

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

**Modificación a la Zona de Reacción en una
Planta de Alquilación**

228

Ezequiel Hernández Muñoz
INGENIERO QUIMICO

1976



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

Tesis
LAB _____
AÑO _____
FECHA 1976
PROC. HLT

230



QUÍMICA

PRESIDENTE. ANTONIO REYES CHUMACERO.

VOCAL. MAYO MARTINEZ KAHN.

SECRETARIO. GERARDO BAZAN NAVARRETE.

1er. SUPLENTE. GERARDO RODRIGUEZ ALONSO.

2do. SUPLENTE. ENRIQUE GIL FLORES.

SITIO DONDE SE DESARROLLA EL TEMA. REFINERIA 18 DE MARZO

SUSTENTANTE. EZEQUIEL HERNANDEZ MUÑOZ.

ASESOR. ANTONIO REYES CHUMACERO.

A mis Padres: Con cariño

Filemón Hdez. M.
Estela Muñoz de Hdez.

Por su rectitud e impulso

A mi Hermano: Con cariño

Silyino Hdez. Muñoz

A mi Esposa: Con amor
Alicia García de Hdez.

A mis Maestros:
Con gratitud

A LA UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

CONTENIDO

| | PAG. |
|---|------|
| I.- Objetivo. | 1 |
| II.- Química de la Alquilación. | 6 |
| III.- Planta de Alquilación. | 25 |
| IV.- Nuevo Sistema de Reacción. | 54 |
| V.- Resultados Experimentales de la Prueba efectuada en la Planta de Alquilación. | 68 |
| VI.- Conclusiones. | 83 |
| VII.- Bibliografía. | 84 |

I

OBJETIVO

La manufactura de los llamados alquilados, los cuales son importantes constituyentes de los combustibles de alta calidad para motores y aviones, se lleva a cabo en la planta de alquilación de la Refinería "18 de Marzo" de Azcapotzalco, D.F.

El objetivo de la modificación en la zona de reacción de la planta de Alquilación, es aumentar la capacidad de proceso de butileno y mejor rendimiento y calidad de producto, aprovechando las facilidades que se tienen actualmente y las que proporcionarán las modificaciones que se encuentran en desarrollo en la unidad.

Las facilidades mencionadas son las siguientes:

1.- Mayor disponibilidad de agua de enfriamiento al entrar en servicio otra de las torres de enfriamiento, que permitió liberar de dar servicio a la planta reductora de Viscosidad al circuito de agua de enfriamiento de la torre No. 4, favoreciendo mayor flujo de agua más fría para las unidades de Alquilación y Dodecilbenceno.

2.- Mejoría de la recirculación de HF al instalarse la tercera bomba RH-P20, de acuerdo con el estudio efectuado que permitirá mejorar la relación actual de ácido a hidrocar-

buros, que favorecerá la conversión hacia isoctanos, lo que se traduce en un mayor rendimiento de alquilado de mejor calidad.

3.- Se dispondrá de un mayor tiempo de residencia del HF al terminarse la instalación del nuevo asentador de HF de mayor capacidad que favorecerá un aumento de capacidad de proceso de butilenos, ya que habrá mejor separación del mayor volumen de HF que habrá en circulación y reducirá al mínimo la posibilidad de arrastre de HF en la carga a la Desisobutinizadora por el aumento considerable de hidrocarburos en circulación, que provoca aumento de butilenos en proceso para -- mantener la relación necesaria de isobutano a olefinas 100%, -- condición importante en la obtención de más productos con mejor calidad.

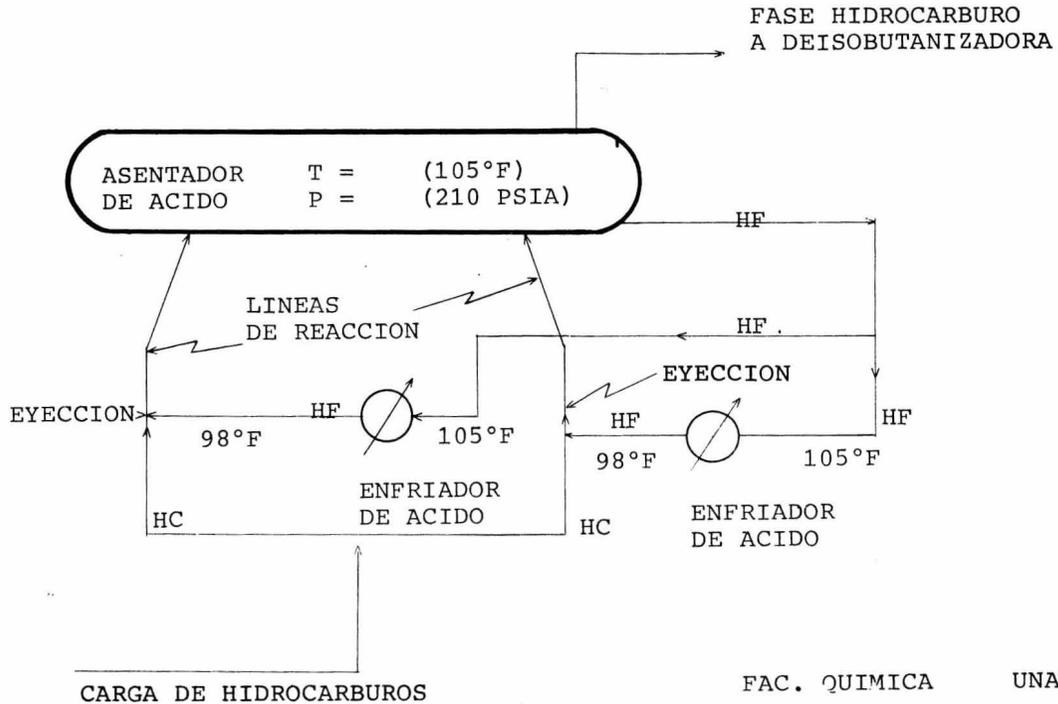
Se propone aumentar la capacidad de proceso actual de 960 m³/día de butilenos a una capacidad de 1200 m³/día, es decir, un 25% más, aprovechando las facilidades mencionadas con un costo mínimo de inversión adicional.

La idea básica del aumento de capacidad de proceso -- consiste en establecer un sistema de reacción semejante al -- existente en la planta de Alquilación de la Refinería de Cd. -- Madero, modificación que solo representa el costo adicional -- que origina el instalar una línea de reacción de diámetro y -- longitud adecuada para tener una caída mínima de presión du--

rante el manejo del ácido e hidrocarburos en proceso de reacción, ya que los reactores existentes se convertirán en enfriadores de HF, disminuyendo considerablemente la presión de trabajo (presión de vapor) de los mismos, al manejar únicamente ácido que solo representa el 40% del volumen total que con el sistema actual tienen que manejar.

La única diferencia importante en la operación del sistema que se propone con el existente en la Refinería de Cd. Madero, consiste en que habrá circulación de ácido constante que dependerá de la capacidad de las bombas de recirculación de hidrocarburos, ya que es por eyección; por esta misma causa el sistema trabajará a presión más baja. (Ver Fig. 1).

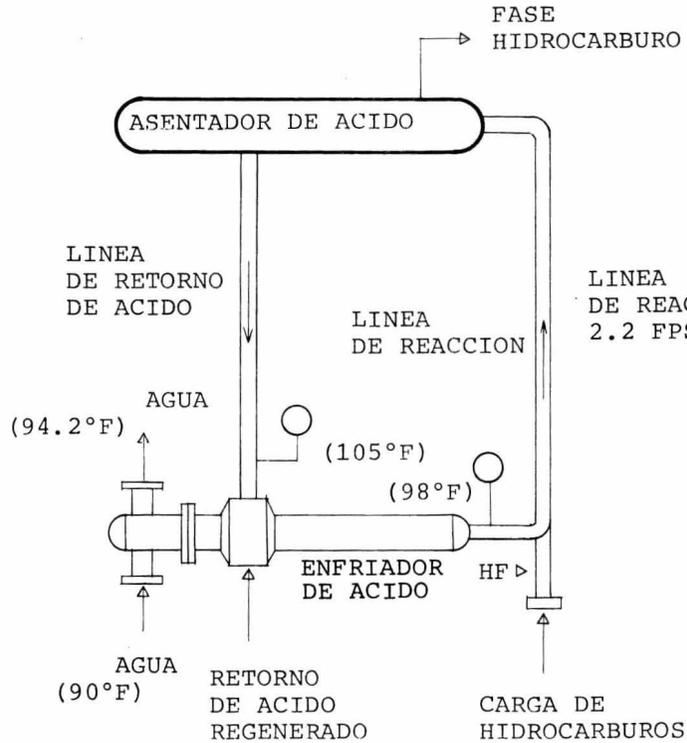
Para establecer la comprobación teórica de este aumento de capacidad en la zona de reacción, se efectuó el balance de materiales a manejar y el balance térmico del sistema para estable, de acuerdo con la superficie disponible de enfriamiento de ácido, la temperatura máxima que se tendrá en el tubo de reacción.



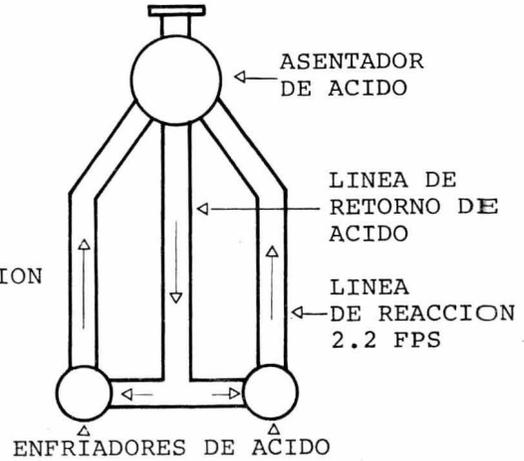
FAC. QUIMICA UNAM

Fig. No. 1 SISTEMA DE REACCION DE LA PLANTA MR CD. MADERO

Ezequiel Hernández M.



LINEA DE REACCION
2.2 FPS



FAC. QUIMICA UNAM

Fig. No. 1 ZONA REACCION

EN CD. MADERO

Ezequiel Hernández M.

II

QUIMICA DE LA ALQUILACION

En general, la Alquilación puede definirse como la introducción de un radical alquilo por sustitución o adición en un compuesto orgánico. La reacción se lleva a cabo comercialmente por dos caminos:

- 1.- Alquilación térmica en fase vapor.
- 2.- Alquilación catalítica con ácido fluorhídrico, ácido sulfúrico o complejos de cloruros de Aluminio-hidrocarburos.

La reacción química de alquilación con HF se lleva a cabo en forma eficiente cuando el isobutano líquido se mezcla con HF y a la emulsión resultante se le agrega butileno con una concentración baja. La reacción se lleva a cabo en la fase ácida, especialmente en la interfase, a la cual tiene acceso la olefina y el isobutano. Bajo las condiciones anteriores y a una temperatura de 100°F (37.4°C) que es la adecuada para que se lleve a cabo la reacción de alquilación y en que las parafinas normales son inertes. De esta manera, sin olefinas, el isobutano no actúa materialmente sobre HF.

Las olefinas son las que realmente actúan sobre el HF y uno de los objetivos de una buena alquilación es reducir la formación de polímeros olefínicos así como la perduración-

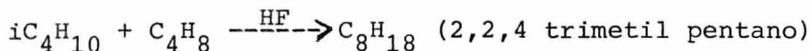
de fluoruros orgánicos resultantes de dichas reacciones de -- las olefinas.

Los fluoruros de butilenos así como otros fluoruros de olefinas simples, teniendo un punto de ebullición un poco superior de sus olefinas correspondientes, son solubles en -- hidrocarburos o en HF líquido.

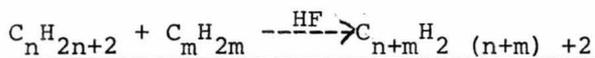
Estos fluoruros se convierten en polímeros en la so lución de HF, o con isobutano presente son alquilados rápida- mente y por tanto destruidos. El producto combinado es liberado como HF.

La reacción química principal que se lleva a cabo - en alquilación con HF de una fracción de butano-butileno es - del tipo siguiente:

El isobutano y el butileno reaccionan directamente en presencia de HF para producir isooctano (compuesto princi- pal del alquilado).



En forma general:



La reacción no es de 100% de conversión, se forman- también parafinas con puntos de ebullición superiores e infe- riores al del isooctano, las cuales tienen un menor índice de

octano.

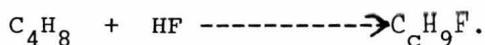
Bajo condiciones anormales, la reacción se lleva a cabo también en forma anormal. En ausencia de isobutano las olefinas reaccionan directamente con el HF para producir fluoruros orgánicos, los cuales son solubles en HF. Sus puntos de ebullición son ligeramente superiores respecto a sus correspondientes parafinas u olefinas, ejemplo:

PUNTO DE EBULLICION.

| | °F | °C |
|-----------------|-----|------|
| Propano | -44 | -42 |
| Isobutano | 10 | -12 |
| 2-Fluoropropano | 15 | -9.4 |
| n-Butano | 31 | -0.5 |
| 2-Fluorobutano | 77 | 25 |

Las olefinas son también polimerizadas por medio de HF a polímeros pesados y polímeros ligeros. Ambas reacciones ocurren ordinariamente cuando el butileno, por ejemplo, y el HF vienen juntos.

Acción del HF sobre olefinas a 100°C (Temperatura de la alquilación):



Algunos fluoruros en presencia de HF nos llevan tan

facilmente, como las correspondientes olefinas, a producir alquilado y liberan el fluoruro como HF. Por ejemplo, el Fluoruro de isopropilo o propileno, más isobutano, dan buena reacción de alquilación que produce alquilados de composición --- aproximadamente similar.

REACCIONES QUIMICAS.

- 1.- Butilenos + HF \rightarrow Butifluoruros.
- 2.- Butilenos + Butifluoruros \rightarrow Alquil-fluoruros.
- 3.- Butifluoruros + Isobutano \rightarrow Isooctanos + HF.
- 4.- Alquil-fluoruros + Isobutano \rightarrow Otros alquilados + HF.
- 5.- n-Butilfluoruros + Isobutano \rightarrow Isobutilfluoruros + n-Butano.

Las reacciones 1 y 3 son las reacciones deseadas, - las cuales producen alquilado ligero de alto octano. La reacción 2 seguida por la reacción 4, producen alquilado ligero - de bajo índice de octano y alquilado pesado. Se creé que la - reacción 2 es realmente un grupo de varias reacciones, las -- cuales hacen variar la posición del grupo alquilo en la cadena, sufriendo modificaciones moleculares, produciendo alquilfluoruros ligeros y pesados. La formación de aceites solubles en HF (asas) pueden ser agrupadas en la reacción 2. La reacción 5 es solo un intercambio de hidrógeno-fluor.

