

## **Optimización del proceso de alquilación mediante la determinación de parámetros a partir del método simplex en la refinería de ECOPETROL S.A en Barrancabermeja**

### **Optimization of alkylation process through determination of parameters by simplex method in refinery ECOPETROL S.A in barrancabermeja**

#### **Autores**

Urzola Paul<sup>1</sup>, Siachoque Carlos<sup>2</sup>, Pico Ludwing<sup>3</sup>

#### **Resumen**

La meta principal de este trabajo es demostrar la factibilidad técnica de implementar un proceso de control avanzado en la unidad de reacción de la planta de Alquilación de la Refinería de Ecopetrol S.A. en Barrancabermeja. En la ingeniería conceptual se recolectó información del proceso, se establecieron objetivos, tecnologías a aplicar, criterios de evaluación y cálculo de rentabilidad; en la ingeniería básica se profundizó el análisis realizado en la ingeniería conceptual. Al finalizar la ejecución se encontró que al implementar un sistema de control avanzado en la unidad de reacción de alquilación se obtiene un proceso sin mayores variaciones, más eficiente y de mayor calidad, dando un mejor aprovechamiento de los recursos, caso contrario sucede con el control convencional regulatorio. A su vez se obtienen indicadores instantáneos y oportunos, optimización mediante el método simplex en el consumo de ácido fresco y gastado, menores costos por el consumo de ácido fresco y tener un análisis en línea entre otros.

**Palabras Claves:** Control avanzado, Control convencional regulatorio, Método Simplex, Automatización, Refinación

#### **Abstract**

The main objective of this paper is to demonstrate the feasibility of implementing an advanced control in the reaction unit of Alkylation plant in Refinery Ecopetrol Barrancabermeja. In conceptual engineering, information about the process was collected, objectives were established as well as the technologies to apply, assessment criteria and profitability analysis. In the basic engineering, it was hold a deeper analysis of the work done in the conceptual engineering. At the end of the enforcement, it was found that when

---

<sup>1</sup> Ingeniero Electrónico, Especialista en Telecomunicaciones. Universidad Pontificia Bolivariana. Instituto Universitario de la Paz. Grupo de Investigación en Reingeniería, Innovación y Productividad – GREIP. email: dir.salud@unipaz.edu.co

<sup>2</sup> Ingeniero de Producción. Instituto Universitario de la Paz. email: maurosiacho@yahoo.com.co

<sup>3</sup> Ingeniero de Producción. Instituto Universitario de la Paz. email: ludwingpico01@hotmail.com

implementing an advanced control system in the reaction unit of alkylation, it was obtained a process with no many variations. That process was of more efficiency and better quality giving a better use of the resources. That is a contradictory result to that obtained in the regulatory conventional control. In addition, it was obtained instant and appropriate indicators, optimization by simplex method of fresh and used up acid, lower costs due to the fresh acid consumption and online analysis among others.

**Key Words:** Advanced control, Regulatory conventional control, Simplex method, Automation, Refining

## Introducción

Las unidades de proceso son diseñadas para realizar la transformación de una materia prima de un menor valor a un producto final de mayor valor agregado, estas unidades de proceso van acompañadas de una serie de variables operacionales, también de diferentes factores e indicadores que permiten llegar a medir o valorar aspectos como son su eficiencia, su rendimiento y su rentabilidad entre otros. Todo esto en conjunto son parámetros fundamentales que en un momento determinado ayudan a tomar decisiones que se ven reflejados en ganancias o pérdidas según sea la situación.

El control convencional facilita los niveles mínimos de automatismos y capacidad de operación para que las unidades de proceso alcancen en su mejor medida estos aspectos (rendimiento, eficiencia y rentabilidad, entre otros) llevando las unidades de proceso a su principal misión que es la de producir según el proceso químico para la que están diseñadas y con unos niveles de seguridad adecuados, lo que ocurre con las técnicas de control avanzado, además que se optimizan los procesos, y permiten alcanzar en sus mayores términos estos aspectos, permite sumar beneficios adicionales a las unidades (estabilidad operacional y mejorar eficiencia energética).

Es evidente la importancia que tiene para la unidad de reacción de la planta de alquilación de Barrancabermeja la aplicación de un control avanzado, debido a la necesidad que se refleja en cada una de las variables e indicadores operacionales que se manejan día a día en este proceso químico, convirtiéndose en un gran aporte al desarrollo de la industria química a nivel regional y nacional.

En síntesis, los objetivos de este proyecto giran en torno a identificar:

- Las características económicas y de optimización de la unidad de reacción de la planta de alquilación que la hacen rentable.
- Las variables que provocan alguna perturbación en el control del proceso clásico Proporcional – Integral - Derivativo (PID) y que pueden ser absorbidas con la implementación de un control avanzado.
- Actividades de la operación que pueden automatizarse con el control avanzado.

- Instrumentos en campo que fallan con frecuencia o están mal dimensionados, con los cuales no se puede pensar en establecer estrategias de control avanzado.

## **Materiales y Métodos**

El procedimiento empleado para este proyecto consta de los siguientes pasos:

Paso 1: Estudiar Manuales Operativos de la unidad de reacción, se debe entender y comprender la filosofía de control y diseño de la unidad de reacción de la planta de alquilación.

Paso 2: Reuniones con Personal de Operaciones y Procesos e Instrumentos. El objetivo es entender perfectamente los objetivos técnico/económicos del proceso, además de consolidar las bases de control y diseño de la planta de alquilación.

Paso 3: Identificar las características económicas y de optimización de la unidad de reacción de la planta de Alquilación que la hacen rentable.

Paso 4: Identificar las variables que provocan alguna perturbación en el control del proceso clásico PID (proporcional integral y derivativo) y que pueden ser absorbidas con la implementación de un control avanzado.

Paso 5: Identificar actividades de la operación que pueden automatizarse con el control avanzado.

Paso 6: Identificar instrumentos en campo que fallan con frecuencia o están mal dimensionados, con los cuales no se puede pensar en establecer estrategias de Control Avanzado.

Paso 7: Diseñar un modelo matemático que muestre el cálculo de los indicadores de optimización y la zona factible de operación de la unidad de reacción de Alquilación, a partir del método simplex identificando sus restricciones.

