuales

FA (lb/h): Flujo de aire al quemador

Con el objeto de encontrar el punto óptimo de simulación de unidad recuperadora de azufre implementando Súper-Claus, se evaluó mediante la misma herramienta de Excel "Solver", logrando encontrar que bajo esta proceso se incrementó la producción de azufre en 28,05 TMD (ver tabla 19), logrando mayor consumo de

GAA y GADAR, además de mantener la concentración de H₂S y SO₂ en los gases de cola antes de llegar al incinerador en 200 ppm y 3% respectivamente.

Esta tecnología llega a duplicar la producción debido a que el último reactor se encarga de la conversión del contenido de H₂S y SO₂ que no reaccionó en la conversión térmica dada en el horno y en la conversión catalítica que ocurre en los dos primeros reactores.

Tabla 19. Maximización de producción de azufre en función de flujos de GAA, GADAR y aire.

Celda objetivo (máx.)

<i>Celda</i>	<i>Nombre</i>	<i>Valor original</i>	<i>Valor final</i>
VO	PS	56,88	84,9371697

Celdas de variables

<i>Celda</i>	<i>Nombre</i>	<i>Valor original</i>	<i>Valor final</i>	<i>Entero</i>
V1	FGAA	5 484,12	7 493,62	Continuar
V2	FGADAR	2500	3 500	Continuar
V3	FA	14 000	14 000	Continuar

Restricciones

<i>Celda</i>	<i>Nombre</i>	<i>Valor de la celda</i>	<i>Fórmula</i>	<i>Estado</i>
R1	C _{SO2} GC	0,930213059	R1<=3	Activa
R2	C _{H2S} GC	200	R2<=200	Activa
R3	FGAA	7 493,615186	R3>=4 000	Activa
R4	FGADAR	3 500	R4<=4 500	Activa
R5	FGADAR	3 500	R5>=3 500	Activa
R6	FA	14 000	R6<=14 000	Activa
R7	FA	14 000	R7>=8 000	Activa

6.2.3 Esquema de simulación de procesamiento de gas ácido con quemadores Lu Venturi y Enriquecimiento de gas ácido. Bajo este esquema por simulación se puede observar que: al incrementar la concentración de H₂S, removiendo el contenido de agua en la corriente de GADAR es posible incrementar la producción de azufre. En gran parte esto se debe, al efecto de dilución que realiza el agua con

respecto sobre el H₂S. Además la molécula de agua genera reacciones laterales que reducen la formación de azufre y reversión de reacciones a partir de azufre y agua para formar H₂S y SO₂.

Con solo remover el contenido de agua (16,5% mol/mol) en la corriente de GADAR, se incrementa la producción de azufre en 2,7 TMD (49 vs 51,7 TMD) con respecto al caso actual (Caso base). Al remover el volumen de agua se permite a su vez un incremento de carga de gas ácido, alcanzando una producción total de 57,5 TMD, lo cual significa un incremento total de producción de azufre con respecto al valor inicial de 8,5 TMD.

Para comprender de forma correcta el planteamiento anterior, es necesario resaltar que el dato de las 57,5 TMD hace referencia al producto total de azufre una vez se logra el aumento de carga acida gracias al retiro del agua en la corriente de GADAR.

Para llevar todos los casos al mismo nivel en comparación, se realizó una regresión multivariable, encontrando ecuaciones que permitieron encontrar el punto óptimo de operación de la simulación para alcanzar la máxima producción de azufre asegurando emisiones de SO₂ y H₂S en límites de acuerdo a la autoridad ambiental. A continuación, se muestra la tabla 20, de validación de coeficientes y el análisis de varianza de la regresión para la producción de azufre en función de variables independientes como flujo de GAA, GADAR y aire de carga, donde se detalla que los valores de probabilidad de cada coeficiente muestran aceptación con un intervalo de confianza del 95% y dicha regresión explica en un 99,9% la producción de azufre (Ver tabla 20 y ecuación 32).

Tabla 20. Coeficientes de regresión y análisis de varianza de la regresión para la alternativa de Lu-Venturi y enriquecimiento de H₂S para la producción de azufre en función de flujo de aire, flujo de GAA y flujo de GADAR.

Parámetro	Coeficiente	Error Estándar	T-Estadístico	P-Valor
Flujo de Aire	-0,00202875	0,0000744563	-27,2475	0,0000
Flujo de GAA	0,0121739	0,000182857	66,576	0,0000
Flujo de GADAR	0,00769527	0,000255864	30,0756	0,0000

Análisis de varianza

Parámetro	Suma de cuadrados	GL	Cuadrados medios	F-Ratio	P-Valor
Modelo	240 456	3	80 152,1	135 545,06	0,0000
Residual	46,1239	78	0,591332		
Total	240 503,	81			

R² = 99,98%

R² (ajustado por GL) = 99,98%

$$PS = 0,0121739*FGAA + 0,00769527*FGADAR - 0,00202875*FA \quad (32)$$

PS (TMD): Producción de azufre para alternativa Súper-Claus

FGAA (lb/h): Flujo de gas ácido de amina

FGADAR (lb/h): Flujo de gas ácido de aguas residuales

FA (lb/h): Flujo de aire al quemador

Para el contenido de H₂S y SO₂ en el gas de cola, se observó que el análisis de regresiones y las ecuaciones de regresión presenta un comportamiento similar al caso base, donde el flujo de GAA y el flujo de GADAR incrementar la concentración de H₂S y que a su vez dichos flujos disminuyen la concentración de SO₂, es decir, que tiene comportamiento opuestos los cuales obedecen a que en la conversión térmica mayor flujo de aire conlleva a desarrollar reacciones de oxidación formando SO₂ y por ende reduciendo la concentración de H₂S, pero que este último requiere de una concentración en los gases entre el 24 al 28% para poder desarrollar las

reacciones de formación de azufre a partir de interacciones de componentes como H₂S y SO₂ (Ver ecuaciones 33 y 34).

Tabla 21. Coeficientes de regresión y análisis de varianza de la regresión para la alternativa de Lu-Venturi y enriquecimiento de H₂S para el contenido de SO₂ en los gases de cola en función de flujo de aire, flujo de GAA y flujo de GADAR.

<i>Parámetro</i>	<i>Coefficiente</i>	<i>Error Estándar</i>	<i>T-Estadístico</i>	<i>P-Valor</i>
FA	0,00000908677	3,5192E-7	25,8206	0,0000
FGAA	-0,0000156747	8,64278E-7	-18,1362	0,0000
FGADAR	-0,00000884066	0,00000120935	-7,31027	0,0000

Análisis de varianza

<i>Parámetro</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>GL</i>	<i>Cuadrados medios</i>	<i>F-Ratio</i>	<i>P-Valor</i>
Modelo	0,0344656	3	0,0114885	869,66	0,0000
Residual	0,00103041	78	0,0000132104		
Total	0,035496	81			

R² = 97,1%

R² (ajustado por GL) = 97,0%

$$C_{SO_2GC} = 0,00000909*FA - 0,0000157*FGAA - 0,00000884*FGADAR \quad (33)$$

C_{SO₂GC (%)}: Concentración de SO₂ en gases de cola

FGAA (lb/h): Flujo de gas ácido de amina

FGADAR (lb/h): Flujo de gas ácido de aguas residuales

FA (lb/h): Flujo de aire total (Flujo de oxígeno y Flujo de Aire)

Tabla 22. Coeficientes de regresión y análisis de varianza de la regresión para la alternativa de Lu-Venturi y enriquecimiento de H₂S para la producción de azufre en función de flujo de aire, flujo de GAA y flujo de GADAR.

<i>Parámetro</i>	<i>Coefficiente</i>	<i>Error Estándar</i>	<i>T-Estadístico</i>	<i>P-Valor</i>
FA	-0,0426223	0,000769236	-55,4086	0,0000
FGAA	0,0949635	0,00188916	50,2676	0,0000
FGADAR	0,0629103	0,00264342	23,7988	0,0000

Análisis de Varianza

<i>Parámetro</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>GL</i>	<i>Cuadrados medios</i>	<i>F-Ratio</i>	<i>P-Valor</i>
Modelo	817 497	3	272 499,	4317,35	0,0000
Residual	4 923,14	78	63,1171		
Total	822 420	81			

R² = 99,40%

R² (ajustado por GL) = 99,39%

$$C_{H_2S}GC = 0,0949635*FGAA + 0,0629103*FGADAR - 0,0426223*FA \quad (34)$$

C_{H₂S}GC (ppm): Producción de azufre

FGAA (lb/h): Flujo de gas ácido de amina

FGADAR (lb/h): Flujo de gas ácido de aguas residuales

FA (lb/h): Flujo de aire al quemador

Para optimizar el proceso simulado de Lu-Venturi es necesario llevar a proceso de maximización la producción de azufre y teniendo como restricciones las ecuaciones de predicción de la concentración de H₂S y SO₂, además de los límites de carga de gas ácido. A continuación, se muestran los resultados del proceso de maximización de azufre logrando concentraciones de H₂S y SO₂ inferiores a 50 ppm y 3% respectivamente (Ver tabla 23).

Al detallar los resultados se encontró que la optimización de la simulación evidencia que se puede llegar a producción máxima de azufre de 72,4 TMD, sin violar los márgenes operativos del proceso, logrando alcanzar mayor desempeño de la

unidad y un control sobre las emisiones atmosféricas de componentes de algo seguimiento por autoridad ambiental como lo son H₂S y SO₂.

Tabla 23. Maximización de producción de azufre en función de flujos de GAA, GADAR y aire.

Celda objetivo (Máx)

<i>Celda</i>	<i>Nombre</i>	<i>Valor original</i>	<i>Valor final</i>
VO	PS, TMD	57,5	72,4

Variables

<i>Celda</i>	<i>Nombre</i>	<i>Valor original</i>	<i>Valor final</i>	<i>Entero</i>
V1	FA	13 000	14 000	Continuar
V2	FGAA	4 596,78	6 071,03	Continuar
V3	FGADAR	3 500	3 500	Continuar

Restricciones

<i>Celda</i>	<i>Nombre</i>	<i>Valor de la celda</i>	<i>Fórmula</i>	<i>Estado</i>
R1	C _{SO₂} GC, %	2,42	R1<=3	
R2	C _{H₂S} GC,	60,0	R2<=200	
R3	FA	14 000	R3<=14 000	
R4	FA	14 000	R4>=8 000	
R5	FGAA	4 596,8	R5>=4 500	
R6	FGADAR	3 500	R6<=4 500	
R7	FGADAR	3 500	R7>=3 500	

6.3 SELECCIÓN DE ALTERNATIVA A IMPLEMENTAR Y EVALUACIÓN DE INCREMENTO DE UTILIDAD Y MARGEN DE REFINACIÓN

En ECOPETROL S.A uno de los objetivos principales es el de maximizar la rentabilidad del crudo cargado, esta es la razón por la cual cobra importancia los costos del ciclo de vida de los activos con los que ya contamos, como los que se incluyen en cada uno de los proyectos, por lo cual se tuvo en cuenta la inversión de mejoras de los bienes capital y las inversiones asociadas a los costos de

mantenimiento y gastos operativos. En esta sección se describe el análisis económico para cada una de las alternativas evaluadas.

6.3.1 Evaluación de costos y evaluación económica de la alternativa de enriquecimiento del oxígeno en el aire. Esta alternativa requiere de instalación de sistema de suministro de oxígeno, el cual consta del tanque criogénico de almacenamiento, evaporadores de oxígeno, medición de flujo, lazo de control de flujo, tuberías, mano de obra entre otros, bajo un costeo clase V ($\pm 50\%$), donde al final se obtuvo el resumen de costos mostrado en la tabla 24, donde se relacionan equipos mayores, sistemas eléctricos, instrumentación entre otros.

En la tabla 24, se describen los costos bajo la alternativa de enriquecimiento con oxígeno. Para una mejor descripción de la evaluación ver anexo H.

Tabla 24. Resumen de evaluación de costos al implementar enriquecimiento con oxígeno en el aire al quemador.

EVALUACIÓN DE COSTOS		
ITEM	DESCRIPCIÓN	PRECIO USD\$
1	Equipos Mayores	263 860
2	Sistemas Eléctricos	16 560
3	Instrumentos	77 100
4	Tuberías y accesorios	37 450
5	Ingeniería, HSE, Supervisores y Operadores	24 864
6	Subcontratación	4 900
7	Impuestos	80.699
8	Costo del proyecto	505 433
9	Administración e imprevistos	50 543
10	Costo total del proyecto (USD\$)	555 977

Con los costos obtenidos y el incremento de producción proyectado bajo esta alternativa, una evaluación de proyecto a 10 años, se obtuvieron los índices financieros descritos en la tabla 25.

Tabla 25. Resumen de evaluación económica al implementar enriquecimiento con oxígeno en el aire al quemador.

<i>Descripción</i>	<i>Valor</i>
<i>Tasa interna de retorno</i>	65%
<i>Valor presente neto, MUS\$</i>	8 921,43
<i>Plazo de recuperación, años</i>	2,17

6.3.2 Evaluación de costos y evaluación económica de la alternativa Súper Claus. La implementación de dicha tecnología requiere cambio de catalizador el último reactor, además de incluir un equipo de transferencia de calor para incrementar la temperatura con el fin de lograr la temperatura superior a 500°F, que es lo recomendado por los fabricantes de estos catalizadores, pues por debajo de estas temperaturas ocurren reacciones laterales de formación de COS y CS₂. En la tabla 26, se muestra un resumen de la evaluación de costos de todos los equipos bajo el modelo clase V (+/-50%).

De acuerdo con los costos mencionados, se realizó la evaluación económica tomando como caso base la mayor producción de azufre y mayor procesamiento de H₂S, lo cual se traduce en el sostenimiento de la carga de la refinera por encima de 210 KBD. Esta situación tiene como consecuencia producir mayor diésel, gasolina jet, entre otros. En la tabla 27, se observa que Súper-Claus permite alcanzar una TIR mucho mayor que el enriquecimiento con oxígeno, pero a su vez el enriquecimiento con oxígeno logra un mayor VPN, lo cual indica que ofrece una mayor liquidez durante todo el tiempo de retorno de inversión y que a medida que se mejore el incremento con la misma inversión puede alcanzar mayor producción y por ende mayor recobro de H₂S.

Cabe resaltar que el periodo de recuperación es de 1,2 años para el Caso Súper-Claus, donde puede detallarse que esto se debe a un incremento de producción de azufre en mayor proporción, pero el valor presente neto se reduce debido a la inversión cada tres años por el cambio de catalizador de oxidación selectiva (Ver tabla 27 y anexo I).

Tabla 26. Resumen de evaluación de costos al implementar la tecnología Súper-Claus.

EVALUACIÓN DE COSTOS		
ITEM	DESCRIPCIÓN	PRECIO
		USD\$
1	Equipos Mayores	510 340
2	Sistemas Eléctricos	16 560
3	Instrumentos	100 700
4	Tuberías y accesorios	37 450
5	Ingeniería, HSE, Supervisores y Operadores	24 864
6	Subcontratación	4 900
7	Impuestos	132 015
8	Costo del proyecto	826 829
9	Administración e imprevistos	82 683
10	Costo total del proyecto (USD\$)	909 512

Tabla 27. Resumen de evaluación económica al implementar la tecnología Súper-Claus.

Descripción	Valor
<i>Tasa interna de retorno</i>	89,8%
<i>Valor presente neto, MUS\$</i>	6 239,9
<i>Plazo de recuperación, años</i>	1,2

6.3.3 Evaluación de costos y evaluación económica de la alternativa Lu-Venturi. Para la instalación de este tipo de quemadores y alcanzar su máxima eficiencia, es necesario remover la mayor cantidad de agua, que al final resultar un incremento de concentración del componente a recuperar (H₂S). Para esa remoción

de agua se requiere de un sistema de enfriamiento y un separador liquido-vapor, y lazos de control de nivel y flujos. A continuación, la tabla 28, muestra el resumen de la evaluación de costos para la tecnología Lu-Venturi, donde se requiere de una inversión de USD 740 mil. Con el valor de esta inversión y los beneficios proyectados por efecto de la optimización de la simulación con dicha tecnología, se realizó una evaluación económica encontrando una TIR del 71,1%, menor que la alternativa Súper-Claus y mayor que la alternativa de enriquecimiento con oxígeno, este resultado evidencia que con esta alternativa se puede producir más azufre que con la tecnología de enriquecimiento con oxígeno, aunque, debe indicarse de igual forma, que si es comparada con la súper Claus la producción de azufre con el quemador de alta eficiencia disminuye.

Por otra parte, el VPN es de USD 3,7 millones, lo que genera un mayor costo operativo si es comparado con las otras tecnologías, así mismo esta requiere una inversión mayor al enriquecer con H₂S en el GADAR (Ver tabla 29).

Tabla 28. Resumen de evaluación de costos al implementar la tecnología Lu-Venturi.

EVALUACIÓN DE COSTOS		
ITEM	DESCRIPCIÓN	PRECIO USD\$
1	Equipos Mayores	399 740
2	Sistemas Eléctricos	16 560
3	Instrumentos	82 450
4	Tuberías y accesorios	37 450
5	Ingeniería, HSE, Supervisores y Operadores	24 864
6	Subcontratación	4 900
7	Impuestos	107 533
8	Costo del proyecto	673 497
9	Administración e imprevistos	67 350
10	Costo total del proyecto (USD\$)	740 847

Tabla 29. Resumen de evaluación económica al implementar la tecnología Lu-Venturi.

Descripción	Valor
<i>Tasa interna de retorno</i>	71,1%
<i>Valor presente neto, MUS\$</i>	3 671,2
<i>Plazo de recuperación, años</i>	1,8

6.4 ANALISIS DE SELECCIÓN DE ALTERNATIVA DEFINITIVA Y EVALUACION DE INCREMENTO DE MARGEN DE REFINACION.

Para la especificación de las variables operativas y selección de estatus de cada una de ellas se realizó el estudio de correlación de variables con la herramienta statgraphics y se establecieron las variables manipuladas y controladas de nuestro proceso y cuales se encontraban en función de cada una, teniendo en cuenta los intervalos o puntos de operación óptimos. Según los resultados obtenidos en el método de selección se puede concluir que las variables de flujo de carga de GAA, GADAR y aire, cumplen con el parámetro de correlación y son las que tiene incidencia sobre las temperaturas en los equipos críticos, presión y composiciones en gases de cola.

En la tabla 30, se observa que la relación carga de gas ácido (GAA+GADAR) con respecto a las emisiones de H₂S en los gases de cola para la alternativa II, es la que tiene capacidad de emitir 1 ppm de H₂S en los gases de cola por cada 55, 47 lb/h de gas ácido cargado. En el orden de desempeño para este criterio sigue la alternativa III y luego la alternativa I, y que todas resultan ser mayores al compararse con el caso base donde se emite 1 ppm por cada 39,99 lb/h de gas ácido cargado.

Tabla 30. Tabla comparativa de las tres tecnologías para incrementar procesamiento de H₂S.

	Caso Base	Alternativa I enriquecimiento con O₂	Alternativa II súper claus	Alternativa III lu venturi
Azufre producido, TMD	49,3	62	84,9	72,4
Flujo de aire, lb/h	14 627	8 544	14 000	14 000
Flujo de GAA, lb/h	4 599	5 200	7 093	6 071
Flujo de GADAR, lb/h	3 400	4 000	4 000	3 500
Flujo de oxígeno, lb/h	0	1 200	0	0
CO ₂ FA,(p/p)	0,209	0,35	0,209	0,209
CH ₂ SGC, ppmw	200	200	200	200
CSO ₂ GC, %	3	2,97	1,2	2,42
Tasa interna de retorno		65%	90%	71%
Valor presente neto, MUS\$		8 921,43	6 239,96	3 671,21
Plazo de recuperación, años		2,17	1,17	1,68
Relación (Carga H₂S/H₂S cola)	39,99	46	55,47	47,86

Después de la debida comparación para la selección de la alternativa a implementar, la alternativa I (Enriquecimiento con oxígeno), presentó un mayor valor presente neto con una TIR moderada, además de una menor inversión de capital inferior a las otras, este factor es importante si se tiene en cuenta que el presupuesto para inversión en el departamento de cracking I ha disminuido y en este caso estaría asociado a un solo departamento operativo. Aunque la producción en términos de conversión de carga de gas ácido a azufre elemental es menor, la ventaja que representa actualmente esta tecnología es la de ofrecer la posibilidad de que en las unidades de craqueo catalítico y de hidrotratamiento se aumente carga de crudo y con características de alto azufre lo que genera la disminución en los costos por valor del crudo que se carga, aumentando en margen de refinación de la refinería

de Barrancabermeja. Finalmente lo que se deja de ganar en la producción de azufre líquido, se supera ampliamente por la conversión de la carga a productos valiosos y de alto ingreso como lo son la gasolina, el ACPM y el aceite liviano de ciclo [N].

El análisis económico está fundamentado en la evaluación económica que establece cada uno de los aspectos que la definen como lo son; ingreso por venta de producto, costos variables incrementales, costos fijos totales, utilidad después de impuestos, flujo de caja, tasa interna de retorno, tiempo de recuperación de la inversión y valor presente neto. Ver anexos, I, J y K.

En el aspecto económico se realizó la comparación y selección de la mejor alternativa teniendo en cuenta un análisis económico en donde se especificó cada una de las bases de evacuación como lo son; inversión fija estimada, tasa de interés anual de crédito, seguro de inversión, costo incremental de mantenimiento, tiempo de vida del proyecto, depreciación, impuestos de renta, depreciación anual, días de operación de planta, salario mínimo, número de operadores por turno, tasa de cambio, costos de producción y el DTF internacional.

La alternativa II (Súper-Claus), presenta un menor tiempo de recuperación con una mejor TIR, pero se requiere inversiones cada tres años para disposición del catalizador y cambio del mismo, llevando a unos pasivos ambientales. Cabe resaltar que la Súper Claus requiere de sistema de calentamiento, en el cual el servicio industrial (vapor) tiene costos por tratamiento y por generación de vapor aumentando el costo de sostenimiento de la unidad y el riesgo que representa el aumento de líneas de vapor por el tema de solidificación del azufre líquido.

Al comparar la alternativa III (Lu-Venturi con Enriquecimiento de H₂S), tiene un valor presente mucho menor con los casos anteriores, gran parte se debe a los costos por agua de enfriamiento adicionales y equipos adicionales para la disposición del agua ácida removida del gas ácido.

Con lo anteriormente analizado, el enriquecimiento con oxígeno pasa a ser la alternativa económicamente viable para implementar en corto tiempo con un VPN mayor y con una TIR moderada para una recuperación de 2,2 años.

6.5 EVALUACIÓN DEL MARGEN DE REFINACIÓN

El margen de refinación para la tecnología de enriquecimiento con oxígeno, queda definido debido al ingreso que representa las ventas de las toneladas de azufre producidas adicionalmente y sumado a este, el aporte que representa al permitir sostener la carga de crudo en la refinería 10 KBD por encima de la carga actual [P]. Como son plantas ambientales gran parte de su funcionalidad obedece a la posibilidad de que en las unidades de craqueo catalítico y unidades de hidrotratanmiento a la gasolina y al diésel se aumenta la carga de crudo con un mayor contenido de azufre, esta condición de baja calidad de cargas por alto contenido de azufre proporciona la posibilidad de un egreso menor por el bajo precio del crudo debido a estas características, disminuyendo el costo que representa la carga de la refinería. En la tabla 31, se detalla que esta operación incrementaría el margen de refinación global de la refinería en USD 0,3 por la posibilidad de cargar 10 KBD por encima de la carga actual. El efecto en el volumen estará dado por un mejor rendimiento de los productos valiosos con la calidad requerida y el aprovechamiento de la materia prima [O].

Tabla 31. Margen bruto actual comparado con el posible margen al implementar tecnología de enriquecer con oxígeno.