Estas 5 reacciones han sido expresadas en términos de butilenos, siendo similares para propileno y amilenos y todas ellas tienen lugar en la fase hidrocarburo.

Es necesario reconocer que las reacciones 1 y 2 compiten por el butileno y es la cinética de estas reacciones en competencia la que determina la calidad y cantidad del alquilado. El proceso diseñado para los reactores de alquilación con HF debe ser tal que la reacción 1 se favorezca y la reacción 2 se suprima. Tal diseño es posible si los factores que influyen en la cinética de las reacciones son convenientemente empleados.

CINETICA DE LAS REACCIONES.

Se opina que las reacciones 1 y 2 tienen muy altas constantes de velocidad de reacción, ya que casi no aparecen olefinas en el efluente del reactor. La reacción 2 parece ser menos rápida que la reacción 1. Siempre que una constante de velocidad de reacción es alta, la reacción puede ser limitada por la transferencia de masa, en otras palabras, una reacción no puede efectuarse más rápido de lo que le permite la disponibilidad de un reactivo. El significado de esto es que una amplia dispersión de hidrocarburos en la entrada al reactor, ocasiona que la reacción 1, la más rápida y también la más deseada, se complete en unos cuantos segundos. La reacción 3 y 4 proceden más lentamente continuando en el asentador y se --

suspenden al efectuarse la separación de las fases ácido-hidrocarburos.

La relación alta de isobutano a olefinas, es un factor que promueve mejor índice de octano y menos alquilado pesado. El isooctano (2,2,4 trimetil pentano) es el hidrocarburo de alto octano. Es también el producto de la alquilación del t-butil-fluoruro con el isobutano. Esta observación indica que la reacción 2 es probablemente un poco más lenta que la reacción 1, y esto incrementa la disponibilidad del HF haciendo favorable la reacción 1 sobre la reacción 2.

EFEECTO DE LA TEMPERATURA.

El principal efecto de la alta temperatura es la demanda creciente de butileno para reaccionar sin mucho incremento en la disponibilidad de HF, permitiendo un incremento en la velocidad de reacción de 2 en relación a la velocidad de reacción de 1.

REACCIONES DURANTE LA ALQUILACION.

La alquilación de isobutano con olefinas es compleja. Está caracterizada por simple adición y por numerosas reacciones secundarias. No todas las reacciones secundarias son malas, ya que ellas hacen posible la formación de isooctanos a partir de las olefinas propileno y pentileno.

Los productos de la reacción primaria son las parafinas isómeras, conteniendo átomos de carbón que son la suma de isobutano y la olefina. Productos secundarios son más ligeros y más pesados que los productos primarios.

Está generalmente demostrado que la alquilación se efectúa a través de un ión carbonio formado por el isobutano en presencia del catalizador ácido. El ión carbonio reacciona con la olefina para producir una estructura iónica pesada, la cual enseguida reacciona con el isobutano para formar el producto de la reacción y un nuevo ión carbonio para continuar la reacción general.

La reacción de alquilación primaria es favorecida por un tiempo de contacto corto, baja temperatura del reactor y alta actividad del catalizador.

La facilidad de la alquilación aumenta con el incremento del peso molecular de la olefina.

Las reacciones secundarias de alquilación son favorecidas por alta temperatura, largo tiempo de residencia y alta disponibilidad de isobutano. Algunas de las reacciones secundarias experimentadas en alquilación son:

TRANSFERENCIA DE HIDROGENO.- La reacción de transferencia de hidrógeno explica la formación de propano e isoctanos, cuando el propileno es alquilado con isobutano.

Esto también explica la formación de isopentano e iso-octanos cuando se alquila amilenos. Como el isobutano se alquila a sí mismo en un sentido, este consumo es muy alto -- cuando la calidad del producto del alquilado del propileno o del amileno, se aprovecha como el de butilenos.

ALQUILACION DESTRUCTIVA. -- Esta reacción explica la formación de isopentano e isohexano cuando se alquila propileno. Similarmente la formación de isopentano e isobutano es explicada por alquilación destructiva de amilenos.

Así la transferencia de hidrógeno y la alquilación destructiva ayudan a mejorar la calidad del producto de la alquilación de amilenos, con altas relaciones de isobutano.

POLIMERIZACION. -- Cuando la disponibilidad de isobutano es limitada, o el mezclado es pobre, la olefina tiende a reaccionar a sí misma. Esta reacciona hasta formar verdaderos polímeros o conjuntos de polímeros. Indudablemente algunos -- productos de la reacción primaria se obtienen de la reacción de los polímeros con isobutano.

Los productos no saturados de polimerización se encuentran en el alquilado pesado.

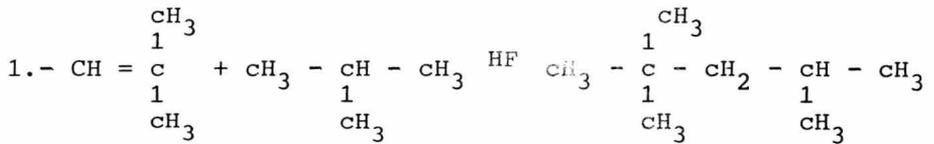
COMPLEJOS DEL CATALIZADOR Y FORMACION DE ESTERES. -- Las condiciones de reacción que favorecen las polimerizaciones, también favorecen la formación de complejos del cataliza

dor y esteres.

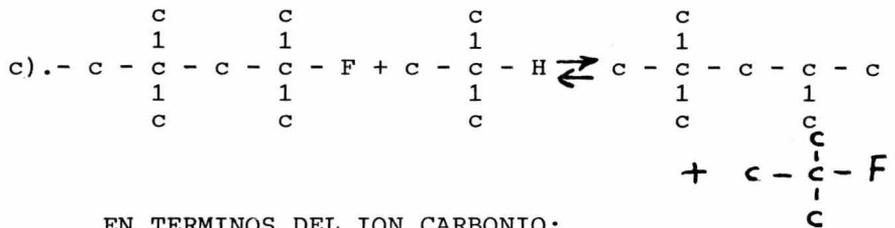
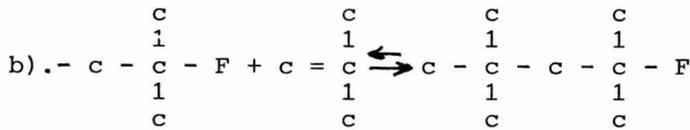
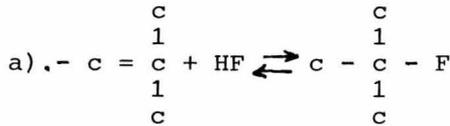
Los complejos del catalizador aparecen como un lodo café rojizo en la fase catalizador. Los esteres están distribuidos entre ambas fases catalizador e hidrocarburos, y serán removidos de los hidrocarburos antes de ser fraccionados.

Las condiciones señaladas para obtener buena calidad de alquilado inhibe la formación de complejos y esteres.

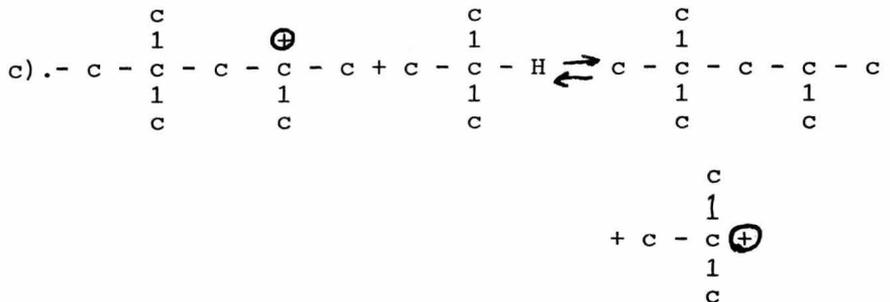
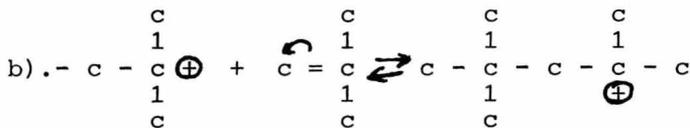
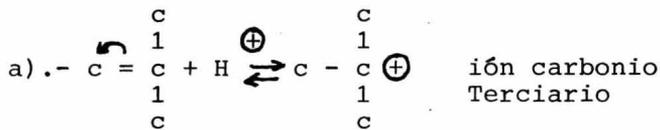
REACCIONES DE ALQUILACION.



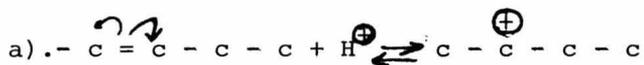
MECANISMO



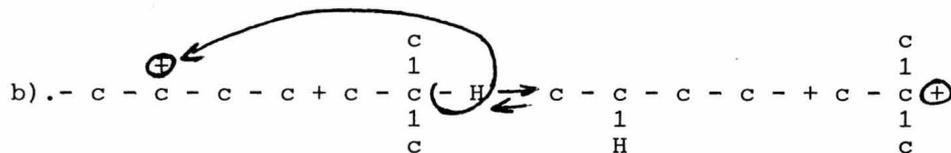
EN TERMINOS DEL ION CARBONIO:



En términos del ión carbonio.

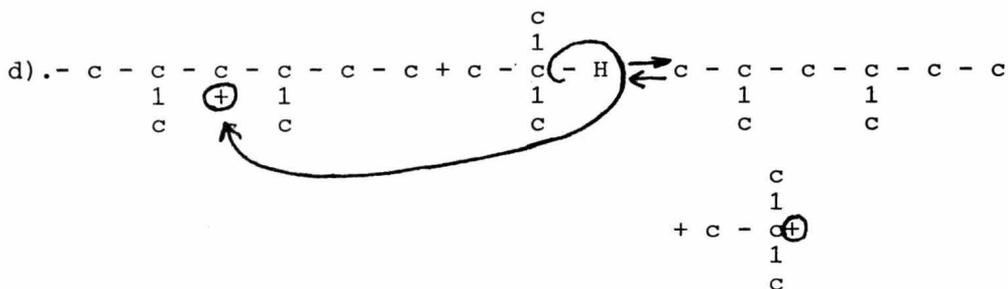
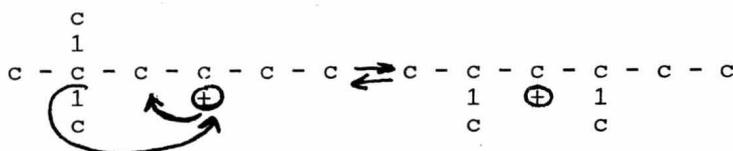
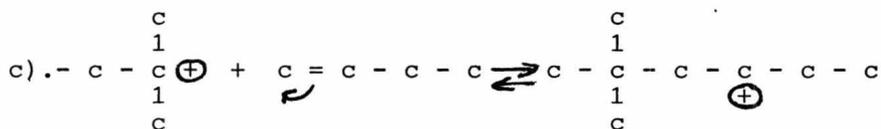


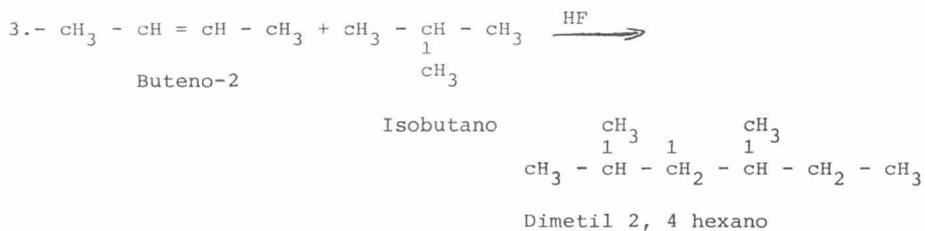
ión carbonio secundario



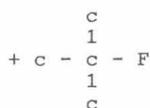
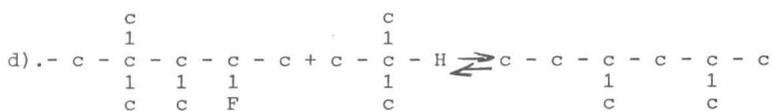
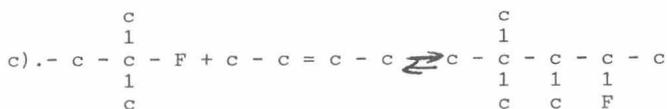
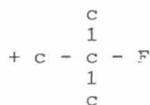
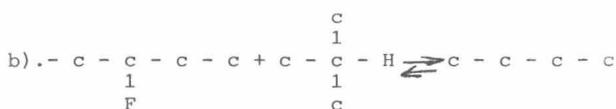
ión carbonio

3ro





MECANISMO



VARIABLES DE OPERACION PARA ALQUILACION CON HF.

Para operar la unidad de alquilación en forma eficiente, es necesario tener un conocimiento general de la reacción y de los factores que afectan, estos factores son llamados variables de operación.

La alquilación con HF, como se menciona en capítulos anteriores, es la combinación de isobutano con una olefina tal como propileno, butileno o amileno, en presencia de HF para producir un material con rango de ebullición semejante al de la gasolina y que es llamado Alquilado. Una variable en la reacción de alquilación que es muy importante pero que no es considerada variable de operación, es el tipo de olefina que se carga. Las olefinas que normalmente se procesan en la unidad de alquilación son propileno y butileno. Estas olefinas bajo condiciones similares producen aproximadamente la misma cantidad de alquilado. Bajo condiciones similares los butilenos producen el alquilado de más alta calidad que equivale al de mayor índice de octano. Le sigue en calidad el de propileno, siendo el de más baja calidad el alquilado del amileno. El tipo de carga es usualmente determinado por su disponibilidad, economía de la operación y por las especificaciones del alquilado que se desea producir.

Los factores que es necesario controlar en la opera

ción de la unidad son la cantidad y calidad del alquilado producido por cada barril de olefinas consumido, el consumo de HF y el consumo de isobutano fresco.

Las variables de operación que afectan la calidad y cantidad del alquilado producido y que afectan el consumo de ácido, son las siguientes:

- 1.- Relación de isobutano de recirculación a olefinas en volumen 100%.
- 2.- Temperatura de reacción.
- 3.- Pureza de HF recirculado.
- 4.- Tiempo de contacto.
- 5.- Relación volumétrica de ácido a hidrocarburos en reactor.
- 6.- Hidrocarburos inertes en carga.

RELACION DE ISOBUTANO DE RECIRCULACION A OLEFINAS EN VOLUMEN 100% EN AREA DE REACCION.