Paso 8: Elaborar una gráfica con ayuda de las herramientas de Solver que ilustren la optimización del proceso de la unidad de reacción de la planta de Alquilación al implementar un control avanzado.

Paso 9: Presentar un informe final que muestre la operación actual del proceso y las oportunidades de mejoras con la implementación de un control avanzado.

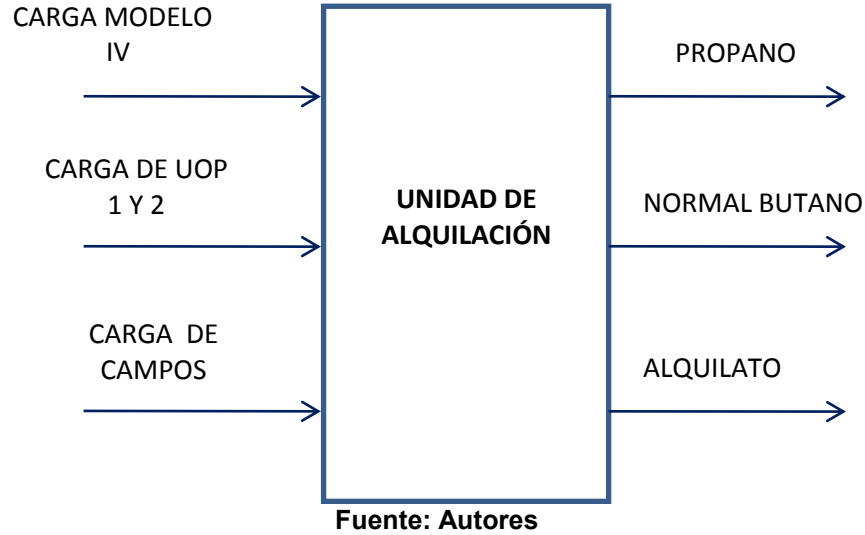
Paso 10: Presentar un informe final sobre la factibilidad del proyecto.

## **Resultados y Discusión**

### Diagnóstico Inicial

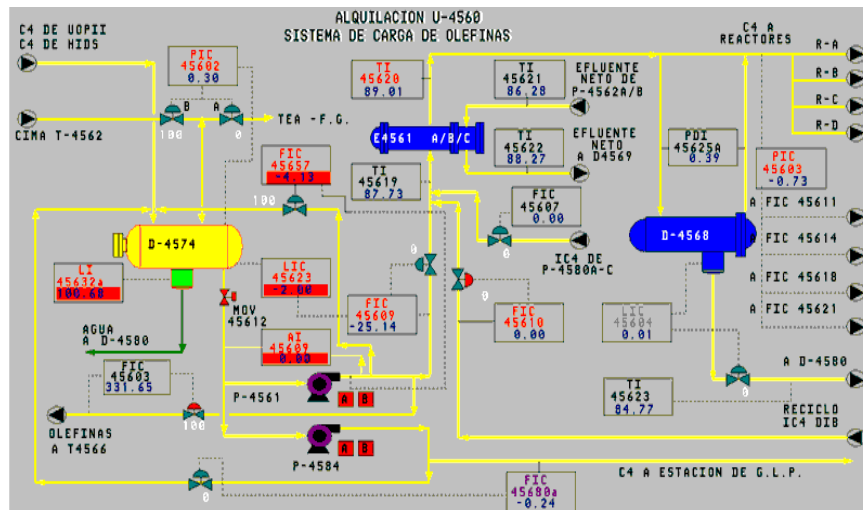
La unidad de alquilación recibe carga de las unidades de Modelo IV, UOP 1, UOP 2 y de Campos como se ilustra en la Figura 1. La carga de estas unidades son ricas en isobutano y olefinas, que es la materia prima de la unidad de reacción de alquilación para producir el alquilato. El alquilato es una gasolina de aviación con alto octanaje, el propano y normal butano son subproductos de la unidad de reacción.

**Figura 1. Cargas de la Unidad de Alquilación.**



En la sección de reacción de alquilación de Medición de concentración y densidad del ácido (STRATCO), Kranz (2008) la cual propone usar ácido sulfúrico como catalizador de la reacción de alquilación las olefinas y el isobutano reaccionan en presencia del catalizador (ácido sulfúrico), existe un exceso de olefinas en las alimentaciones disponibles para la unidad de alquilación, Ver Figura 2.

**Figura 2. Sistema de carga de olefinas.**



La corriente combinada de alimentación de olefinas de las unidades Cracking Modelo IV y Orthoflow ingresa a la splitter de iso butano/butilenos. Dubois-Gavioli (2013)(T-4566). Ver Figura 3.

Una parte de la emulsión en el Contactor, la cual es aproximadamente 50% Volumen de ácido y 50% Volumen de hidrocarburos, se retira por el lado de descarga del impulsor hacia los sedimentadores de ácido (D-4561 A/B).

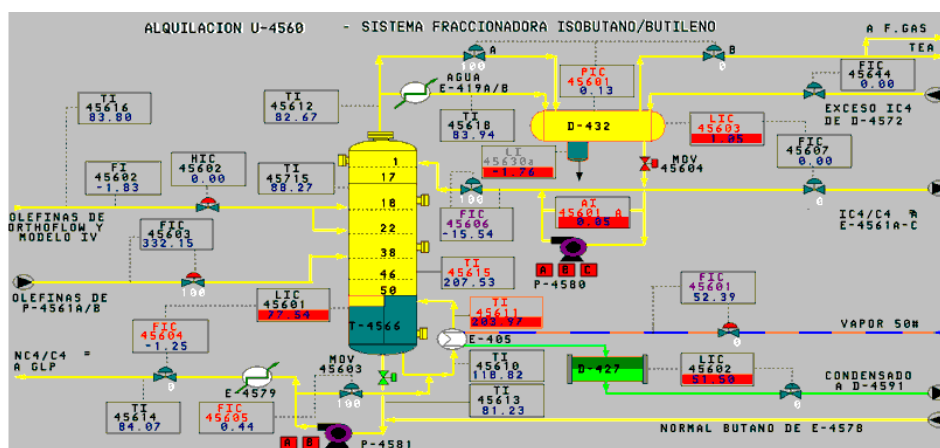
La fase de hidrocarburos (efluente del reactor) se separa de la emulsión en los sedimentadores de ácido.