<i>Casos</i>	<i>Actual</i>	<i>Enriquecimiento con O₂</i>
Producción de azufre, TMD	49,5	62
Carga de crudo, KBD	200	210
Margen de refinación, USD/bl	12,3	12,6

7. CONCLUSIONES

- Las simulaciones encontradas bajo este trabajo presentan un nivel de predicción bajo un intervalo de confianza del 95%, donde se aseguran que relaciones de aire/gas ácido serían beneficiosas para el proceso entre 1,4 y 1,7 y que las temperaturas deberán estar entre 2 200 y 2 400 °F teniendo en cuenta que los datos de simulación validados correspondieron a escenarios de operación típicos y que los modelos de regresión no cumplen con un alto rango de operación.
- Una disminución de flujo aire de forma medida al alternarlo por una mayor concentración de oxígeno, ofrece una ventaja de mayor procesamiento de H₂S en la refinería que tengan tecnología Claus y que para concentraciones de oxígeno entre 35 a 60% debe asegurarse una relación de aire con carga de gas ácido entre 1,5 y 1,3 respectivamente, lo cual permite asegurar la relación de H₂S y SO₂ entre 2,2 y 2,8 la cual es adecuada para una eficiente conversión catalítica enfocada hacia una mayor producción de azufre. Además de requerir con un bajo costo de inversión y estar alineada con las necesidades actuales de la refinería, para sostener la carga de crudo con alto contenido de azufre.
- Teniendo en cuenta que para el estudio se tomó como referencia la unidad de azufre IV, la tecnología de enriquecimiento con oxígeno aplica para las dos URA (II Y IV) dada las similitudes de flujo de carga ácida y caracterización de la misma y es precisamente esta, una de las razones que puede llegar a permitir procesar mayor volumen de GAA y de GADAR, alcanzando un incremento de producción de azufre de un 26.5%, lo cual representa una producción de azufre cercana a las 130 TMD en la URA IV y con disposición para procesamiento de gas ácido de 11 000 lb/h de GAA y de 8 000 lb/h de GADAR, puesto que por cada un punto

de incremento de concentración de oxígeno se logra un incremento de procesamiento de GAA de 66,7 lb/h y 30,1 lb/h de GADAR.

- La alternativa de enriquecimiento con oxígeno cumple con un bajo costo de inversión y con las necesidades actuales de la refinería, para sostener la carga de crudo con alto contenido de azufre.

8. RECOMENDACIONES

- Se recomienda que para lograr en azufre II, una mayor capacidad de procesamiento tanto de GADAR como de GAA con el enriquecimiento de oxígeno, se debe realizar cambio de quemador por uno de mayor capacidad de procesamiento de H₂S para que permita lograr el aumento en la concentración de oxígeno a un nivel superior, es decir pasar de un nivel medio a un nivel alto (> 40%).
- Proponer el desarrollo de un trabajo futuro que incluya incremento de procesamiento de conversión térmica mediante el suministro de oxígeno secundario, el cual consiste en un suministro de oxígeno después de la llama para reducir formación de COS y CS₂.

BIBLIOGRAFÍA

ÁLVAREZ-AYUSO E, Querol X, TOMÁS A. Environmental impact of a coal combustion-desulphurisation plant: Abatement capacity of desulphurisation process and environmental characterisation of combustion by-products. *Chemosphere* 2006;65(11):2009–17.

APTE, S. V., MAHESH, K., MOIN, P., & OEFELEIN, J. C. (). *International Journal of Multiphase Flow*, 29(8), 2003 1311–1331.

ASADI, S., PAKIZEH, M., & POURAFSHARI CHENAR, M. An investigation of reaction furnace temperatures and sulfur recovery. *Chem. Sci. Eng.*, 2011, pp. 362-371.

ASPEN TECH. <http://www.aspentech.com/hysys/>. Consultado: Julio 2015.

BACA, Urbina Gabriel, *evaluación de proyectos*, Mc Graww Hill, sexta edición, 2010. Pág. 182

BATISTE Jean, *Science and Technology of Carbon Black Production*, Wiley, Second Edition, 2004.

BIOESTADISTICA Y EPIDEMIOLOGIA, Jorge Dagnino. *Rev Chil Anest* 2014; 43: 306-310.

CACUA, Karen; HERRERA, Bernardo. *Revision of Combustion with oxygen-enriched air as a strategy to increase energy efficiency*. *Ing. Univ.* vol.17 No. 2. Bogotá. 2013.

CATALISYS TODAY. Volume 16, Issue 2, 22 March 1993. Pages 263-271.

CHUNG J.S., KOREAN J. Air Pollution Research Assoc., 9 1993 25.

COULSON, JF y RICHARDSON LJ. Chemical Engineering, second edition Volume II, Butterworth, NY 2004.

DEIXONNE M, SHARMA A. Reduction of benzene, toluene and xylene emissions by co-firing fuel gas and acid gas in the US11 (Claus Unit) sulfur production unit reaction furnace at Total Lacq. Sulphur 2010, Prague November.

ECOPETROL S.A. Manual de Operación de Plantas recuperadoras de Azufre (Azufre II, III y IV). Centro de Información Tecnológica. Noviembre de 2010.

FAHIM, M. A. Fundamentals of petroleum refining. Amsterdam; London: Elsevier Science. 2010 Retrieved from <http://site.ebrary.com/id/10378873>.

FUENTES, Carmelo, Manual de Prácticas de Simulación de Proceso, 2003. Universidad del Atlántico.

GARGUREVICH IA. Hydrogen sulfide combustion: relevant issues under Claus furnace conditions. Ind Eng Chem Res 2005;44:7706–29.

GIL, I. Análisis y simulación de procesos en estado estable y dinámico. 2010 [en línea] disponible en: http://www.virtual.unal.edu.co/cursos/ingenieria/ana_sim/mod_1/html/contenido04.html

GUPTA, A.K., IBRAHIM S., And Al SHOAIBI., Advances in Sulfur chemistry for treatment of acid gases, Progress in Energy and Combustion Science Volumn 54, pag. 65-92, December 2016.

HAYANC MICHAEL, Chemical process simulation and the Aspen HYSYS V 8.3 software. Capítulos 1, 2, 3. Lewisburg, 2013.

HENDERSON D.R., LATIMER T. y MANCINI C.V., Petróleo y gas J., 3 de abril 1977 37.

IBRAHIM S, GUPTA AK, Al SHOAIBI A. Xylene and H₂S destruction in high temperature flames under Claus condition. Appl. Energy 2015; 154:352–60.

JAVANMARDI, Nader y FATEMI, Shohreh, and Kinetic modelling of a commercial sulfur recovery unit based on Claus straight through process: Comparison with equilibrium model, Journal of Industrial and Engineering Chemistry, Volumn 30, pag 50-63, May from 2015.

KOHL Arthur y NIELSEN Richard «Chapter 8. Sulfur Recovery Processes» En Gas purification, , 1997, pp. 670-730.

KURIMURA H, ROCHELLE GT, SEPEHRNOORI K. An expert system to select acid gas treating processes for natural gas processing plants. Gas Sep Purif 1993; 7(3):151–8.

LI, Z. Q., SUN, R., WAN, Z. X., SUN, S. Z., WU, S. H., & CHEN, L. Z. 2003.

LUYBEN W.L. Plantwide Dynamic Simulators in Chemical Processing and Control, Marcel Dekker, 2002.

Manual ASPEN HYSYS apendice A.

MEHTA, M., & STRYK, A. Enhancing SRUs with oxygen-enriched air. PTQ Q2. 2005, pp. 105-109.

MEYERS, Robert, Petroleum Refining Processes, Mc Graw Hill, Third Edition, 2003. Pag. 123 – 454.

MINISTERIO DE MINAS Y ENERGÍA, DE LA PROTECCIÓN SOCIAL Y DE AMBIENTE, VIVIENDA Y DESARROLLO TERRITORIAL. Resolución número 2604. República de Colombia. 24 de diciembre de 2009.

MINISTERIO DE VIVIENDA, AMBIENTE Y DESARROLLO TERRITORIAL. Resolución 0909 de 2008. República de Colombia. 5 de Junio de 2008.

MONTGOMERY Douglas, Diseño y análisis de experimentos, RP García, 2004. Páginas 133 – 139

MUHAMMAD A, GADELHAK Y. Correlating the additional amine sweetening cost to acid gases load in natural gas using Aspen Hysys. J Nat Gas Sci Eng (2014); 17:119–30.

NABGAN W, TUAN AMRAN A., BAHADOR N., et al. “A Simulation of Claus Process Via Aspen Hysys for Sulfur Recovery” Chemical Product and Process Modeling, 11.4 2016: 273-278.

NASATO, Elmo; MOLENAAR, Gerton. Capacity evaluation of the Ecopetrol Barrancabermeja Complex sulphur recovery facility: Capacity Increase Study. Sulphur Experts. 2013.

NASATO, Elmo; MOLENAAR, Gerton. Sulphur Recovery Unit: Oxygen Supply Study, Ecopetrol Barrancabermeja Refinery. Sulphur Experts. 2013.

NASATO, Elmo; PAREKH, Uday; MORRIS, Phillip. Oxygen enrichment of Sulfur Recovery Units to boost capacity, conserve capital, and improve environmental performance. Goar, Allison & Associates, INC., Air Products Company. 2008.

NEBER J.E., WESELINGH J.A. y GROENENDAAL W., Chem. Engr. Progr., 69 1973 29.

NEHLSSEN JP. Developing clean fuels: novel techniques for desulfurization. Ph.D. Dissertation, Princeton University; 2006.

OCHI, K., KIYAMA, K., YOSHIZAKO, H., OKAZAKI, H., & TANIGUCHI, M. 2009

PEMEX. Informe técnico de Pemex gas y Petroquímica Básica para el desarrollo, Volumen 56, pag 74-114

PENDERGRAFT P.T., Patente de Estados Unidos N° 4.842.843, 1989.

PERRY, Robert, Manual del Ingeniero Química, Mc Graw Hill, Sexta Edición, México 2004, Tomo 2, Paginas 11.1 – 15.48

PERRY, Robert, Manual del Ingeniero Química, Mc Graw Hill, Sexta Edición, México 2004 Tomo 4, Paginas 22.11 – 23.18.

RAMESHNI, M. Cost Effective Options to Expand SRU Capacity Using Oxygen. Arcadia, CA, USA: Worley Parsons resources & energy. 2002.

RICHARD and COULSON. Applied Processes Design Engineering. Mc Graw Hill. Second edition 1998.

SELIM H, GUPTA A, SASSI M. 2008. Acid gas composition effects on the reactor temperature in Claus reactor. Sixth AIAA international energy conversion engineering conference (IECEC), Cleveland, OH.

SELIM, H., IBRAHIM, A., AL SHOAIBI, A.K. GUPTA., Effect of oxygen enrichment on acid gas combustion in hydrogen/air flames under Claus conditions, Applied Energy Volumn 109, pag 119-124, March 2013.

SONG C. An overview of new approaches to deep desulfurization for ultra-clean gasoline, diesel fuel and jet fuel. Catal Today 2003; 86(1–4):211–63.

VAN DEN BRINK P.J. y GEUS J.W., Patente de Estados Unidos N° 5.286.697, 1994.

ZARENEZHAD B. and HOSSEINPOUR, N., Evaluation of different alternatives for increasing the reaction furnace temperature of Claus SRU by Chemical equilibrium calculations, Applied Thermal Engineering Volumn 28, pag 738-744, June 2007.

ANEXOS

Anexo A. Resultados de simulación a condiciones actuales de la unidad de recuperación de azufre (Azufre IV).

Resultados de simulación en condiciones actuales													
Parámetro	QUEMADOR	GAA	QuemVa p	QuemLiq	X1Vap	X1Liq	Claus1Va p	Claus1du m	X2Vap	X2Liq	Azufre	E1Salid a	BW
Presión [psia]	39,7	39,7	38,7	38,7	38,7	38,7	37,1	37,1	37,1	37,1	23,9	38,7	88,0
Temperatura [F]	70,0	70,0	2 200,0	2 200,0	710,0	710,0	720,0	720,0	650,0	650,0	620,3	1 135,8	410,0
Flujo másico [lb/hr]	13 444,3	4 247,1	21 698,9	0,0	17620,1	4 078,8	17 620,1	0,0	17054,4	565,7	4729,9	21 698,9	11 000,0
Vapor / Fracción de fase	1,0	0,9	1,0	0,0	1,0	0,0	1,0	0,0	1,0	1,0	0,0	1,0	1,0
Entalpia molar [Btu/lbmole]	-48,8	-14676,9	8189,5	99355,0	-28249,4	118 632,6	65 535,0	65535,0	-29599,8	63427,9	117071,5	-643,1	-101 239,8
Parámetro	SW	GADAR	E2Salida	Claus2du m	E2salida- 2	Claus2dum- 2	Claus3Va p	Claus2Vap	X3Vap	X3Liq	X4Vap	X4Liq	
Presión [psia]	87,9	150,0	37,1	35,5	25,5	23,9	23,9	35,5	35,5	35,5	23,9	23,9	
Temperatura [F]	1 632,5	102,0	690,0	700,0	650,0	670,0	670,0	700,0	620,0	620,0	590,0	590,0	
Flujo másico [lb/hr]	11 000,0	4007,5	17 054,4	0,0	16979,2	0,0	16979,2	17054,4	16979,2	75,3	16969,0	10,1	
Vapor / Fracción de fase	1,0	0,8	1,0	0,0	1,0	0,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	
Entalpia molar [Btu/lbmole]	-89 833,9	-23 879,9	-29 287,6	65 535,0	-29 721,3	65 535,0	65 535,0	65 535,0	-29 954,1	61 014,7	-30 201,8	58 447,8	

Composición de corrientes revisadas tanto en proceso real como proceso simulado, para determinar desempeño.

	GAA	GADAR	QUEMADOR	E1Salida	E2Salidat-2	Claus2dum-2	Claus2Vap	Claus3Vap	X1Liq
Fracción molar (H ₂ S)	0,80000	0,42030	0,00000	0,01723	0,00037	0,00002	0,00037	0,00005	0,00000
Fracción molar (SO ₂)	0,00000	0,00000	0,00000	0,02896	0,02472	0,02090	0,02470	0,02456	0,00000
Comp de la fracción molar (O ₂)	0,00000	0,00000	0,21000	0,00002	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
Comp de la fracción molar (S)	0,00000	0,00000	0,00000	0,16132	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	1,00000
	X1Vap	X2Liq	X2Vap	X3Vap	X3Liq	X4Vap	X4Liq	Azufre	
Fracción molar (H ₂ S)	0,0205	0,0000	0,0028	0,0004	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
Fracción molar (SO ₂)	0,0345	0,0000	0,0259	0,0247	0,0000	0,0246	0,0000	0,0000	
Comp de la fracción molar (O ₂)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
Comp de la fracción molar (S)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9720	

Anexo B. Análisis de sensibilidad de la simulación para las condiciones actuales para el caso de producción de azufre.

		<i>Standard</i>	<i>T</i>	
<i>Parámetro</i>	<i>Estimado</i>	<i>Error</i>	<i>Estadístico</i>	<i>Valor-P</i>
Flujo de GAA (simulado)	0,0116305	0,000463695	25,0823	0,0000
Flujo de GADAR (simulado)	0,00680825	0,000508858	13,3795	0,0000
Flujo de Aire (simulado)	-0,00185072	0,000143476	-12,8991	0,0000

Análisis de varianza

<i>Fuente</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>Df</i>	<i>Cuadrado medio</i>	<i>F-Proporción</i>	<i>Valor-P</i>
Modelo	110856,	3	36952,0	54695,33	0,0000
Residual	28,3751	42	0,675597		
Total	110884,	45			

$R^2 = 99,97\%$ R^2 (ajustado por GL) = 99,97%

Error standard de Est. = 0,821947

Error absoluto medio = 0,544164

Estadístico Durbin-Watson = 1,67545

Lag 1 autocorrelación residual = 0,158197

PS (simulado) = 0,0116*FGAA (simulado) + 0,00681*FGADAR (simulado) - 0,00185*FA (simulado)

Anexo C. Análisis de sensibilidad de la simulación para las condiciones actuales prediciendo contenido de H₂S.

		<i>Standard</i>	<i>T</i>	
<i>Parámetro</i>	<i>Estimado</i>	<i>Error</i>	<i>Estadístico</i>	<i>Valor-P</i>
Flujo de GAA (simulado)	9,95667E-8	2,26796E-9	43,9014	0,0000
Flujo de GADAR (simulado)	5,82357E-8	2,48886E-9	23,3986	0,0000
Flujo de Aire (simulado)	-4,29941E-8	7,01749E-10	-61,2671	0,0000

Análisis de varianza

<i>Fuente</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>Df</i>	<i>Cuadrado medio</i>	<i>Proporción-F</i>	<i>Valor-P</i>
Modelo	2,93201E-7	3	9,77337E-8	6047,13	0,0000
Residual	6,78804E-10	42	1,6162E-11		
Total	2,9388E-7	45			

R² = 99, 77%

R² (adjusted for d.f.) = 99, 76%

Error standard de Est. = 0, 0000040202

Error absoluto medio = 0, 00000293447

Estadístico Durbin-Watson = 0,948916

Lag 1 Autocorrelación residual = 0,453923

$$CH_2S_{GC} \text{ (simulado)} = 9,95667E-2 * FGAA \text{ (simulado)} + 5,82357E-2 * FGADAR \text{ (simulado)} - 4,29941 * FA_{\text{(simulado)}}$$

Anexo D. Análisis de sensibilidad de la simulación para las condiciones actuales prediciendo contenido de SO₂.

		<i>Standard</i>	<i>T</i>	
<i>Parámetro</i>	<i>Estimado</i>	<i>Error</i>	<i>Estadístico</i>	<i>Valor-P</i>
Flujo de GAA (simulado)	-0,0000172268	7,14052E-7	-24,1255	0,0000
Flujo de GADAR (simulado)	-0,0000103095	7,836E-7	-13,1566	0,0000
Flujo de Aire (simulado)	0,00000998662	2,20941E-7	45,2004	0,0000

Análisis de varianza

<i>Fuente</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>Df</i>	<i>Cuadrado medio</i>	<i>Proporción-F</i>	<i>Valor-P</i>
Modelo	0,0210237	3	0,0070079	4374,26	0,0000
Residual	0,0000672873	42	0,00000160208		
Total	0,021091	45			

R²= 99,68% R² (ajustado por Df) = 99,67%

Error standard de Est. = 0,00126573

Error absoluto medio = 0,00066498

Estadístico Durbin-Watson = 1,94629

Lag 1 Autocorrelación residual = 0,0179372

C_{SO2GC} (simulado) = -0,00172268*FGAA (simulado) - 0,00103095*FGADAR (simulado) + 0,000998662*FA (simulado)

Anexo E. Resultados de simulación de las condiciones de enriquecimiento con oxígeno de la unidad de recuperación de azufre (Azufre IV).

	GAA lb/h	GADAR lb/h	ATM- aire b/h	Oxigeno O₂, lb/h	Fracción O₂, Aire total	Producción de azufre, TMD	Fracción H₂S, ppm	Fracción SO₂, %
1	4 800	4 000	6 000	1 700	0,37018371	59,14061328	214,89	4,68
2	4 800	4 000	6 000	1 850	0,381242202	57,51417112	157,58	7,18
3	4 800	4 000	6 000	2 000	0,391917263	55,88772898	103,21	9,56
4	4 800	4 000	6 500	1 700	0,360213738	57,87453481	164,44	6,42
5	4 800	4 000	6 500	1 850	0,370760466	56,24809271	111,33	8,75
6	4 800	4 000	6 500	2 000	0,380963527	54,62165063	60,81	10,97
7	4 800	4 000	7 000	1 700	0,351412126	56,60845634	119,04	7,99
8	4 800	4 000	7 000	1 850	0,361487892	54,98201429	69,60	10,17
9	4 800	4 000	7 000	2 000	0,371253984	53,35557227	22,45	12,25
10	4 800	4 250	6 000	1 700	0,37018371	61,04284947	240,16	3,60
11	4 800	4 250	6 000	1 850	0,381242202	59,41640726	182,57	6,12
12	4 800	4 250	6 000	2 000	0,391917263	57,78996507	127,91	8,51
13	4 800	4 250	6 500	1 700	0,360213738	59,77677098	188,71	5,39
14	4 800	4 250	6 500	1 850	0,370760466	58,15032883	135,33	7,74
15	4 800	4 250	6 500	2 000	0,380963527	56,5238867	84,53	9,97
16	4 800	4 250	7 000	1 700	0,351412126	58,51069249	142,38	7,00
17	4 800	4 250	7 000	1 850	0,361487892	56,88425039	92,68	9,19
18	4 800	4 250	7 000	2 000	0,371253984	55,25780832	45,28	11,28
19	4 800	4 500	6 000	1 700	0,37018371	62,9450857	265,09	2,54
20	4 800	4 500	6 000	1 850	0,381242202	61,31864343	207,23	5,07
21	4 800	4 500	6 000	2 000	0,391917263	59,69220119	152,29	7,47
22	4 800	4 500	6 500	1 700	0,360213738	61,67900719	212,67	4,38
23	4 800	4 500	6 500	1 850	0,370760466	60,05256498	159,03	6,73
24	4 800	4 500	6 500	2 000	0,380963527	58,4261228	107,98	8,97
25	4 800	4 500	7 000	1 700	0,351412126	60,41292867	165,43	6,03
26	4 800	4 500	7 000	1 850	0,361487892	58,78648653	115,49	8,23
27	4 800	4 500	7 000	2 000	0,371253984	57,16004441	67,84	10,33
28	5 000	4 000	6 000	1 700	0,37018371	61,73772942	252,49	3,26

	GAA lb/h	GADAR lb/h	ATM- aire b/h	Oxigeno O₂, lb/h	Fracción O₂, Aire total	Producción de azufre, TMD	Fracción H₂S, ppm	Fracción SO₂, %
29	5 000	4 000	6 000	1 850	0,381242202	60,11128725	193,99	5,81
30	5 000	4 000	6 000	2 000	0,391917263	58,48484511	138,50	8,23
31	5 000	4 000	6 500	1 700	0,360213738	60,47165094	199,88	5,08
32	5 000	4 000	6 500	1 850	0,370760466	58,84520883	145,72	7,45
33	5 000	4 000	6 500	2 000	0,380963527	57,21876674	94,20	9,71
34	5 000	4 000	7 000	1 700	0,351412126	59,20557245	152,56	6,72
35	5 000	4 000	7 000	1 850	0,361487892	57,5791304	102,17	8,94
36	5 000	4 000	7 000	2 000	0,371253984	55,95268837	54,13	11,05
37	5 000	4 250	6 000	1 700	0,37018371	63,63996563	277,58	2,19
38	5 000	4 250	6 000	1 850	0,381242202	62,01352341	218,82	4,75
39	5 000	4 250	6 000	2 000	0,391917263	60,38708121	163,06	7,18
40	5 000	4 250	6 500	1 700	0,360213738	62,37388712	224,00	4,06
41	5 000	4 250	6 500	1 850	0,370760466	60,74744496	169,58	6,44
42	5 000	4 250	6 500	2 000	0,380963527	59,12100282	117,79	8,71
43	5 000	4 250	7 000	1 700	0,351412126	61,10780862	175,76	5,74
44	5 000	4 250	7 000	1 850	0,361487892	59,48136651	125,13	7,97
45	5 000	4 250	7 000	2 000	0,371253984	57,85492443	76,84	10,09
46	5 000	4 500	6 000	1 700	0,37018371	65,54220187	302,34	1,14
47	5 000	4 500	6 000	1 850	0,381242202	63,9157596	243,32	3,71
48	5 000	4 500	6 000	2 000	0,391917263	62,28931735	187,29	6,15
49	5 000	4 500	6 500	1 700	0,360213738	64,27612334	247,81	3,05
50	5 000	4 500	6 500	1 850	0,370760466	62,64968113	193,14	5,44
51	5 000	4 500	6 500	2 000	0,380963527	61,02323894	141,10	7,72
52	5 000	4 500	7 000	1 700	0,351412126	63,01004481	198,69	4,77
53	5 000	4 500	7 000	1 850	0,361487892	61,38360266	147,82	7,01
54	5 000	4 500	7 000	2 000	0,371253984	59,75716053	99,28	9,14
55	5 200	4 000	6 000	1 700	0,37018371	64,33484557	290,34	1,83
56	5 200	4 000	6 000	1 850	0,381242202	62,70840339	230,65	4,42
57	5 200	4 000	6 000	2 000	0,391917263	61,08196124	174,03	6,89
58	5 200	4 000	6 500	1 700	0,360213738	63,06876707	235,56	3,73
59	5 200	4 000	6 500	1 850	0,370760466	61,44232495	180,32	6,15
60	5 200	4 000	6 500	2 000	0,380963527	59,81588285	127,79	8,44
61	5 200	4 000	7 000	1 700	0,351412126	61,80268857	186,29	5,45
62	5 200	4 000	7 000	1 850	0,361487892	60,17624651	134,95	7,70
63	5 200	4 000	7 000	2 000	0,371253984	58,54980447	86,00	9,85

	GAA lb/h	GADAR lb/h	ATM- aire b/h	Oxigeno O₂, lb/h	Fracción O₂, Aire total	Producción de azufre, TMD	Fracción H₂S, ppm	Fracción SO₂, %
64	5 200	4 250	6 000	1 700	0,37018371	66,23708179	315,26	0,77
65	5 200	4 250	6 000	1 850	0,381242202	64,61063956	255,31	3,37
66	5 200	4 250	6 000	2 000	0,391917263	62,98419735	198,43	5,85
67	5 200	4 250	6 500	1 700	0,360213738	64,97100327	259,52	2,72
68	5 200	4 250	6 500	1 850	0,370760466	63,3445611	204,04	5,14
69	5 200	4 250	6 500	2 000	0,380963527	61,71811895	151,26	7,45
70	5 200	4 250	7 000	1 700	0,351412126	63,70492474	209,36	4,47
71	5 200	4 250	7 000	1 850	0,361487892	62,07848264	157,78	6,73
72	5 200	4 250	7 000	2 000	0,371253984	60,45204055	108,58	8,89
73	5 200	4 500	6 000	1 700	0,37018371	64,95375238	18444,05	1,42
74	5 200	4 500	6 000	1 850	0,381242202	66,51287576	279,65	2,34
75	5 200	4 500	6 000	2 000	0,391917263	64,88643351	222,52	4,82
76	5 200	4 500	6 500	1 700	0,360213738	66,8732395	283,18	1,71
77	5 200	4 500	6 500	1 850	0,370760466	65,24679728	227,46	4,15
78	5 200	4 500	6 500	2 000	0,380963527	63,62035508	174,43	6,46
79	5 200	4 500	7 000	1 700	0,351412126	65,60716095	232,15	3,51
80	5 200	4 500	7 000	1 850	0,361487892	63,9807188	180,33	5,78
81	5 200	4 500	7 000	2 000	0,371253984	62,35427666	130,91	7,95

Anexo F. Resultados de simulación de las condiciones empleando Super-Claus en la unidad de recuperación de azufre (Azufre IV).