Se entiende como relación isobutano-olefinas a la relación que se establece entre el volumen de olefinas 100% en la carga y la suma de los volúmenes de isobutano 100% en carga de olefinas, isobutano fresco e isobutano de recirculación.

Normalmente la relación isobutano-olefinas debe ser 12 a 1 ó más alta. Usualmente se denomina como una relación -

de 12. Esta es la variable más importante de la reacción, y una de las de más fácil de control. El aumento de esta relación tiene los siguientes efectos:

- a).- Aumento de cantidad de alquilado producido por barril de olefina 100% procesada.
- b).- Aumento de calidad del alquilado producido,
- c).- Favorece formación de isooctanos y consecuentemente disminuye la formación de compuestos más ligeros o más pesados que los isooctanos.
- d).- Disminuye la formación de aceites solubles en ácido, disminuyendo las necesidades de regeneración de HF y consecuentemente reduce su consumo.

TEMPERATURA DE REACCION.

La reacción de alquilación es exotérmica. Se desarrolla satisfactoriamente dentro un rango de temperaturas de 5 a 45°C. La refrigeración no es necesaria, el enfriamiento con agua es suficiente para mantener la temperatura adecuada para obtener buena reacción de alquilación.

El aumento de la temperatura de reacción disminuye el índice de octano del alquilado obtenido por provocar la formación de alquilados más ligeros.

PUREZA DEL HF RECIRCULADO.

La pureza del HF recirculado se considera como la acidez titulable del ácido que entra en área de reacción.

La concentración de ácido en un rango de 85 a 90% en peso tiene poco efecto sobre el volumen de alquilado producido.

El aumento de concentración disminuye el consumo de HF como fluoruros orgánicos. La disminución de la concentración del ácido es causada por la formación de aceites solubles y la absorción del agua que traen las cargas de hidrocarburo. Mejorando la operación de la torre regeneradora, provocamos el aumento de concentración del ácido recirculado. Se ha establecido una relación entre el alquilado total producido y el volumen de ácido recirculado que debe regenerarse para mantener una pureza determinada en el mismo. Para una pureza mínima de 70% en el isobutano de recirculación, deberá regenerarse 1 volumen de HF recirculado por cada 5 volúmenes de alquilado total producido. La pureza óptima de HF recirculado se encuentra dentro del rango de 88 a 92% de HF en peso.

TIEMPO DE CONTACTO.

El HF reacciona rápidamente por lo que, es permisible un corto tiempo de contacto. Por tiempo de contacto se entiende, como el tiempo de residencia de la carga fresca más -

el isobutano de recirculación en el reactor en el cual usualmente el 50% del espacio está ocupado por HF. De 3 a 25 minutos de contacto no dá cambio apreciable en la proporción de alquilado pesado en el total de alquilado producido.

El contenido de fluoruros orgánicos tiende a aumentar cuando el tiempo de contacto es corto, probablemente los alquilfluoruros formados no son totalmente consumidos durante la alquilación.

III

PLANTA DE ALQUILACION

Las cargas procesadas en la planta de alquilación -- son: Butilenos procedentes de las plantas catalíticas de Azcapotzalco, Minatitlán y Salamanca e Isobutano procedente de -- las plantas fraccionadoras de gasolina natural de Minatitlán. Los tanques de almacenamiento de estos materiales en la refinería son:

Para Butilenos: 167, 168, y 169.

Para Isobutano: 161 y 164 además el tanque 170 que cuenta con línea para uso alternativo para Butilenos o Isobutano.

Debido a frecuente alto contenido de propano en las cargas y a la baja capacidad de depropanizado de la planta, se reacondicionó la torre depropanizadora RH-TI para eliminar propano al máximo en dichas cargas, antes de entrar a proceso.

Existen facilidades para depropanizar Butilenos e Isobutano alternativamente, pero no para procesar las dos juntas. En virtud de ser el volumen de carga de Butilenos considerablemente mayor a la carga de Isobutano, se ha optado por depropanizar continuamente la carga de Butileno, mezclando la carga de Isobutano fresco en la corriente de fondos de la depropanizadora RH-TI.

DESCRIPCION GENERALIZADA DEL FLUJO A TRAVES DE LA -
PLANTA.

Una corriente conteniendo Butilenos (1) se mezcla - con una corriente de Isobutano fresco (2) y una corriente de Isobutano de recirculación (3) que lleva un pequeño porcentaje de HF, formándose la carga combinada (4).

La corriente (4) pasa a través de un contactor en - donde se mezcla intimamente con la corriente (5) de HF.

En presencia de HF, los Hidrocarburos que forman la corriente (4) reaccionan formando alquilados, ésta reacción - desprende calor, por lo cual el contactor está provisto de un medio adecuado de enfriamiento. Se tiene en el reactor una dis- posición adecuada de baffles para obtener una buena emulsión - de Hidrocarburos y ácido. El área de contactores es de sufi- ciente volumen para obtener un tiempo de contacto adecuado.

La corriente (6) que sale del contactor contiene HF, alquilados, Isobutano, y algunos Hidrocarburos inertes que pue- den haber sido incluidos en las corrientes (1), (2) y (3). La corriente (6) es descargada en un tanque asentador para sepa- rar las fases ácido e Hidrocarburo. La fase ácido (7) es re- circulado a el contactor, este ácido contiene algunos Hidro- carburos disueltos, pero no alteran dicha corriente, ya que - es una cantidad pequeña.

La fase hidrocarburo (8) contiene ácido disuelto, - pasa a un tanque similar al asentador el que se denomina tanque de carga de la torre deisobutanizadora.

Esta corriente (8) es alimentada a una torre fraccionadora denominada deisobutanizadora, donde se obtiene como producto destilado, Isobutano, Propano, y Acido Fluorhídrico que forman la corriente (9) que es totalmente condensada hacia un acumulador de reflujo. De éste acumulador se deriva una corriente (10) de alimentación a la torre depropanizadora, y -- una corriente de recirculación hacia el contactor que resulta ser la corriente (3).

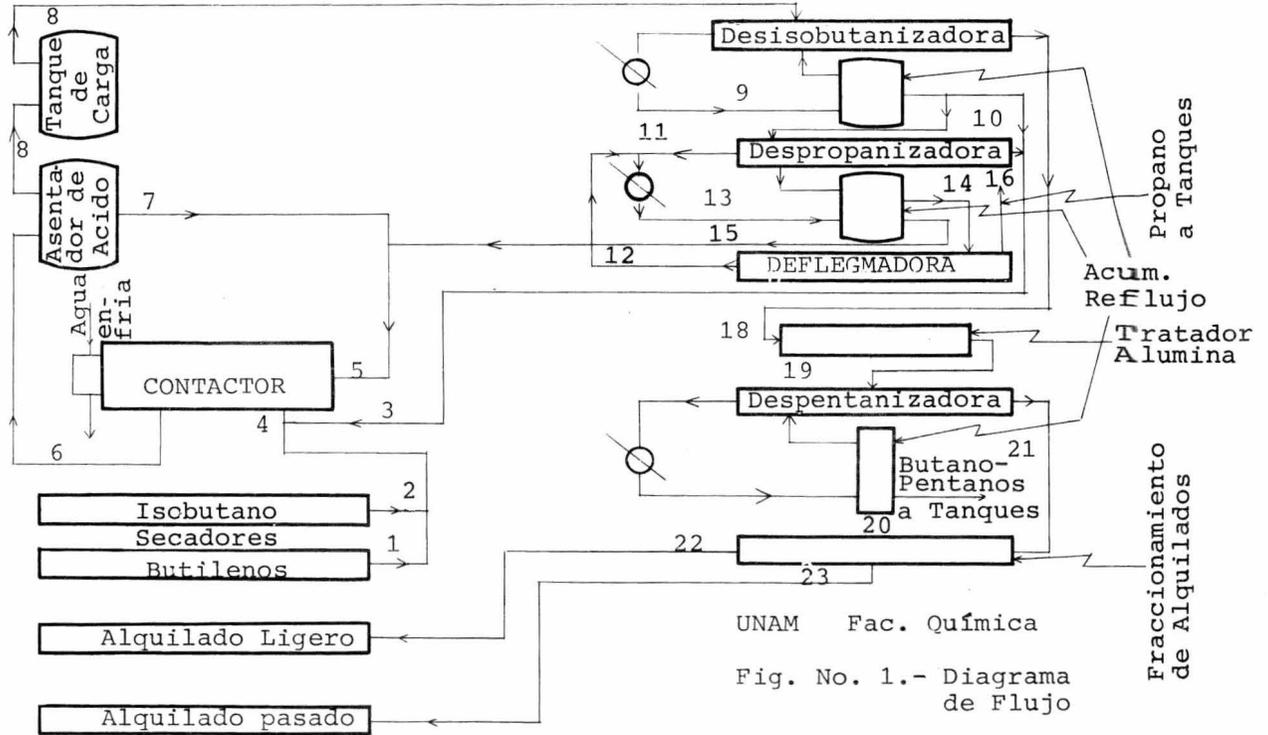
De la torre depropanizadora se obtiene un destilado formado por propano y HF (11) a esta corriente se une el destilado de la torre deflegmadora que esta formado por Propano y HF, pero con una mayor concentración de éste último, y forma la corriente (12), las corrientes (11) y (12) pasan a través de un condensador hacia un acumulador, en éste ocurre una separación semejante a la del asentador de ácido, de la corriente (13) que resulta de la mezcla de las (11) y (12). La fase Hidrocarburo se alimenta como carga a la torre deflegmadora (14). La fase (15) ácida se combina con la corriente (7) para recircular al contactor como la fase (5). En la torre deflegmadora se efectua la separación del propano de HF, obteniendose un destilado formado por Propano y ácido que consti-

tuye la corriente (12), por el fondo se obtiene una corriente (16) formada por Propano libre de ácido. Los fondos de la torre depropanizadora formados principalmente por Isobutano constituyen la corriente (17) que se une a la corriente (3) de re circulación que se une finalmente a la corriente (4) de carga combinada. Esto ayuda a mantener la relación de Isobutano a Butilenos en el sistema.

Aunque el producto de los fondos de la torre deisobutanizadora quedan practicamente libres de ácido fluorhídrico, contienen una determinada cantidad de fluor combinada como fluoruros orgánicos. La mayor parte de fluor puede ser removido pasando los hidrocarburos a través de Bauxita a una -- temperatura adecuada. Consecuentemente éstos fondos, formando la corriente (18) es pasada sin enfriar a través de un tratador de Bauxita. La corriente (19) que sale del tratador de -- Bauxita es alimentada a la torre depentanizadora, para separar pentanos y más ligeros de los alquilados, la corriente -- formada por pentanos y más ligeros (20) se envia a tanques.

El producto del fondo de la torre depentanizadora es el alquilado total y forman la corriente (21) que es alimenta da a la torre fraccionadora de alquilados, en donde el produc to de la destilación es el alquilado ligero (22) componente -- básico de gasolina de aviación y de alto octanaje en general, el producto del fondo es el alquilado pesado (23) que es en--

viado a tanques como subproducto y se emplea como componente-secundario en preparación de gasolina y turbosinas.



UNAM Fac. Química

Fig. No. 1.- Diagrama de Flujo

Ezequiel Hernández M.

DISCUSION GENERAL DEL FLUJO.

La unidad de alquilación de la Refinería de Azcapotzalco fué expansionada para procesar principalmente olefinas de butenos producidas en las diversas plantas de desintegración catalítica del sistema.

Bajo condiciones de operación normal, los productos obtenidos seran: Propano, Butano, Alquilado Ligero (Alquilación), Alquilado Pesado y Aceites solubles en ácido.

Lo siguiente es un sumario de las cargas y productos obtenidos, de acuerdo con las bases de diseño:

| COMPOSICION | CAPACIDAD CARGA DE- OLEFINAS. | BARRILES/DIA DE CARGA DE- ISOBUTANO. | PRODUCTOS. |
|------------------|-------------------------------------|--|------------|
| Propileno | 2 | - | - |
| Propano | 13 | 102 | 115 |
| Isobutano | 1496 | 828 | 57 |
| Butenos | 1962 | - | - |
| Butano Normal | 416 | 122 | 538 |
| Amilenos | 23 | - | - |
| Pentanos | 12 | - | 12 |
| Alquilado Ligero | - | - | 3273 |
| Alquilado Pesado | - | - | 170 |
| Aseites Solubles | - | - | 7 |
| Total: | 3924 | 1052 | 4172 |

SECADORES DE CARGA Y CONTACTORES DE ACIDO FLUORHIDRICO.

La carga de olefinas procede de los fondos de la Depropanizada

ra RH-TI a control de nivel de la misma y fluye por diferencia de presión, y el isobutano de la descarga de las bombas RH- - P17; ambas corrientes de hidrocarburos pasan a través de los secadores de alúmina activada AR-T1, RH-T4 o Rh-T5. Más adelante se une con el isobutano de recirculación y esta carga - combinada entra a los contactores AR-C1, RH-C1 y RH-C2. Durante la operación normal solo uno de los secadores está en operación, otro en ciclo de regeneración y el tercero inactivo.

El secador en ciclo de proceso seca la corriente combinada de olefinas e isobutano. Actualmente el ciclo de proceso es de 24 horas. El ciclo de regeneración es de 18 horas. - Actualmente el ciclo de regeneración se efectúa vaciando primeramente el secador hacia los tanques de vaciado de la planta, presionandolo hasta dejar libre de hidrocarburo líquido - el secador, posteriormente se establece un flujo de gas natural a través del calentador de regeneración de secadores RH-- H11, hacia el secador en regeneración en flujo inverso al de operación, saliendo hacia el enfriador de regeneración RH-E21, de aquí fluye hacia el cabezal de gas combustible del calentador RH-H1 en donde se consume. Una vez establecido el flujo - se inicia el calentamiento de la corriente de gas natural hasta una temperatura de 400°C en RH-H11, se mantiene la circulación hasta que se alcance a la salida del secador en regeneración una temperatura de 260°C, se mantiene esta temperatura - con un mínimo de dos horas, se suspende el calentamiento de -

gas y se mantiene la circulación para enfriar hasta 60°C a la salida del secador. El ciclo dura de 14 a 18 horas.