El ácido, es la más pesada de las dos fases, se separa en la parte inferior del sedimentador y regresa a la succión del impulsor del contactor en forma de una emulsión, la cual es más rica en ácido que la emulsión que entra a los sedimentadores.

En el proceso Medición de concentración y densidad del ácido (STRATCO), la emulsión rica en ácido es recirculada al contactor, esto minimiza las reacciones colaterales indeseables (polimerización) en el sedimentador de ácido, manteniendo las olefinas y los sulfatos de alquilo reactivos en contacto con el isobutano.

Como resultado se tiene mejor calidad del alquilato con menor consumo de ácido, estos efectos son notorios cuando la carga a la planta de alquilación es muy alta en propileno y se puede percibir por la generación de reacciones colaterales indeseables en el sedimentador, indicadas por una diferencial de temperatura entre la línea de la emulsión proveniente del contactor al sedimentador de ácido y la línea de ácido recirculado desde el sedimentador de ácido al contactor. Alfke.- Irion (2007).

**Figura 3. Isobutane/Butylene Splitter**



Fuente: Ecopetrol (Display del DCS de Alquilación).

El reciclo de emulsión se efectúa para reducir el tiempo de residencia del ácido en el sedimentador de ácido y lograr una separación completa de la fase ácida. Con este tipo de operación, el contenido de ácido en la línea de reciclo es aproximadamente del 70-85% del volumen.

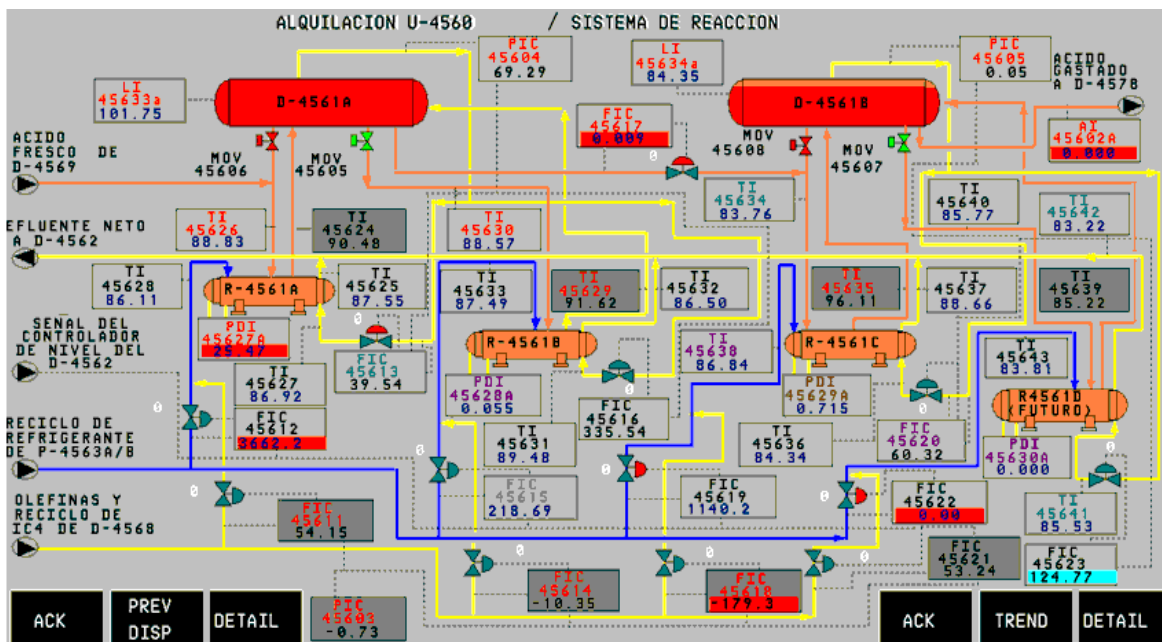
Para operar con reciclo de emulsión, STRATCO recomienda bajos niveles de ácido en los sedimentadores de ácido (18-24 pulgadas en el indicador de nivel, LG) y altas velocidades de recirculación (las válvulas de recirculación de ácido deben estar completamente abiertas).

En Alquileración hay 4 contactores, estos operan en serie para el ácido, para mantener la concentración del ácido gastado (90% en peso  $H_2SO_4$ ), continuamente se adiciona al primer Contactor una pequeña cantidad de ácido fresco (98.5% en peso  $H_2SO_4$ ), y una cantidad equivalente de ácido gastado se retira del último sedimentador de ácido.

Una válvula de control localizada en esta línea mantiene la presión en 60 psig en los sedimentadores, esta presión previene la vaporización de hidrocarburos en el contactor y el sedimentador de ácido.

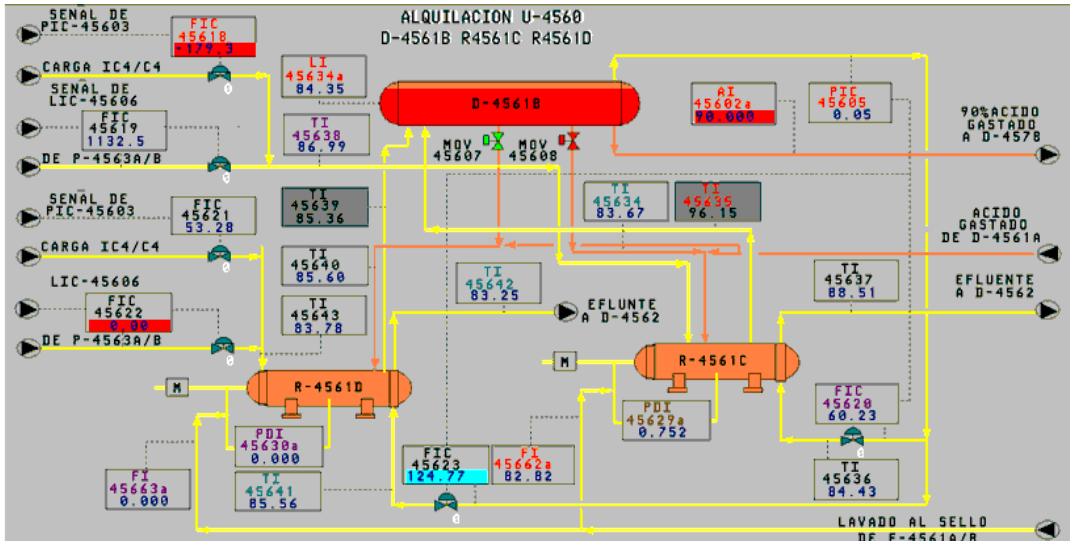
En plantas con sistemas de contactores múltiples, la presión del primer sedimentador de ácido será 5 psig mayor que la del segundo sedimentador para proveer una adecuada presión diferencial del flujo de ácido en serie. Ver Figuras 4, 5 y 6.