	FA, lb/h	GAA lb/h	GADAR lb/h	Azufre TMD	H2S GC ppm	SO2 GC %
Estado 1	12 000	3 400	3 500	40,39673345	3,84	3,43
Estado 2	12 000	3 400	4 000	44,20389757	24,60	2,74
Estado 3	12 000	3 400	4 500	48,01106429	44,42	2,07
Estado 4	12 000	3 900	3 500	46,89412591	39,62	2,32
Estado 5	12 000	3 900	4 000	50,7012852	59,24	1,66
Estado 6	12 000	3 900	4 500	54,50841981	77,99	1,03
Estado 7	12 000	4 400	3 500	53,39149643	74,28	1,24
Estado 8	12 000	4 400	4 000	57,19859553	92,82	0,61
Estado 9	12 000	4 400	4 500	61,00529181	110,54	0,02
Estado 10	12 000	4 900	3 500	59,88868518	107,87	0,19
Estado 11	12 000	4 900	4 000	62,96008666	125,90	0,00
Estado 12	12 000	4 900	4 500	65,67731581	143,55	0,00
Estado 13	12 000	5 400	3 500	64,88107654	141,62	0,00
Estado 14	12000	5 400	4 000	67,59880976	159,22	0,00
Estado 15	12000	5 400	4 500	70,32186139	176,27	0,00
Estado 16	13000	3 400	3 500	43,39068033	2,22	1,83
Estado 17	13000	3 400	4 000	43,44464248	2,50	2,94
Estado 18	13000	3 400	4 500	45,47475367	12,42	3,10
Estado 19	13 000	3 900	3 500	44,35781405	6,96	3,36
Estado 20	13 000	3 900	4 000	48,16498193	26,21	2,72
Estado 21	13 000	3 900	4 500	51,9721489	44,65	2,10
Estado 22	13 000	4 400	3 500	50,85521042	40,19	2,33
Estado 23	13 000	4 400	4 000	54,6623706	58,46	1,71
Estado 24	13 000	4 400	4 500	58,46950957	75,96	1,12
Estado 25	13 000	4 900	3 500	57,35258397	72,45	1,32
Estado 26	13 000	4 900	4 000	61,15969525	89,78	0,74
Estado 27	13 000	4 900	4 500	64,96667206	106,39	0,18
Estado 28	13 000	5 400	3 500	63,84983022	103,78	0,35
Estado 29	13 000	5 400	4 000	67,23988759	120,47	0,00
Estado 30	13 000	5 400	4 500	69,96387075	137,02	0,00
Estado 31	14 000	3 400	3 500	46,68023114	1,99	0,28

	FA, lb/h	GAA lb/h	GADAR lb/h	Azufre TMD	H2S GC ppm	SO2 GC %
Estado 32	14 000	3 400	4 000	46,73222667	2,24	1,35
Estado 33	14 000	3 400	4 500	46,78571536	2,50	2,38
Estado 34	14 000	3 900	3 500	46,71818295	2,17	2,15
Estado 35	14 000	3 900	4 000	46,77229016	2,43	3,18
Estado 36	14 000	3 900	4 500	49,43583746	14,71	3,06
Estado 37	14 000	4 400	3 500	48,31889677	9,67	3,30
Estado 38	14 000	4 400	4 000	52,12606633	27,61	2,70
Estado 39	14 000	4 400	4 500	55,93323351	44,85	2,12
Estado 40	14 000	4 900	3 500	54,81629493	40,68	2,34
Estado 41	14 000	4 900	4 000	58,62345585	57,77	1,76
Estado 42	14 000	4 900	4 500	62,43059822	74,18	1,21
Estado 43	14 000	5 400	3 500	61,31367093	70,86	1,40
Estado 44	14 000	5 400	4 000	65,1207908	87,12	0,85
Estado 45	14 000	5 400	4 500	68,92782433	102,75	0,32

Anexo G. Resultados de simulación de las condiciones empleando Lu-Venturi en la unidad de recuperación de azufre (Azufre IV).

Temp. °F	Flujo de Aire, lb/h	Flujo de GAA, lb/h	Flujo GADAR lb/h	Producción de Azufre, TMD	H ₂ S Gas Cola, ppm	SO ₂ Gas cola, ppm
2 000	12 000	4 000	3 000	47,10	59,36	0,024
2 000	12 000	4 000	3 350	50,08	82,48	0,018
2 000	12 000	4 000	3 700	53,06	104,92	0,013
2 000	12 000	4 500	3 000	53,59	110,58	0,013
2 000	12 000	4 500	3 350	56,57	132,59	0,007
2 000	12 000	4 500	3 700	59,55	153,96	0,003
2 000	12 000	5 000	3 000	60,09	160,17	0,002
2 000	12 000	5 000	3 350	62,50	181,70	0,000
2 000	12 000	5 000	3 700	64,62	203,09	0,000
2 000	13 000	4 000	3 000	44,57	10,86	0,035
2 000	13 000	4 000	3 350	47,55	33,33	0,029
2 000	13 000	4 000	3 700	50,53	55,19	0,024
2 000	13 000	4 500	3 000	51,06	59,91	0,024
2 000	13 000	4 500	3 350	54,04	81,37	0,019
2 000	13 000	4 500	3 700	57,02	102,25	0,014
2 000	13 000	5 000	3 000	57,55	107,47	0,013
2 000	13 000	5 000	3 350	60,54	127,97	0,009
2 000	13 000	5 000	3 700	63,52	147,92	0,004
2 000	14 000	4 000	3 000	46,53	0,46	0,024
2 000	14 000	4 000	3 350	46,53	0,45	0,032
2 000	14 000	4 000	3 700	48,00	10,77	0,034
2 000	14 000	4 500	3 000	48,53	14,71	0,034
2 000	14 000	4 500	3 350	51,51	35,61	0,029
2 000	14 000	4 500	3 700	54,49	55,98	0,024
2 000	14 000	5 000	3 000	55,02	60,39	0,024
2 000	14 000	5 000	3 350	58,00	80,41	0,019
2 000	14 000	5 000	3 700	60,98	99,93	0,015
2 100	12 000	4 000	3 000	47,10	59,31	0,024
2 100	12 000	4 000	3 350	50,08	82,43	0,018
2 100	12 000	4 000	3 700	53,06	104,88	0,013

Temp. °F	Flujo de Aire, lb/h	Flujo de GAA, lb/h	Flujo GADAR lb/h	Producción de Azufre, TMD	H ₂ S Gas Cola, ppm	SO ₂ Gas cola, ppm
2 100	12 000	4 500	3 000	53,59	110,54	0,013
2 100	12 000	4 500	3 350	56,57	132,55	0,007
2 100	12 000	4 500	3 700	59,55	153,92	0,003
2 100	12 000	5 000	3 000	60,09	160,13	0,002
2 100	12 000	5 000	3 350	62,50	181,66	0,000
2 100	12 000	5 000	3 700	64,62	203,05	0,000
2 100	13 000	4 000	3 000	44,57	10,82	0,035
2 100	13 000	4 000	3 350	47,55	33,29	0,029
2 100	13 000	4 000	3 700	50,53	55,14	0,024
2 100	13 000	4 500	3 000	51,06	59,86	0,024
2 100	13 000	4 500	3 350	54,04	81,32	0,019
2 100	13 000	4 500	3 700	57,02	102,20	0,014
2 100	13 000	5 000	3 000	57,55	107,43	0,013
2 100	13 000	5 000	3 350	60,54	127,93	0,009
2 100	13 000	5 000	3 700	63,52	147,88	0,004
2 100	14 000	4 000	3 000	46,54	0,46	0,024
2 100	14 000	4 000	3 350	46,54	0,45	0,032
2 100	14 000	4 000	3 700	48,00	10,72	0,034
2 100	14 000	4 500	3 000	48,53	14,67	0,034
2 100	14 000	4 500	3 350	51,51	35,57	0,029
2 100	14 000	4 500	3 700	54,49	55,93	0,024
2 100	14 000	5 000	3 000	55,02	60,34	0,024
2 100	14 000	5 000	3 350	58,00	80,37	0,019
2 100	14 000	5 000	3 700	60,98	99,88	0,015
2 200	12 000	4 000	3 000	47,10	59,26	0,024
2 200	12 000	4 000	3 350	50,08	82,38	0,018
2 200	12 000	4 000	3 700	53,06	104,83	0,013
2 200	12 000	4 500	3 000	53,59	110,49	0,013
2 200	12 000	4 500	3 350	56,57	132,50	0,007
2 200	12 000	4 500	3 700	59,55	153,88	0,003
2 200	12 000	5 000	3 000	60,09	160,08	0,002
2 200	12 000	5 000	3 350	62,50	181,61	0,000
2 200	12 000	5 000	3 700	64,62	203,00	0,000
2 200	13 000	4 000	3 000	44,57	10,77	0,035
2 200	13 000	4 000	3 350	47,55	33,24	0,029
2 200	13 000	4 000	3 700	50,53	55,10	0,024
2 200	13 000	4 500	3 000	51,06	59,82	0,024

Temp. °F	Flujo de Aire, lb/h	Flujo de GAA, lb/h	Flujo GADAR lb/h	Producción de Azufre, TMD	H₂S Gas Cola, ppm	SO₂ Gas cola, ppm
2 200	13 000	4 500	3 350	54,04	81,28	0,019
2 200	13 000	4 500	3 700	57,02	102,16	0,014
2 200	13 000	5 000	3 000	57,55	107,38	0,013
2 200	13 000	5 000	3 350	60,54	127,88	0,009
2 200	13 000	5 000	3 700	63,52	147,83	0,004
2 200	14 000	4 000	3 000	46,55	0,46	0,024
2 200	14 000	4 000	3 350	46,55	0,45	0,032
2 200	14 000	4 000	3 700	48,00	10,68	0,034
2 200	14 000	4 500	3 000	48,53	14,62	0,034
2 200	14 000	4 500	3 350	51,51	35,52	0,029
2 200	14 000	4 500	3 700	54,49	55,89	0,024
2 200	14 000	5 000	3 000	55,02	60,30	0,024
2 200	14 000	5 000	3 350	58,00	80,32	0,019
2 200	14 000	5 000	3 700	60,98	99,84	0,015

Anexo H. Evaluación de costos de implementar el enriquecimiento del oxígeno.

ITEM	DESCRIPTION	UND	VALOR UND. USD\$	TOTAL USD\$	COSTO IMPORT. COP\$	COSTO FABRIC. US\$	COSTO INSTAL. COP\$	COSTO AISL. PINT. COP\$	COSTO TOTAL USD\$	
										Cantidad
1	Equipos									
1	Tanque oxígeno	EA	1	90 000	90 000	19 800	10 800	16 200	5 400	142 200
2	Evaporador	EA	1	45 000	45 000	9 900	5 400	8 100	2 700	71 100
3	Evaporador	EA	1	32 000	32 000	7 040	3 840	5 760	1 920	50 560
4	Foso de azufre y filtro	EA	0	21 000	0	0	0	0	0	0
5	Bomba de azufre	EA	0	15 000	0	0	0	0	0	0
6		EA			0	0	0	0	0	0
Total									263 860	

ITEM	DESCRIPCIÓN	UND	CANTIDAD	VALOR UND. US\$	TOTAL US\$	COSTO INSTAL. US\$	COSTO TOTAL US\$
2	Obras Civiles						
1	Obra civil de reactor	EA	1	1 240	1 240	186	1 426
2	Obra civil de tanque	EA	1	1 240	1 240	186	1 426
3	Obra civil bomba	EA	1	1 240	1 240	186	1 426
4	Obra civil de soporte de tubería	EA	1	1 240	1 240	186	1 426
5	Obra civil de intercambiadores de calor.	EA	1	1 240	1 240	186	1 426
TOTALES US\$					6 200	930	7 130

ITEM	DESCRIPCIÓN	UND	CANTIDAD	VALOR UND. US\$	TOTAL US\$	COSTO INSTAL. US\$	COSTO TOTAL US\$
3	Sistemas eléctricos						
1	Sistemas eléctricos, cable y soportes	GI	2	7 200	14 400	2 160	16 560
TOTALES US\$					14 400	2 160	16 560

ITEM	DESCRIPCIÓN	UND	CANTIDAD	VALOR UND. USD\$	TOTAL USD\$	COSTO IMPORT. USD\$	COSTO INSTAL. USD\$	COSTO TOTAL USD\$
4	Instrumentación							
1	FIT (Platina de orificio)	EA	1	10 000	10 000	2 200	700	12 900
2	Válvulas	EA	2	20 000	40 000	0	2 800	42 800
3	Válvulas bloque	EA	6	2 500	15 000	0	1 050	16 050
5	TIT	EA	1	5 000	5 000	0	350	5 350
TOTALES US\$					70 000	2 200	4 900	77 100

ITEM	DESCRIPCIÓN	UND	CANTIDAD	VALOR UND. US\$	TOTAL US\$	COSTO IMPORT. US\$	COSTO FABRIC. US\$	COSTO INSTAL. US\$	COSTO AISL. PINT. US\$	COSTO TOTAL US\$
5	Tuberías y Accesorios									
1	Válvulas de bloqueo	GI	4	1 750	7 000			200	0	7 200
2	Tuberías en acero al carbón 800 PSI	GI	4	4 750	19 000			3 200	1 000	23 200
3	Válvula anti retorno	GI	1	1 750	1 750			200		1 950
4	Codos	GI	4	1 200	4 800			200	100	5 100
TOTALES US\$					32 550	0	0	3 800	1 100	37 450

Anexo I. Evaluación de costos de implementar la tecnología Súper Claus.

ITEM	DESCRIPTION	UND		VALOR UND. USD\$	TOTAL USD\$	COSTO IMPORT. COP\$	COSTO FABRIC. US\$	COSTO INSTAL. COP\$	COSTO AISL. PINT. COP\$	COSTO TOTAL USD\$
1	Equipos		Cantidad							
1	Reactor Catalítico	EA	1	190 000	190 000	41 800	22 800	34 200	11 400	300 200
2	Enfriador	EA	1	55 000	55 000	12 100	6 600	9 900	3 300	86 900
3	Condensador	EA	1	42 000	42 000	9 240	5 040	7 560	2 520	66 360
4	Foso de azufre y filtro	EA	1	21 000	21 000	4 620	2 520	3 780	1 260	33 180
5	Bomba de azufre	EA	1	15 000	15 000	3 300	1 800	2 700	900	23 700
6		EA			0	0	0	0	0	0
Total										510 340

ITEM	DESCRIPCIÓN	UND	CANTIDAD	VALOR UND. US\$	TOTAL US\$	COSTO INSTAL. US\$	COSTO TOTAL US\$
2	Obras civiles						
1	Obra civil de reactor	EA	1	1 240	1 240	186	1 426
2	Obra civil de tanque	EA	1	1 240	1 240	186	1 426
3	Obra civil bomba	EA	1	1 240	1 240	186	1 426
4	Obra civil de soporte de tubería	EA	1	1 240	1 240	186	1 426
5	Obra civil de intercambiadores de calor.	EA	2	1 240	24 80	372	2 852
TOTALES US\$					7 440	1 116	8 556

ITEM	DESCRIPCIÓN	UND	CANTIDAD	VALOR UND. US\$	TOTAL US\$	COSTO INSTAL. US\$	COSTO TOTAL US\$
3	Sistemas eléctricos						
1	Sistemas eléctricos, cable, soportes	GI	2	7 200	14 400	2 160	16 560
TOTALES US\$					14 400	2 160	16 560

ITEM	DESCRIPCIÓN	UND	CANTIDAD	VALOR UND. USD\$	TOTAL USD\$	COSTO IMPORT. USD\$	COSTO INSTAL. USD\$	COSTO TOTAL USD\$
4	Instrumentación							
1	FIT (Platina de orificio)	EA	2	10 000	20 000	4 400	1 400	25 800
2	Válvulas	EA	2	20 000	40 000	0	2 800	42 800
3	Válvulas bloque	EA	6	2 500	15 000	0	1 050	16 050
5	TIT	EA	3	5 000	15 000	0	1 050	16 050
TOTALES US\$					90 000	4 400	6 300	100 700

ITEM	DESCRIPCIÓN	UND	CANTIDAD	VALOR UND. US\$	TOTAL US\$	COSTO IMPORT. US\$	COSTO FABRIC. US\$	COSTO INSTAL. US\$	COSTO AISL. PINT. US\$	COSTO TOTAL US\$
5	Tuberías y Accesorios									
1	Válvulas de bloqueo	GI	4	1 750	7 000			200	0	7 200
2	Tuberías en acero al carbón 800 PSI	GI	4	4 750	19 000			3 200	1000	23 200
3	Válvula anti retorno	GI	1	1 750	1 750			200		1950
4	Codos	GI	4	1 200	4 800			200	100	5100
TOTALES US\$					32 550	0	0	3 800	1 100	37 450

Anexo J Evaluación de costos de implementar tecnología Lu-Venturi.

ITEM	DESCRIPCIÓN	UND		VALOR UND. USD\$	TOTAL USD\$	COSTO IMPORT. USD\$	COSTO FABRIC. USD\$	COSTO INSTAL. USD\$	COSTO AISL. PINT. USD\$	COSTO TOTAL USD\$
1	EQUIPOS		Cantidad							
1	Nuevo quemador	EA	1	140 000	140 000	30 800	16 800	25 200	8 400	221 200
2	Enfriador	EA	1	45 000	45 000	9 900	5 400	8 100	2 700	71 100
3	Separador con demister	EA	1	32 000	32 000	7 040	3 840	5 760	1 920	50 560
4	Foso de azufre y filtro	EA	1	21 000	21 000	4 620	2 520	3 780	1 260	33 180
5	Bomba de azufre	EA	1	15 000	15 000	3 300	1 800	2 700	900	23 700
6		EA			0	0	0	0	0	0
Total										399 740

ITEM	DESCRIPCIÓN	UND	CANTIDAD	VALOR UND. US\$	TOTAL US\$	COSTO INSTAL. US\$	COSTO TOTAL US\$	
2	OBRAS CIVILES							
1	Obra civil de reactor	EA	1	1 240	1 240	186	1 426	
2	Obra civil de tanque	EA	1	1 240	1 240	186	1 426	
3	Obra civil bomba	EA	1	1 240	1 240	186	1 426	
4	Obra civil de soporte de tubería	EA	1	1 240	1 240	186	1 426	
5	Obra civil de intercambiadores de calor.	EA	1	1 240	1 240	186	1 426	
TOTALES US\$						6 200	930	7 130

ITEM	DESCRIPCIÓN	UND	CANTIDAD	VALOR UND. US\$	TOTAL US\$	COSTO INSTAL. US\$	COSTO TOTAL US\$
3	Sistemas Eléctricos						
1	Sistemas eléctricos, cable, soportes	GI	2	7 200	14 400	2 160	16 560
TOTALES US\$					14 400	2 160	16 560

ITEM	DESCRIPCIÓN	UND	CANTIDAD	VALOR UND. USD\$	TOTAL USD\$	COSTO IMPORT. USD\$	COSTO INSTAL. USD\$	COSTO TOTAL USD\$
4	Instrumentación							
1	FIT (Platina de orificio)	EA	1	10 000	10 000	2 200	700	12 900
2	Válvulas	EA	2	20 000	40 000	0	2 800	42 800
3	Válvulas bloque	EA	6	2500	15 000	0	1 050	16 050
5	TIT	EA	2	5000	10 000	0	700	10 700
TOTALES US\$					75 000	2200	5 250	82 450

ITEM	DESCRIPCIÓN	UND	CANTIDAD	VALOR UND. US\$	TOTAL L US\$	COSTO INSTAL. US\$	COSTO AISL. PINT. US\$	COSTO TOTAL US\$
5	TUBERÍAS Y ACCESORIOS							
1	Válvulas de bloqueo	GI	4	1 750	7000	200	0	7200
2	Tuberías en acero al carbón 800 PSI	GI	4	4 750	19 000	3 200	1 000	23 200
3	Válvula anti retorno	GI	1	1 750	1 750	200		1 950
4	Codos	GI	4	1 200	4 800	200	100	5 100
5					0	0	0	0
TOTALES US\$					32 550	3 800	1 100	37 450

Anexo K. Evaluación económica al implementar enriquecimiento con oxígeno.