El nuevo contactor AR-C1 es básicamente un cambiador de calor de tubos en "U" y camisa, en donde la carga de hidrocarburos entra por una boquilla localizada en el fondo de la camisa y el HF recirculado entra por una boquilla cercana al fondo. Una placa perforada, instalada dentro y cerca del fondo de la camisa y cubriendo la entrada de la boquilla de ---- hidrocarburo, proporcionando una mejoría en la distribución de carga de hidrocarburos en el punto de contacto con el HF.- Después de pasar a través del lado de la camisa del contactor, la mezcla de HF e hidrocarburos, sale de los tubos contacto-- res a través de líneas efluentes localizadas cerca del domo.- Saliendo de los contactores, el asentador de ácido RH-T8 y el tanque de carga RH-T9 de la torre Deisobutanizadora Ar-T2, -- son los siguientes recipientes en la línea de flujo.

TANQUE ASENTADOR DE ACIDO Y SECCION DE REGENERACION DE HF.

El HF actúa como un catalizador de la reacción que une la olefina con el isobutano. El ácido interviene entrando en la reacción de alquilación, es separado y usado nuevamente. El HF llega a ser diluido con agua y aceites solubles en ácido, -- por lo tanto, estos contaminantes deben ser eliminados por --- fraccionamiento para mantener la pureza del ácido. Una parte -

de ácido se pierde en esta etapa de regeneración o fraccionamiento. También se pierde ácido en forma de fluoruros orgánicos, los cuales aparecen como compuestos inestables junto -- con los productos de la reacción. El costo del HF representa una parte considerable del costo incluido en la operación de la unidad. Una operación eficiente ayudará a mantener el costo a un nivel razonable por lo que deberán tomarse todas las preocupaciones necesarias para reducir las pérdidas de ácido al mínimo.

De los fondos del asentador RH-T8 se bombea el HF -- con las bombas RH-P20 y RH-P20A, parte para recircular el HF a los contactores y otra parte como carga a la unidad de regeneración de HF.

El nivel HF en RH-T8 debe permanecer constante independientemente de los flujos de recirculación a contactores y carga a la torre regeneradora, este nivel será de 1 a 2 -- purgas mínimo.

El HF es precalentado y cargado a la torre regeneradora de ácido AR-T4, donde el ácido purificado se vaporiza -- en el domo, se condensa en el condensador AR-E8 y se retorna al asentador.

El isobutano vaporizado se carga en sección inferior de la torre regeneradora para agotar el HF de los aceites so

lubles que se acumulan, los que son extraídos por el fondo de la torre.

El domo de la torre se refluja con isobutano frío, en lugar de HF. Se inserta también el isobutano a la línea de -- carga, lo que permite operar la torre regeneradora únicamente con isobutano en los periodos de arranque o paro, asimismo -- sirve todo el circuito de regeneración con isobutano libre de ácido, para casos de entrega de equipo de este circuito para-reparación.

La regeneradora de la unidad de Dodecílbenzeno AR-T31, sirve normalmente para regenerar el HF de esta unidad, sin em-bargo, puede utilizarse hasta lapsos de 72 horas para aumen--tar la capacidad de regeneración de la planta de alquilación, o para casos de regeneración en AR-T4, sustituyendo a esta, - contando con facilidades para ello, sin afectar la operación--de la unidad de Dodecílbenzeno a una carga normal.

El RH-T9, tanque de carga de la torre Deisobutanizadora normalmente se mantendrá a un nivel determinado. Los hidrocarburos de este tanque de carga contienen aproximadamente 1% de HF disuelto, son cargados por las bombas de carga AR-P1 o AR-11A hacia la torre Deisobutanizadora.

SECCION DEISOBUTANIZADORA.

De la descarga de las bombas AR-P1 o AR-P1A, la carga

entra a la torre Deisobutanizadora a la altura del plato No. 40. La torre Deisobutanizadora mide 12,6 pies de diámetro -- por 114 pies de altura y contiene 50 platos. El producto del domo, esencialmente isobutano de recirculación, se condensa en los condensadores AR-E2A, AR-2B y AR-2C y pasa al acumulador AR-D1 de 10 pies de diámetro por 24 pies de largo.

La presión de este acumulador se mantiene por medio de una válvula de control de presión que permite el paso directo de los vapores del domo hacia el acumulador y la presión de la torre se controla en un punto localizado en la pierna de nivel del fondo de la torre que transmite una señal sobre una automática de control de presión situada a la salida de los condensadores.

Todas las corrientes que fluyen del acumulador están a control de flujo. El nivel del acumulador se mantiene, ya sea variando la temperatura del fondo de la torre o aumentando o disminuyendo la carga de isobutano fresco a la planta. Por ejemplo, si la planta está operando normalmente y se observa que el nivel del acumulador de la Deisobutanizadora -- aumenta gradualmente, indicará que hay un exceso de isobutano fresco en la carga. Reduciendo esta carga, el nivel del acumulador dejará de subir. En caso contrario, si el nivel del acumulador indica descenso, la carga de isobutano fresco deberá aumentarse.

Si se observa que el contenido de isobutano en la corriente de salida de butano normal es más alto de lo permitido, la temperatura en el fondo de la torre deberá aumentarse un poco, digamos de 3 a 5°C, lo que vaporizará más isobutano al domo y elevará el nivel del acumulador de destilados, esto originará una reducción en la carga de isobutano fresco. Otro ejemplo es que si se observa que el contenido de butano normal de la corriente de isobutano de recirculación es alto, la temperatura en el fondo de la torre deberá ser reducida y la carga de isobutano fresco aumentada. Debe considerarse que cuando la carga de olefinas aumenta o disminuye, la carga de isobutano fresco requiere un ajuste para mantener un balance adecuado de isobutano requerido.

Siendo el control de nivel del acumulador de la Deisobutanizadora uno de los puntos de control más importantes para el comportamiento satisfactorio de la unidad, deberán complementarse las observaciones anteriores con un balance de materiales en términos de isobutano 100% puro por volumen de olefinas 100%, ya que además del consumo propio de la reacción, se pierde isobutano en el fraccionamiento de propano, eliminándose propano con alto contenido de isobutano. Este balance deberá efectuarse por lo mínimo cada 8 horas utilizando los resultados analíticos más disponibles inmediatos. Estos balances definirán técnicamente los volúmenes de las cargas quedando sujetos los ajustes mencionados antes a un buen cri-

terio. Este aspecto es muy importante en la eficiencia de la unidad, pues es obvio que no podemos consumir isobutano a discreción, debemos reducirnos al estrictamente necesario establecido mediante balances de materiales. El calor suministrado a la torre Deisobutanizadora es mantenido por medio del calentador de fuego directo AR-H1. El combustible a este calentador puede ser gas o aceite combustible, los tanques AR-T29 y AR-T30, son los tanques de almacenamiento de dicho combustible, desde los cuales es bombeado con las bombas AR-P8 y AR--P8A, hacia un recalentador de aceite y por unos filtros antes de pasar a los quemadores. El sistema de gas combustible trabaja con gas del circuito de refinería que es abastecido por el gasoducto.

Los líquidos del fondo de la torre Deisobutanizadora son recirculados con las bombas de fondo AR-P2 y AR-P2A, a --través de los cuatro serpentines paralelos del calentador, --por una línea de transferencia de 16" y retornados a la base de la torre arriba del nivel del líquido.

El control de temperatura para regular el calor introducido a la torre, se localiza en el plato No. 10. El control de temperatura de salida del calentador, se encuentra en la -línea de retorno hacia la torre y actúa en cascada sobre los controladores de flujo de gas o de aceite combustible al ca--lentador segun lo que se esté usando. Se cuenta con protec---

ción de combustible, en el caso que la velocidad de circulación a través de los serpentines baje de un valor mínimo o -- que la temperatura de la chimenea del calentador exceda a un punto máximo como resultado de ruptura en algún tubo del calentador Ar-H1. En este calentador se efectúa la ruptura térmica de los fluoruros orgánicos acumulados en el fondo de la torre, manteniendo una temperatura en la salida del calentador mayor de 210°C. Para mantener esta temperatura a diferentes niveles de carga a la unidad, es conveniente hacer ajustes sobre los flujos a cada serpentín para mantener la temperatura deseada. El nivel de fondos de la torre Deisobutanizadora es regulado por los controladores de flujo que dan carga a las torres Depentanizadoras, RH-T12, RH-T20 para conservar un nivel determinado en el fondo de la torre AR-T2. Antes de pasar a las torres Depentanizadoras, los fondos de la torre Deisobutanizadora pasan a través de los tratadores de alúmina activada RH-T12, RH-T13 y RH-T14 para eliminación de fluoruros orgánicos, posteriormente pasan por un tanque trampa de alúmina para retener arrastres de sólidos por posible ruptura de las mallas de salida de los tratadores. Este tanque trampa debe purgarse periódicamente.

El producto del domo de la torre Deisobutanizadora se reparte como isobutano de recirculación a contactores y carga a la torre Depropanizadora.

El isobutano de recirculación a contactores, se maneja por diferencia de presión, o se bombea con las bombas AR P3 y AR-P3A, según las necesidades de mayor o menor recirculación, lo que es determinado por el volumen de carga de butileno a la unidad. La carga a la Depropanizadora se maneja con las bombas AR-P4 y AR-P4A.

DEPROPANIZADORA Y SECCION AGOTADORA DE ACIDO FLUORHIDRICO.

De la descarga de las bombas AR-P4 o AR-P4A, la carga a la torre Depropanizadora pasa antes al precalentador de carga RH-E1 y entra a la torre a la altura del plato No. 12.- El propano y el HF son separados como productos por el domo de la Depropanizadora. En el acumulador de reflujo de la torre, el HF libre se asienta en fondo del mismo y es drenado hacia el tanque asentador de HF RH-T8. Este drenado de ácido es controlado por una válvula automática denominada "Flexo Pulse", que trabaja a control de tiempo. Se establece en el controlador ciclos de tiempo para que la válvula permanezca abierta a un tiempo fijado.

El tiempo de abertura se determina por medio de un descenso de temperatura en la línea de salida de HF. Mientras por la línea fluye HF mantiene una temperatura determinada, en cuanto deja de haber HF, fluye propano y viene un descanso brusco de temperatura causada por la expansión del propano. -

El ciclo de trabajo actual es de 50 min. cerrada, por un minuto abierta, pero no debe considerarse un ciclo fijo, pues está sujeto principalmente a la cantidad de ácido que se asiente en el acumulador. Es importante vigilar que se trabaje en el ciclo más adecuado, pues la falta de cuidado origina problemas operacionales. Si se deja acumular demasiado ácido, afecta la operación de las bombas AR-P7 y AR-P7A, pues el sello que protege el empaque es insuficiente para altas concentraciones de HF.

Por otra parte, si los tiempos de abertura son muy prolongados, se establece una recirculación y acumulación de propano, que presionará todo el sistema, o impedirá la correcta eliminación de propano del sistema.

La fase propano-ácido del acumulador, se usa una parte como reflujo a la torre y otra como carga a la torre agotadora de HF con las bombas AR-P7 y AR-P7A.

El control de la torre Depropanizadora se efectúa con la temperatura del plato No. 32 para regular el reflujo requerido en la torre. El líquido en el acumulador de reflujo de la Depropanizadora es normalmente mantenida a control de nivel, regulando la carga a la agotadora de HF, en cascada sobre un controlador de flujo, de tal manera que hay flexibilidad para operar en casos necesarios a control de flujo.

El vapor al recalentador de fondos de la Depropanizadora, es una cantidad regulada por un controlador de flujo, situado en la línea de condensado que sale de dicho recalentador.

Los fondos de la torre Depropanizadora libres de HF, principalmente formado por isobutano, son enfriados en AR-E13- y AR-E13A, enfriadores de fondos de la Depropanizadora y recirculados a los contactores. Existen líneas para que parte de estos fondos sirvan como sellos a las bombas que manejan materiales ácidos, solo se usan en los casos en que se carece de las bombas de sellos de alquiler pesado RH-P17 y RH-P17A.

El isobutano de reflujo y de agotamiento requerido para la torre regeneradora de HF, también proviene de los fondos de la Depropanizadora.

La torre agotadora de HF AR-T3, tiene 2 pies de diámetro por 40 pies de altura, llena con 28 pies de anillos Rasching de una pulgada. La carga a la torre deberá ser aproximadamente el doble del volumen de propano obtenido como producto en el fondo. El control de vapor AR-FRC-27 en el recalentador AR-E4 de fondos de la agotadora de HF, se regula para mantener un flujo determinado y constante de vapores que salen de la parte superior de la torre. La cantidad de vapores irá en función del volumen de carga a la torre. El objetivo es separar una cantidad tal de vapores que sean suficiente para separar todo el HF, de la mezcla propano-HF, por el domo de la torre.

Se dispone de un controlador de presión en la línea de vapores destilados para mantener la presión de 2.0 kg/cm^2 más alta que el acumulador de la Depropanizadora.

El propano libre de ácido que sale de los fondos -- del agotador, pasa por el enfriador RN-E20, pasando al lavador caústico de propano, lavandose con solución de NaOH al 5% en peso, el propano ya neutralizado es enviado a tanques o al vaporizador de propano para usarlo como gas de presionar o -- combustible, según las necesidades de la refinería.

TRATADORES DE ALUMINA ACTIVIDAD Y SECCION DEBUTANIZADORA.

Refiriendonos nuevamente a los tratadores de 5' de diámetro por 30' de altura de alúmina activada, debemos mencionar que disponen de un circuito de líneas que les dá gran flexibilidad de operación, pudiendo trabajar en serie o en paralelo, o en forma mixta, se puede sacar uno o dos para reparación o cambio de reactivo y trabajar con el o los restantes en la forma más conveniente. Actualmente se trabaja en forma mixta: Se pasa toda la carga a través de uno de ellos y la salida se reparte en los dos restantes en paralelo. Disponen de una línea especial de vaciado para cuando salen de operación, vaciandose con la bomba RH-P25 hacia el asentador de HF RH-T8. Es muy importante que se establezca y se cumpla un sistema de engrasado periódico de las válvulas macho "HYPRESEAL" que sir

ven de diversos bloqueos de estos recipientes ya que debido a la alta temperatura y a la naturaleza de los productos que manejan, presentan gran tendencia a pegarse las partes móviles de estos machos por falta de movimiento y lubricación. -- Después de los tratadores de alúmina activada, las torres Depentanizadoras RH-T17 y RH-Y20 son las siguientes torres en la línea de flujo.

La torre Depentanizadora RH-T17 tiene 10 pies de -- diámetro por 109 pies de altura y tiene 50 platos. La carga entra a la torre a la altura de los platos Nos. 25, 29 y 33 por boquillas de 4". El producto del domo esencialmente butanos-pentanos, se condensa en los condensadores de la torre RH E8 A, B, C, D, pasando al acumulador RH-T18 de 10 pies de diámetro por 25 pies de largo. La presión de este acumulador se mantiene mediante una válvula de control de presión que permite el paso directo de los vapores clientes del domo hacia el acumulador y la presión de la torre se controla desde un punto localizado en la pierna de nivel de fondos de la torre, -- transmitiendo una señal sobre la automática de control de presión de la torre situada a la salida de los condensadores. El flujo y el producto de la torre son manejados con las bombas RH-P6 y RH-P7.