**Figura 4. Sistema de reacción de la Unidad U4560**



Fuente: Display del DCS de Alquileración.

**Figura 5. Sedimentador D-4561<sup>a</sup>**

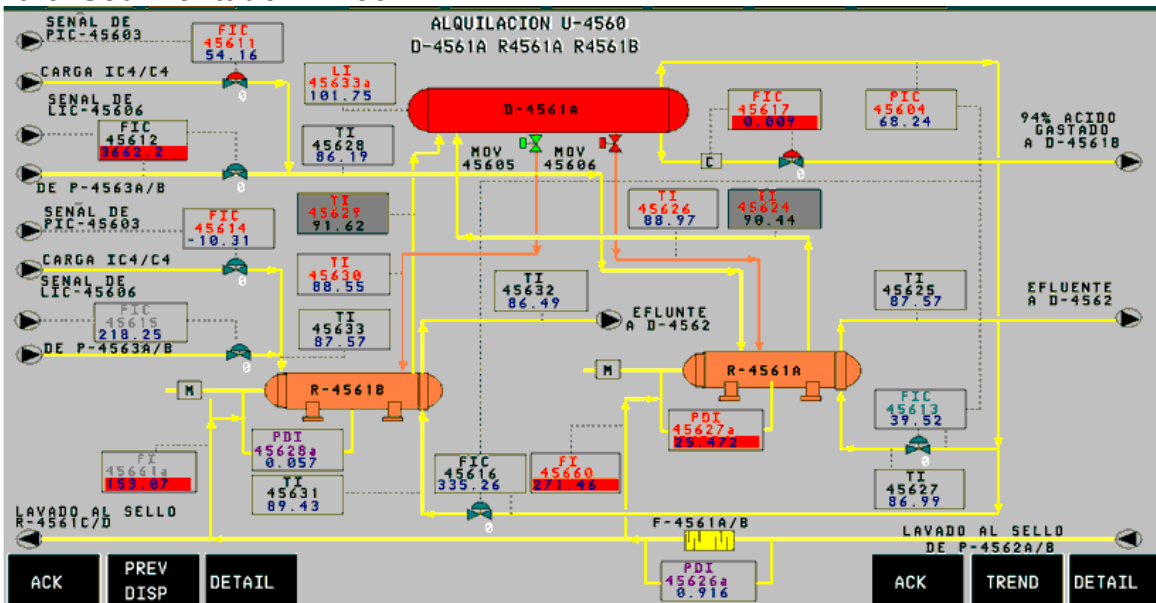


Fuente: Display del DCS de Alquilación.

La presión de la corriente de hidrocarburos se reduce a 10 psig con la ayuda de la válvula de control de presión del sedimentador de ácido, una parte de esta corriente se flashea reduciendo su temperatura alrededor de 38° F.

En el haz de tubos del Contactor ocurre una vaporización adicional cuando la corriente de refrigerante remueve el calor de la reacción.

**Figura 6. Sedimentador D-4561B**



Fuente: Display del DCS de Alquilación.

### Instrumentación del control regulatorio de la unidad de alquilación

Se realizaron las siguientes recomendaciones para la instrumentación del control regulatorio de la unidad de alquilación. Castro Camacho (1997).

**Tabla 1. Configuración en el DCS y transmisores inteligentes de la unidad de reacción y recomendaciones**

#	Tag	Descripción	Configuración en Transmisor	Configuración en DCS	Cambios efectuados en él:	Recomendaciones
1.	FI45602	Oleo finas de Orthoflow y modelo IV a T4566	0 A 100" H2O para 0 a 5485 BPD Damping = 0	Bloque AIN Q máximo = 5485,7 BPD FLOP = 0	<b>Transmisor</b> 100" para 5485,7 = 0,5	Está trabajando bien.
2.	FIC45603	Oleo finas de UOP I/II a T4566	0 a 300" H2O para 0 a 2362,4 BPD =0	<b>Bloque AIN</b> Q máximo = 2892 BPD FLOP= 2 FTIM=0,0059 <b>Bloque PID</b> P=740 I=0,016 D=0 SPLLAG=1	<b>DCS</b> Q máximo = 2362,4BPD	Programar ajuste de sintonía en el lazo de control. (Bloque PID)
3.	FIC45607	(IC4) / (C4=) a E-4561A/B/C	0 a 200" H2O para 0 a 5829 BPD =0,5	<b>Bloque AIN</b> Q máximo = 4121,84 BPD FLOP= 1 FTIM=0,1 <b>Bloque PID</b> P=300 I=0,2 D=0 SPLLAG=0	<b>Transmisor</b> 100" de H2O para 4121,84	Programar ajuste de sintonía del lazo de control. (Bloque PID)
4.	FIC45609	Carga Oleo finas a E-4561A/B/C	0 a 200" H2O para 0 a 7,214 PSIG =0 Medición 1 y Medición 2 lineales	<b>Bloque AIN</b> Q máximo = 6857 BPD FLOP= 1 FTIM=0,05 <b>Bloque PID</b> P=550 I=0,5 D=0 SPLLAG=0,5	<b>Transmisor</b> 100" de H2O para 6857BPD y Medición 1 en Cuadrática.	Programar ajuste de sintonía del lazo de control. (Bloque PID)
5.	FIC45604	(NC4) / (C4=) a Almacenamiento GLP	0 a 200" H2O para 0 a 3637 BPD = 0,5	<b>Bloque AIN</b> Q máximo = 3635,9 BPD FLOP= 1 FTIM=0,05 <b>Bloque PID</b> P=150 I=0,1 D=0 SPLLAG=0	No hay Cambio	Programar ajuste de sintonía del lazo de control. (Bloque PID)
6.	FIC45610	Reciclo IC4 A E4561A/B/C	0 a 100" H2O para 0 a 24000 BPD	<b>Bloque AIN</b> Q máximo = 24000 BPD FLOP= 1	No hay Cambio	Programar ajuste de sintonía del lazo