**PROYECTO: INCREMENTO DE PRODUCCION DE AZUFRE CON TECNOLOGÍA DE ENRIQUECIMIENTO CON
OXÍGENO
EVALUACIÓN ECONÓMICA (MUS\$ CONSTANTES)**

BASES DE LA EVALUACIÓN

INVERSION FIJA ESTIMADA, MUS\$	\$ 555,98
FINANCIACIÓN, %	0%
TASA DE INTERES ANUAL DEL CREDITO, EN DOLARES, %	8%
PLAZO DE PAGO, AÑOS	10
INVERSION EN CAPITAL DE TRABAJO, %	16%
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\$/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\$	506,70										
LICENCIA DE LA TECNOLOGIA, MUS\$	15,50										
PARTES DE ESPERA, MUS\$	7,20										
CARGA INICIAL CATALIZADOR & QUIMICOS; MUS\$	31,30										
TOTAL INVERSION, MUS\$	560,70										
PRE-COMISION Y COMISION, MUS\$	100,93										
FINANCIACION, MUS\$	0,00										
CAPITAL DE TRABAJO, MUS\$		3 270,54									-3270,54
INGRESOS POR VENTA DE PRODUCTOS, MUS\$											
INGRESOS POR VENTA DE AZUFRE, MUS\$		13 680,74									
INGRESOS POR VENTA DE GAS DE COLA, MUS\$		-1356,91									
INGRESOS VENTA DE DIESEL POR INCREMENTO DE CARGA, MUS\$		2 925,32									
INGRESOS VENTA DE GASOLINA POR INCREMENTO DE CARGA, MUS\$		2 015,22									
INGRESOS VENTA POR INCREMENTO DE JET, MUS\$		2 559,65									
VENTAS TOTALES, MUS\$		19 824,02	21 855,98	22 948,78	24 096,21	25 301,03	26 566,08	27 894,38	29 289,10	30 753,55	32 291,23

EVALUACIÓN ECONÓMICA

AÑO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
COSTOS VARIABLES INCREMENTALES, MUS\$:											
COSTOS MATERIA PRIMA, MUS\$		11 663,22	12 246,39	12 858,70	13 501,64	14 176,72	14 885,56	15 629,84	16 411,33	17 231,89	18 093,49
COSTOS LOGISTICOS, MUS\$		2 908,67	3 054,10	3 206,80	3 367,14	3 535,50	3 712,28	3 897,89	4 092,79	4 297,42	4 512,30
COSTOS DE PRODUCCION, MUS\$		3 122,28	3 278,40	3 442,32	3 614,43	3 795,15	3 984,91	4 184,16	4 393,36	4 613,03	4 843,68
COSTOS TOTALES VARIABLES, MUS\$		1 7694,17	18 578,88	19 507,83	20 483,22	21 507,38	22 582,75	23 711,88	2 4897,48	2 6142,35	27 449,47
COSTOS FIJOS INCREMENTALES, 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\$		17,66	18,55	19,47	20,45	21,47	22,54	23,67	24,85	26,09	27,40
DEPRECIACION, MUS\$		58,87	61,82	64,91	68,15	71,56	75,14	78,90	82,84	86,98	91,33
MANTENIMIENTO, MUS\$		29,44	30,91	32,45	34,08	35,78	37,57	39,45	41,42	43,49	45,67
* 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\$		1,18	1,24	1,30	1,36	1,43	1,50	1,58	1,66	1,74	1,83
COSTO FIJOS TOTALES, MUS\$		168,89	177,34	186,20	195,51	205,29	215,55	226,33	237,65	249,53	262,00
COSTOS TOTALES, MUS\$		17 863,06	18 756,22	19 694,03	20 678,73	21 712,66	22 798,30	23 938,21	25 135,12	26 391,88	27 711,47
UTILIDAD ANTES DE IMPUESTO (MUS\$)		1 960,95	3 099,76	3 254,75	3 417,49	3 588,36	3 767,78	3 956,17	4 153,98	4 361,67	4 579,76
IMPUESTOS (MUS\$)		666,72	1 053,92	1 106,61	1 161,95	1 220,04	1 281,04	1 345,10	1 412,35	1 482,97	1 557,12
UTILIDAD DESPUES DE IMPUESTOS (MUS\$)		1 294,23	2 045,84	2 148,13	2 255,54	2 368,32	2 486,73	2 611,07	2 741,62	2 878,71	3 022,64
AMORTIZACION PRESTAMO		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

EVALUACIÓN ECONÓMICA

AÑO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
FLUJO DE CAJA (MUS\$ CORRIENTES)	-661,63	-1 917,43	2 107,66	2 213,04	2 323,69	2 439,88	2 561,87	2 689,97	2 824,46	2 965,69	6 384,51
FLUJO DE CAJA (MUS\$ CONSTANTES)	-661,63	-1 826,13	1 911,71	1 911,71	1 911,71	1 911,71	1 911,71	1 911,71	1 911,71	1 911,71	3 919,53

TASA INTERNA DE RETORNO A 10 AÑOS (US\$ CONSTANTES)	65,3%
TIEMPO DE RECUPERACION DE LA INVERSION (AÑOS):	2,2
VALOR PRESENTE NETO (MUS\$)	8 921,43

Anexo L. Evaluación económica al implementar tecnología Súper-Claus.

**PROYECTO: INCREMENTO DE PRODUCCION DE AZUFRE MEDIANTE TECNOLOGÍA SUPER CLAUS
EVALUACIÓN ECONÓMICA (MUS\$ CONSTANTES)**

BASES DE LA EVALUACIÓN

INVERSION FIJA ESTIMADA, MUS\$	\$ 909,60
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\$/USD\$	\$ 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\$	825,00										
LICENCIA DE LA TECNOLOGIA, MUS\$	24,39										
PARTES DE ESPERA, MUS\$	11,33										
CARGA INICIAL CATALIZADOR & QUIMICOS; MUS\$	349,25		404,295129			468,0221487			541,7941399		
TOTAL INVERSION, MUS\$	1 209,96										
PRE-COMISION Y COMISION, MUS\$	266,19										
FINANCIACION, MUS\$	0,00										
CAPITAL DE TRABAJO, MUS\$		121,00									
INGRESOS POR VENTA DE PRODUCTOS, MUS\$											
INGRESOS POR VENTA DE AZUFRE, MUS\$		1 404,88									
INGRESOS POR VENTA DE GAS DE COLA, MUS\$		-99,29									
INGRESOS VENTA DE DIESEL POR INCREMENTO DE CARGA, MUS\$		7 209,64									
INGRESOS VENTA DE GASOLINA POR INCREMENTO DE CARGA, MUS\$		4 966,64									
INGRESOS VENTA POR INCREMENTO DE JET, MUS\$		6 308,44									
VENTAS TOTALES, MUS\$		19 790,31	21 818,82	22 909,76	24 055,25	25 258,01	26520,91	27 846,95	29 239,30	30 701,27	32 236,33
COSTOS VARIABLES INCREMENTALES, MUS\$:											
COSTOS MATERIA PRIMA, MUS\$		6 755,29	7 093,05	7 447,70	7 820,09	8 211,09	8 621,65	9052,73	9 505,37	9 980,63	10 479,67
COSTOS LOGISTICOS, MUS\$		7 120,81	7 476,85	7 850,69	8 243,22	8 655,38	9 088,15	9542,56	10 019,69	10 520,67	11 046,71
COSTOS DE PRODUCCION, MUS\$		4 155,97	4 363,76	4 581,95	4 811,05	5 051,60	5 304,18	5 569,39	5847,86	6 140,25	6447,27

EVALUACIÓN ECONÓMICA

AÑO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
COSTOS TOTALES VARIABLES, MUS\$		1 8032,06	1 8933,66	19 880,34	20 874,36	21 918,08	23013,98	24 164,68	25 372,92	2 6641,56	27 973,64
COSTOS FIJOS INCREMENTAELS, 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, MU\$		38,11	40,02	42,02	44,12	46,33	48,64	51,08	53,63	56,31	59,13
DEPRECIACION, MUS\$		127,05	133,40	140,07	147,07	154,42	162,15	170,25	178,77	187,70	197,09
MANTENIMIENTO, MUS\$		63,52	66,70	70,03	73,54	77,21	81,07	85,13	89,38	93,85	98,54
* 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\$		2,54	2,67	2,80	2,94	3,09	3,24	3,41	3,58	3,75	3,94
COSTO FIJOS TOTALES, MUS\$		290,91	305,45	725,02	336,76	353,60	839,30	389,84	409,33	971,59	451,29
COSTOS TOTALES, MUS\$		18 322,96	19 239,11	20 605,36	21 211,12	22 271,68	23 853,28	24 554,52	25 782,25	27 613,16	2 8424,93
UTILIDAD ANTES DE IMPUESTO (MUS\$)		1 467,35	2 579,71	2 304,40	2 844,13	2 986,33	2 667,63	3 292,43	3 457,05	3 088,11	3 811,40
IMPUESTOS (MUS\$)		498,90	1298,11	1159,57	1431,16	1502,72	1342,35	1656,75	1739,59	1 553,94	1 917,90
UTILIDAD DESPUES DE IMPUESTOS (MUS\$)		968,45	1 281,60	1 144,82	1 412,96	1 483,61	1 325,28	1 635,68	1 717,46	1 534,17	1 893,50
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)	-1.209,96	974,50	1 415,00	1 284,89	1 560,03	1 638,03	1 487,42	1 805,93	1 896,23	1 721,88	2 090,59
FLUJO DE CAJA (MUS\$ CONSTANTES)	-1.209,96	928,09	1 283,44	1 109,94	1 283,44	1 283,44	1 109,94	1 283,44	1 283,44	1 109,94	1 283,44

TASA INTERNA DE RETORNO A 10 AÑOS (US\$ CONSTANTES)	89,8%
TIEMPO DE RECUPERACION DE LA INVERSION (AÑOS):	1,2
VALOR PRESENTE NETO (MUS\$)	6 239,96

Anexo M. Evaluación económica al implementar tecnología Lu-Venturi.

**PROYECTO: INCRMENTO DE PRODUCCION DE AZUFRE CON TECNOLOGÍA LU-VENTURI Y ENRIQUECER
GAS ÁCIDO
EVALUACIÓN ECONÓMICA (MUS\$ CONSTANTES)**

BASES DE LA EVALUACIÓN

INVERSION FIJA ESTIMADA, MUS\$	\$ 740,00
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\$/USD\$	\$ 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, %	10,00%
PRE-COMISION Y COMISION DE ARRANQUE	10,00%

EVALUACIÓN ECONÓMICA

AÑO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
PLANTA & EQUIPOS, MUS\$	650,00										
LICENCIA DE LA TECNOLOGIA, MUS\$	15,50										
PARTES DE ESPERA, MUS\$	7,20										
CARGA INICIAL CATALIZADOR & QUIMICOS; MUS\$	31,30										
TOTAL INVERSION, MUS\$	704,00										
PRE-COMISION Y COMISION, MUS\$	70,40										
FINANCIACION, MUS\$	0,00										
CAPITAL DE TRABAJO, MUS\$		70,40									
INGRESOS POR VENTA DE PRODUCTOS, MUS\$											
INGRESOS POR VENTA DE AZUFRE, MUS\$		1 404,88									
INGRESOS POR VENTA DE GAS DE COLA, MUS\$		-99,29									
INGRESOS VENTA DE DIESEL POR INCREMENTO DE CARGA, MUS\$		7 209,64									
INGRESOS VENTA DE GASOLINA POR INCREMENTO DE CARGA, MUS\$		4 966,64									
INGRESOS VENTA POR INCREMENTO DE JET, MUS\$		6 308,44									
VENTAS TOTALES, MUS\$		19 790,31	21 818,82	22 909,76	24 055,25	25 258,01	26 520,91	27 846,95	29 239,30	30 701,27	32 236,33
COSTOS VARIABLES INCREMENTALES, MUS\$:											
COSTOS MATERIA PRIMA, MUS\$		4 571,54	4 800,11	5 040,12	5 292,13	5 556,73	5 834,57	6 126,30	6 432,61	6 754,24	7 091,95
COSTOS LOGISTICOS, MUS\$		12 789,86	13 429,36	14 100,83	14 805,87	15 546,16	16 323,47	17 139,64	17 996,62	18 896,45	19 841,28
COSTOS DE PRODUCCION, MUS\$		2 077,98	2 181,88	2 290,98	2 405,52	2 525,80	2 652,09	2 784,70	2 923,93	3 070,13	3 223,63

EVALUACIÓN ECONÓMICA

AÑO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
COSTOS TOTALES VARIABLES, MUS\$		19 439,38	20 411,35	21 431,92	22 503,52	23 628,69	24 810,13	26 050,63	27 353,17	28 720,82	30 156,87
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\$		22,18	23,28	24,45	25,67	26,96	28,30	29,72	31,20	32,76	34,40
DEPRECIACION, MUS\$		73,92	77,62	81,50	85,57	89,85	94,34	99,06	104,01	109,21	114,67
MANTENIMIENTO, MUS\$		36,96	38,81	40,75	42,79	44,93	47,17	49,53	52,01	54,61	57,34
* 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\$		1,48	1,55	1,63	1,71	1,80	1,89	1,98	2,08	2,18	2,29
COSTO FIJOS TOTALES, MUS\$		194,22	203,93	214,12	224,83	236,07	247,88	260,27	273,28	286,95	301,29
COSTOS TOTALES, MUS\$		19 633,60	20 615,28	21 646,05	22 728,35	23 864,77	25 058,00	26 310,90	27 626,45	29 007,77	30 458,16
UTILIDAD ANTES DE IMPUESTO (MUS\$)		156,71	1 203,54	1 263,71	1 326,90	1 393,24	1 462,91	1 536,05	1 612,85	1 693,50	1 778,17
IMPUESTOS (MUS\$)		53,28	409,20	429,66	451,15	473,70	497,39	522,26	548,37	575,79	604,58
UTILIDAD DESPUES DE IMPUESTOS (MUS\$)		103,43	794,33	834,05	875,75	919,54	965,52	1013,79	1064,48	1117,71	1173,59
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)	-704,00	106,95	871,95	915,55	961,32	1 009,39	1 059,86	1 112,85	1 168,50	1 226,92	1 288,27
FLUJO DE CAJA (MUS\$ CONSTANTES)	-704,00	101,86	790,88	790,88	790,88	790,88	790,88	790,88	790,88	790,88	790,88
TASA INTERNA DE RETORNO A 10 AÑOS (US\$ CONSTANTES)		71,1%									
TIEMPO DE RECUPERACION DE LA INVERSION (AÑOS):		1,8									
VALOR PRESENTE NETO (MUS\$)		3 671,21									

Anexo N. Cálculos de margen de la recuperación de azufre y refinación de crudo.

	Caso Base	Alternativa I	Alternativa II	Alternativa III
Azufre producido TMD	49,3	62	80,6	72,4
Flujo de aire lb/h	14 627	8 544	14 000	14 000
Flujo de GAA lb/h	4 599	5 200	7 093	6 071
Flujo de GADAR lb/h	3 400	4 000	4 000	3 500
Flujo de oxígeno lb/h	0	1200	0	0
CO₂FA,(p/p)	0,209	0,35	0,209	0,209
CH₂SGC, ppmw	200	200	200	200
CSO₂GC, %	3	2,97	1,2	2,42
Tasa interna de retorno años		65%	90%	71%
Valor presente neto MUS\$		8 921,43	6 239,96	3 671,21
Periodo de Retorno años		2,17	1,17	1,68

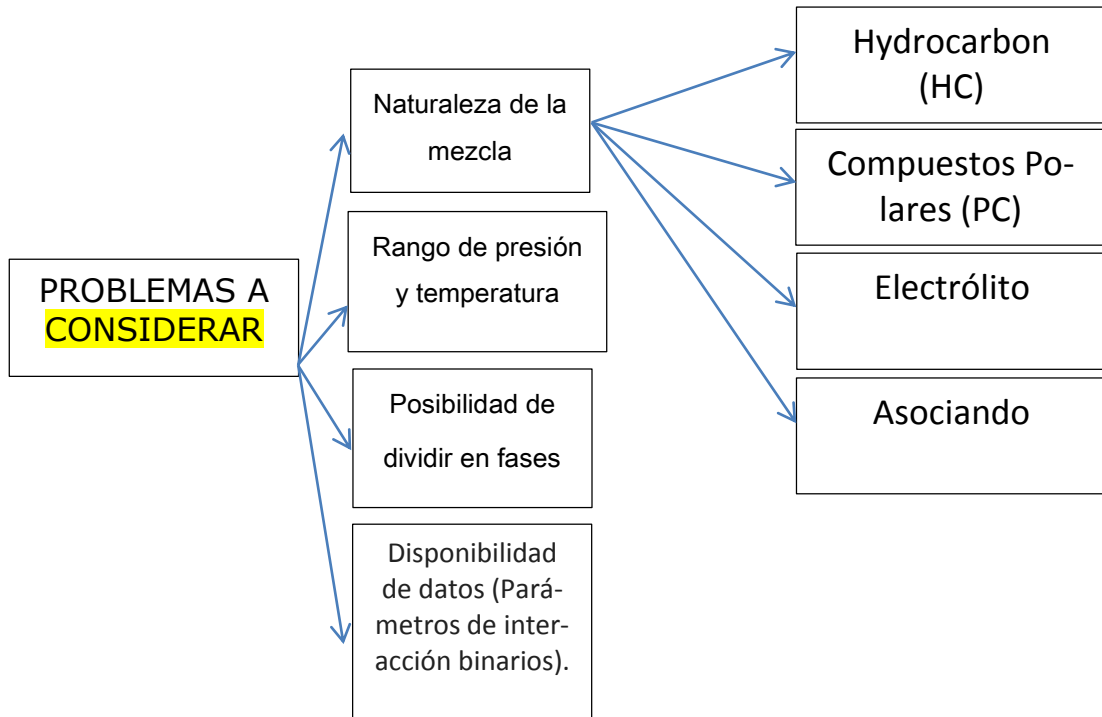
Anexo O. Condiciones actuales de margen de la recuperación de azufre y refinación de crudo.

Condiciones Actuales		
Carga de crudo	21 5000	BPD
Margen	12,3	US\$
Utilidad bruta	2 644 500,00	US\$/día
	Diferencia	123 204,75
	Diferencia, año	42 998 457,75

Anexo P. Utilidad por mayor procesamiento de H₂S

Condiciones por mayor procesamiento de H₂S		
Carga	225 000	BPD
Margen	12,3	US\$
Aumento de Producción de azufre	22,5	TMD
Precio del azufre	9,1	US\$/TM
Mayor ingreso por azufre	204,75	US\$/día
Utilidad bruta	2 767 500,00	US\$/día
Total	2 767 704,75	
US\$/día		
US\$/año		

Anexo Q. Selección del paquete de termodinámica apropiado



ANEXO R. Árbol de decisiones para escogencia del paquete termodinámico.

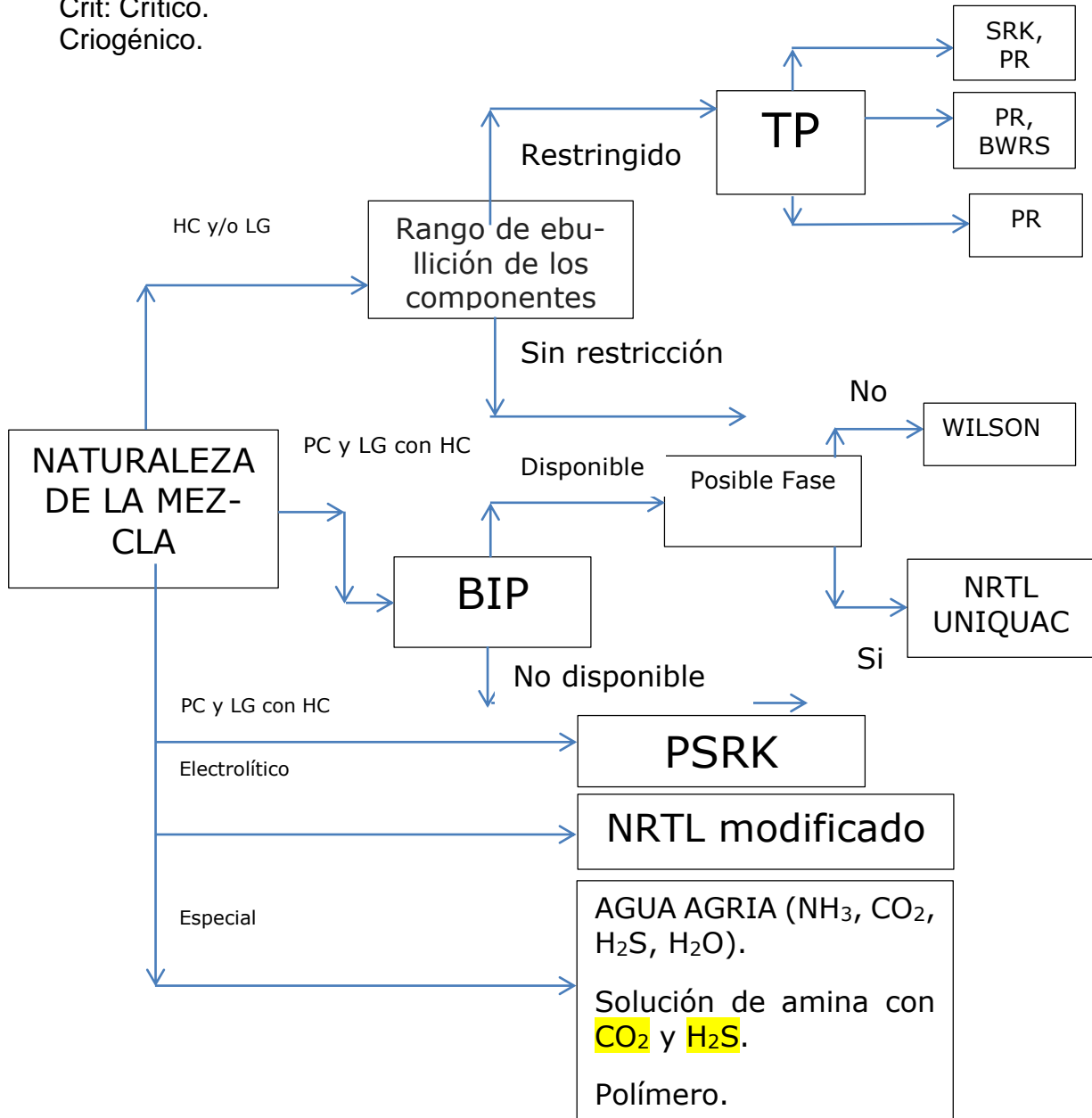
HC: Hidrocarburos.

LG: Gases livianos.

PC: Componentes polares orgánicos.

Crit: Crítico.

Criogénico.



ANEXO S. RESULTADOS 2 017 DEL GRUPO EMPRESARIAL ECOPETROL



INFORMACIÓN RELEVANTE



Grupo Empresarial Ecopetrol presenta sus resultados para el cuarto trimestre y el acumulado del año 2017

- La utilidad neta de 2017 ascendió a COP 6.6 billones, la más alta de los últimos cuatro años¹ y 16% mayor que la registrada en 2014, con un precio Brent 45% menor. (2014 a ~USD 100/bl vs 2017 a ~USD 55/bl).
- El Ebitda del Grupo Empresarial resultó en COP 23.1 billones, superior en un 28% con relación al año anterior. La generación de caja operativa aumentó COP 2.7 billones frente a 2016 y COP 5.3 billones frente a 2015 cuando se registró el mismo precio Brent promedio que en 2017.
- Las reservas probadas de 2017 ascienden a 1,659 millones de barriles equivalentes, la vida media se incrementó a 7.1 años y el índice de reposición de reservas fue 126%, el más alto de los últimos tres años.
- La producción promedio del Grupo Ecopetrol en 2017 ascendió a 715 kbped, cumpliendo la meta aún con desafíos operacionales y de entorno.
- La gestión comercial y el mejor entorno de precios permitieron que la canasta de crudos se fortaleciera USD 2.5/bl frente a 2016 lo que significó ingresos adicionales por COP 1.2 billones. Por su parte, la canasta de productos mejoró USD 2.9/bl generando ingresos adicionales por COP 1.3 billones.
- Durante 2017 se realizó con éxito la prueba global de desempeño de la nueva Refinería de Cartagena. Reficar alcanzó Ebitda y utilidad neta positivos en 2017, marcando el inicio de generación positiva de caja, a tan sólo 6 meses de que las 34 unidades entraran en operación estable.
- En el año 2017 se alcanzó la carga promedio más alta en la historia de la refinación de Colombia: 346 mil barriles por día, gracias a la operación estable de las dos refinerías.
- La deuda nominal del Grupo Ecopetrol se redujo en aproximadamente COP 9.0 billones (USD 2.9 billones) entre 2016 y 2017, fortaleciendo la estructura de capital y manteniendo una sólida posición de caja de COP 14.5 billones. La Deuda Bruta/Ebitda se ubicó en 1.9 veces en 2017 frente a 2.9 veces al cierre de 2016.

¹ Comparación realizada con los resultados financieros reportados bajo NIIF - Normas Internacionales de Información Financiera adoptadas en Colombia en 2015, con período de transición 1° de enero del 2014.



42%
Margen EBITDA



14.5 Bn
Caja cierre 2017 (COP)



715 KBPED
Producción anual



1.1 MMBD
Volumen Transportado



12.5 USD/Bl
Margen Reficar cuarto trimestre

investors@ecopetrol.com.co
Tel: 1571 234 5190



Bogotá, febrero 27 de 2018. Ecopetrol S.A. (BVC: ECOPETROL; NYSE: EC) anunció hoy los resultados financieros del Grupo Empresarial para el cuarto trimestre y el acumulado de 2017, preparados de acuerdo a las Normas Internacionales de Información Financiera aplicables en Colombia.

**TABLA 1:
RESULTADOS FINANCIEROS CONSOLIDADOS -
GRUPO EMPRESARIAL ECOPETROL**

A	B	C	D	E	F	G	H	I
Miles de millones (COP)	4T 2017	4T 2016	Cambio \$	Cambio %	2017	2016	Cambio \$	Cambio %
Ventas Totales	15,363	13,313	2,050	15.4%	55,210	47,732	7,478	15.7%
Utilidad Operacional	5,615	1,633	3,982	243.8%	15,505	8,253	7,252	87.9%
Utilidad Neta Consolidada	3,623	358	3,265	912.0%	7,402	2,404	4,998	207.9%
Interés No Controlado	(196)	(172)	(24)	14.0%	(782)	(938)	157	(16.8%)
Utilidad atribuible a los accionistas Ecopetrol	3,427	186	3,241	1,742.5%	6,620	1,466	5,154	352.0%
EBITDA	5,778	4,424	1,354	30.6%	23,075	18,018	5,057	28.1%
Margen EBITDA	37.6%	33.0%			41.8%	37.7%		

Las cifras Incluidas en este reporte fueron tomadas de los Estados Financieros auditados y sirvieron de base para el cálculo de algunos indicadores como el Ebitda. La información financiera se encuentra expresada en miles de millones de pesos (COP), o dólares estadounidenses (USD), o miles de barriles de petróleo equivalentes por día (kbpd) o toneladas y así se indica cuando corresponde. Para efectos de presentación, ciertas cifras de este informe fueron redondeadas al decimal más cercano.