El reflujo es enviado a control de flujo hacia el plato No. 50. El producto butanos-pentanos es bombeado hacia-

tanques o como carga a la planta "RC" a control de nivel del acumulador RH-T18. El recalentador de la torre RH-T16 es el tipo de termosifón y usa como medio de calentamiento vapor de 17 kg/cm^2 , a control de fuego que puede ser actuado por un controlador de temperatura en carga situada en la línea de salida de vapores del mismo recalentador.

La torre Depentanizadora RH-T20, tiene 4 pies de diámetro por 69 pies de altura y contiene 30 platos. La carga entra a la altura de los platos Nos. 6, 12 y 16 por boquillas de 3". El producto del domo constituido por butanos-pentanos es condensado en el condensador de la torre RH-E11, pasando al acumulador RH-T21 de 4 pies de diámetro por 16 pies de largo. La presión en este acumulador se mantiene mediante una válvula de control de presión que permite el paso directo de los vapores calientes del domo hacia el acumulador RH-T21. La presión de la torre se controla desde un punto localizado en la pierna de nivel de fondos de la torre, transmitiendo una señal sobre la válvula de control de presión de la torre situada en la salida del condensador RH-T11.

El flujo y el producto de la torre son manejados con las bombas RH-P8 y RH-P8A. El reflujo es bombeado a control de flujo hacia el plato No. 30 de la torre RH-P20.

El producto butanos-pentanos es bombeado hacia tanques o como carga a la planta "RC" a control de nivel del actu

mulador RH-T20, pasando previamente por el enfriador de producto RH-E12.

El recalentador RH-E13 de la torre, es del tipo de termosifón y usa como medio de calentamiento vapor de 3.5 kg/cm^2 , a control de flujo. Es importante mencionar el problema frecuente provocado por el arrastre de tetrafloruro de silicio, formado por los tratadores de alúmina activada, favorecido por el contenido de sílice que tiene el reactivo de los tratadores que alcanza a niveles considerables cuando el reactivo es bauxita que contiene hasta 9.0% de sílice, por lo que se ha preferido usar alúmina activada que solo tiene 0.09% de sílice, dicho tetrafloruro de silicio es solubilizado por la corriente de fondos de la Deisobutanizadora, y pasa con la carga de las torres Depentanizadoras, donde es destilado y se deposita en los nidos de los condensadores en forma de cristales blancos muy finos, en cantidades relativamente considerables, los que al sufrir la más leve hidrólisis provocan fuerte corrosión, principalmente en las soldaduras de las boquillas de los envolventes, acidulan también la corriente de hidrocarburos, provocando problemas en los empaques, válvulas y bombas de los circuitos de flujo de ambas Depentanizadoras.

Por todo lo expuesto anteriormente, para prevenir la corrosión causada por la formación de ácido por hidrólisis de fluoruros, existe un sistema de eyección sistemática -

de inhibidor y de una solución diluida de hidróxido de amonio hacia las líneas de vapores destilados de las torres RH-T17 y RH-T20, inmediatamente antes de entrar a los condensadores de dichas torres controlandose la inyección mediante determinaciones de pH en los acumuladores de destilado, cuidando que sea mayor de 7.

SECCION SEPARADORA DE ALQUILADOS.

Después de las torres Depentanizadoras, las siguientes torres en flujo normal, son las torres separadoras de Alquilado RH-T10 y RH-T24.

La torre RH-T10 tiene 5 pies de diámetro por 49 --- pies de altura y contiene 20 platos.

La carga procedente de los fondos de la torre RH-T17, entra a la altura de los platos Nos. 9, 11 y 13 por boquillas de tres pulgadas. El producto del domo constituido por alquilado ligero es condensado por el condensador RH-E11 de la torre, pasando al acumulador AR-D4 de 4 pies de diámetro por 16 pies de largo.

La presión del sistema se controla desde un punto - localizado en la pierna de nivel de fondos de la torre en donde se trasmite una señal sobre una válvula de control de presión del sistema situada a la salida del enfriador de alquilado ligero a tanques AR-E5.

El reflujo y el producto de la torre son manejados con las bombas RH-P3 y RH-P5A.

El reflujo es bombeado a control de flujo hacia el plato No. 20 de la torre RH-T10. El producto alquilado ligero es bombeado a tanques a control de presión del sistema pasando previamente por el enfriador de producto AR-E5. El recalentador AR-E14 de la torre, usa como medio de calentamiento aceite caliente del sistema de aceite de calentamiento de la unidad de Dodecilbenceno. Este aceite trabaja a control de flujo.

Los fondos de la torre RH-T10, formados por alquilado pesado fluyen por diferencia de presión, a control de nivel, hacia el acumulador de alquilado pesado para sellos, pasando previamente por el enfriador de alquilado pesado RH-E15.

La torre RH-T24 tiene 4 pies de diámetro por 49 pies de altura y contiene 20 platos. La carga procedente de los fondos de la torre RH-T20, entra a la altura de los platos Nos. 9, 11 y 13 por boquillas de 2". El producto del domo, constituido por alquilado ligero, es condensado por los condensadores RH-E14 y AR-E7 de la torre y pasa al acumulador RH T25 de 4 pies de diámetro por 16 pies de largo.

La presión del sistema se controla desde un punto localizado en la pierna de nivel de fondos de la torre de donde se trasmite una señal sobre una válvula de control de pre-

si3n del sistema, situada a la salida del enfriador de alquilado ligero a tanques AR-E6.

El reflujo y el producto de la torre son manejados con las bombas RH-P5 y RH-P2. El reflujo es bombeado a control de flujo hacia el plato No. 20 de la torre RH-T24.

El producto alquilado ligero es bombeado a tanques a control de presi3n del sistema pasando previamente por el enfriador de producto AR-E6.

Los calentadores RH-H11 y RH-H13 reciben bombeo de los fondos de la RH-T24 con las bombas RH-P12 y RH-P12A, para establecer una recirculaci3n de fondos que al ser calentados a fuego directo suministran el calor necesario para la operaci3n de la torre RH-T24. La circulaci3n a trav3s de los calentadores trabaja a control de flujo. El gas combustible a los calentadores trabaja a control de flujo. Estos calentadores trabajan en paralelo y pueden secarse de operaci3n individualmente para revisi3n o reparaci3n.

El producto de los fondos de la torre RH-T24 constituidos por alquilado pesado fluyen de la descarga de las bombas RH-P12 y P12A, hacia el enfriador de alquilado pesado RE-E13 y a control de nivel de fondos de RH-T24, hacia el tanque acumulador de sellos.

SECCION DE SELLOS.

Se dispone de un tanque acumulador de sellos RH-T30 que recibe las corrientes de alquilado pesado procedentes de los fondos de las torres RH-T10 y RH-T24 a control de nivel de los fondos de las mismas. El objetivo de este acumulador es disponer de una determinada reserva de sellos para proteger los empaques de las bombas que manejan material ácido.

El acumulador de sellos dispone de una alarma de nivel alto o bajo, para controlar la salida de alquilado pesado a tanques cuando hay exceso del necesario para sellos, o suspender la salida cuando el nivel es insuficiente. Cuando la producción de alquilado pesado es baja, deberá mantenerse el nivel necesario para sellos, disminuyendo la producción de alquilado ligero, al ajustar el punto final de ebullición del alquilado ligero con objeto de tener más fondos. Se dispone de las bombas RH-P6, RH-P27 y RH-P27A para manejar el alquilado pesado. La bomba AR-P6 se usa generalmente para enviar alquilado pesado a tanques y las RH-P27 y RH-P27A para servicios de sellos con una presión a la descarga que varía de 20 a 24 kg/cm².

Las bombas que reciben servicio de sellos por manejar material ácido son las siguientes.

Bombas de carga a la Deisobutanizadora.

Bombas de reflujo a Deisobutanizadora y recirculación a contactores.

Bombas de carga a la Depropanizadora.

Bombas de recirculación de HF a contactores y carga a Regeneradores.

Bomba de carga de ácido fresco al sistema y vasiado de recipientes.

Existe de diseño un servicio de sellos de isobutano libre de ácido procedente del enfriador de fondos de la Depropanizadora que debería sustituir en cualquier momento al sistema de alquiler pesado, en la práctica esto no ha funcionado, pero existen modificaciones en el sistema para trabajar con un sistema mixto, para los casos en que no se disponga de las bombas RH-P27 por fallas de éstas.

SECCION DE VACIADO.

Se dispone de un circuito de vaciado para evacuar determinados recipientes en casos de emergencia, o de paro normal para revisión o reparación. Se divide en tres secciones:

- a).- Sección de vaciado de contactores.
- b).- Sección de vaciado de recipientes en área de ácido.
- c).- Sección de vaciado de recipientes en área de fraccionamiento no ácido.

a).- La sección de vaciado de contactores está integrada por salidas individuales de contactores con dobles bloques específicos para ser alineados en casos necesarios por una línea de 3" hacia la succión de la bomba RH-P25 y a través de ella vaciar cualquiera de los 3 recipientes hacia los tanques de almacenamiento de HF. Los contactores cuentan con líneas para ser presionados con propano vaporizado y mantener la presión suficiente en ellos y ser vaciados totalmente.

b).- La sección de vaciado de recipientes en área de ácido está integrada por una línea general de 3" hacia la que descargan, haciendo el alineamiento adecuado el siguiente equipo: Descarga de la bomba AR-P1 para vaciar el tanque de carga de la torre Deisobutanizadora promoviendo el presionado necesario.

Descarga de la bomba AR-P2 para vaciar los fondos de la torre Deisobutanizadora y el calentador de fondos de la misma torre. Vaciado de los enfriadores de fondos de la Deisobutanizadora que se hace por diferencia de presión. Descarga de las bombas AR-P3 para hacer el vaciado del acumulador de la Deisobutanizadora presionando lo necesario.

Este circuito presenta la alternativa de que cuando se hace vaciado de emergencia de algún equipo que maneja material ácido, está interconectado a la succión de la bomba RH-P25 y deberá vaciarse hacia los tanques de almacenamiento de

HF, ya que no podrá mandarse a los tanques de vaciado de la planta, debido a que el neutralizador de vaciado es el mismo que opera como lavador de alquilado ligero de producción normal y continuará en operación. En casos de paro y vaciado normal, si se podrá mandar los últimos excedentes de materiales ácidos a través del enfriador de vaciado RH-E23 y del neutralizador de vaciado y de alquilado ligero RH-T19, saliendo de ahí hacia los tanques de vaciado, anteriormente era el T-172, y actualmente es el T-186, siendo bombeados por la RH-P5A desde la línea de salida del neutralizador de vaciado.

La sección de vaciado de recipientes en área de --- fraccionamiento no ácido, está integrado por un cabezal general de 4" al que está interconectado el circuito de vaciado de los secadores de carga que se vacían por diferencia de presión, presionando lo necesario los recipientes, para vaciado total, se injerta la línea de vaciado de los fondos de la torre RH-T20 para el vaciado de dicha torre.

Los materiales de este circuito no ácido si pueden salir directamente en cualquier momento, con las limitaciones de flujo naturales del circuito.

IV

NUEVO SISTEMA DE REACCION

Actualmente se ha establecido una carga mínima de 960 m³/día de butilenos a la planta para operar en condiciones aceptables de rendimiento y calidad del producto y de consumo de HF.

Se ha observado, cuando se procesan cargas mayores, que se presentan problemas de operación en la zona de reacción, como los mencionados a continuación;

1.- Mayor presión de trabajo en los reactores, muy próxima a la presión de desfogue de las válvulas de seguridad de dichos recipientes, originando pérdidas de materiales ácidos por este motivo.

2.- Más producción de fluoruros orgánicos, provocada por la baja relación de ácido a hidrocarburos que se obtiene, acelerando el agotamiento del reactivo de los tratadores de alúmina activada. Esto ocasiona un consumo de alúmina activada mayor y permite el paso de mayor cantidad de fluoruros orgánicos hacia el área de fraccionamiento, causando daños a las válvulas de bloqueo de los equipos en general y rápido ensuciamiento de las torres de fraccionamiento.

3.- Impurificación más rápida del HF causada por --

desviaciones de la reacción, favorecidas por la baja relación de ácido a hidrocarburos que se establece, aumentando la formación de aceites solubles en ácido en tal magnitud que es -- insuficiente la capacidad de la torre regeneradora de ácido -- para mantener una pureza adecuada de HF, para el buen desarrollo de la reacción de alquilación.

Estos problemas de operación afectan sensiblemente la calidad y el rendimiento del producto, aumentando el consumo de HF. Por lo tanto, se propone aumentar la capacidad de proceso de butilenos de $960 \text{ m}^3/\text{día}$ a $1200 \text{ m}^3/\text{día}$.

Se efectúa a continuación el balance de materiales y el balance térmico del sistema para establecer de acuerdo con la superficie disponible de enfriamiento de ácido, la temperatura máxima que se tendrá en el tubo de reacción.

En las figuras 2, 3 y 4 se muestra la situación actual en la zona de reacción y la modificación propuesta.

Se proporcionaron los análisis promedios recientes por el laboratorio de gases de la Refinería de las cargas de butilenos, isobutano fresco e isobutano de recirculación.