			= 1	FTIM=0,05 <b>Bloque PID</b> P=430 I=0,079 D=0 SPLLAG = 0,3128		de control. (Bloque PID)
7.	FIC45612	Reciclo refrigerante R4561A	a 0 a 100" H2O para 0 a 6000 BPD = 1	<b>Bloque AIN</b> Q máximo = 6000 BPD FLOP= 2 FTIM=0,1 <b>Bloque PID</b> P=500 I=0,1 D=0 SPLLAG = 0	No hay Cambio	Programar ajuste de sintonía del lazo de control. (Bloque PID)
8.	FIC45615	Reciclo refrigerante R4561B	a 0 a 100" H2O para 0 a 6000 BPD = 1	<b>Bloque AIN</b> Q máximo = 6000 BPD FLOP= 2 FTIM=0,0093 <b>Bloque PID</b> P=1800 I=0,031 D=0 SPLLAG = 0	No hay Cambio	Programar ajuste de sintonía del lazo de control (Bloque PID). Banda proporcional muy alta 1800
9.	FIC45619	Reciclo refrigerante R4561C	a 0 a 100" H2O para 0 a 6000 BPD = 1	<b>Bloque AIN</b> Q máximo = 6000 BPD FLOP= 2 FTIM=0,01 <b>Bloque PID</b> P=570 I=0,02 D=0 SPLLAG = 0	No hay Cambio	Programar ajuste de sintonía del lazo de control (Bloque PID)
10	FIC45632	Propano producto Almacenamiento	a 0 a 100" H2O para 0 a 685,71BPD = 0,5	<b>Bloque AIN</b> Q máximo = 685,7 BPD FLOP= 2 FTIM=0,05 <b>Bloque PID</b> P=540 I=0,1 D=0 SPLLAG = 0,8835	No hay Cambio	Programar ajuste de sintonía del lazo de control (Bloque PID)
11	FIC45634	Acido Fresco R4561A	a Coriolis, Protocolo Hart. Q máximo =14,4 USGPM	<b>Bloque AIN</b> Q máximo = 14,4 USGPM FLOP= 1 FTIM=0,25 <b>Bloque PID</b> P=600 I=0,086 D=0 SPLLAG = 1	No hay Cambio	Programar ajuste de sintonía del lazo de control (Bloque PID)
12	FIC45639	Alquilato producto total	0 a 50" H2O para 0 a 6085 BPD = 1	<b>Bloque AIN</b> Q máximo = 6085 BPD FLOP= 1 FTIM=0,05 <b>Bloque PID</b> P= 350	No hay Cambio	Programar ajuste de sintonía del lazo de control (Bloque PID)

				I=0,057 D=0		
13	FIC45654	Alquilato Aviación a lava caustica	0 a 100" H2O para 0 a 2400 BPD = 1	<b>Bloque AIN</b> Q máximo = 2400 BPD FLOP= 1 FTIM=0,05 <b>Bloque PID</b> P= 110 I=0,5 D=0	No Cambio	hay ajuste de sintonía del lazo de control (Bloque PID)
14	FIC45639	Alquilato total producto	0 a 50" H2O para 0 a 6085 BPD = 1	<b>Bloque AIN</b> Q máximo = 6085 BPD FLOP= 1 FTIM=0,05 <b>Bloque PID</b> P= 350 I=0,057 D=0	No Cambio	hay ajuste de sintonía del lazo de control (Bloque PID)
15	FIC45655	Alquilato a Rectif. en T4565	0 a 100" H2O para 0 a 2742 BPD = 1	<b>Bloque AIN</b> Q máximo = 2742 BPD FLOP= 1 FTIM=0,1 <b>Bloque PID</b> P= 360 I=0,11 D=0	No Cambio	hay ajuste de sintonía del lazo de control (Bloque PID)

### Modelo matemático para obtener la optimización de la unidad de reacción de alquilación por control avanzado

#### **Función Objetivo**

La Función Objetivo definida es Z: Maximizar el octanaje en el Alquilato. A partir del método simplex. Taha H.A (2004)

Los coeficientes de cada variable de decisión son la pendiente obtenida al analizar cada uno de los componentes de la reacción, mediante regresión lineal a partir de Mínimos Cuadrados Ordinarios. Gujarati (2009). Los coeficientes de la función objetivo se determinan a través las "Reglas de Oro" Wade (2008) de la unidad. Las reglas de oro, relacionan los cambios en la concentración del Isobutano, velocidad espacial de las olefinas, temperatura y concentración de ácido sobre el octanaje del Alquilato. Estas reglas de oro son útiles para cálculos brutos del impacto de los cambios en las condiciones de operación.

- **"REGLAS DE ORO"**

a) Incremento en un 1% del isobutano (IC4) en el efluente del reactor se relaciona con un incremento de 0.07 del "Research Octane Number". (RON).

Matemáticamente y estimando la parte lineal de la gráfica quedaría:

Se debe recordar que la ecuación de una línea recta por medio de la regresión lineal Moore (2005) está dada por:

$$Y = a + b X_1$$

Según la regresión lineal: Gujarati (2009).

$$a = \frac{\sum x^2 \sum y - \sum x \sum xy}{n \sum x^2 - (\sum x)^2}$$

$$b = \frac{n \sum xy - \sum x \sum y}{n \sum x^2 - (\sum x)^2}$$

Pendiente = b = (0.07 RON) / (1% (Volumen isobutano)) = 0.07

Para calcular b se tiene el punto (68,0). Entonces  $a = -4.76$

La ecuación quedaría (Galindo 2003):  $Y = 0,07 X_1 - 4,76$

Donde Y: Es el delta de octanaje.

Donde X<sub>1</sub>: es el volumen de Isobutano a reacción, sus unidades son BPD y como fue calculado en el ITEM de Indicadores de optimización está dado por:

$$iC4_{total} = (\%iC4 * FlujoFIC-45607) + (\%iC4 * FlujoFIC-45609) + (\%iC4 * FlujoFIC-45610) + (\%iC4 * FlujoFIC-45612/15/19)$$

$$\text{Cambio Octanaje} = 0.07 X_1$$

b) Disminución en 0.05 de la velocidad espacial de las olefinas se relaciona con un aumento de un 0.3 de RON. Ver Figura 9.