En opinión del presidente de Ecopetrol S.A., Felipe Bayón Pardo:

"2017 fue un año de grandes logros operativos y financieros para Ecopetrol. Hoy somos una empresa más eficiente y disciplinada, demostramos nuestra capacidad técnica y resiliencia al haber salido fortalecidos de la crisis de precios bajos del petróleo.

Estamos preparados para aprovechar las oportunidades que se presenten, la disciplina que hemos consolidado junto con un entorno de precios más favorable, nos permitirá posicionarnos mejor para crecer nuestra operación de forma rentable y segura.

En 2017 continuamos enfocados en buscar la excelencia y seguridad en todas nuestras operaciones, el cumplimiento de la meta de producción y un mejor balance de reservas, pilares fundamentales para el crecimiento de la Compañía. La asignación rigurosa de recursos de inversión, una sólida posición de caja e indicadores financieros, un menor apalancamiento, una calificación sostenida en grado de inversión y la culminación exitosa de grandes proyectos en cada uno de nuestros segmentos, fueron claves en los resultados obtenidos.

Estamos viviendo con éxito el "crecimiento rentable" de Ecopetrol. La utilidad neta de 2017 ascendió a 6.6 billones de pesos, la más alta de los últimos cuatro años y un 16% mayor que la utilidad de 2014, incluso con un precio Brent 45% menor. El EBITDA y el margen EBITDA alcanzaron niveles de 23 billones de pesos y 42%, respectivamente; el margen EBITDA tuvo un incremento de 4 puntos porcentuales frente a 2016, y es uno de los más altos de la industria mundial de petróleo y gas. Para el año el precio de equilibrio de caja se ubicó en 40 dólares por barril.

Cerramos el año con una sólida posición de caja de 14.5 billones de pesos (aproximadamente 4.8 billones de dólares), lo que habilita oportunidades de crecimiento inorgánico a futuro. La posición de liquidez del año nos permitió prepagar deuda por 2.4 billones de dólares lo cual se reflejó en una reducción del 17% de la deuda nominal del Grupo Ecopetrol, fortaleciendo su estructura de capital. Nuestro indicador Deuda Bruta/EBITDA se ubicó en 1.9 veces para 2017 versus 2.9 veces en 2016.



La inversión total de 2017 ascendió a 2.2 billones de dólares, enfocando el 80% en el segmento de Exploración y Producción, en línea con lo propuesto en nuestro Plan de Negocios 2020. Es importante resaltar que a pesar de unas menores inversiones durante el año, la empresa cumplió sus metas operacionales.

Estamos satisfechos con los resultados alcanzados con nuestra certificación de reservas 2017, los cuales muestran un cambio de tendencia. Las reservas probadas ascienden a 1,659 millones de barriles equivalentes, la vida media se incrementó a 7.1 años y el índice de reposición de reservas fue 126%, el más alto de los últimos tres años. Este resultado se vio ampliamente apalancado por el éxito de nuestro programa de incremento de factor de recobro y el desarrollo constante de nuestros campos.

Como resultado de la proactiva gestión comercial y la escasez de crudo pesado a nivel global se logró disminuir el diferencial de la canasta de crudo en 2.5 dólares por barril, ubicándose en -6.9 dólares por barril, un 27% mejor que el registrado en 2016. Gracias a este avance se generaron ingresos adicionales para Ecopetrol por 1.2 billones de pesos. Por su parte, durante 2017 se consolidó la comercializadora de energía.

La Compañía cumplió la meta de producción para 2017, ubicándose en 715 mil barriles de petróleo equivalente por día. Esto incluso con algunos eventos operacionales y dificultades de orden público, especialmente en el Oleoducto Caño Limón Coveñas. Un importante logro operacional del año fue mantener una operación estable con la bi-direccionalidad del Oleoducto Bicentenario y poder evacuar todos nuestros crudos pesados por un mismo corredor. En 2017 se perforaron cerca de 500 pozos de desarrollo lo cual refleja un aumento importante de actividad frente a 2016.

El programa de recobro tuvo resultados sobresalientes y continúa su maduración hacia una fase de expansión para aquellos pilotos que han terminado exitosamente su etapa de análisis. El objetivo del programa de recobro es expandir tecnologías de recobro mejorado a la producción de otros campos. Un ejemplo importante es el caso de Chichimene, uno de nuestros principales campos, el cual inició la maduración de la expansión de la tecnología de inyección agua de en todo el campo, a partir de los buenos resultados obtenidos en el piloto.

El 2017 fue un año de intensa actividad exploratoria, trabajamos arduamente para construir las bases del crecimiento futuro de la Compañía. Terminamos el año con una cifra de 21 pozos perforados. Con este despliegue de actividad logramos incorporar más de 250 millones de barriles equivalentes en recursos contingentes, apalancando el incremento futuro de reservas del Grupo Empresarial.

Es importante destacar la experiencia adquirida con la perforación del pozo Molusco-1, el primer pozo offshore operado por Ecopetrol. Este pozo finalizó cumpliendo los planes previstos y sin incidentes de tipo técnico, ambiental y operacional. Con este proyecto, Ecopetrol adquiere experiencia para explorar en el offshore siguiendo los más altos estándares HSE de la industria.

En línea con la estrategia de crecimiento y aumento de actividad internacional, se logró la adjudicación de nuevos bloques exploratorios en México (bloques 6 y 8) y Estados Unidos (Garden Banks 77, 78, 121 y 122 en el Golfo de México -USA). Por su parte, se adquirió una participación adicional en el bloque K2 (Golfo de México), lo cual aportó al balance de reservas y producción de 2017.

En el segmento de transporte se destaca el transporte crudo pesado con una viscosidad superior a 600 centistokes (cst – medida de viscosidad) de manera estable, logrando disminuir los requerimientos de dilución. A finales de 2017 se completó el sistema San Fernando - Monterrey, siendo la infraestructura más importante en la Orinoquía y ofreciendo una mayor capacidad de transporte de crudos pesados.

En refinación logramos importantes hitos operativos que le aportan gran valor al Grupo Empresarial. Es de resaltar que la nueva Refinería de Cartagena, en su segundo año de operación, está generando Utilidad Neta y Ebitda positivo, marcando un cambio de tendencia importante de las cifras financieras. Este importante activo, de todos los colombianos, está demostrando por qué es catalogado como la Refinería más moderna de América Latina.

La nueva Refinería de Cartagena finalizó su etapa de estabilización en diciembre de 2017 con el completamiento de la prueba global de desempeño alcanzando una carga sostenida de 144 mil barriles por día, equivalente al 96%



de su capacidad, durante 60 días y un margen de refinación de 12.5 dólares por barril durante el cuarto trimestre. Este hito, da inicio a la fase de optimización de operaciones.

La refinería de Barrancabermeja se consolida con una operación rentable y eficiente, con un margen de refinación promedio de 13.5 dólares por barril para el 2017. Durante el año se culminó la ejecución del proyecto Bioenergy y se alcanzaron varios hitos desde el punto de vista técnico y operativo.

Es importante destacar que en el mes de diciembre alcanzamos un récord histórico de carga de refinación de 393 mil barriles en un día específico del mes. Estos logros se alcanzaron al tener las dos refinerías funcionando de manera estable y óptima al mismo tiempo.

El programa de transformación sigue siendo parte fundamental de nuestro crecimiento. Durante 2017 se alcanzaron eficiencias operativas por 2.6 billones de pesos versus una meta de 750 mil millones de pesos planteada inicialmente. Las principales palancas de eficiencia en 2017 fueron energía, manejo de crudos pesados, diferencial de venta, optimizaciones en el segmento de refinación y el manejo de agua.

En Seguridad de Procesos se presentó el mejor resultado de los últimos 9 años al tener un Indicador de Incidentes de Seguridad de Procesos Nivel 1 en 5 incidentes, lo que representa una disminución del 17% respecto a los años 2015 y 2016. Este resultado está apalancado principalmente en la implementación de prácticas seguras y el fortalecimiento del liderazgo en este tema por parte de los niveles gerenciales.

Con el objetivo de alinear nuestras prácticas con el estándar mundial, Ecopetrol S.A. obtuvo la certificación OHSAS 18001 (Seguridad y Salud en el Trabajo) y la certificación ISO 14001 (Gestión Ambiental), permitiéndole ratificar altos estándares en HSE y ampliar su competitividad en el mercado.

El año 2018 viene con retos importantes para Ecopetrol. Incrementar nuestra producción en un rango entre 715 y 725 mil barriles de petróleo equivalente por día, mantener la excelencia operativa y seguridad en nuestras operaciones, y sólidas métricas financieras, son nuestra prioridad. En el 2018 se contemplan inversiones entre 3.5 y 4.0 billones de dólares con un marcado foco en Exploración y Producción que representarán 85% del plan.

En el segmento de Exploración y Producción se destaca la perforación de más de 620 pozos de desarrollo, al menos 12 pozos exploratorios, el uso de 28 taladros de perforación y la adquisición de más de 41 mil kilómetros de sísmica 2D y 3D. Así mismo, se prevé desarrollo de actividades en cerca de 20 proyectos piloto para la implementación de tecnologías de recobro mejorado.

En el segmento de refinación los esfuerzos están enfocados en optimizar la operación de la nueva Refinería de Cartagena, esperamos un Ebitda de al menos 500 mil millones de pesos y un margen de refinación de dos dígitos. La Compañía logrará un hito en productos refinados, con sus dos refinerías procesando entre 350 y 375 mil barriles por día.

Como parte del proceso de actualización de la estrategia de Responsabilidad Corporativa, en diciembre de 2017 se creó la Gerencia de Responsabilidad Corporativa. El propósito es identificar, adoptar y facilitar la incorporación de iniciativas que apalancen el logro de los objetivos de negocio y aseguren el posicionamiento de Ecopetrol como una organización que se comporta responsablemente con sus grupos de interés.

La prioridad del Grupo Ecopetrol en 2018 continuará siendo la excelencia operacional, el compromiso con la ética y la transparencia, la seguridad como pilar de sus operaciones, el cuidado de sus trabajadores, la protección del medio ambiente y el crecimiento conjunto con las comunidades en un marco de prosperidad compartida y operaciones seguras.*



I. Resultados Financieros y Operativos Grupo Empresarial Ecopetrol

El Grupo Empresarial Ecopetrol obtuvo en el 2017 una utilidad neta de COP 6.6 billones y un Ebitda de COP 23.1 billones con un Brent promedio de UDS 55/bi, alcanzando resultados mejores a los obtenidos en el año 2014 cuando el precio del Brent era cercano a los USD 100/bi. Así mismo, la liquidez de la Compañía se mantuvo sólida y el apalancamiento se redujo considerablemente frente a años anteriores con una mejora significativa en el indicador Deuda Bruta/Ebitda que se ubicó en 1.9 veces al cierre de 2017 frente a 2.9 veces en 2016, consolidando una robusta posición financiera del Grupo.

Tabla 2: Estado de Ganancias y Pérdidas – Grupo Empresarial Ecopetrol

A	B	C	D	E	F	G	H	I
Miles de millones (COP)	4T 2017	4T 2016	Cambio \$	Cambio %	2017	2016	Cambio \$	Cambio %
Ventas Locales	7,902	6,590	1,312	20.0%	28,239	24,745	3,494	14.1%
Ventas al Exterior	7,461	6,764	696	10.3%	26,974	22,887	4,087	17.9%
Ventas Totales	15,363	13,354	2,009	15.0%	55,213	47,632	7,581	16.1%
Depreciación y Amortización	1,822	1,879	(56)	(3.0%)	6,117	7,170	(1,053)	(14.7%)
Costos Variables	5,500	5,579	(79)	(1.4%)	30,809	28,826	1,983	6.9%
Costos Fijos	2,495	2,259	236	10.7%	7,979	7,240	739	10.2%
Costo de Ventas	8,795	8,738	57	0.6%	38,788	36,246	2,542	7.0%
Utilidad Bruta	6,568	4,616	1,952	42.3%	16,425	11,386	5,039	44.3%
Gastos Operativos	1,402	1,184	218	18.4%	4,145	4,401	(256)	(5.8%)
[Recuperación] gasto por impairment activos largo plazo	(1,896)	792	(2,688)	(276.9%)	(1,473)	842	(2,315)	(286.1%)
Utilidad Operacional	3,270	3,424	(154)	(4.5%)	10,907	7,227	3,680	50.9%
Ingresos (Gastos) Financieros	(248)	221	(469)	(212.2%)	(2,501)	(1,188)	(1,313)	(110.5%)
Participación en Resultados de Compañías	(25)	(25)	0	0.0%	84	(52)	(136)	(262.3%)
Utilidad Antes de Impuestos y las Ganancias	2,972	3,595	(623)	(17.3%)	8,390	5,887	2,503	42.5%
Provisión Impuesto a las Ganancias	(1,426)	(1,472)	46	(3.1%)	(5,605)	(4,616)	(989)	(21.4%)
Utilidad Neta Consolidada	1,546	2,123	(577)	(27.2%)	2,785	1,271	1,514	119.1%
Interés no Controlante	(146)	(172)	26	(15.1%)	(701)	(816)	115	(14.2%)
Utilidad Neta (Atributable Accionistas de Ecopetrol)	1,400	1,951	(551)	(28.2%)	2,084	4,455	(2,371)	(53.2%)
EBITDA	1,778	4,474	(2,696)	(60.3%)	23,075	18,018	5,057	28.1%
Margen EBITDA	11.5%	33.5%	(22.0%)	(65.7%)	41.8%	37.7%	4.1%	10.9%

1. Ingresos por ventas

El aumento de los ingresos por ventas en el cuarto trimestre versus el mismo período de 2016 se presenta como resultado combinado de:

- Mayor precio de la canasta promedio ponderada de crudos, gas y productos +USD 12/bi (+COP 2.82 billones), principalmente por la mejora en el diferencial de crudos de exportación y el comportamiento de los precios de referencia del crudo Brent (USD 62/bi en 4T17 vs USD 51/bi en 4T16).
- Disminución en la tasa de cambio promedio de los Ingresos recibidos, que pasó de COP 3,027/USD (4T 2016) a COP 2,989/USD (4T 2017), impactando negativamente los Ingresos totales (-COP 150 mil millones).
- Menor volumen de ventas (-COP 774 mil millones).
- Mayor Ingreso por servicios (+COP 156 mil millones).

Los Ingresos acumulados al cierre de 2017 presentaron un incremento de 16% con relación a 2016, principalmente asociado al incremento del precio Brent (+COP 11 billones), compensado con una disminución en el efecto volumen de -45 ktped (-COP 1.9 Billones). Este efecto se debe analizar en conjunto con la disminución en las compras, principalmente de diésel y gasolina (-39 ktped), que generaron un beneficio en el margen bruto de COP 0.4 billones gracias a la estrategia de venta de productos de Reficar en el mercado Interno, teniendo en cuenta el avance en la estabilización de su operación y a la mejor realización de fuel oil en corrientes alternativas procesadas.



Tabla 3: Ventas Volumétricas - Grupo Empresarial Ecopetrol

A	B	C	D	E	F	G
Volumen de Venta Local - kbbpd	4T 2017	4T 2016	Cambio %	2017	2016	Cambio %
Crudo	19.5	13.3	46.6%	18.2	14.4	26.4%
Gas Natural	75.5	73.3	3.0%	73.9	75.3	(1.9%)
Gasolinas	114.1	110.5	3.3%	110.7	108.3	2.2%
Destilados Medios	146.9	146.6	0.2%	146.4	142.6	2.7%
GLP y Propano	17.3	16.4	5.5%	17.1	16.5	3.6%
Combustóleo	7.3	7.2	1.4%	8.5	6.4	32.8%
Industriales y Petroquímicos	19.9	19.2	3.6%	18.9	19.2	(1.6%)
Total Venta Local	406.5	386.5	5.6%	393.7	382.7	2.9%
Volumen de Exportación - kbbpd	4T 2017	4T 2016	Cambio %	2017	2016	Cambio %
Crudo	386.1	442.4	(12.7%)	416.3	435.3	(4.4%)
Productos	105.7	127.6	(17.2%)	105.5	142.0	(25.7%)
Gas Natural	2.0	4.1	(51.2%)	1.7	2.5	(32.0%)
Total Venta de Exportación	493.8	574.1	(14.0%)	523.5	579.8	(9.7%)
Total Volumen Vendido	894.3	960.6	(6.9%)	917.2	962.5	(4.7%)

Mercado en Colombia (43% de las ventas en 2017): Incremento del 2.9% de las ventas versus el acumulado año 2016 debido principalmente a:

- Mayor venta nacional de crudo a terceros, debido al manejo de la contingencia en el oleoducto Caño Limón Coveñas.
- Mayores ventas de diésel por mayor consumo del sector minero y reactivación de servicios petroleros.
- Mayores ventas de combustóleo dados los nuevos contratos de venta por flota fluvial maximizando la utilización del muelle en la refinería de Barrancabermeja.
- Mayores ventas de gasolina por la reducción temporal del 2% en el porcentaje de mezcla con etanol debido a limitaciones en la producción a nivel nacional.

Mercado Internacional (57% de las ventas en 2017): Disminución del 9.7% frente al año 2016. La variación se debe principalmente a:

- Menor exportación de productos:
 - a) Menores exportaciones (-11 kbbpd) de diésel dada una estrategia comercial enfocada en destinar más volúmenes al mercado doméstico para satisfacer la demanda local y sustituir importaciones.
 - b) Menores exportaciones de fuel oil por reducción de su producción en la refinería de Barrancabermeja gracias a mejor realización de las corrientes alternativas procesadas (-27 kbbpd) y por la estabilización de la unidad de coquer en la Refinería de Cartagena (-9 kbbpd), que permitieron mayor producción de refinados medios frente a menor producción de fuel oil.
- Menores exportaciones de crudo por uso de crudo nacionales (sustitución de importaciones) para suministro a la Refinería de Cartagena.



Tabla 4: Destinos de Exportación - Grupo Empresarial Ecopetrol

A	B	C	D	E	F	G
Crudos (kbped)	4T 2017	4T 2016	% Part.	2017	2016	% Part.
Asia	120.6	71.2	31.2%	105.6	64.8	25.4%
Costa del Golfo EE.UU.	167.8	137.8	43.5%	141.1	169.7	33.9%
Costa Oeste EE.UU.	34.7	53.4	9.0%	50.6	42.8	12.1%
Costa Este EE.UU.	0.0	27.4	0.0%	10.1	28.0	2.4%
Europa	6.8	32.1	1.8%	20.5	52.3	4.9%
América Central / Caribe	42.8	90.4	11.1%	71.2	57.8	17.1%
América del Sur	5.9	11.9	1.5%	2.8	7.9	0.7%
Otros	7.4	18.2	1.9%	14.5	12.0	3.5%
Total	386.1	442.4	100.0%	416.3	435.3	100.0%
Productos (kbped)	4T 2017	4T 2016	% Part.	2017	2016	% Part.
Asia	23.0	10.4	21.8%	39.3	13.8	18.3%
Costa del Golfo EE.UU.	13.8	13.3	13.1%	13.6	21.9	12.9%
Costa Oeste EE.UU.	2.2	10.0	2.1%	2.5	2.5	2.4%
Costa Este EE.UU.	29.8	27.5	28.2%	17.8	33.1	16.8%
Europa	0.0	3.6	0.0%	3.0	15.1	2.9%
América Central / Caribe	28.3	49.1	26.8%	38.4	41.5	37.3%
América del Sur	8.5	11.9	8.0%	9.8	7.9	9.2%
Otros	0.0	1.8	0.0%	0.2	6.2	0.2%
Total	105.7	127.6	100.0%	105.5	142.0	100.0%

Nota: La información está sujeta a modificación posterior al cierre del trimestre, debido a que algunos de los destinos son reevaluados según el resultado final de las exportaciones.

Crudo: Durante 2017, la Costa del Golfo de EEUU fue el principal destino de exportación de crudos ante una mayor actividad de refinación en dicho mercado asociada a la fortaleza en cracks de diésel y gasolina. Las exportaciones a Asia aumentaron su participación en un 11% soportada por aumento de las Importaciones de China como consecuencia de la mayor demanda de refinadores independientes.

Productos: El principal destino de exportación de productos durante 2017 fue América Central y el Caribe por ventas de diésel de ultra bajo azufre (ULSD) y por tratarse de puntos intermedios de almacenamiento de fuel oil para destinos como Asia. El segundo destino fue Asia que aumentó su participación en 8.6% teniendo en cuenta los mejores precios de fuel oil en ese mercado por menores exportaciones de Europa. La menor disponibilidad de diésel de alto azufre (HSD) se ha reflejado en una reducción de exportaciones hacia África y Europa.

Tabla 5: Precio Promedio de Crudo de Referencia y Diferencial de la Canasta

A	B	C	D	E	F	G
USD/BI	4T 2017	4T 2016	Cambio %	2017	2016	Cambio %
Brent	61.5	51.1	20.4%	54.7	45.1	21.3%
Canasta Crudo vs Brent	(6.4)	(9.2)	(30.4%)	(6.9)	(9.4)	(26.6%)
Canasta Productos vs Brent	7.7	5.9	30.5%	7.9	5.0	58.0%

Tabla 6: Precio Promedio Ponderado de Venta - Grupo Empresarial Ecopetrol

A	B	C	D	E	F	G	H	I
USD/BI	4T 2017	4T 2016	Cambio %	Vol. Venta (kbped) 4T 2017	2017	2016	Cambio %	Vol. Venta (kbped) 2017
Canasta de venta de Crudos	55.1	41.9	31.5%	405.6	47.8	35.7	33.9%	434.5
Canasta de venta de Productos	69.2	57.0	21.4%	411.2	62.7	50.1	25.1%	407.1
Canasta de venta de Gas	23.8	21.9	(8.5%)	77.5	22.7	23.5	(3.4%)	75.6
				894.3				917.2



Crudos: Durante 2017, Ecopetrol obtuvo mejores diferenciales versus Brent en la venta de sus crudos pesados e Intermedios. La canasta de venta de crudos versus Brent se fortaleció en USD 2.5/bi frente al resultado obtenido en 2016. Este resultado está explicado por: i) una estrategia de venta enfocada a mercados que generan mayor valor, ii) aumento de cargas de crudo en refinerías de Estados Unidos, iii) mayores importaciones de China, iv) fortalecimiento de crudos pesados por recortes de producción de crudos Intermedios y pesados de los países OPEP y v) mayor disponibilidad de crudos livianos debido a incremento de producción en Estados Unidos.

Productos: El diferencial de la canasta de productos versus Brent mostró un fortalecimiento de USD 2.9/bi frente al resultado obtenido en 2016. Este comportamiento fue el resultado de: i) una mejor canasta al pasar de exportar diésel de alto y bajo azufre (HSD Y LSD) a diésel de ultra bajo azufre (ULSD), ii) efecto de los huracanes que fortalecieron los productos ligeros y destilados al reducir la oferta de refinerías en la Costa del Golfo de los Estados Unidos que tuvieron cierres temporales y iii) mejora del precio del fuel oil ante un incremento de la demanda en Singapur, problemas en refinerías de México y la reducción de oferta en Rusia por migración a capacidad de refinación de alta conversión que se ha observado en lo corrido del año.

Gas Natural: Se presenta una reducción del precio (3.4 %) en comparación con el año 2016 debido a la ausencia del Fenómeno del Niño 2017, lo que redujo la generación térmica a gas, y menores precios en las ventas incrementales de gas.

2. Costo de ventas

Depreciación y amortización: Disminución en el 4T 2017 frente al 4T 2016 principalmente por:

- a) Efecto de la Incorporación de reservas en 2017.
- b) Compensado con mayor depreciación en las filiales de transporte por la mayor capitalización de mantenimientos.