BUTILENOS.

| | |
|-----------|------------|
| Propileno | 0.60% Vol. |
| Propano | 4.20 " |
| Butileno | 33.0 " |

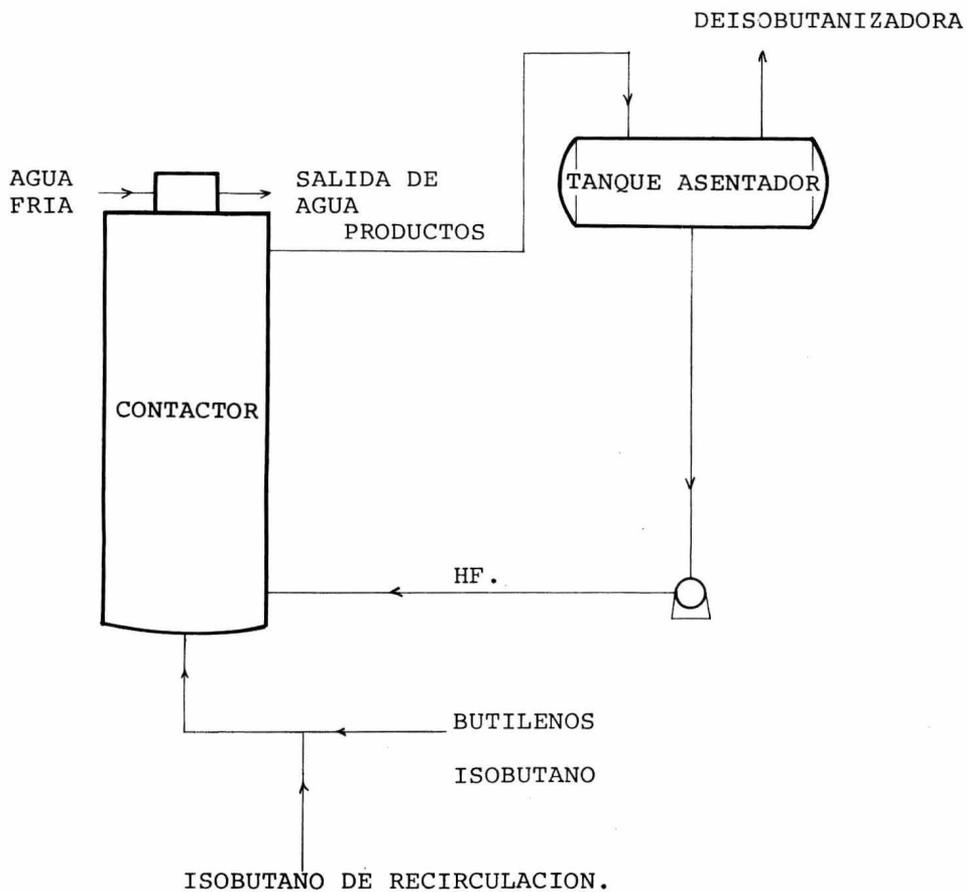
SITUACION ACTUAL EN LA ZONA DE REACCION.

Fig. No. 2

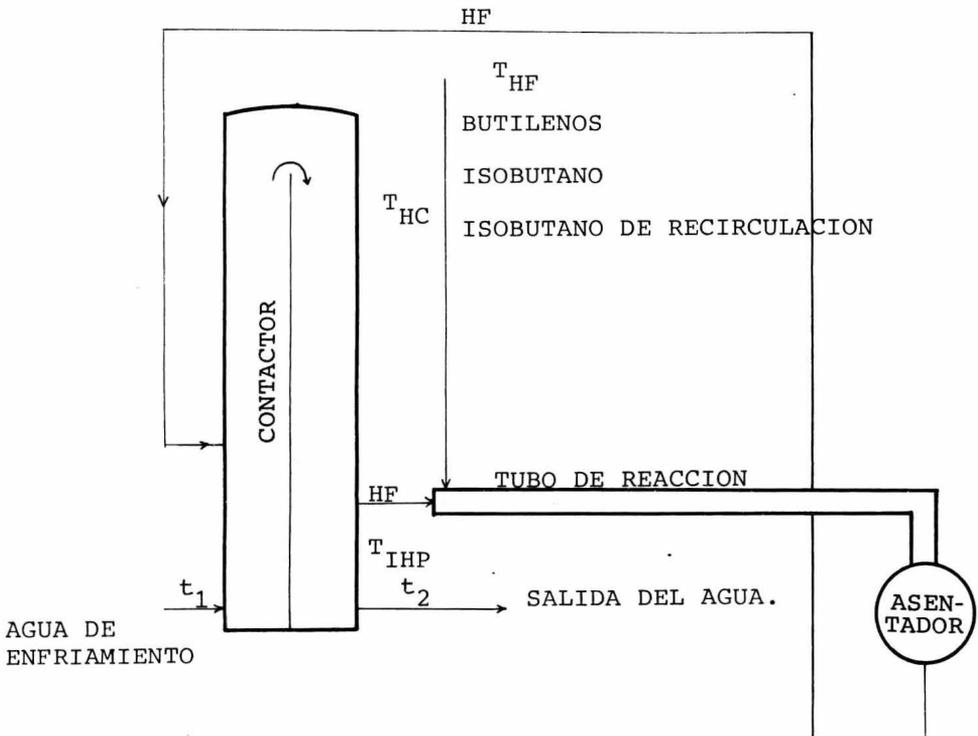
MODIFICACION PROPUESTA.

Fig. No. 3

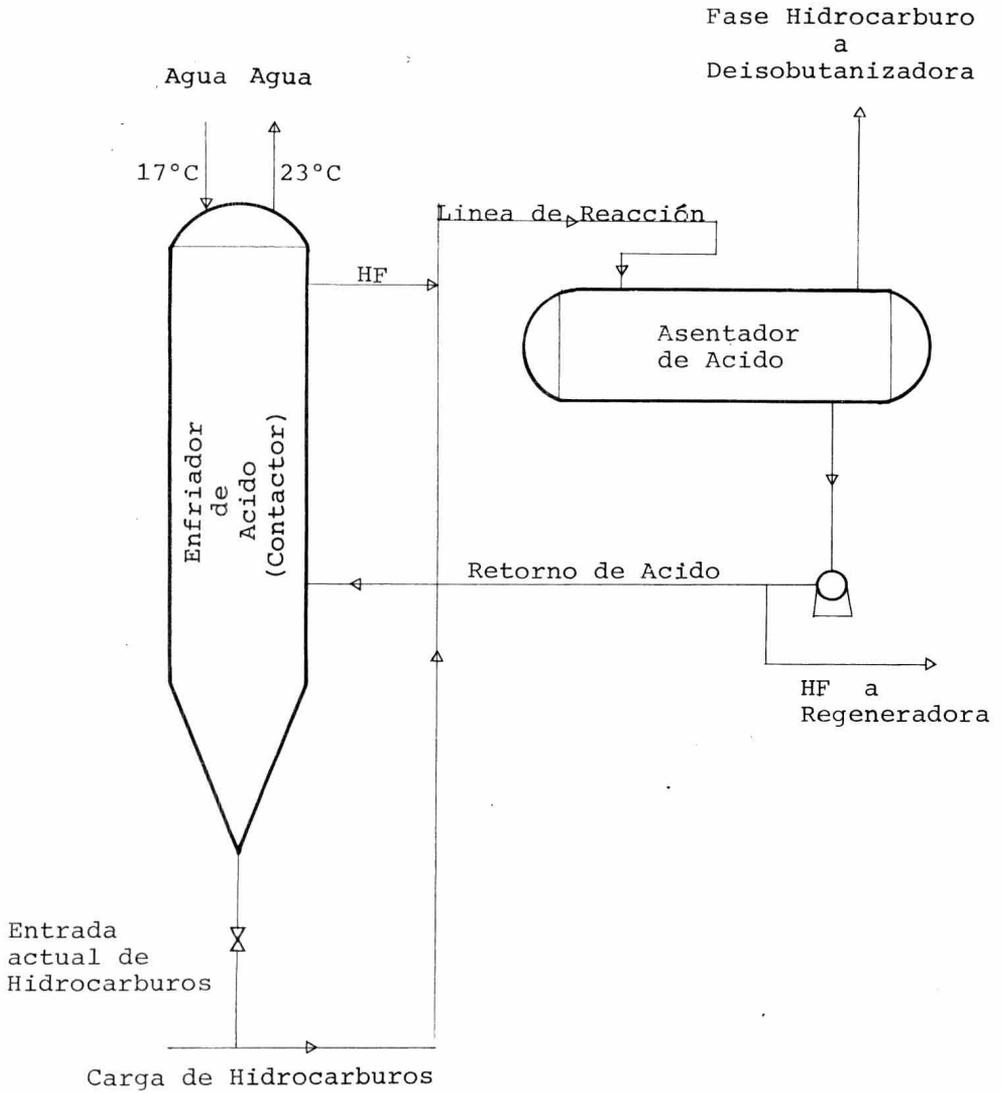


Fig. No. 4

| | | | |
|---------------|-------|---|--|
| Isobutano | 44.0 | " | P.e. = 0.6005 kg/1 |
| Butano Normal | 12.90 | " | Calor específico = 0.569 $\frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}}$ |
| Isopentano | 5.30 | " | |

CARGA DE ISOBUTANO.

| | | | |
|---------------|-------|------|------------------------------------|
| Propileno | 3.20% | Vol. | |
| Propano | 21.90 | " | |
| Butileno | 1.40 | " | |
| Isobutano | 61.70 | " | P.e. = 0.5972 kg/1 |
| Butano normal | 10.70 | " | Calor específico = 0.583 Kcal/kg°C |
| Isopentano | 1.10 | " | |

ISOBUTANO DE RECIRCULACION.

| | | | |
|---------------|-------|--------|--------------------------------|
| Propileno | 0.0 | % Vol. | |
| Propano | 21.10 | " | |
| Butileno | 0.0 | " | |
| Isobutano | 72.80 | " | P.e. = 0.629 kg/1 |
| Butano normal | 6.10 | " | Calor específico = 0.587/kg°C. |
| Isopentano | 0.0 | " | |

BALANCE DE MATERIALES CORRESPONDIENTE A LA NUEVA

CAPACIDAD.

| | |
|-------------------------|---|
| Carga base: | 1200 m ³ /día (30,000 kg/h). |
| Butileno 100% en carga | = (1200) (0.33) = 396 m ³ /día |
| Isobutano 100% en carga | = (1200) (0.44) = 528 m ³ /día |

Para que la reacción se lleve a cabo en forma eficiente, se debe considerar un consumo mínimo de 1.5 volúmenes de isobutano 100% por cada volumen de olefina 100%.

$$\begin{aligned} \text{Isobutano necesario 100\%} &= (1.5) (396) = 594 \text{ m}^3/\text{día.} \\ \text{Isobutano restante 100\%} &= \text{Isobutano necesario} - \\ &\quad \text{Isobutano en carga.} \\ &= 594 - 528 \\ &= 66 \text{ m}^3/\text{día.} \end{aligned}$$

Por lo tanto, se debe alimentar al proceso la siguiente cantidad de isobutano fresco para que se tengan 66 m³ día de isobutano 100%:

$$\begin{aligned} \text{Isobutano fresco a carga} &= 66/0.617 \\ &= 107 \text{ m}^3/\text{día} (2660 \text{ kg/h}). \end{aligned}$$

Según las condiciones de operación, para que el proceso se efectúe con eficiencia satisfactoria, se debe tener una recirculación de isobutano 100% a olefinas 100% en la mínima relación de 12 a 1.

Por lo tanto:

$$\begin{aligned} \text{Isobutano 100\% de recirculación} &= (12) (396) \\ &= 4752 \text{ m}^3/\text{día.} \end{aligned}$$

La cantidad equivalente de isobutano de recirculación correspondiente a 4752 m³/día de isobutano al 100% será:

$$\begin{aligned} \text{Recirculación de isobutano} &= 4752/0.728 \\ &= 6528 \text{ m}^3/\text{día} \text{ (171,000} \\ &\quad \text{kg/h)}. \end{aligned}$$

La producción de alquilado será, basada en el diseño que establece un rendimiento de 1.7 volúmenes de alquilado ligero por volumen de olefina.

$$\begin{aligned} \text{Producción de alquilado ligero} &= (1.7) (396) \\ &= 673 \text{ m}^3/\text{día} \text{ (19,600} \\ &\quad \text{kg/h)}. \end{aligned}$$

$$\text{P.e.} = 0.701 \text{ kg/l.}$$

Se espera obtener un gasto de $5800 \text{ m}^3/\text{día}$ de HF operando las 3 bombas RH-P20 con línea de descarga de 6" de diámetro.

$$\text{P.e. del HF} = 0.97 \text{ kg/l.}$$

Flujo total:

| | | |
|----------------------------|-------------------------------|------------------|
| Butilenos | 1200 $\text{m}^3/\text{día}$ | 30,000 kg/h |
| Isobutanos | 107 " | 2,660 " |
| Isobutano de recirculación | 6528 " | 171,000 " |
| Acido fluorhídrico | 5800 " | <u>237,000 "</u> |
| Total | 13635 $\text{m}^3/\text{día}$ | 440,660 kg/h. |

BALANCE TERMICO PARA CONOCER LA TEMPERATURA A LA SALIDA DEL -
TUBO.

Datos utilizados:

| | |
|---|------------------------------|
| Calor de reacción | 394 BTU/lb (221 Kcal/kg). |
| Temperatura de entrada agua de enfriamiento | 17 °C (62.4 °F). |
| Temperatura de salida agua de enfriamiento | 23 °C (73.4 °F). |
| Temperatura de entrada de hidrocarburos | 25 °C (77 °F). |
| Temperatura de HF enfriado | 25 " " |

$$C_{p \text{ HC}} = 0.57 \text{ Kcal/kg } ^\circ\text{C}.$$

$$C_{p \text{ HF}} = 0.98 \text{ Kcal/kg } ^\circ\text{C}.$$

Educaiones de balance:

$$Q_{\text{reacción}} = (M_{\text{HC}}) (C_{\text{pHC}}) (T_{\text{OHF}} - T_{\text{HC}}) + (M_{\text{HF}}) (C_{\text{pHF}}) (T_{\text{OHF}} - T_{\text{LHF}}) \text{ ----- (1).}$$

$$Q_{\text{reacción}} = (M_{\text{A}}) (\text{Calor de reacción}). \text{ ----- (2).}$$

$$M_{\text{HC}} = \text{kg/h de hidrocarburos (203,660 kg/h).}$$

$$M_{\text{HF}} = \text{kg/h de ácido fluorhídrico.}$$

$$M_{\text{A}} = \text{kg/h de alquilado producido.}$$

$$T_{\text{OHF}} = \text{Temperatura del HF a la salida del tubo de reacción.}$$

$$T_{\text{HC}} = \text{Temperatura de entrada de los hidrocarburos.}$$

$$T_{\text{LHF}} = \text{Temperatura del HF enfriado.}$$

Sustituyendo valores en la ecuación (2):

$$\begin{aligned} Q_{\text{reacción}} &= (19,600 \text{ kg/h}) (221 \text{ Kcal/kg}) \\ &= 4,340,000 \text{ Kcal/h} \end{aligned}$$

Sustituyendo en la ecuación (1):

$$\begin{aligned} 4.34 \times 10^6 \text{ Kcal/h} &= (203,600 \text{ kg/h}) (0.57 \text{ Kcal/kg } ^\circ\text{C}) \\ &\quad (T_{\text{OHF}} - 25 \text{ } ^\circ\text{C}) \\ &\quad + (237,000 \text{ kg/h}) (0.98 \text{ Kcal/kg } ^\circ\text{C}) \\ &\quad (T_{\text{OHF}} - 25 \text{ } ^\circ\text{C}) \\ &= 348,346 T_{\text{OHF}} - 8,708,650 \text{ Kcal/h.} \end{aligned}$$

$$T_{\text{OHF}} = \frac{4,340,000 \text{ Kcal/h} + 8,708,650 \text{ Kcal/H}}{348,346}$$

$$\underline{T_{\text{OHF}} = 37.4 \text{ } ^\circ\text{C} (99.4 \text{ } ^\circ\text{F}).}$$

La temperatura final obtenida al final de la línea de reacción es satisfactoria, ya que tiene un valor inferior a 100 °F (37.7 °C), si la temperatura calculada fuera mayor de 100 °F, la modificación a la zona de reacción no se podría llevar a cabo.