Matemáticamente esta regla quedaría como ( $Y = a + b X_2$ ):

$$\text{Pendiente} = b = - (0.3 \text{ RON}) / (0.05 \text{ LHSV}) = -6$$

Para calcular "a" se tiene el punto (0.3, 0). Entonces  $a = 1,8$

La ecuación de la recta quedaría:  $Y = -6 * \text{LHSV} + 1,8$

La velocidad espacial de Olefinas se calcula:

$$\text{LHSV} = \frac{((\% \text{Olefina}) \times \text{Flujo FIC} - 45607) + ((\% \text{Olefina}) \times \text{Flujo FIC} - 45609)}{24 * 410 \text{ Barriles acido}}$$

$$\text{LHSV} = \frac{\text{Olefinas a Reaccion}}{9840}$$

Si  $X_2 =$  Olefinas a reacción, la expresión matemática queda:

$$Y = -6 \frac{X_2}{9840} + 1.8$$

La ecuación de la recta quedaría:  $Y = -0.0006 X_2 + 1,8$

Donde Y: Es el delta de octanaje. Cambio número RON.

Donde  $X_2$ : son Olefinas a reacción, sus unidades son BPD y como fue calculado en el ITEM de Indicadores de optimización está dada por:

$$(\text{C4}^= + \text{C3}^=) \text{ total} = ((\% \text{C4}^= + \% \text{C3}^=) \times \text{Flujo FIC} - 45607) + ((\% \text{C4}^= + \% \text{C3}^=) \times \text{Flujo FIC} - 45609)$$

$$\text{Cambio Octanaje} = -0.0006 X_2$$

c) Disminución de 1°F en la temperatura de Reacción se relaciona con un incremento de 0.05 de RON. Matemáticamente esta regla quedaría como ( $Y = a + b X_3$ ):

$$\text{Pendiente} = b = - (0,05 \text{ RON}) / (1^\circ \text{F}) = -0,05$$

Para calcular "a" se tiene el punto (50, -0,3). Entonces  $a = 2,2$

Donde Y: Es el delta de octanaje. Cambio numero RON.

Donde  $X_3$ : Es la temperatura del reactor, sus unidades son en **Fahrenheit y son las temperaturas de los transmisores: TI45624, TI45629, TI45635 y TI45639.**

$$\text{Cambio Octanaje} = -0.05 X_3$$

d) Incremento de la concentración de ácido en un 1% en peso se relaciona con un incremento de 0.2 de RON.

Matemáticamente esta regla quedaría como ( $Y = a + b X_4$ ):

$$\text{Pendiente} = b = (0,2 \text{ RON}) / (1^\circ \text{concentracion acido}) = 0,2$$

Para calcular "a" se tiene el punto (90, 0). Entonces  $a = -18$

La ecuación de la recta quedaría:  $Y = 0,2 X_4 - 18$

Donde Y: Es el delta de octanaje. Cambio número RON.

Donde  $X_4$ : es la concentración de ácido en un reactor y sus unidades son en porcentaje de  $H_2SO_4$  y es calculada por el Analizador STRATCO.

Cambio Octanaje =  $0,2 X_4$

La regla de oro No. 4, sobre los cambios en la concentración aplica a una sola etapa de ácido y hará énfasis en el efecto de la concentración del ácido en plantas con múltiples etapas de ácido.

e) El incremento de 1.0 de RON se relaciona con una disminución en el consumo de ácido de 0.15 libras / galón de Alquilato.

La regla N° 5 usa el cambio de octanaje pronosticado por las reglas N° 1 a 4 para predecir un cambio en el consumo de  $H_2SO_4$ .

Matemáticamente esta regla quedaría como:

Pendiente =  $b = -(1 \text{ RON}) / (0.15 \text{ consumo acido}) = - 6,666$

La ecuación de la recta quedaría:  $Y = - 6.66X_5 + b$

Donde Y: Es el delta de octanaje. Cambio número RON.

Donde  $X_5$  es el consumo de ácido en reacción.

Ahora, el consumo de ácido se define como:

$$\text{Consumo\_Acido} = \frac{\text{inyeccion acido fresco} \left(\frac{\text{gal}}{\text{min}}\right) * \text{densidad acido} \left(\frac{\text{lb}}{\text{gal}}\right) * 60 \left(\frac{\text{min}}{\text{h}}\right) * 24 \left(\frac{\text{h}}{\text{dia}}\right) * \left(\frac{1\text{bl}}{42\text{gal}}\right)}{\frac{\text{barril alquilato}}{\text{dia}} \left( \frac{98.5 - \text{concentracion acido gastado}}{98.5 - 90} \right)}$$

$$\text{Consumo\_Acido} = \frac{\text{FIC45634} \left(\frac{\text{gal}}{\text{min}}\right) * 15.75 \left(\frac{\text{lb}}{\text{gal}}\right) * 60 \left(\frac{\text{min}}{\text{h}}\right) * 24 \left(\frac{\text{h}}{\text{dia}}\right) * \left(\frac{1\text{bl}}{42\text{gal}}\right)}{\text{FIC45639 bpd} \left( \frac{98.5 - \text{concentracion acido en Stratco}}{98.5 - 90} \right)}$$

$$\text{Consumo\_Acido} = \frac{22.5 * \text{FIC45634} \left( \text{en } \frac{\text{gal}}{\text{min}} \right)}{\text{FIC45639}(\text{en bpd}) * \left( \frac{98.5 - \text{Stratco en porcentaje}}{8.5} \right)}$$

Las unidades de  $X_5$  quedaran en lb acido/ gal Alquilato

Cambio Octanaje = -6.66  $X_5$

Entonces la función objetivo y las variables de decisión de la unidad de reacción de alquilación son:

$$\mathbf{Z = 0.07 X_1 - 0.0006 X_2 - 0.05 X_3 + 0.2 X_4 - 6,66 X_5}$$

Donde  $X_1$ : es el volumen de ISO butano a reacción, sus unidades son en Barriles por día (BPD)

$X_2$ : son Olefinas a reacción, sus unidades son BPD.

$X_3$  es la temperatura del reactor, sus unidades son en **Fahrenheit**.

$X_4$  es la concentración de ácido en un reactor, está dada en porcentaje de Ácido (% de  $\text{H}_2\text{SO}_4$ ).