Costos variables: Disminución principalmente en el 4T 2017 frente al 4T 2016 en los siguientes aspectos:

- a) Menor costo en compras de crudo, gas y productos (-COP 272 mil millones), el efecto neto de:
 - Disminución del volumen comprado (-COP 1.20 billones): i) menor importación de combustibles, especialmente diésel y gasolinas (-COP 743 mil millones, -43 kbped) debido a la sustitución por productos producidos por la Refinería de Cartagena, ii) menor importación de crudo (-COP 422 mil millones, 33 kbped) para carga en Refinería de Cartagena por la sustitución con crudos locales producidos en Ecopetrol, iii) menor consumo de diluyente por estrategia de comercialización de crudos de alta viscosidad y codilución con GLP (-COP 150 mil millones, 11 kbped) y iv) variaciones en compras nacionales y productos (+COP 117 mil millones).
 - Incremento del precio promedio de compras nacionales e importaciones y productos (+COP 1.0 billón)
 - Disminución de la tasa de cambio promedio de las compras (-COP 85 mil millones) que pasó de COP 3,024/USD (4T 2016) a COP 2,984/USD (4T 2017).
- b) Mayor costo por variación de inventarios (+COP 247 mil millones) debido al consumo de los inventarios acumulados al cierre del 3T 2017 por la temporada de huracanes en Estados Unidos y al aumento de los costos unitarios asociado al incremento del precio Brent en las compras de crudos y productos.
- c) Disminución en otros costos (-COP 48 mil millones).



Tabla 7: Compras Locales e Importaciones – Grupo Empresarial Ecopetrol

A	B	C	D	E	F	G
Compras Locales (kbped)	4T 2017	4T 2016	Cambio %	2017	2016	Cambio %
Crudo	158.5	155.5	1.9%	156.1	159.3	(2.0%)
Gas	3.5	2.7	29.6%	3.1	2.2	40.9%
Productos Refinados	2.9	3.9	(25.6%)	2.9	4.7	(38.3%)
Diluyente	0.3	2.1	(85.7%)	0.9	0.7	28.6%
Total	165.2	164.2	0.6%	163.0	166.9	(2.3%)
Importaciones (kbped)	4T 2017	4T 2016	Cambio %	2017	2016	Cambio %
Crudo	41.6	73.9	(43.7%)	68.0	80.1	(13.1%)
Productos Refinados	48.5	89.2	(45.6%)	62.7	101.5	(38.2%)
Diluyente	50.3	61.2	(17.8%)	52.0	56.6	(8.1%)
Total	140.4	224.3	(37.4%)	182.7	238.2	(16.3%)

Costos fijos: Incremento en el 4T 2017 frente al 4T 2016 principalmente por:

- Incremento de costos para reposición de inventario de clientes producto de pérdidas ocasionadas en el sistema de transporte.
- Aumento en los costos de transporte por camiones debido al incremento de rutas para transporte de nafta principalmente en Casanare y de transporte fluvial por mayor navegabilidad por el río Magdalena.

3. Gastos operativos

Los gastos operativos del trimestre aumentaron principalmente por reconocimiento en el gasto de actividad exploratoria (+COP 620 mil millones) en los pozos Kronos-1, Palmer-1, Lunera-1, Brama-1, Molusco-1, Godrío, Dumbo y Pollera; compensado parcialmente por la ganancia contable generada en la valoración a valor razonable de la adquisición del 11.6% de Interés adicional en el campo K2 en el Golfo de México (COP 451 mil millones). Esta utilidad se presenta principalmente porque el precio de la transacción fue fijado antes de la fecha de cierre de la misma y el valor razonable de los activos adquiridos aumentó durante el periodo intermedio.

En contraste, los gastos operativos acumulados de 2017 son menores al mismo periodo del año anterior principalmente por la disminución en la tarifa del Impuesto a la riqueza, la venta de campos menores de la ronda 2016 y la ganancia en aumento de participación en el campo K2 indicada en el párrafo anterior.

Impairment de activos a largo plazo

En el último trimestre de 2017, se presentaron reversiones del gasto por Impairment reconocido en años anteriores por COP 1.4 billones antes de impuestos (COP 1,35 billones después de impuestos), en todos los segmentos de operación así:

- Exploración y Producción:** se recuperan COP 0.26 billones antes de impuestos (COP 0.34 billones neto de impuestos) principalmente en los campos petroleros offshore compensado con un gasto por Impairment en los campos onshore, ambos como resultado de realizar su valoración usando variables de mercado, incorporación de nuevas reservas, diferenciales de precio versus Brent e Información técnica y operacional disponible.
- Refinación y Petroquímica:** COP 1.08 billones antes de impuestos (COP 0.97 billones después de impuestos) producto de la recuperación de Impairment de la Refinería de Cartagena principalmente como resultado de i) una mayor certidumbre en los márgenes de refinación producto de la ratificación del convenio internacional para prevenir la contaminación ocasionada por los buques (Marpol) a partir de 2020;



II) mejores precios internacionales y márgenes de refinación con efecto positivo en los flujos de caja futuros; y III) optimizaciones operativas y financieras por la estabilización de la nueva Refinería. Lo anterior es compensado parcialmente con un gasto por Impairment en Bioenergy y en la Refinería de Barrancabermeja, este último relacionado principalmente con gestión y cargos financieros capitalizados como parte del proyecto de Modernización de la Refinería, el cual se encuentra aplazado.

- c) **Transporte y logística:** COP 65 mil millones antes de Impuestos (COP 41 mil millones neto de Impuestos), principalmente en el Oleoducto del Sur, que está conformado entre otros, por el Oleoducto Trans Andino. La recuperación presentada en el año se generó principalmente por un aumento en los flujos del Puerto de Tumaco incluidos en dicha unidad generadora de efectivo.

4. Resultado financiero (no operacional) y otros

La variación del **resultado financiero** en el 4T 2017 frente al 4T 2016 se presenta como resultado neto de:

- a) Variación del resultado de diferencia en cambio (+COP 18 mil millones). Entre el cuarto trimestre de 2017 y el mismo período de 2016, se presentó una ganancia por diferencia en cambio debido al impacto de la devaluación del peso frente al dólar en la posición activa promedio en dólares presentada en dichos trimestres.

Al cierre de 2017, la posición neta en dólares del Grupo Empresarial es cercana a cero como resultado de la aplicación de la contabilidad de coberturas y la asignación eficiente de deuda dentro de las sociedades que conforman el Grupo Empresarial bajo el marco de la optimización de estructura de capital.

- b) Menor gasto de Intereses neto (+COP 50 mil millones). Durante el 2017, se logró un ahorro de intereses por COP 0.4 billones producto de: I) uso de los excedentes de liquidez para prepago de créditos en moneda extranjera por USD 1,925 millones en junio y USD 475 millones en diciembre del 2017, II) disminución de intereses en préstamos nacionales por una menor tasa de interés indexada a IPC y abonos a capital y III) un impacto positivo de la revaluación del peso frente al dólar en los intereses sobre créditos del exterior.
- c) Mayor gasto financiero en el cuarto trimestre de 2017 versus el cuarto trimestre de 2016 por recuperación de los recursos del fondo destinado al litigio de Santiago de las Abalayas y Pueblo Viejo de Cusiana, como resultado de la terminación del embargo derivado de la medida cautelar ordenada por el Consejo de Estado en 1994, el cual fue reconocido en el último trimestre del 2016.

La **tasa efectiva de renta** para 2017 se ubicó en 43.2% versus 65.9% en el 2016. La disminución frente al año anterior se presenta principalmente por mejores resultados en la Refinería de Cartagena y Ecopetrol America Inc.

Para el 2017 el **precio de equilibrio de caja** se ubicó en USD 40/barril.

Tabla 8: Estado de Situación Financiera – Grupo Empresarial Ecopetrol

A	B	C	D	E
Miles de millones (COP)	Diciembre 31, 2017	Diciembre 31, 2016	Cambio \$	Cambio %
Activos Corrientes	23,224	24,129	(905)	(3.8%)
Activos no Corrientes	97,451	97,178	273	0.3%
Total Activos	120,675	121,307	(632)	(0.5%)
Pasivos Corrientes	16,847	16,167	680	2.8%
Pasivos no Corrientes	54,047	59,601	(5,554)	(9.3%)
Total Pasivos	70,894	75,968	(5,094)	(6.7%)
Patrimonio	49,781	45,339	4,442	9.8%
Total Pasivo y Patrimonio	120,675	121,307	(632)	(0.5%)



5. Activos

La disminución en los **activos** se presenta por el efecto neto de:

- Disminución de la **propiedad planta y equipo, recursos naturales e intangibles** (-COP 1.8 billones) principalmente por efecto de mayores depreciaciones y amortizaciones del año y cargo a resultados de gasto de actividad exploratoria con respecto a las inversiones realizadas, y la recuperación de impairment de activos reconocido en años anteriores.
- Disminución en **efectivo y equivalentes de efectivo** (-COP 0.5 billones) principalmente por: i) flujo de caja generado por la operación (+COP 17 billones) ii) salida de recursos para CAPEX y otras actividades de inversión (-COP 4.4 billones), iii) uso de recursos para prepago y servicio de la deuda (-COP 11.3 billones), pago de dividendos (-COP 1.5 billones) y iv) efecto negativo por la revaluación del peso frente al dólar de (-COP 0.3 billones).

Tabla 3: Posición de Caja² – Grupo Empresarial Ecopetrol

	A	B	C	D	E
Miles de millones (COP)	4T 2017	4T 2016	2017	2016	
Efectivo y equivalentes inicial	7,853	7,711	8,410	6,590	
(+) Flujo de la operación	6,353	4,024	16,974	14,233	
(-) CAPEX	(2,321)	(2,252)	(6,107)	(5,837)	
(+/-) Movimiento de Portafolio Inversiones	(1,569)	(654)	565	(1,447)	
(+/-) Otras actividades inversión	342	376	1,158	1,900	
(-) Pagos de capital y intereses deuda	(2,543)	(632)	(11,259)	(1,051)	
(-) Pago de dividendos	(200)	(319)	(1,505)	(1,712)	
(+/-) Diferencia en cambio (impacto de efectivo)	31	154	(290)	(226)	
Efectivo y equivalentes final	7,946	8,410	7,946	8,410	
Portafolio de Inversiones > 3 meses	6,534	6,687	6,534	6,687	
Caja total	14,480	15,097	14,480	15,097	

- Incremento en **cuentas comerciales y otras cuentas por cobrar** (+COP 1.9 billones) principalmente por aumento en la cuenta por cobrar al fondo de estabilización de precios para la gasolina y diésel e incremento en cartera comercial alineada con los mejores precios de hidrocarburos.
- Otros movimientos por (-COP 0.2 billones)

6. Pasivos y Patrimonio

El total de pasivos disminuyó por efecto de:

- Menores **préstamos y financiamientos** (-COP 8.7 billones), principalmente por los prepagos de deuda en moneda extranjera por USD 2,400 millones realizados en 2017. El nivel de apalancamiento³ del Grupo Empresarial pasó del 45% en 2016 al 37% en 2017, fortaleciendo la estructura de capital. Asimismo, con la reducción de deuda, el indicador Deuda Bruta/EBITDA se ubicó en 1.9x para 2017 versus 2.9x en 2016.

Al 31 de diciembre de 2017, el nivel de deuda del Grupo asciende a COP 43.5 billones, de los cuales el 86% es origen moneda extranjera y el 14% es origen moneda nacional.

² La caja corresponde a los recursos disponibles que se encuentran como efectivo y equivalentes de efectivo y las inversiones en títulos financieros, independientemente de su vencimiento.

³ El nivel de apalancamiento se calcula como la relación entre la deuda financiera neta y la suma del patrimonio y la deuda neta financiera.



- b) Incremento en pasivos por beneficios a empleados (+COP 2.5 billones) principalmente por la actualización actuarial del pasivo pensional producto principalmente de la tasa de descuento, con afectación en el otro resultado Integral, dentro del patrimonio.
- c) Incremento en provisiones y contingencias (+COP 0.5 billones) principalmente por la actualización financiera de los costos de abandono.
- d) Otras variaciones del pasivo (+COP 0.6 billones).

El incremento en el patrimonio corresponde al efecto combinado de: i) la utilidad del período, ii) ganancia por diferencia en cambio de la deuda en moneda extranjera que es instrumento de coberturas de flujo de efectivo e inversión neta, compensado con iii) una disminución producto de la actualización actuarial del pasivo pensional, iv) pago de dividendos en el año y v) ajuste por conversión de los activos y pasivos de las filiales con moneda funcional diferente al peso colombiano.

7. Calificación de Riesgo

Ecopetrol tiene calificación de Grado de Inversión por las tres principales calificadoras a nivel mundial, lo que demuestra los sólidos resultados financieros de la empresa y la acertada estrategia operativa.

Las calificaciones internacionales vigentes a cierre del año 2017 fueron:

- Moody's: Baa3 con perspectiva Estable
- Fitch Ratings: BBB con perspectiva Estable
- S&P Global Ratings: BBB- con perspectiva Estable

La agencia calificadora Moody's Investors Services, en su informe del 21 de septiembre de 2017, subió la perspectiva de Ecopetrol a "Estable" y mantuvo la calificación en Baa3. El aumento de la perspectiva se dio en parte gracias a la estrategia de adición de reservas que se encuentra adelantando la compañía, centrada en cuatro frentes: i) Exploración con socios estratégicos, ii) Implementación de recobro mejorado y proyectos Infill, iii) Evaluación de oportunidades en yacimientos No Convencionales y iv) Crecimiento inorgánico apalancado en la fuerte posición de caja. La acción de calificación también se basó en los sólidos resultados financieros de Ecopetrol, incluyendo una buena posición de liquidez y bajo riesgo de refinanciamiento.

Adicionalmente, el 23 de febrero de 2018 Moody's Investor Services dio a conocer que el cambio de la perspectiva de la calificación de la República de Colombia, de estable a negativa, no tuvo efecto sobre la calificación crediticia de la Compañía dado que su expectativa es un desempeño fundamental que continúe mejorando. La agencia destaca que Ecopetrol ha sido exitosa en reducir sus costos operativos, lo que le ha permitido incrementar su flujo de caja y bajar su endeudamiento. Así mismo, hace mención a la reposición de reservas de casi 130% lograda en 2017 y a la mejora de los fundamentales de la Compañía.

El pasado 7 de diciembre, Fitch Ratings publicó su informe de calificación crediticia de Ecopetrol, manteniendo la calificación en BBB con perspectiva "Estable" y la calificación de crédito individual (Stand – Alone/ sin incorporar soporte de Gobierno) en BBB-. La calificadora resalta las acciones emprendidas por la compañía conducentes a una sólida posición financiera y de liquidez. En el frente operativo reconoció la importancia en la reducción de costos como resultado del plan de transformación que adelanta la compañía. A lo largo del reporte destaca el fuerte vínculo con el Gobierno de Colombia y el papel estratégico que juega Ecopetrol para el país.

Por su parte, el 11 de diciembre, la agencia calificadora de riesgos S&P Global Ratings disminuyó la calificación crediticia de Ecopetrol en línea con una revisión a la baja de la calificación de la República de Colombia. La calificación de Ecopetrol pasó de BBB (perspectiva "Negativa") a BBB- (perspectiva "Estable"), manteniendo el grado de Inversión. S&P Global Ratings mantuvo la calificación de crédito individual de Ecopetrol (Stand – Alone/ sin incorporar soporte de Gobierno) en BB+.



8. Resultados por Segmento de Negocio

Tabla 10: Estado de Ganancias o Pérdidas – Por segmento trimestral

A	B C		D E		F G		H I		J K	
	2017	2016	2017	2016	2017	2016	2017	2016	2017	2016
Miles de millones (COP)										
Ingresos por ventas	10,484	8,249	6,184	6,723	2,769	2,828	6,296	6,236	10,869	11,813
Depreciación y Amortización	1,258	1,342	269	93	289	259	-	-	1,822	1,873
Costos Variables	3,883	3,126	4,473	3,980	180	149	(1,146)	(1,093)	3,822	3,973
Costos Fijos	2,276	2,876	823	824	423	524	(80)	(847)	2,489	2,259
Costo de Ventas	2,227	6,648	2,758	6,287	603	673	(6,227)	(6,887)	6,769	6,726
Utilidad Bruta	6,487	5,486	491	328	2,881	1,828	(71)	(121)	3,428	4,408
Gastos Operativos	429	498	478	478	281	280	(71)	(86)	1,402	1,193
Gastos (Recuperación) por Impairment	(267)	112	(1,077)	212	(86)	(42)	-	-	(1,899)	262
Utilidad Operacional	2,809	976	1,189	(889)	1,674	1,476	-	(86)	3,428	3,483
Ingresos (Gastos) Financieros	(64)	609	(62)	(24)	(62)	(27)	-	58	(64)	221
Resultado de Participación en Compañías	(18)	(42)	2	7	(18)	-	-	-	(29)	(28)
Utilidad Antes de Impuestos e Ingresos e Ingresos	2,699	2,499	1,064	(964)	1,474	1,369	-	-	3,263	3,508
Provisión Impuestos e Ingresos e Ingresos	(76)	(202)	(82)	(89)	(82)	(89)	-	-	(1,429)	(1,472)
Ganancia (Pérdida) Neta Consolidada	1,470	1,114	964	(1,081)	969	967	-	-	1,428	1,018
Interés no Controlante	-	-	2	8	(187)	(171)	-	-	(176)	(172)
Ganancia (Pérdida) Neta Atribuida a Accionistas de Base Común	1,470	1,114	962	(1,081)	772	792	-	-	1,428	1,018
INTSA	1,494	1,423	423	824	1,913	1,994	-	(94)	1,778	4,474
Margen Bruto	62.4%	66.6%	8.0%	4.9%	104.4%	64.8%	0.9%	2.8%	31.6%	38.0%

Tabla 11: Estado de Ganancias o Pérdidas – Por segmento acumulado

A	B C		D E		F G		H I		J K	
	2017	2016	2017	2016	2017	2016	2017	2016	2017	2016
Miles de millones (COP)										
Ingresos por ventas	30,762	21,468	28,666	24,824	10,988	10,668	(14,781)	(14,208)	30,233	47,792
Depreciación y Amortización	3,933	4,484	1,080	960	1,121	968	-	-	4,117	2,030
Costos Variables	12,485	10,702	21,989	20,384	484	488	(14,281)	(11,947)	20,401	18,426
Costos Fijos	7,871	6,823	1,823	1,822	1,037	1,086	(1,242)	(1,088)	7,871	7,240
Costo de Ventas	26,289	24,998	24,635	23,028	5,558	5,598	(14,423)	(14,035)	28,899	24,706
Utilidad Bruta	8,495	4,132	1,789	1,980	2,926	2,289	(284)	(281)	10,317	13,486
Gastos Operativos	2,308	2,140	1,490	1,420	407	261	(281)	(281)	4,186	4,402
Gastos (Recuperación) por Impairment	(748)	130	(1,088)	270	(88)	(42)	-	-	(1,876)	262
Utilidad Operacional	2,964	2,290	1,969	(889)	2,749	2,089	(12)	(12)	10,328	8,208
Ingresos (Gastos) Financieros	(1,822)	(116)	(761)	(82)	(88)	(24)	-	(11)	(1,822)	(1,181)
Resultado de Participación en Compañías	(8)	(2)	18	(1)	(42)	(1)	-	-	(8)	(2)
Utilidad Antes de Impuestos e Ingresos e Ingresos	6,127	2,152	986	(1,393)	2,619	2,063	(12)	(12)	10,328	7,025
Provisión Impuestos e Ingresos e Ingresos	(2,112)	(1,268)	(282)	(121)	(282)	(282)	-	-	(1,429)	(1,472)
Ganancia (Pérdida) Neta Consolidada	3,428	748	296	(1,528)	2,799	1,479	(12)	(12)	7,428	5,453
Interés no Controlante	-	-	2	8	(187)	(171)	-	-	(176)	(172)
Ganancia (Pérdida) Neta Atribuida a Accionistas de Base Común	3,428	748	294	(1,528)	2,612	1,308	(12)	(12)	7,428	5,281
INTSA	14,234	14,901	1,490	1,490	2,612	2,799	(12)	(12)	24,028	14,024
Margen Bruto	27.9%	19.2%	6.3%	7.9%	26.5%	21.5%	0.9%	0.2%	34.1%	27.7%



A. Exploración y Producción

Tabla 12: Estado de Ganancias o Pérdidas – Exploración y Producción

	A	B	C	D	E	F	G	H	I
Miles de millones (COP)	4T 2017	4T 2016	Cambio \$	Cambio %	2017	2016	Cambio \$	Cambio %	
Ingreso por ventas	14,484	8,300	6,184	74.6%	55,751	27,468	28,283	103.3%	
Depreciación y Amortización	1,256	1,542	(286)	(18.5%)	5,933	5,454	479	8.8%	
Costos Variables	4,582	3,225	1,357	42.1%	12,489	10,701	1,788	16.7%	
Costos Fijos	2,228	1,878	350	18.6%	7,871	6,903	968	14.0%	
Gasto de Ventas	2,117	6,645	(4,528)	(68.1%)	24,298	23,958	340	1.4%	
Utilidad Bruta	4,401	1,080	3,321	307.5%	9,558	4,322	5,236	121.1%	
Gastos Operativos	819	698	121	17.3%	2,808	2,140	668	31.2%	
Gastos (Recuperación) por Impairment	(257)	112	(369)	(329.5%)	(246)	110	(356)	(323.6%)	
Utilidad Operacional	3,325	570	2,755	483.3%	6,504	2,092	4,412	210.7%	
Ingresos (Gastos) Financieros	(654)	509	(1,163)	(228.7%)	(1,032)	(118)	(914)	(775.5%)	
Resultado de Participación en Compañías	(16)	(21)	5	(23.8%)	60	(21)	81	(287.1%)	
Utilidad Antes de Impuesto a las Ganancias	2,639	1,037	1,602	154.5%	5,532	2,132	3,400	159.4%	
Provisión Impuesto a las Ganancias	(763)	(937)	174	(18.6%)	(2,717)	(1,861)	(856)	(45.9%)	
Ganancia (Pérdida) Neta Consolidada	1,876	100	1,776	1776.0%	2,815	271	2,544	938.7%	
Interés no Controlante	-	-	-	0.0%	-	-	-	0.0%	
Ganancia (Pérdida) Neta Atribuida a Accionistas de Ecopetrol	1,876	100	1,776	1776.0%	2,815	271	2,544	938.7%	
EBITDA	4,441	2,623	1,818	69.3%	13,226	8,361	4,865	58.1%	
Margen Bruto	32.9%	13.0%	19.9%	153.1%	17.1%	15.7%	1.4%	8.9%	

Reservas

Al cierre de 2017, las reservas probadas netas del Grupo Ecopetrol fueron de 1,659 millones de barriles de petróleo equivalentes. El Índice de reemplazo de reservas fue de 126%, y la vida media de reservas equivale a 7.1 años. Se destaca que Ecopetrol S.A. tiene una vida media de reservas de 7.4 años y representa el 95% de las reservas probadas del grupo.

En el año 2017, el Grupo Ecopetrol Incorporó 295 millones de barriles de petróleo equivalente de reservas probadas, lo que representa un cambio positivo en la tendencia de Incorporación de reservas de los últimos años. La producción total acumulada del año fue 234 millones de barriles de petróleo equivalentes.

El precio SEC utilizado para la valoración de las reservas de 2017 fue USD 54.93 por barril Brent frente a USD 44.49 por barril Brent de 2016. Ecopetrol estima que por efecto de un mayor precio se recuperaron aproximadamente 94 millones de barriles de petróleo equivalente, gracias a la extensión del límite económico de los campos y a la incorporación de nuevos proyectos. Por su parte aproximadamente 201 millones de barriles de petróleo equivalente son producto de la gestión técnica y optimización financiera de los activos.

Es importante destacar que gran parte del aumento de las reservas probadas (73 millones de barriles de petróleo equivalente) se debe a los resultados del programa de incremento del factor de recobro, cuyos principales logros se han dado en campos como Chichimene, Castilla, Casabe y Tibú. Este resultado es muy satisfactorio al ser uno de los pilares de crecimiento de reservas y producción de la compañía.

Tabla 13: Reservas Probadas – Grupo Empresarial Ecopetrol

	A	B	C	D
	2015	2016	2017	
Probadas	2,094	1,849	1,598	
Revisiónes	-25	-54	174	
Recobro Mejorado	16	11	73	
Compras de minerales	0	0	4	
Extensiones y descubrimientos	24	27	44	
Ventas	0.0	0.0	0.0	
Producción	-251	-235	-234	
Reservas netas probadas a Dc 31	1,849	1,598	1,639	



Exploración

En el cuarto trimestre de 2017 se intensificó la actividad exploratoria al perforar 13 pozos, lo cual demuestra el compromiso de la compañía con el desarrollo de uno de sus pilares de crecimiento, la exploración.