CALCULO DE LA CANTIDAD DE CALOR A ELIMINAR DEL HF.

Ecuación de balance:

$$\text{Calor a eliminar} = (M_{\text{HF}}) (C_{\text{PHF}}) (T_{\text{OHF}} - T_{\text{LHF}}) \text{ ----- (3).}$$

Sustituyendo:

$$\text{Calor a eliminar} = (237,000 \text{ kg/h}) (0.98 \text{ Kcal/kg}) (37.4 - 25 \text{ }^\circ\text{C}).$$

$$\underline{\text{Calor a eliminar} = 2,880,000 \text{ Kcal/h}}$$

CALCULO DE LA CANTIDAD DE AGUA DE ENFRIAMIENTO.

Ecuación de balance:

$$\text{Calor a eliminar} = (M_{\text{H}_2\text{O}}) (C_{\text{PH}_2\text{O}}) (t_2 - t_1) \text{ ----- (4).}$$

$$M_{\text{H}_2\text{O}} = \text{kg/h de agua de enfriamiento.}$$

$$C_{\text{PH}_2\text{O}} = 1.0 \text{ Kcal/kg } ^\circ\text{C.}$$

t_2 = Temperatura del agua de salida.

t_1 = Temperatura del agua de entrada.

Sustituyendo en la ecuación (4)

$$2,880,000 \text{ Kcal/h} = (M_{\text{H}_2\text{O}}) (1.0 \text{ Kcal/kg } ^\circ\text{C}) (23 - 17 \text{ }^\circ\text{C}).$$

$$M_{H_2O} = \frac{2,880,000 \text{ Kcal/h}}{6 \text{ KCal/kg}}$$

$$M_{H_2O} = \underline{480,000 \text{ kg/h.}}$$

CALCULO DE LA LONGITUD NECESARIA DEL TUBO DE REACCION.

$$Re = \frac{(D) (\rho_m) (v)}{\mu_m}$$

$$P_{100} = 0.129 \frac{(f) (v^2) (\rho_m)}{d}$$

$$v = G/A$$

$$L = (G) (\Theta) / A.$$

Re = No. de Reynolds.

ΔP_{100} = Caída de presión en 100 pies de longitud.

D = Diámetro interno del tubo, en pies.

ρ_m = Densidad de la mezcla, en lb/pie³ = 44.1 lb/pie³.

μ_m = Viscosidad de la mezcla, en lb/pie x seg. = 1.21×10^{-4} .

v = Velocidad, en pies/seg.

f = Factor de fricción.

G = Flujo, en pies³/seg = 5.2

A = Area del tubo, en pies².

d = Diámetro interno, en pulgadas.

θ = Tiempo de residencia = 30 seg.

L = Longitud del tubo en pies.

De acuerdo a datos y fórmulas anteriores, se hace -
la siguiente tabla:

| Diámetro (pulg. Nominal CED. 40 | Re | f | ΔP_{100} | v | L |
|------------------------------------|--------------------|--------|------------------|------|-----|
| 10 | 2.9×10^6 | 0.0164 | 0.84 | 9.5 | 285 |
| 12 | 2.41×10^6 | 0.0165 | 0.35 | 6.7 | 200 |
| 14 | 2.20×10^6 | 0.0166 | 0.219 | 5.54 | 166 |
| 16 | 1.94×10^6 | 0.0165 | 1.12 | 4.25 | 128 |
| 18 | 1.78×10^6 | 0.0166 | 0.065 | 3.35 | 100 |

De acuerdo con esta tabla, se pueden descartar los tubos de 10 y 12 pulgadas, por velocidades altas y muy largos.

La velocidad adecuada tomando en cuenta los tubos - de 14, 16 y 18 pulgadas, es 4.35 pies/seg. promedio.

$$A = G/v$$

$$= \frac{5.2 \text{ pies}^3/\text{seg.}}{4.35 \text{ pies}/\text{seg.}}$$

$$= 1.19 \text{ pies}^2.$$

$$A = \frac{\pi D^2}{4}, \text{ de donde } D = 1.22 \text{ pies.}$$

De gráficas del Crane, resulta que se necesita un tubo de 16", Ced. 40, cuya longitud es:

$$L = \frac{(G) (\theta)}{A} = \frac{(5.2) (30)}{1.227} = 128 \text{ pies.}$$

$$\underline{L = 128 \text{ pies (40 m).}$$

RESULTADOS EXPERIMENTALES DE LA PRUEBA EFECTUADA EN LA PLANTA DE ALQUILACION.

Disponiendo de toda la información obtenida en el capítulo anterior, se decidió hacer una prueba aplicando este sistema de reacción, observando que había facilidades para -- hacerlo, ya que la única modificación que se requería, era -- instalar una línea de 6" de más o menos 10 metros de longitud, para desviar el flujo de entrada de hidrocarburos al contactor y conectarlo a la línea de salida de productos del mismo con una válvula de bloqueo como lo indica el diagrama No. 4. De esta manera el contactor trabajará como enfriador de ácido, -- el que entrará en contacto con los hidrocarburos en la línea de productos del reactor que es de 8" de diámetro y de 78 metros de longitud, hasta entrar al asentador. Se consideró, -- que debido al diámetro de la línea, las limitaciones para --- hacer la prueba a una carga normal, sería una alta velocidad del fluido total y alta caída de presión, por lo cual se decidió operar con una carga baja en estas nuevas condiciones.

Se efectuó la prueba con una carga constante de 500 m³/día de butilenos y se recopilaron los siguientes datos operacionales y analíticos:

Los análisis promedios de 5 muestras de las tres co

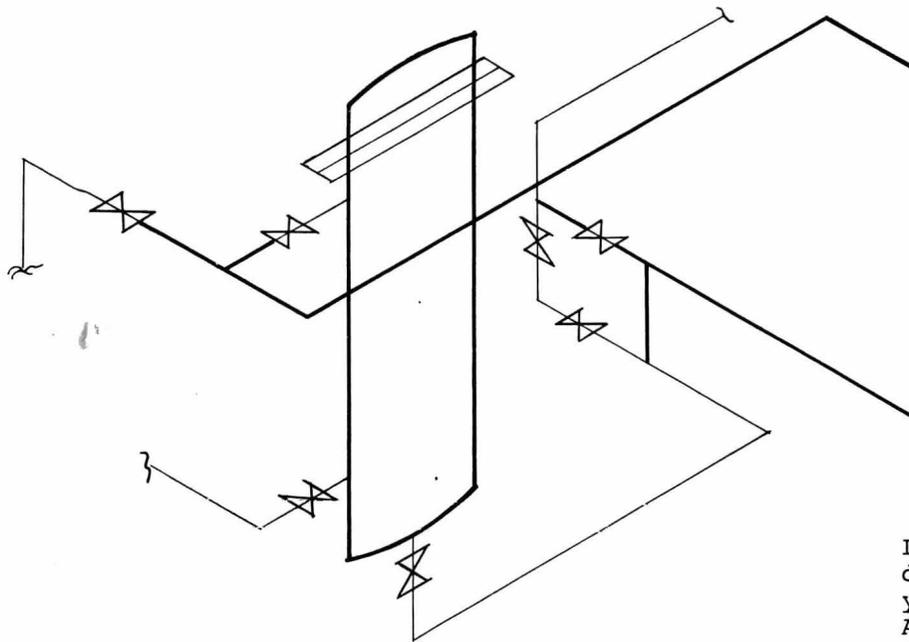


Fig. No. 4

Longitud de la línea
de salida de productos
y ácido del contactor
AR-CL Hasta la entrada
del asentador RH-T8
78 m De 8" Ø

rrientes de hidrocarburos que participan en el proceso son:

Butilenos:

| | | |
|------------------|-----------|---------------------------------|
| Etano ----- | 0.4% Vol. | |
| Propileno ----- | 3.7 " | |
| Propano ----- | 8.0 " | |
| Butileno ----- | 33.0 " | P.e. = 0.6 kg/l <u>promedio</u> |
| Isobutano ----- | 10.5 " | |
| Butano ----- | 10.5 " | |
| Isopentano ----- | 2.7 " | |

CARGA DE ISOBUTANO.

| | | |
|------------|-----------|-----------------------------------|
| Etano | 0.6% Vol. | |
| Propileno | 1.7 " | |
| Propano | 8.5 " | |
| Butileno | 8.5 " | P.e. = 0.597 kg/l <u>promedio</u> |
| Isobutano | 74.5 " | |
| Butano | 6.0 " | |
| Isopentano | 0.2 " | |

ISOBUTANO DE RECIRCULACION.

| | | |
|-----------|-----------|------------------------------------|
| Etano | 0.0% Vol. | |
| Propileno | 0.0 " | |
| Propano | 16.6 " | |
| Butileno | 0.0 " | P.e. = 0.6297 kg/l <u>promedio</u> |
| Isobutano | 79.2 " | |

| | | |
|------------|-----|------|
| Butano | 4.2 | Vol. |
| Isopentano | 0.0 | " |

Los análisis de las tres corrientes de hidrocarburos fueron realizados en el laboratorio de gases de la Refinería.

BALANCE DE MATERIALES CORRESPONDIENTES A LA CARGA - DE BUTILENOS ALIMENTADOS AL PROCESO.

Carga base: $500 \text{ m}^3/\text{día.} = 12,500 \text{ kg/h.}$

Butilenos 100% en la carga = $(500) (0.33) = 165 \text{ m}^3/\text{día.}$

Isobutano 100% en la carga = $(500) (0.417) = 208 \text{ m}^3/\text{día.}$

Para que la reacción sea eficiente, se debe considerar un consumo mínimo de 1.5 volúmenes de isobutano 100% por cada volumen de olefina 100% (butilenos).

Isobutano 100% necesario = $(1.5) (165) = 247 \text{ m}^3/\text{día.}$

Isobutano 100% restante = Isobutano 100% necesario - Isobutano 100% en carga.

Isobutano 100% restante = $247 - 208 \text{ m}^3/\text{día.}$

Por lo tanto, la carga de isobutano fresco = $39/0.745 = 52.4 \text{ m}^3/\text{día.}$

Habiendo hecho el cálculo anterior, se alimentaron-

al proceso la cantidad de $90 \text{ m}^3/\text{día}$ de isobutano fresco.

$$\text{Butileno } 100\% \text{ en carga de isobutano fresco} = (90) (0.085) = 7.65 \text{ m}^3/\text{día}.$$

$$\text{Isobutano } 100\% \text{ en carga} = (90) (0.745) = 67 \text{ m}^3/\text{día}.$$

$$\text{Butilenos } 100\% \text{ total alimentado} = 165 + 7.65 = 172.65 \text{ m}^3/\text{día}.$$

$$\text{Isobutano } 100\% \text{ total alimentado} = 208 + 67 = 275 \text{ m}^3/\text{día}.$$

Para evitar la polimerización de las olefinas y teniendo en cuenta las condiciones de diseño, se debe tener una recirculación mínima de isobutano 100% a olefina 100% en la relación de 12 a 1 en volumen. Por lo tanto, isobutano 100% necesario = $(12) (172.65) = 2360 \text{ m}^3/\text{día}$. Isobutano de recirculación necesario, según la composición en la mezcla de hidrocarburos = $2360/0.792 = 2619 \text{ m}^3/\text{día}$.

De acuerdo al cálculo anterior, para la operación experimental, se recircularon las siguientes cantidades de isobutano:

$$\text{Isobutano del domo de la Deisobutanizadora} = 3400 \text{ m}^3/\text{día}.$$

$$\text{Isobutano del fondo de la Depropanizadora} = \frac{576}{\text{ " "}}$$

$$\text{Isobutano total recirculado} = 3976 \text{ m}^3/\text{día}.$$

$$\begin{aligned} \text{Isobutano } 100\% \text{ total en las dos corrientes} &= 3400 (0.792) + \\ & 576 (0.792) \\ &= 3146 \text{ m}^3/\text{día}. \end{aligned}$$

HIDROCARBUROS A LA LINEA DE REACCION.

| | | |
|--|--------------------------|--------------------------|
| Carga de butilenos | 500 m ³ /día | 12500 kg/h. |
| Carga de isobutano fresco | 90 " | 2250 " |
| Isobutano total de recirculación | <u>3976 "</u> | <u>104000 +</u> |
| Carga total de hidrocarburos | 4566 m ³ /día | 118750 kg/h. |
| Temperatura de hidrocarburos a la líneas de reacción | | 25 °C. |
| Presión en la línea de hidrocarburos | | 0.3 kg/cm ² . |

Se tubo que pasar ácido a través del contactor centro RH-C1, operando como enfriador en virtud de no pasar todo el gasto de las bombas de recirculación de ácido hacia el contactor oriente AR-C1, por existir fuerte restricción de la línea en la válvula automática de control de flujo de ácido que es 1 1/2" y el directo es de 2". La presión en ambos enfriadores de ácido fué de 7.0 kg/cm².

Se cargó ácido al sistema para reponer el volumen de hidrocarburos en ambos contactores ya que operan con ácido exclusivamente, se mantuvo un nivel en el asentador de ácido de 1-2 purgas, sin ameritar más carga durante toda la prueba.

ACIDO A LA LINEA DE REACCION.

| | | |
|----------------|--------------------------|-----------------------------|
| De AR-C1 | 2016 m ³ /día | temperatura de 25°C (77°F). |
| De RH-C1 | <u>1000 "</u> | " " " |
| Total de ácido | 3016 m ³ /día | |

DATOS OPERACIONALES DEL ENFRIADOR DE ACIDO AR-C1.

| | |
|-----------------------------|---------------------------|
| Flujo de ácido fluorhídrico | 1016 m ³ /día. |
|-----------------------------|---------------------------|

| | |
|--|-----------|
| Temperatura promedio del agua de entrada | 17°C |
| Temperatura promedio del agua de salida | 23 " |
| Temperatura de salida del ácido frío | 25 " |
| Presión en línea general de agua de enfriamiento | 2.2 kg/cm |
| Presión en el seno del enfriador de ácido | 7.0 " |

La regeneradora de ácido continuó con la misma carga que tenía antes de prueba, cuyo valor promedio es de 5.6 l/mi que corresponde a una carga de 67 m³/día, manteniendo una temperatura promedio en los fondos de 142°C que nos indica una correcta operación que confirman los resultados analíticos.