$X_5$  es el consumo de ácido en reacción (libras ácido / galones Alquilato).

### Restricciones del ejercicio

**Concentración de Isobutano.** Es necesario mantener una alta concentración de Isobutano para suprimir la polimerización de las olefinas. Las relaciones volumétricas del Isobutano/olefinas en la composición de alimentación a la zona de reacción normalmente deben estar en el rango 7:1 - 10:1.

Matemáticamente quedaría:  $7 \leq (X_1 / X_2) \leq 10$ , ahora se transforma la inecuación en lineal quedando:

$$7 X_2 \leq X_1 \leq 10 X_2$$

Independizando las inecuaciones quedan:

$$(1) 10X_2 - X_1 \geq 0$$

$$(2) 7X_2 - X_1 \leq 0$$

Donde  $X_1$ : es el isobutano a reacción, sus unidades son BPD.

Donde  $X_2$ : son olefinas a reacción, sus unidades son BPD.

**Velocidad espacial de las olefinas.** La velocidad espacial de las olefinas es una variable importante para optimizar en el proceso de alquilación. La velocidad espacial se define como el volumen de olefinas alimentado por hora dividido en el volumen de ácido del contactor. Este término es simplemente una medida de la concentración de las olefinas en la fase ácida del reactor. Al reducir la velocidad espacial de las olefinas se incrementa la probabilidad para que se dé la reacción de Isobutano con las olefinas generando.

Se debe recordar que en los indicadores de optimización quedó estipulado que: “El índice de velocidad espacial de olefinas se calcula en términos de  $h^{-1}$  y se representa típicamente como LHSV. El indicador será considerado en el rango “verde” cuando  $LHSV < 0.35$ , este indicador esta BPH de olefinas a reacción.

El LHSV se calcula: 
$$LHSV = \frac{\text{BPH olefinas a Reaccion}}{410 \text{ Barriles acido}} = 0.17 h^{-1}$$

$X_2$ : son Olefinas a reacción, pero sus unidades son BPD, entonces la ecuación quedaría:

$$LHSB = \frac{X_2}{24 * 410 \text{BARRILESACIDO}} = \frac{X_2}{9840}$$

Reemplazando, quedaría la inecuación (3) así:

(3)  $X_2 < 3444$

**Temperatura.** La reducción de las temperaturas de reacción (dentro de los límites permisibles) reduce la tendencia hacia la reacción de polimerización. La temperatura del Contactor para la reacción de alquilación con ácido sulfúrico debe mantenerse entre 42°F y 52°F. A pesar de que los contactores pueden operar a temperaturas que exceden los 65°F, los efectos colaterales de la operación a altas temperaturas son una excesiva polimerización, oxidación de las olefinas, dilución del ácido y producción de sulfatos de alquilo.

Matemáticamente quedaría:  $42 \leq X_3 \leq 52$ , independizando las inecuaciones quedan:

(4)  $X_3 \geq 42$

(5)  $X_3 \leq 52$

Donde  $X_3$  es la temperatura del reactor, sus unidades son en Fahrenheit.

**Concentración del Ácido.** La concentración de ácido afecta la calidad del alquilato. Además, los diluyentes que determinan la concentración del ácido impactan su calidad. La

mejor calidad de alquilato y la más alta producción se obtienen con una concentración de ácido de 93-96% en peso y 0.5-1.0% en peso de agua, el restante son aceites solubles ácidos. A bajas concentraciones de ácido de 86%, las reacciones de polimerización se hacen predominantes y es difícil mantener la concentración de ácido. Las plantas normalmente manejan un margen de seguridad de 2-3% en peso y operan a concentraciones de 89-90% en peso de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> en el ácido gastado. (Ver Figura 12).

Matemáticamente quedaría:  $89 \leq X_4 \leq 90$ , independizando las inecuaciones quedan:

(6)  $X_4 \geq 89$

(7)  $X_4 \leq 90$

Donde  $X_4$  es la concentración de ácido del reactor, está dada en porcentaje de ácido (% de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>).

Teniendo en cuenta el análisis de los valores permisibles de las variables en la unidad de reacción de alquilación, se obtuvieron las siguientes inecuaciones

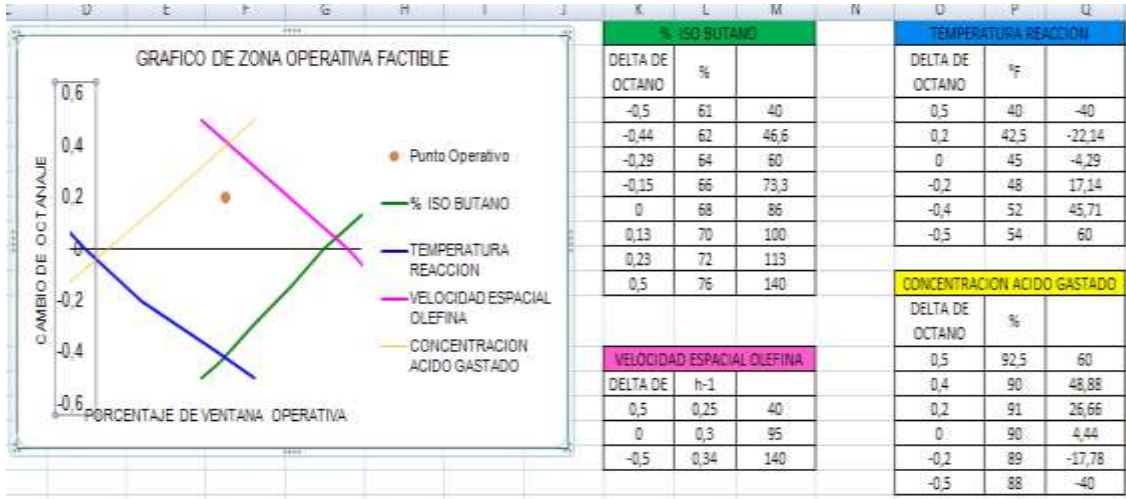
(Inecuación 1)	$X_1 - 10X_2 \leq 0$
(Inecuación 2)	$7X_2 - X_1 \leq 0$
(Inecuación 3)	$X_2 < 3444.$
(Inecuación 4)	$X_3 \geq 42$
(Inecuación 5)	$X_3 \leq 52$
(Inecuación 6)	$X_4 \geq 89$
(Inecuación 7)	$X_4 \leq 90$

### Modelo propuesto para el control avanzado en la unidad de reacción de alquilación

En la Figura 7 se observa el modelo propuesto para el diseño e implementación final del control avanzado de la unidad de reacción de alquilación.