Tabla 14: Pozos Exploratorios – Grupo Empresarial Ecopetrol

A	B					C				
	Perforados	Exitoso	Suspensado	En Evaluación	TBA	Perforados	Exitoso	Suspensado	En Evaluación	TBA
Compañía										
Ecopetrol S.A.	8	0	0	2	2	10	7	0	2	4
Mobil S.A.	8	0	0	2	1	8	0	0	8	2
ECAS	1	0	0	0	1	1	0	0	0	1
Ecopetrol America (EAM)	0	0	0	0	0	2	1	0	0	1
Total	18	0	0	4	4	20	8	0	10	8

El 2017 fue un año de intensa actividad exploratoria, trabajamos incansablemente para construir las bases del crecimiento futuro de la compañía. Terminamos el año con una cifra récord de 21 pozos perforados. Con este despliegue de actividad logramos superar la meta de 250 millones de barriles equivalentes en recursos contingentes, apalancando el incremento de reservas del Grupo Empresarial.

Es importante destacar la experiencia adquirida con la perforación del pozo Molusco-1, el primer pozo offshore operado por Ecopetrol S.A. por medio de la subsidiaria Ecopetrol Costa Afuera ECAS (50%) en asocio con ONGC (50%). Este pozo finalizó cumpliendo los planes previstos y sin incidentes de tipo técnico, ambiental, ni operacional. Con este proyecto, Ecopetrol se consolida como una empresa con capacidad para operar en el offshore siguiendo los más altos estándares HSE de la industria. El pozo fue declarado como descubrimiento no comercial y fue taponado y abandonado.

Tabla 15: Detalle de Pozos Exploratorios – Grupo Empresarial Ecopetrol

A	B	C	D	E	F
#	Trimestre	Nombre	Bloque	Cuenca	Estado
1	1	Purple Angel-1A	Purple Angel	Sinó offshore	Exitoso
2	2	Gorgon-1	Purple Angel	Sinó offshore	Exitoso
3	2	Siluro-1B	RC 11	Guajira offshore	Taponado y abandonado
4	3	Warrior-2	Green Canyon 519	GoM	Exitoso
5	3	Warrior-2 2ST-1	Green Canyon 519	GoM	Taponado y abandonado
6	3	Bullerengue Sur-3	SSIN1	Sinó onshore	Taponado y abandonado
7	3	Bonifacio-1	Lla-65	Llanos	En evaluación
8	3	Brama-1	Tayrona	Guajira offshore	Taponado y abandonado
9	4	Coyote-1	De Marés	VMM	Exitoso
10	4	Trogón-1	CPO-9	Llanos	Taponado y abandonado
11	4	Molusco-1	RC-9	Guajira offshore	Taponado y abandonado
12	4	Landero-1	Magdalena Medio	VMM	Taponado y abandonado
13	4	Infantas Oriente-1	La Cira Infantas	VMM	Exitoso
14	4	Godón Norte-1	CPO-17	Llanos	En evaluación
15	4	Pollera-1	SSIN1	Sinó onshore	En evaluación
16	4	Lorito-1	CPO-9	Llanos	Exitoso
17	4	Cosecha V	Cosecha	Llanos	Exitoso
18	4	Capachos-2ST	Capachos	Llanos	En evaluación
19	4	RIX NE-1	Cosecha	Llanos	Exitoso
20	4	Lumera-1	VSM-9	VSM	Taponado y abandonado
21	4	Bufo-1	VMM-32	VMM	En evaluación

El pozo Boranda, declarado exitoso en la vigencia 2017, fue perforado en la campaña 2016 así que no se refleja en la lista de perforación de este año.



En Colombia continental, los esfuerzos se enfocaron en desarrollar actividad en cuencas maduras cercanas a campos y a infraestructura de producción para aprovechar las facilidades existentes. Las principales cuencas donde se desarrolló actividad son Sinú, Valle Superior del Magdalena, Valle Medio del Magdalena y Llanos.

Así mismo, en aguas del Caribe Colombiano se probó la existencia de una provincia gasífera. Se resalta la perforación del pozo Gorgon-1 como uno de los descubrimientos más importantes del país de los últimos años. La perforación de este pozo estableció un resultado histórico al atravesar la mayor lámina de agua en la historia de la perforación costa afuera de Colombia: 2,316 metros.

Continuando con las actividades de adquisición sísmica, en el cuarto trimestre la filial Ecopetrol Brasil adquirió 446 km² de sísmica 3D en el bloque offshore FZA-M-320 (Ecopetrol 70% y JX Nippon 30%) en la cuenca Foz de Amazonas. Actualmente, Ecopetrol evalúa la participación en las Rondas 2018 en dicho país.

Con el fin de diversificar y fortalecer el portafolio exploratorio, a nivel nacional se logró incrementar el interés de participación de Ecopetrol S.A. en los bloques Fuerte Sur (cuenca Sinú Offshore) y CPO-17 (cuenca Llanos) del 50% al 100%. En el ámbito internacional offshore, se logró la adjudicación de nuevos bloques exploratorios en México (bloques 6 y 8) y Estados Unidos (Garden Banks 77, 78, 121 y 122 en el Golfo de México -USA).

Para 2018, el Grupo Empresarial concentrará su actividad en la perforación de 12 pozos onshore en Colombia, de los cuales Hocol S.A. proyecta ejecutar tres pozos exploratorios y un pozo delimitador, mientras que Ecopetrol S.A. planea la perforación de cinco pozos exploratorios y tres pozos delimitadores.

En cuanto a actividad sísmica, Hocol S.A. adquirirá 294 km de sísmica 2D (cuenca de Sinú San Jacinto) y Ecopetrol S.A. adquirirá 162 km de sísmica 2D en el Putumayo. Asimismo, se prevé la compra y adquisición de información sísmica 2D y 3D en México, Golfo de México, Brasil y Colombia.

Producción

Tabla 16: Producción Bruta* - Grupo Empresarial Ecopetrol

A	B	C	D	E	F	G
(Mbdpd)	#T 2017	#T 2016	Cambio %	2017	2016	Cambio %
Crudo	544.5	549.8	(1.0%)	545.0	552.1	(1.3%)
Gas natural	112.8	113.8	(0.9%)	111.0	116.0	(4.3%)
Total Ecopetrol S.A.	657.3	663.6	(0.9%)	656.0	668.1	(1.8%)
Crudo	20.7	18.5	11.9%	21.7	18.0	20.6%
Gas Natural	8.0	1.1	627.3%	5.8	0.8	625.0%
Total Hocol	28.7	19.6	46.4%	27.5	18.8	46.3%
Crudo	9.7	12.0	(19.2%)	10.6	12.4	(14.5%)
Gas Natural	5.0	4.6	8.7%	4.8	6.5	(26.2%)
Total Equión**	14.7	16.6	(11.4%)	15.4	18.9	(18.5%)
Crudo	4.4	4.3	2.3%	4.4	4.1	7.3%
Gas Natural	0.8	1.3	(38.5%)	0.6	1.3	(53.8%)
Total Savia**	5.2	5.6	(7.1%)	5.0	5.4	(7.4%)
Crudo	8.8	9.4	(6.4%)	9.2	9.5	(6.3%)
Gas Natural	1.8	2.1	(14.3%)	2.0	1.3	66.7%
Total Ecopetrol America	10.6	11.5	(7.8%)	11.2	6.7	67.2%
Crudo	590.1	594.0	(1.0%)	590.9	592.1	(0.2%)
Gas Natural	120.4	122.9	4.5%	124.2	125.8	(1.3%)
Total Grupo Empresarial	717	717	(0.1%)	715	718	(0.6%)

* La producción bruta incluye regalías y está prometeada por la participación de Ecopetrol en cada compañía.

** Equión y Savia se incorporan a través del método de participación. - Nota: La producción de gas incluye productos blancos.



La producción promedio del Grupo Ecopetrol alcanzó 717 kbped para el cuarto trimestre del año y 715 kbped en todo el 2017, en línea con la meta de producción fijada. Es importante anotar que alcanzamos la meta de producción incluso con los problemas de orden público, los retos operativos que afrontamos con éxito y un menor capex del inicialmente estimado. El mayor tiempo destinado para maduración de proyectos implicó una menor actividad de producción incremental de aproximadamente 18 kbped que durante 2017 fueron sustituidos con eficiencias operacionales en la curva básica. Parte de esta producción incremental se verá reflejada en 2018.

Durante 2017 se logró mantener la producción gracias al aporte de proyectos nuevos de desarrollo en algunos de nuestros principales campos como: I) Castilla donde ingresaron más de 40 pozos nuevos, II) Chichimene donde se continuó con el piloto de inyección de agua que aportó buenos resultados, III) la estable operación directa del campo Rubiales y IV) la reactivación de actividad de pozos nuevos y workovers en La Cira.

Es relevante mencionar que haber logrado mantener los niveles de producción se explica por una estrategia operativa que ha permitido la reducción sostenida de los costos de perforación, lo que ha permitido continuar con nuestras actividades de desarrollo en campos como Castilla y Rubiales, conservando constante la producción. Hemos logrado reducir el tiempo de perforación hasta en un 46%, lo cual se traduce en disminuciones de más del 50% en el costo por pie perforado actual frente al 2014, demostrando que las eficiencias son resilientes a un incremento de precios como el que se ha evidenciado en los últimos meses.

Adicionalmente, es importante destacar la estrategia de la empresa para mitigar la declinación de varios de nuestros campos y así cumplir los niveles de producción a través de la mayor ejecución de trabajos a pozos por medio de actividades de well services y workover reflejados en los gastos de la operación. Esta mayor ejecución ha sido posible en parte por las eficiencias estructurales obtenidas en nuestros gastos de operación, donde un componente significativo de los ahorros proviene de la reducción en el Índice de Falla de los sistemas de levantamiento de los pozos. Este índice, correspondiente a la frecuencia con la que tenemos que realizar el reemplazo del sistema de levantamiento de un pozo, ha presentado reducciones, entre el 9% y 22% desde el 2015, indiferente del sistema de levantamiento utilizado. Referente a la curva básica de producción observamos una menor declinación durante el año al registrar -29 kbped frente a un estimado de -67 kbped al inicio de 2017.

En 2017 la producción de las filiales y negocios conjuntos aportaron significativamente a la producción del Grupo Empresarial, con un crecimiento del 11.1% frente al 2016. Este se explicó principalmente por el inicio de operaciones en la planta de tratamiento de gas para los campos Bonga-Mamey de Hocol S.A y la cesión a favor de esta empresa de intereses en campos como Espinal, Río Saldaña y Pull realizada por Ecopetrol S.A. Por su parte, Ecopetrol América Inc (EAI) tuvo un aumento del 67% de su producción gracias a la operación del campo Gunflint.

Por último, es importante mencionar, al igual que en el trimestre anterior, que la estrategia de reversión del sistema de transporte Bloenterario permitió mitigar el efecto de los ataques al Oleoducto Caño Limón – Coveñas, evitando el cierre del Campo Caño Limón.

Proyectos de aumento de Factor de Recobro:

El programa de recobro continúa su maduración hacia una fase de expansión para aquellos pilotos que han terminado exitosamente su etapa de análisis. Aproximadamente el 13% de la producción actual proviene de campos que utilizan algún tipo de tecnología de recobro secundario o terciario, mientras que el 87% de la producción está asociada a campos con desarrollo primario. El objetivo del programa de recobro es lograr expandir tecnologías de recobro mejorado a la producción de otros campos.

Un ejemplo importante es el caso de Chichimene, uno de nuestros principales campos, el cual inició la maduración de la expansión de la tecnología de inyección de agua en todo el campo, a partir de los buenos resultados obtenidos en el piloto. Adicionalmente, se está evaluando un piloto de tecnología de inyección de agua con polímeros en un piloto en varias zonas del campo, donde ya se empiezan a obtener resultados de producción. Buscando maximizar el factor de recobro en este campo de crudo extrapesado, se continúan asegurando las obras y condiciones operacionales del piloto para evaluar la tecnología.



En el campo Dina K se encuentra ya en ejecución el proyecto de recobro terciario con tecnología de polímeros entrecruzados, donde se han perforado 5 pozos y se trabaja en la optimización del polímero a inyectar.

Simultáneamente, se continúa con la estructuración de otros proyectos de expansión de inyección de agua en los campos con pilotos que ya han tenido respuesta positiva en producción, como lo son Llanito-Galán, Castilla, Aplay-Surta y La Cira arenas A/B, proyectos de inyección de agua mejorada en los campos Yariguí, Casabe y Palogrande y la inyección de vapor en el campo Teca. Este portafolio de expansiones futuras se continuará fortaleciendo con el resultado de 13 nuevos pilotos de evaluación que están actualmente operando.

Es importante destacar que gran parte del aumento de las reservas probadas de 2017 se debe a los resultados del programa de incremento del factor de recobro, el cual incorporó 73 MBPE equivalente al 25% de las reservas adicionadas para el año. Los principales aportes provienen de campos como Chichimene, Castilla, Casabe y Tibú. Este resultado es muy satisfactorio al ser uno de los pilares de crecimiento de reservas y producción de la compañía.

Tabla 17: Costo de Levantamiento* - Grupo Empresarial Ecopetrol

A	B	C	D	E	F	G	H	I	J
US\$/bbl	ET 2017	ET 2016	% Var	Explicación	2017	2016	% Var	Explicación	% USD
Costo de levantamiento	8.71	8.88	-1.9%	+ Volumen (-USD 0.13/bbl) Mayor producción en Isoperol y Mosol. + Costos (+USD 0.17/bbl) Mayor costo operativo en Isoperol y Mosol.	7.49	6.49	11.9%	+ Volumen (+USD 0.02/bbl) Nivel de producción estable con respecto a 2016. + Costos (+USD 0.92/bbl) Mayor costo operativo en Mosol, EAI y Isoperol.	16.0%
TBM	2,966.0	3,073.3	-3.8%	+ TBM (+USD 0.06/bbl) Menor TBM de COP 26.0/USD	2,951.3	3,081.0	-4.0%	+ TBM (+USD 0.36/bbl) Menor TBM de COP 19.66/USD	

* Calculado con base en barriles producidos (sin regalías) - Metodología SEC

El incremento observado en el costo de levantamiento entre 2016 y 2017 se explica principalmente por:

- Mayor causación de costos de los campos Rubiales y Cusiana por reversión a Ecopetrol al inicio del tercer trimestre de 2016, y del campo Recotor por reversión a Ecopetrol el 30 de mayo de 2017.
- Mayor ejecución de costos en mantenimiento de subsuelo, por incremento en número y complejidad de intervenciones y servicios a pozo lo cual ha logrado mantener y mejorar la curva básica de producción.
- Mayor costo en mantenimiento de superficie por aumento en número de equipos de superficie intervenidos, lo cual ha logrado mantener la confiabilidad operativa e integridad de los equipos.
- Incremento en costos de energía y tratamiento químico de fluidos por mayor producción de agua en algunos campos, principalmente del Meta, e incorporación de activos (Rubiales) con alto corte de agua (+98% BSW).

Tabla 18: Costo de Dilución* - Grupo Empresarial Ecopetrol

A	B	C	D	E	F	G	H	I
US\$/bbl	ET 2017	ET 2016	% Var	Explicación	2017	2016	% Var	Explicación
Costo de dilución	4.88	5.04	-3.3%	+ Costos (-USD 0.28/bbl) Menor costo en Ecopetrol por implementación de estrategias de Optimización en el proceso (600 Cst).	4.87	4.15	17.4%	+ Costos (-USD 0.28/bbl) Menor costo en Ecopetrol por implementación de estrategias de Optimización en el proceso (600 Cst).

* Calculado con base en barriles vendidos

El costo de dilución, junto con el costo de levantamiento acumulado a diciembre de 2017, es 42% menor al obtenido en todo el año 2014 y 23% más bajo frente al obtenido en el 2015. Este resultado refleja el éxito de estrategias de reducción de costos tales como:

- Aumento de viscosidad en el transporte de crudo pesado entre 2015 y 2017, pasando de 300 cSt a 600 cSt, respectivamente.
- Sustitución de nafta en el proceso de dilución por mezcla con crudo liviano de campos de producción en el Interior del país (Cusiana, Floreña y Ocoelote), lo cual también disminuye los costos de transporte de nafta importada.



- Reducción de API en el transporte de crudos pesados (Pasando de 16° API a 15° API) principalmente en oleoducto de los Llanos (ODL).
- La reducción en el costo de dilución se obtuvo aún con mayor causación de costos del campo Rubiales y Cusiana por reversión a Ecopetrol al inicio del tercer trimestre de 2016.

Resultados financieros del segmento de Exploración y Producción

Los ingresos del cuarto trimestre del 2017 aumentaron frente al mismo periodo del año anterior principalmente por: I) mejor diferencial de precios, II) aumento en los volúmenes de ventas nacionales de crudo principalmente a refinerías y gas a terceros y III) efecto asociado a la disminución de la tasa de cambio promedio sobre los precios de venta.

El costo de ventas del segmento aumentó como resultado de: I) mayores costos de compra de crudo por el aumento en los precios y volumen comprado, II) mayor costo de mantenimiento para mantener los niveles actuales de producción así como mayores mantenimientos predictivos y preventivos de equipos rotativos y estáticos y obras civiles, III) mayor costo de servicios contratados por recibo del campo Recetor y IV) mayores costos de transporte por la implementación de esquemas de evacuación alternos debido a afectaciones del sistema Caño Limón.

En los gastos operacionales se presentó un incremento como efecto compuesto de: I) mayor reconocimiento por actividad sísmica al llevar al gasto la actividad exploratoria en los pozos Warrior 2, Parmer-1, Kronos-1, Brama-1, Siluro-1, Venus 2, pozos bloque CPO-10; Molusco-1, Lunera-1, Godfio Norte-1, Dumbo-1 y Poliera entre otros, y II) ganancia generada en la valoración a valor razonable de la adquisición del 11.6% adicional en el campo K2 en el Golfo de México.

En el último trimestre, se presentó una recuperación neta del Impairment registrado en años anteriores, producto de la valoración de las unidades generadoras de efectivo del segmento tomando en cuenta las nuevas variables de mercado, la incorporación de nuevas reservas, los diferenciales de precio versus la referencia a Brent, e información técnica y operacional disponible, principalmente en los campos petroleros del exterior, compensado con un gasto por Impairment en los campos onshore.

El margen Ebitda del segmento en 2017 fue de 37%, el más alto en los últimos 3 años, lo que demuestra una sólida recuperación del desempeño del segmento.

El resultado financiero (no operacional) del 4T 2017 es un gasto frente a un ingreso presentado en el mismo periodo del año anterior debido a: I) la recuperación de los recursos del fondo destinado al litigio de Santiago de las Atalayas presentado en el 2016, compensado con II) mayores rendimientos financieros en 2017 sobre la posición de liquidez del segmento y III) un menor gasto de intereses sobre los préstamos debido un menor apalancamiento del segmento gracias a los prepagos de deuda.



B. Transporte

Tabla 19: Estado de Ganancias o Pérdidas – Transporte

A	B	C	D	E	F	G	H	I
Miles de millones (COP)	4T 2017	4T 2016	Cambio \$	Cambio %	2017	2016	Cambio \$	Cambio %
Ingresos por ventas	2,760	2,528	232	9.2%	20,968	20,849	119	(0.6%)
Depreciación y Amortización	269	238	31	13.0%	1,901	896	1,005	113.0%
Costos Variables	190	148	42	28.4%	684	488	196	40.2%
Costos Fijos	423	514	(91)	(17.7%)	1,537	1,896	(359)	(18.9%)
Costo de Ventas	612	690	(78)	(11.3%)	2,222	2,280	(58)	(2.5%)
Utilidad Bruta	1,881	1,638	243	14.8%	7,225	7,269	(44)	(0.6%)
Gastos Operativos	281	290	(9)	(3.1%)	617	751	(134)	(17.8%)
Gastos (Recuperación) por Impairment	(63)	(43)	(20)	46.5%	(58)	(43)	(15)	34.7%
Utilidad Operacional	1,477	1,275	202	15.8%	6,748	6,589	159	2.4%
Ingresos (Gastos) Financieros	(82)	(27)	(55)	240.7%	(88)	(24)	(64)	266.7%
Resultado de Participación en Compañías	(10)	-	(10)	0.0%	(42)	(1)	(41)	4,100.0%
Utilidad Antes de Impuestos a las Ganancias	1,375	1,248	127	10.2%	6,620	6,565	(55)	(0.8%)
Provisión Impuestos a las Ganancias	(104)	(46)	(58)	25.6%	(2,512)	(2,692)	180	(6.7%)
Ganancia (Pérdida) Neta Consolidada	969	897	72	8.0%	4,108	3,873	235	6.1%
Interés no Controlante	(187)	(17)	(170)	91.8%	(76)	(87)	11	(12.6%)
Ganancia (Pérdida) Neta Atributable a Accionistas de Ecopetrol	772	880	(108)	(12.3%)	3,832	3,786	46	1.2%
EBITDA	1,911	1,991	(80)	(4.0%)	7,812	7,738	74	1.0%
Margen Bruto	68.1%	64.8%	3.3%		74.6%	71.2%	3.4%	

Avance de los proyectos clave

San Fernando – Monterrey: Las actividades de construcción, comisionamiento y pruebas extendidas se finalizaron en el cuarto trimestre del año, lo que permitió la puesta en operación del sistema a partir del 1 de enero de 2018.

Ocensa P135: Durante 2017 se finalizan las pruebas extendidas, entrando en operación desde el 1 de julio de 2017. La capacidad de OCENSA pasó de 610 kbpd a 745 kbpd de crudo de 300 cSt.

Transporte de crudo con mayor viscosidad (600 cSt): En el primer semestre del año se culminó el proyecto para transporte de crudo extrapesado a 600 cSt, involucrando mejoras en la infraestructura de OCENSA, ODC y CENIT. Durante 2017 se inició el transporte de crudos pesados por el sistema de oleoductos desde Aplay hasta Coveñas, así logrando la exportación del primer embarque con viscosidad mayor a 500 cSt, y adicionalmente logrando importantes eficiencias en costos de dilución para el segmento de Upstream en comparación con los costos de dilución de 2016.

Reversión Oleoducto Bicentenario: La estrategia de reversión del sistema de transporte Bicentenario permitió reducir el impacto de los ataques al Oleoducto Caño Limón – Coveñas, evitando cierres en el Campo Caño Limón, a pesar de que el tramo de Banadía – Ayacucho del sistema Caño Limón Coveñas estuvo fuera de servicio el 53% del tiempo. Gracias a la bidireccionalidad del Oleoducto Bicentenario, para 2018 podemos seguir contando con una alternativa a la evacuación de crudo del del campo Caño Limón.

Tabla 20: Volúmenes Transportados – Grupo Empresarial Ecopetrol

A	B	C	D	E	F	G
(kbpd)	4T 2017	4T 2016	Cambio %	2017	2016	Cambio %
Crudos	835.5	828.2	0.9%	823.3	867.0	(5.0%)
Refinados	270.4	263.5	2.6%	268.2	263.1	1.9%
Total	1,105.9	1,091.7	1.3%	1,091.5	1,130.1	(3.4%)



Durante el cuarto trimestre de 2017 el volumen total transportado, incluyendo crudos y refinados, superó el millón de barriles por día, lo que representa un incremento de 1.3% en comparación con el mismo periodo de 2016.

El volumen total de crudos transportados por oleoductos durante el año 2017 fue de 823 mil barriles por día, lo cual equivale a una reducción de 5% en comparación con el año 2016, debido principalmente a las afectaciones al Oleoducto Caño Limón – Coveñas que estuvo inoperativo el 53% del año. Del total de crudo transportado por el sistema, aproximadamente un 60% es propiedad del Grupo Empresarial Ecopetrol.

Por su parte, gracias al incremento por la demanda de productos refinados del país y la eliminación de las restricciones en el sistema Pozos Colorados - Galán, el volumen transportado por poliductos incrementó un 1.9% con respecto al 2016, llegando a 268 mil barriles día para el año 2017. Aproximadamente el 23% del volumen transportado en el año por poliductos correspondió a productos de propiedad de Ecopetrol.