RESULTADOS ANALITICOS PROMEDIOS EN ZONA DE REACCION.

| | | | |
|---------------------------------------|-------------|---------------|-----------|
| HF recirculado | 90.7% de HF | 0.85% de agua | 1.05% ASA |
| HF regenerado | 92.5 " | 0.64 " | 0.45 " |
| % olefinas en Depentanzadora | 0.058 | pH = 7.0 | |
| Fluoruros orgánicos en Depentanzadora | | 255 p.p.m. | |
| Fluoruros orgánicos a la salida | | 8 " | |

Se determinó el contenido de HF en los hidrocarburos del tanque de carga a la torre Deisobutanizadora para determinar la eficiencia del asentador de ácido, obteniendo un contenido de 0.4% de HF en nuestra duplicada, que nos indica que la eficiencia del asentador es satisfactoria para este sistema de

reacción a este nivel de carga, basado este cálculo en el ---
 área horizontal del tanque asentador.

Segun las condiciones de diseño de la planta, se obu
 tiene un rendimiento de 1.7 volúmenes de alquilado ligero prou
 ducido por volumen de olefina 100% procesada.

Alquilado procesado = 1.7 X butilenos 100% procesados.

$$= (1.7) (172.65)$$

$$= 293.5 \text{ m}^3/\text{día.}$$

$$\text{P.e.} = 0.70 \text{ kg/l promedio.}$$

En la operación experimental se obtuvo la cantidad-
 de $330 \text{ m}^3/\text{día}$ de alquilado ligero (13,792 kg/h), con las si--
 guientes características:

| | |
|-----------------------------------|----------|
| Prueba Doctor | Negativa |
| Temperatura inicial de ebullición | 44°C |
| Temperatura final de ebullición | 191 " |
| Indice de octano " <u>Clear</u> " | 93.8 |

Las relaciones que controlan el proceso presentaron-
 los siguientes valores:

| | |
|--|------|
| Isobutano 100% a olefinas 100% | 1.6 |
| Isobutano de recirculación a olefinas | 22.9 |
| Acido a hidrocarburos | 0.66 |
| HF regenerado por alquilado ligero producido | 0.20 |
| Alquilado ligero a olefinas | 1.92 |

Como se podrá observar, el rendimiento de la reacción fué bueno.

BALANCE TERMODINAMICO EN LA LINEA DE REACCION.

$$Q_{\text{reacción}} \text{ (kg/k) alquilado} = (M_{\text{HC}}) (C_{\text{pHC}}) (\Delta T_{\text{HC}}) + (M_{\text{HF}}) (C_{\text{pHF}}) (\Delta T_{\text{HF}}).$$

$$Q_{\text{reacción}} = 221 \text{ Kcal/kg.}$$

$$\text{(kg/h) alquilado} = 330 \text{ m}^3/\text{día} = 9,636 \text{ kg/h.}$$

$$M_{\text{HF}} = 3016 \text{ m}^3/\text{día} = 122,000 \text{ kg/h.}$$

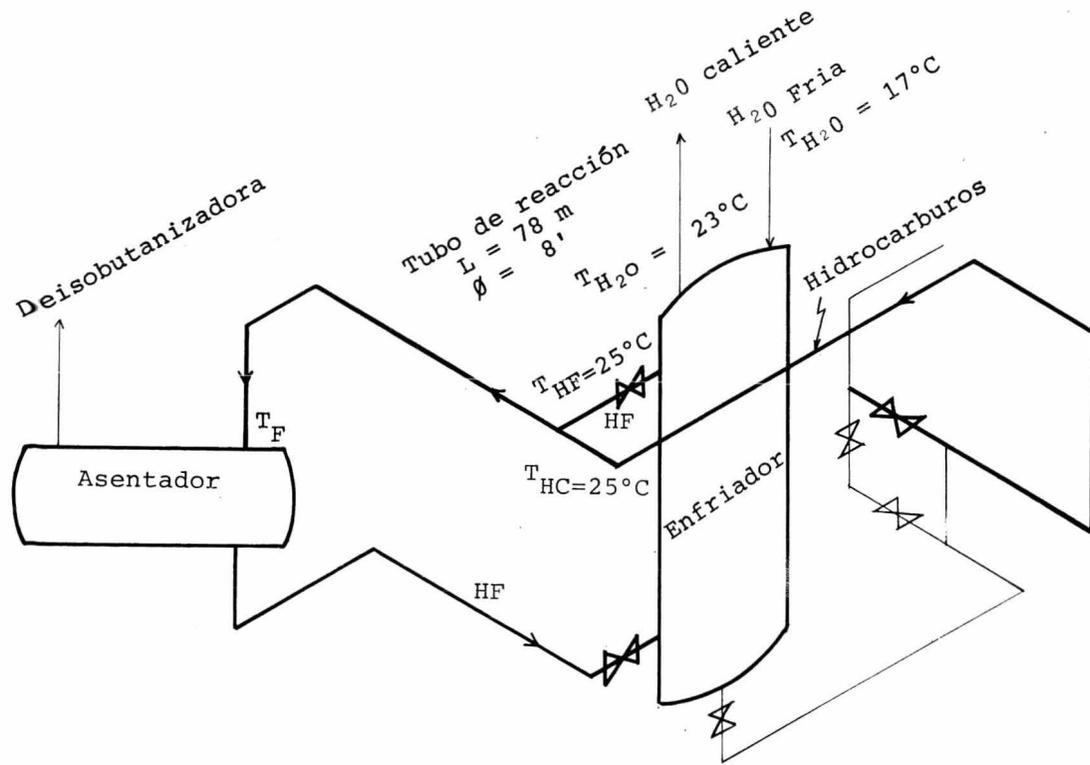
$$C_{\text{pHF}} = 0.98 \text{ Kcal/kg}^\circ\text{C.}$$

$$\begin{aligned} M_{\text{HC}} &= \text{Butilenos} + \text{isobutano fresco} + \text{isobutano de recirculación} \\ &= 500 \text{ m}^3/\text{día} + 90 \text{ m}^3/\text{día} + 3976 \text{ m}^3/\text{día} \\ &= 4566 \text{ m}^3/\text{día} \\ &= 188,835 \text{ kg/h.} \end{aligned}$$

$$C_{\text{pHC}} = 0.579 \text{ Kcal/kg}^\circ\text{C promedio.}$$

$$\begin{aligned} (\Delta T)_{\text{HC}} &= \text{Temperatura final en el tubo de reacción} - \text{temperatura} \\ &\quad \text{de alimentación de los hidrocarburos.} \\ &= T_{\text{F}} - 25^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} (\Delta T)_{\text{HF}} &= \text{Temperatura final en el tubo de reacción} - \text{temperatura} \\ &\quad \text{del HF a la salida del enfriador.} \\ &= T_{\text{F}} - 25^\circ\text{C} \end{aligned}$$



Sustituyendo todos estos datos en la ecuación de balance:

$$\begin{aligned}
 221 \text{ Kcal/kg} \times 9,636 \text{ kg/h} &= 118,835 \text{ kg/h} \times 0.579 \text{ Kcal/kg}^\circ\text{C} \\
 &\quad (T_F - 25^\circ\text{C}) \\
 &+ 122,000 \text{ kg/h} \times 0.98 \text{ Kcal/kg}^\circ\text{C} \\
 &\quad (T_F - 25^\circ\text{C})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 2,129,556 \text{ Kcal/h} &= 68,800 T_F - 1,720,000 + 119,560 T_F - \\
 &\quad 2,989,000
 \end{aligned}$$

$$= 188,360 T_F - 4,709,000$$

$$T_F = \frac{2,129,556 + 4,709,000}{188,360}$$

$$\underline{T_F = 36^\circ\text{C.}}$$

La temperatura al final del tubo de reacción es satisfactoria, ya que es inferior a 100°F (37.7°C), que es la temperatura máxima permisible en la reacción.

CARGA TERMICA A ELIMINAR DEL ACIDO FLUORHIDRICO.

$$Q_{\text{térmico a eliminar}} = M_{\text{HF}} \times C_{\text{pHF}} (T_F - 25^\circ\text{C}).$$

$$= 122,000 \text{ kg/h} \times 0.98 \text{ Kcal/kg}^\circ\text{C} (36^\circ\text{C} -$$

$$\underline{Q_{\text{térmica a eliminar}} = 1,315,160 \text{ Kcal/h.}}$$



QUIMICA

GASTO DEL AGUA DE ENFRIAMIENTO.

$$Q_{\text{t\u00e9rmica a eliminar}} = M_{\text{H}_2\text{O}} \times C_{\text{pH}_2\text{O}} (\Delta T)_{\text{H}_2\text{O}}$$

$$M_{\text{H}_2\text{O}} = Q_{\text{t\u00e9rmica a eliminar}} / C_{\text{pH}_2\text{O}} (\Delta T)_{\text{H}_2\text{O}}$$

$$\begin{aligned} (\Delta T)_{\text{H}_2\text{O}} &= \text{Temperatura del \u00e1gua de salida} - \text{temperatura del} - \\ &\hspace{15em} \text{\u00e1gua de entrada.} \\ &= 23^\circ\text{C} - 17^\circ\text{C} \\ &= 6^\circ\text{C.} \end{aligned}$$

Sustituyendo en la ecuaci\u00f3n de balance:

$$M_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{1,315,160 \text{ Kcal/h.}}{1.0 \text{ Kcal/kg } ^\circ\text{C} \times 6^\circ\text{C}}$$

$$\underline{M_{\text{H}_2\text{O}} = 219,193 \text{ kg/h.}}$$

CALCULO DEL TIEMPO DE RESIDENCIA.

| | |
|-------------------------|--|
| Carga de hidrocarburos | 4,566 m ³ /d\u00eda |
| Acido fluorh\u00eddrico | <u>3,016 "</u> |
| Flujo total | 7,582 m ³ /d\u00eda = 0.0876 m ³ /seg. |

El tubo de reacci\u00f3n tiene una longitud de 78 m y un di\u00e1metro de 8", Ced. 40, cuyo volumen es:

$$\text{Vol.} = 0.785 D^2 L$$

$D = 8" = 0.2035 \text{ m}$, sustituyendo:

$$\text{Vol.} = 2.53 \text{ m}^3.$$

$$\begin{aligned} \text{Tiempo de residencia} &= \text{Volumen/Flujo} \\ &= \frac{2.53 \text{ m}^3}{0.0876 \text{ m}^3/\text{seg.}} \end{aligned}$$

$$\text{Tiempo de residencia} = 28.9 \text{ seg.}$$

Obviamente el tiempo de residencia es menor al que incluye, además del tubo de reacción a los contactores.

TABLA No. 1

| CONDICIONES DE OPERACION. | SISTEMA AC-TUAL. | NUEVOS SIS-TEMA. | PARTE EX-PERIMENTAL. |
|---------------------------|--------------------------|--------------------------|--------------------------|
| Carga de buti- lenos. | 960 m ³ /día | 1200 m ³ /día | 500 m ³ /día |
| Carga de HF. | 3300 m ³ /día | 5800 m ³ /día | 3016 m ³ /día |
| Pureza de HF recirculado. | 85 % | 90.7 % | 90.7 % |
| Temperatura de reacción. | 105.6 °F | 99.4 °F | 96.8 °F |
| Tiempo de con- tacto. | 5 min. | 30 seg. | 28.9 seg. |
| HF/HC | 0.53 | 0.74 | 0.66 |
| Alquilado/olefinas | 1.5 | 1.7 | 1.92 |
| Isobutano/olefinas | 12.0 | 16.6 | 22.9 |
| Producción de alquilados. | 538 m ³ /día | 673 m ³ /día | 330 m ³ /día |

TABLA No. 2

| | SISTEMA ACTUAL | NUEVO SISTEMA |
|--|--------------------------|----------------------------|
| Carga térmica a eliminar del HF. | 2,077392 Kcal/h. | 2,880,000 Kcal/h. |
| Gasto de agua | 346.2 m ³ /h. | 480.0 m ³ /h. |
| Agua de repuesto | 3792 m ³ /día | 5257.6 m ³ /día |
| \$/día de agua cruda. (3.78 #/M ³) | 14,333.76 | 19,873.73 |
| \$/día de agua de recirculación. (0.11 \$/M ³) | 914.00 | 1,267.20 |
| Total (\$/día) | 15,247.76 | 21,141.00 |
| Tiempo de duración de <u>contadores</u> | 2-3 años | * |

* No se tienen datos, pero es lógico que debe ser mucho mayor, ya que el HF en las condiciones de temperatura y pureza calculadas, es pasivo, no ocasiona demasiada corrosión.

VI

CONCLUSIONES.

El desarrollo de la prueba experimental, así como -- las características de operación observadas y los resultados -- analíticos de cargas, corrientes intermedias y productos obte -- nidos, así como la calidad y rendimiento del alquilado ligero, conducen a la conclusión de que este sistema modificado de -- reacción, no altera el desarrollo normal del proceso y que -- los resultados finales en cuanto a calidad y rendimiento son -- bastante buenos.

Abre también perspectivas para que con el diámetro -- calculado de la línea de reacción y otras modificaciones adya -- centes se alcance el objetivo de procesar mayor volumen de bu -- tilenos con mejor calidad y rendimiento.

Un hecho muy importante que pudo observarse, es el -- de que el tiempo de residencia de todos los materiales en el -- tubo de reacción no influye en el rendimiento y calidad del -- producto, ya que es un tiempo de residencia mucho menor al -- que se tiene a través de los reactores y se obtuvo producto -- de buena calidad y rendimiento.

BIBLIOGRAFIA

- 1.- UNIT PROCESSES IN ORGANIC SYNTHESIS.
P.H. Groggins.
McGraw - Hill.
p. 804.
- 2.- Flow of Fluids.
Crane Co. (1969)
p. 3-10, 3-11, A-25, B-16.
- 3.- Manual de operación de la planta de Alquilación.
PEMEX.
- 4.- Catalytic Conversion of Hydrocarbons.
J.E. Germain.
Academic Press.
London and New York. (1969)..
Capítulo IV, p. 177.
- 5.- Petroleum Refiner.
34 (9), 126, (1955).
- 6.- Industrial and Engeneering Chemistry.
Junio (1961)
p. 492.

7.- Petroleum Refiner.

McDonald, G.M.G.

Marzo (1962)

p. 137.