**Figura 7. Modelo matemático para el control avanzado de la unidad de reacción de alquilación.**



Fuente: Autores

En la tabla 2. Se puede observar el modelo desarrollado en la aplicación Solver de Excel, allí se pueden apreciar los valores de las restricciones junto con el valor óptimo de la función objetivo.

**Tabla 2. Tabla optimización**

Punto Optimo	Paralela	Olefina	Restriccion 1	Restriccion 2	Restriccion 3	Recta de Z
28440	3444	0	0	0	0	0
	3444	500	3500	5000	5000	583,3333
	3444	1000	7000	10000	10000	1166,667
	3444	2000	14000	20000	15000	2333,333
	3444	3000	21000	30000	20000	3500
	3444	3500	24500	35000	40000	4083,333

Fuente: Autores

La tabla mostrada anteriormente se desarrolló de manera dinámica en una plantilla de Excel y los parámetros eran variados a medida que las variables de entrada eran variadas en cada proceso en particular.

Factibilidad del proyecto de control avanzado en la planta de alquilación

En el sistema de control regulatorio Proporcional Integral Derivativo, PID, que está trabajando actualmente en la planta de Alquilación, el error humano es inherente debido a diferentes factores como son la velocidad de actualización de los datos, cambios en la composición de la materia prima, perturbaciones que afectan el proceso y variabilidad en el control del proceso entre otras.

Visita

**Tabla 3. Cotización de servicios de implementación de control avanzado en la GRB.**

DESCRIPCIÓN	CANTIDAD (CONTRATO)	COSTO UNITARIO	VALOR PLAN 2013
Ingeniería y puesta al día de las etapas de control avanzado de procesos (APC) para su instalación.	1	\$140.396.400	\$140.396.400,00
Servicio de migración APC (advanced performance control)	1	\$34.095.006	\$34.095.006,00
Servicio de migración y actualización modelo de Alquiler	1	\$27.581.994	\$27.581.994
Acuerdo de Soporte de mantenimiento y software anual (18% licencias)	1	\$17.847.000	\$17.847.000
Hardware de estaciones de AspenWatch y Optimizadores	1	\$22.500.000	\$22.500.000
Entrenamiento (1 curso x año)	1	\$5.400.000	\$5.400.000
<b>SUBTOTAL</b>			<b>\$247.820.400</b>
<b>IVA 16 %</b>			<b>\$39.651.264</b>
<b>TOTAL</b>			<b>\$287.471.664</b>

Fuente: Autores

## Conclusiones

En el presente estudio se realizó una caracterización de los parámetros de funcionamiento del proceso de alquiler en la unidad de reacción planta en la refinería de Barrancabermeja Ecopetrol S.A. a través de Regresión Lineal. Con estas estimaciones se pudo realizar un proceso de optimización haciendo uso del método simplex y la ayuda Solver de Excel, posibilitando la implementación de un sistema de Control Avanzado en la unidad de reacción de alquiler. Con esta ejecución se pudo obtener un proceso sin

mayores variaciones, más eficiente y de mayor calidad, dando un mejor aprovechamiento de los recursos, caso contrario sucede con el control convencional regulatorio.

Teniendo la implementación del control avanzado en la unidad de reacción de alquilación se obtiene indicadores instantáneos y oportunos, optimización en el consumo de ácido fresco y gastado, menores costos por el consumo de ácido fresco y tener un análisis en línea entre otros. La mejora del sistema de control abre la puerta a otra serie de posibilidades, entre las que se encuentra la optimización del proceso considerada desde un punto de vista económico, de productividad, eficacia y eficiencia.

Un controlador avanzado permite tener menos riesgos a las personas, mantener una mayor integridad de las unidades de proceso, resolver situaciones en forma anticipada, permitir que el recurso humano se enfoque en otros aspectos como son la planeación de mantenimiento, planes volumétricos, capacitaciones, y entrenamientos entre otros. Estos controladores avanzados permiten encerrar todos aquellos aspectos globales de economía, seguridad de procesos, planeación y conceptos de calidad total.

En general los controladores avanzados gestionan problemas complejos de forma óptima, siendo una herramienta de gran valor para abordar problemas donde se necesita una mejora de la regulación.

## **Bibliografía**

CURSO DE CONFIGURACIÓN Y MANTENIMIENTO SISTEMAS I / A FOXBORO. Noviembre 2006. Publicada en Invensys System L.A. Colombia, Bogotá.

Castro P. Camacho E. (1997) Control e Instrumentación de Procesos Químicos, Síntesis, Madrid

Dubois. R. -Gavioli. N. (2013) Produccion de Olefinas Editorial: Nueva Librería, New york.

Galindo. F. (2003) Guía práctica de cálculo infinitesimal en una variable real, Madrid. Thomson Ediciones

Gujarati D. N. (2009). Econometría Mexico DF, Mexico, McGraw-Hill/Irwin, Inc, pag 55.

Alfke G.- Irion W. (2007) Oil Refining Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry.

Kranz K. (2008) Intro to Alkylation Chemistry Mechanisms, operating variables, and olefin interactions. DuPont™ STRATCO® Clean Fuel Technology

MANUAL DE OPERACIÓN DEL DMCPLUS. Unión temporal Aspen Technology Inc. Equipos y controles Industriales S.A. 2007. Bogotá.



MANUAL DE ALQUILACIÓN, GRUPO DE INGENIEROS DE ECOPETROL. Febrero 2006. Barrancabermeja.

Moore D.(2005) Estadística aplicada básica, Barcelona, Antoni Bosch editor,

Pryor, P (2004). Approaches to alkylation: a world review. Petroleum technology quarterly. V-9 (1): 69-77.

Ruiz C (2006). Control predictivo Basado en Modelos. XX Congreso Argentino de control, 2006.

Smith C (1991) Control automático de Procesos, Teoría y Práctica México DF, Limusa S.A P21-50

Taha H.A (2004). Investigación de operaciones. México DF, México. Pearson Education, P 71.

Wade L. (2008) Química Orgánica, México DF, México. Pearson Education.