Tabla 21: Costo por Barril Transportado - Grupo Empresarial Ecopetrol

A	B	C	D	E	F	G	H	I	J
USD	2017	2016	%	Explicación	2017	2016	%	Explicación	2017
Costo por barril transportado	4.23	4.25	-0.5%	+ Volumen (USD 0.12/W). Mejor volumen transportado por operación en configuración de Bicentenario. + Costos (USD 0.10/W). Menores costos de operación y mantenimiento.	3.83	3.71	0.2%	+ Volumen (USD 0.12/W). Menor volumen transportado asociado menor producción. + Costos (USD 0.16/W). Menores costos de operación y mantenimiento.	4.26
TRM	2,962.0	3,023.0	-1.9%	+ TRM (USD 0.12/W). Menor TRM de COP 26,437.00	2,962.0	3,063.0	0.4%	+ TRM (USD 0.12/W). Menor TRM de COP 26,666.00	3,063.0

Resultados financieros del segmento de Transporte

Los Ingresos del cuarto trimestre de 2017 aumentaron con relación al mismo periodo de 2016 principalmente por incremento en volúmenes transportados por la reversión del oleoducto Bicentenario que, complementariamente con el sistema Araguaney-Monterrey y Oensa, permitieron la evacuación de crudos durante la indisponibilidad en el sistema Caño Limón Coveñas. En el resultado acumulado, los Ingresos se mantuvieron estables pese a la menor tasa de cambio promedio de COP 2,951/USD en 2017 frente a COP 3,051/USD en el año 2016, esta variación de TRM representó menores ingresos en 2017 por aproximadamente COP 260 mil millones.

El costo de ventas se mantuvo estable al comparar el cuarto trimestre de 2017 frente a 2016. El programa de transformación para la optimización de costos de operación y mantenimiento en el 2017 compensó la mayor depreciación asociada a la entrada del Proyecto P135 y a la depreciación de mantenimientos mayores capitalizables. En el resultado acumulado, el costo de ventas, excluyendo depreciaciones, fue de COP 2.2 billones en 2017, lo que representa un ahorro de COP 213 mil millones frente al 2016. Esto pese al mayor costo variable asociado a la mayor demanda energética requerida para el transporte de crudos más pesados.

Los gastos de operación tanto en el cuarto trimestre como en el acumulado del año disminuyen frente al 2016 debido a la implementación de sinergias asociadas a la puesta en marcha del nuevo modelo de operación y mantenimiento en las filiales del segmento.

En 2017 se presentó una recuperación de Impairment para el segmento de transporte y logística principalmente en el Oleoducto del Sur, que está conformado entre otros, por el Oleoducto Trans Andino, reflejando el aumento en los flujos del Puerto de Tumaco.



El resultado financiero neto presenta un mayor gasto comparado con el mismo periodo del año anterior, principalmente por el menor Ingreso financiero debido a la disminución en las tasas de rentabilidad sobre las Inversiones del segmento, mayores gastos por intereses de la deuda asociados a la puesta en marcha del proyecto P135, que tiene como consecuencia natural la no capitalización de los Intereses de la deuda asociada a su financiación.

Durante el cuarto trimestre de 2017 se mantuvieron los resultados financieros positivos del segmento de transporte, alcanzando un EBITDA cercano a los 1,91 billones de pesos como resultado de la ejecución del programa de transformación que apunta a la optimización en los costos de transporte en el segmento.

En el acumulado del año 2017, el EBITDA alcanzó una cifra cercana a los 7.91 billones de pesos, superando el resultado de 2016 en cerca de 122 mil millones de Pesos y representando un margen EBITDA de 74.6%, creciendo un 1.6% frente al EBITDA de 2016.

C. Refinación

Tabla 22: Estado de Ganancias o Pérdidas – Refinación

A	B	C	D	E	F	G	H	I
Miles de millones (COP)	4T 2017	4T 2016	Cambio \$	Cambio %	2017	2016	Cambio \$	Cambio %
Ingresos por ventas	8,584	6,728	1,856	27.7%	28,644	24,824	3,820	15.4%
Depreciación y Amortización	265	80	172	214.9%	1,003	950	53	5.7%
Costos Variable Bás	6,879	5,580	1,299	23.3%	23,969	20,484	3,485	17.0%
Costos Fijos	615	504	111	22.0%	1,803	1,510	293	19.4%
Costo de Ventas	7,494	6,084	1,410	23.2%	24,800	22,004	2,796	12.7%
Utilidad Bruta	1,090	644	446	69.3%	3,844	2,820	1,024	36.3%
Gastos Operativos	374	478	(104)	(21.7%)	1,400	1,802	(402)	(22.3%)
Gastos (Recuperación) por Impairment	(1,077)	712	(1,789)	(252.8%)	(1,006)	779	(1,785)	(229.1%)
Utilidad Operacional	1,139	(546)	1,706	(312.3%)	1,438	(800)	2,238	(280.0%)
Ingresos (Gastos) Financieros	(82)	(124)	42	(33.9%)	(702)	(812)	110	(13.6%)
Resultado de Participación en Compañías	2	7	(5)	(65.7%)	15	24	(9)	(36.0%)
Utilidad Antes de Impuestos a las Ganancias	1,055	(656)	1,711	(260.8%)	566	(1,600)	(2,166)	(346.5%)
Provisión Impuestos a las Ganancias	(30)	(39)	9	(22.0%)	(217)	(215)	2	(0.9%)
Ganancia (Pérdida) Neta Consolidada	1,025	(695)	1,720	(247.6%)	349	(1,815)	(2,164)	(339.7%)
Interés no Controlante	1	8	(7)	(86.7%)	2	8	(6)	(75.0%)
Ganancia (Pérdida) Neta Atributable a Accionistas de Ecopetrol	1,026	(687)	1,713	(249.0%)	351	(1,807)	(2,158)	(342.1%)
EBITDA	423	329	94	28.6%	1,940	1,818	122	6.7%
Margen Bruto	5.2%	4.7%	0.5%	10.6%	6.8%	7.3%	(0.5%)	(6.8%)

Refinería de Cartagena

La Refinería de Cartagena ha logrado un volumen de ventas totales de 146 kbd, de los cuales 83 kbd correspondieron a ventas nacionales y 63 kbd están destinados a exportaciones. Las ventas representaron un Ingreso de USD 968 millones en el cuarto trimestre de 2017, un Incremento del 49% frente al cuarto trimestre de 2016, como resultado del aumento tanto en cantidades producidas como en precios.

Durante el cuarto trimestre se logró una carga promedio de 147 kbd, con un promedio acumulado para el año de 136 kbd, superando en 16% la carga acumulada del 2016 (117 kbd). La composición de la carga en el cuarto trimestre de 2017 fue de 66% crudo nacional y 34% Importado, frente a un 43% de crudo nacional en el mismo periodo de 2016.

En términos del margen bruto de refinación, se observó un incremento sostenido trimestre a trimestre resultado del cierre del periodo de estabilización de la refinería, sumado a la optimización de la dieta (por incremento de crudos nacionales) y mejores precios de los productos.



Durante el último trimestre del año se realizó con éxito la prueba global de desempeño de la Refinería, a partir de la cual se dio inicio a la etapa de optimización y operación continua. Durante 60 días las 34 unidades de la refinería operaron según sus parámetros de diseño y de manera sincronizada, sin incidentes de seguridad de procesos ni ambientales, con una carga promedio de 144 mil barriles/ día.

Tabla 23: Margen de Refinación – Refinería de Cartagena

A	B	C	D	E	F	G
USD/Bl	4T 2017	4T 2016	Cambio %	2017	2016	Cambio %
Margen de Refinación	12.5	8.0	56.6%	9.5	5.3	79.1%

Refinería de Barrancabermeja

Tabla 24: Carga, Factor de utilización y Producción – Refinería Barrancabermeja

A	B	C	D	E	F	G
	4T 2017	4T 2016	Cambio %	2017	2016	Cambio %
Carga* (kbpd)	221.5	208.7	6.2%	209.8	213.1	(1.5%)
Factor de Utilización (%)	84.3	75.4	11.9%	80.8	75.4	7.2%
Producción Refinados (kbpd)	224.3	209.3	7.2%	212.4	214.2	(0.8%)

*Corresponde a los volúmenes efectivamente cargados, no a los recibidos

La carga y la producción subieron en el cuarto trimestre de 2017 versus el mismo trimestre de 2016, debido principalmente al mantenimiento programado de la unidad de crudo U-2100 en el 2016.

Tabla 25: Margen de Refinación – Refinería Barrancabermeja

A	B	C	D	E	F	G
USD/Bl	4T 2017	4T 2016	Cambio %	2017	2016	Cambio %
Margen de Refinación	12.0	14.8	(19.0%)	13.5	14.0	(3.0%)

Al comparar el cuarto trimestre de 2017 y 2016 se observa una disminución en el margen de refinación de la Refinería de Barrancabermeja principalmente por aumento en el costo de la canasta de crudo no compensado con el incremento de los precios de los productos, en línea con el comportamiento habitual del mercado.

Tabla 26: Costo de Caja de refinación (no Incluye Refinería de Cartagena) - Grupo Empresarial Ecopetrol

A	B	C	D	E	F	G	H	I	J
USD/M	4T 2017	4T 2016	% Var	2017	2016	% Var			
Costo de caja refinación	4.17	4.38	-4.8%	4.32	4.11	12.8%	* Volúmenes (USD 6.26/M) Menores cargas por disponibilidad de crudos medios y ligeros. * Costo (USD 6.26/M) Mayores costos en mantenimiento por cambio de dieta, menor costo de servicio industrial.		17.0%
TBM	2,196.0	2,023.5	11.3%	2,162.1	2,011.0	7.5%	* TBM (USD 6.16/M) Menor TBM de COP 26.65/Ltdo		



Bloenergy

Es importante destacar que Bloenergy finalizó su proceso de construcción durante 2017, iniciando la fase de operación comercial en abril del mismo año y actualmente se encuentra en etapa de estabilización. Durante 2017 alcanzó una producción de 36 millones de litros de etanol que fueron destinados para abastecer el mercado doméstico de gasolina.

Este proyecto es el reflejo del esfuerzo de Ecopetrol por vincularse a proyectos para la producción de combustibles más limpios que mejoran la calidad del aire, apoyando el crecimiento social y económico de sus zonas de influencia.

Resultados financieros del segmento de Refinación

Los Ingresos del cuarto trimestre de 2017 presentan un incremento con respecto al mismo periodo del año anterior explicado principalmente por: I) mejores precios de venta de productos, en línea con el comportamiento de los precios internacionales; y II) mayores rendimientos de productos valiosos (diésel y gasolinas) en las refinerías de Barrancabermeja y Cartagena.

El costo de ventas presentó un incremento en el cuarto trimestre explicado principalmente por: I) mayor carga, II) aumento en el precio de la canasta de crudos en las dos refinerías, y III) mayor costo de la materia prima de Esentia.

Los gastos operativos disminuyeron principalmente debido a menores gastos asociados al arranque y estabilización de la Refinería de Cartagena.

En el último trimestre se presentó una recuperación de Impairment principalmente en la Refinería de Cartagena como resultado de I) una mayor certidumbre en los márgenes de refinación producto de la ratificación de la implementación del convenio internacional para prevenir la contaminación ocasionada por los buques (Marpol) a partir de 2020, II) mejores precios internacionales y márgenes de refinación con efecto positivo en los flujos de caja; y III) optimizaciones operativas y financieras por la estabilización de la nueva Refinería. Asimismo, se reconocieron gastos de Impairment en Bloenergy y en la Refinería de Barrancabermeja, este último relacionado principalmente con cargos financieros capitalizados como parte del proyecto de Modernización de la Refinería, el cual se encuentra actualmente aplazado.

Se resalta para el cuarto trimestre el buen desempeño operativo del segmento apalancado por las refinerías, con un EBITDA superior frente al mismo trimestre del año anterior y acumulado año. Como hito del año, la Refinería de Cartagena cerró el año con Ebitda y Utilidad Neta positivos.

Los gastos financieros disminuyeron principalmente por reducción de la tasa de cambio promedio asociada a la deuda en moneda extranjera y un menor gasto por intereses asociado a prepagos de deuda realizados en el año (porcentaje del prepago de deuda de Ecopetrol S.A que corresponde a la Refinería de Barrancabermeja).



9. Resultado de Iniciativas de Reducción de Costos y Gastos

Se dio continuidad a la estrategia de Eficiencias en el Grupo Empresarial, la cual permitió incorporar en el cuarto trimestre del año eficiencias por COP 1.2 billones. Estos resultados fueron apalancados por la gestión integral de la compañía y en el acumulado del año ascendieron a COP 2.58 billones.

Tabla 27: Principales Iniciativas de ahorro estructural en 2017

Miles de millones (COP)	B		D	
	4T 2017	4T 2016	2017	2016
Optimización de los costos de Perforación y Construcción de Facilidades	485	45	724	118
Mejora en la gestión comercial	194	13	285	0
Reducción de costos de O&M de las empresas del Midstream	149	172	252	387
Mejora en ingresos y márgenes de las refinerías	137	70	373	160
Dilución y evacuación de crudos pesados y extrapesados	88	85	352	830
Ahorro en áreas de soporte, logística y otras	50	205	141	534
Optimización del costo de levantamiento	36	63	198	199
Reducción de producciones diferidas por indisponibilidad de ductos	25	0	229	0
Optimización del costo de caja de refinación	12	6	35	46
Total	1,175	658	2,588	2,253

10. Inversiones

Las Inversiones en el acumulado de 2017 ascendieron a USD 2.2 billones (67% en Ecopetrol S.A y 33% en filiales y subsidiarias).

Tabla 28: Inversiones realizadas por segmento - Grupo Empresarial Ecopetrol

2017 (Millones USD)	B	C	D	E
	Ecopetrol S.A.	Filiales y Subsidiarias	Total	% Part.
Producción	1,204.0	168.0	1,372.1	62.2%
Refinación, Petroquímica y Biocombustibles	105.7	154.5	260.2	11.8%
Exploración	161.7	214.3	376.0	17.0%
Transporte	0.0	186.9	186.9	8.5%
Corporativo	12.4	0.0	12.4	0.6%
Total	1,484	724	2,208	

Producción (63% de las Inversiones): El Grupo Empresarial invirtió USD 1,372 millones, de los cuales el 50% corresponde a actividades ejecutadas en la Región Orinoquia y Rubiales. Se lograron materializar eficiencias por el 7% del Capex ejecutado en el año.

Exploración (17% de las Inversiones): El total de la Inversión fue de USD 376 millones, concentrada principalmente en actividades en el Offshore de Colombia (pozos Gorgón1, Purple Angel-1, Siluro-1, Molusco-1, Brama-1) y del Golfo de México (Warrior-2). También se continúan adelantando actividades para captura de información y pre-drilling en el onshore colombiano con el propósito de madurar oportunidades en el país. Las eficiencias ascendieron al 17% de las Inversiones ejecutadas en el 2017.



Refinación, Petroquímica y Biocombustibles (12% de las Inversiones): La mayor parte de las Inversiones estuvieron concentradas en el cierre del proyecto de Bioenergy (USD 88 millones), seguidas de Inversiones de mantenimiento y continuidad operativa en las Refinerías de Barrancabermeja (USD 82 millones) y Cartagena (USD 46 millones).

Transporte (8% de las Inversiones): Se destacan las Inversiones de Cenit (USD 147 millones) y Ocesa (USD 34 millones), cuyos proyectos principales son de continuidad operativa así como el Proyecto San Fernando Monterrey con una inversión de USD 87 millones.

La menor ejecución de Inversiones de 2017 versus el estimado Inicial se explica principalmente por: I) renegociación de obligaciones con la Agencia Nacional de Hidrocarburos (ANH) por USD 150 millones, II) eficiencias y ahorros en CAPEX por USD 240 millones y III) actividades que no se efectuaron este año por mayor tiempo en la maduración de proyectos como resultado de la disciplina de capital, desplazando aproximadamente USD 500 millones para el año 2018.

Durante 2018 se prevé invertir entre COP 10 billones y COP 12 billones. Tras dos años de un exitoso plan de transformación focalizado en la reducción de costos y la disciplina de capital, el plan aprobado por la Junta Directiva para 2018 está dirigido a incrementar las reservas y la producción de hidrocarburos, capturar los beneficios por un entorno internacional más favorable para el sector y continuar el camino de la eficiencia.

El plan contempla que el 85% de los recursos se destinará a Inversiones estratégicas en los segmentos de exploración y producción. Se destaca la perforación de más de 620 pozos de desarrollo, al menos 12 pozos exploratorios, 28 taladros de perforación y la adquisición de más de 41 mil kilómetros de sísmica 2D y 3D. Para el 2018 el 50% de los proyectos aprobados se encuentran en fase 4 de maduración versus solo 25% cuando se aprobó del plan de Inversiones 2017.

El 96% de la inversión se realizará en Colombia y el restante será en los proyectos que el Grupo Ecopetrol tiene en Estados Unidos (Golfo de México), México, Brasil y Perú.

Las Inversiones en los segmentos de transporte y refinación, equivalentes al 14% del plan, estarán orientadas a asegurar la confiabilidad, la Integridad, los estándares de desempeño y la eficiencia de la operación de toda la red de oleoductos y poliductos, y de las refinerías de Barrancabermeja y Cartagena.

Dentro de los aspectos analizados por Ecopetrol para el desarrollo de su estrategia corporativa para el año 2020, la Junta Directiva decidió suspender la venta de su subordinada Polipropileno del Caribe S.A. – Esentia. De esta manera, como parte de la nueva estrategia se contempla dirigir los esfuerzos a asegurar la posición competitiva del grupo empresarial en los ramos de negocio desarrollados por cada una de sus subordinadas, y a garantizar las Inversiones necesarias para este propósito.

II. Consolidación Organizacional y Responsabilidad Social (Ecopetrol S.A.)

1. Consolidación Organizacional

Tabla 29: Desempeño HSE (Salud, Seguridad y Medio Ambiente)

A	B	C	D	E
Indicador HSE*	4T 2017	4T 2016	2017	2016
Índice de Frecuencia de Accidentalidad (accidentes / millón de horas hombre)	0.70	1.12	0.64	1.09
Incidentes ambientales	3	3	14	8

*Los resultados de los indicadores están sujetos a modificación posterior al cierre del trimestre debido a que algunos de los accidentes e incidentes son reclasificados según el resultado final de las investigaciones.



Hitos relevantes:

En línea con el propósito de avanzar la seguridad como pilar de sus operaciones, el desempeño en el Índice Total de Incidentes Registrables (TRIF) del año 2017 de 0.64 accidentes registrables por millón de horas hombre, ubica a la compañía como una de las mejores a nivel mundial en seguridad del sector Oil & Gas.

En Seguridad de Procesos se presentó el mejor resultado de los últimos 9 años al tener un Indicador de Incidentes de Seguridad de Procesos Nivel 1 en 5 Incidentes, lo que representa una disminución del 17% respecto a los años 2015 y 2016. Este resultado está apalancado principalmente en la implementación de prácticas seguras y el fortalecimiento del liderazgo en este tema por parte de los niveles gerenciales.

Con el objetivo de alinear nuestras prácticas con el estándar mundial, Ecopetrol S.A. obtuvo la certificación OHSAS 18001 (Seguridad y Salud en el Trabajo) y la certificación ISO 14001 (Gestión Ambiental), permitiéndole ratificar altos estándares en HSE y ampliar su competitividad en el mercado.

2. Responsabilidad Corporativa

Inversión Social:

A 31 de diciembre del 2017 Ecopetrol S.A. invirtió recursos para proyectos de inversión social por un valor de COP 18,502 millones, un 25% más que los COP 14,855 millones invertidos en el 2016. Los recursos en 2017 se han destinado principalmente a programas de cierre de brechas en educación y salud, cultura, infraestructura y fortalecimiento institucional.

Actualización Estrategia:

Como parte del proceso de la actualización de la estrategia de Responsabilidad Corporativa, en diciembre de 2017 se creó la Gerencia de Responsabilidad Corporativa de Ecopetrol (GRC), la cual reporta a la Secretaría General de la compañía. La GRC tiene como propósito identificar, adoptar y facilitar la incorporación de iniciativas que apalancen el logro de los objetivos de negocio y aseguren el posicionamiento de Ecopetrol como una organización que se comporta responsablemente con sus grupos de interés.

En coherencia con su compromiso con la transparencia y la lucha contra la corrupción, Ecopetrol participó activamente en la definición del Plan de Trabajo 2018 de la Iniciativa de Transparencia para las Industrias Extractivas (EITI) en Colombia y en la elaboración del Informe EITI correspondiente al año fiscal 2016. El EITI es un estándar global que promueve la transparencia de los ingresos y la rendición de cuentas en el sector extractivo, en el cual participan empresas de la industria de minas e hidrocarburos, representantes de la sociedad civil y representantes del Gobierno.

A través de la realización de 1,672 encuestas en las diferentes regiones de operación en todo el país, en el cuarto trimestre de 2017 se culminó la Consulta de Percepción y Expectativas de los siete grupos de Interés de Ecopetrol: Accionistas e Inversionistas; Clientes; Socios; Empleados; Contratistas y sus empleados; Sociedad y Comunidad, y Estado.

La consulta evalúa la percepción sobre Ecopetrol alrededor de 11 atributos de Responsabilidad Corporativa, que son determinantes para la construcción y fortalecimiento de relaciones de confianza (p.ej. cumplimiento de los compromisos adquiridos, prácticas éticas y transparentes, responsabilidad con la comunidad, responsabilidad con el medio ambiente, respeto por los Derechos Humanos, entre otros).

Los resultados, que serán divulgados durante el primer trimestre de 2018, contribuyen a un conocimiento más profundo de cada grupo de interés, en línea con lo establecido en los diferentes sistemas de gestión (ISO 9001, ISO 14001, OHSAS 18000). De igual forma, sirven como insumo para revisar la promesa de valor, objetivos e indicadores de Responsabilidad Corporativa establecidos por Ecopetrol.

En el frente Ambiental tuvimos muy buenos logros al presentar el mejor resultado de los últimos 10 años del indicador de "Barriles Derramados por Causa Operacional", con un volumen derramado de 50 barriles y una



reducción del volumen derramado del 75% con respecto al año 2016. Así mismo, se redujo la emisión de 1,0 millón de toneladas de CO2 a través de la Implementación de proyectos de optimización de procesos, aprovechamiento de gas para generación eléctrica o venta y eficiencia energética. Durante 2017 obtuvimos 132 autorizaciones ambientales que apalancaron el inicio de proyectos y la continuidad de las operaciones de la empresa.

Como consecuencia a lo establecido por la directriz de derechos humanos de Ecopetrol, se continuó con el seguimiento del desempeño de su gestión en derechos humanos. Asimismo, se entregó un informe con los indicadores clave en materia de derechos humanos para ser incluidos en el Reporte de Sostenibilidad 2017.

III. Presentaciones sobre los Resultados del Trimestre

La administración de Ecopetrol realizará dos presentaciones en línea para repasar los resultados del cuarto trimestre del año 2017:

Español
 Febrero 28, 2018
 7:30 a.m. Bogotá
 7:30 a.m. Nueva York

Inglés
 Febrero 28, 2018
 9:00 a.m. Bogotá
 9:00 a.m. Nueva York

La transmisión en Internet estará disponible en la página web de Ecopetrol: www.ecopetrol.com.co

La presentación vía webcast estará disponible en los siguientes links:

- <http://event.onlineseminarsolutions.com/wco/tr/1601038-1/F17449F21C67CE66AEFE37C54F1B0EB8>
(Español)
- <http://event.onlineseminarsolutions.com/wco/tr/1601042-1/82D6B304C09D64459D02D19890A3DDEC>
(Inglés)

Por favor verifique si su navegador permite la operación normal de la presentación en línea. Recomendamos las últimas versiones de Internet Explorer, Google Chrome y Mozilla Firefox.

Las cifras en Excel estarán disponibles en el siguiente link:

- <https://www.ecopetrol.com.co/wps/portal/es/ecopetrol-web/relacion-inversionistas/informacion-financiera/resultados-trimestrales>

Declaraciones de proyección futura:

Este comunicado puede contener declaraciones de proyección futura relacionadas con las perspectivas del negocio, estimados para los resultados operativos y financieros, y de crecimiento de Ecopetrol. Se trata de proyecciones y, como tal, están basadas únicamente en las expectativas de la dirección con relación al futuro de la empresa y su continuo acceso a capital para financiar el plan de negocios de la Compañía. Dichas declaraciones a futuro dependen, básicamente, de cambios en las condiciones de mercado, regulaciones de gobierno, presiones de la competencia, el desempeño de la economía colombiana y la industria, entre otros factores; por lo tanto, están sujetas a cambios sin aviso previo.

Información de Contacto:

Gerente de Mercado de Capitales

Maria Catalina Escobar

Teléfono: +571-234-5190 - Correo electrónico: investors@ecopetrol.com.co

Relaciones con los Medios (Colombia)

Jorge Mauricio Tellez

Teléfono: + 571-234-4329 - Correo electrónico: mauricio.tellez@ecopetrol.com.co