

---

FACULTAD DE QUIMICA

113  
U.N.A.M.

**Catalizadores. Panorama Actual y Futuro de  
la Industria de los Catalizadores en México**

**T E S I S**

Que para obtener el título de :  
**INGENIERO QUIMICO**  
p r e s e n t a :  
**ALFONSO BENJAMIN FRANCO AMADOR**

---

México, D. F.

1975





Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**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.

CLAS. TESIS  
ADQ. \_\_\_\_\_  
FECHA 1975  
PROC. M.T. 110



JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE SEGUN EL TEMA

Presidente: ING. EDUARDO ROJO Y DE REGIL  
Vocal: ING. ENRIQUE GARCIA LOPEZ  
Secretario: ING. CARLOS ESCOBAR TOLEDO  
1er. Suplente: DR. MARTIN HERNANDEZ LUNA  
2do. Suplen te: DR. ENRICO MARTINEZ ZAENZ



Sitio donde se

desarrolló el tema: FACULTAD DE QUIMICA Y  
PETROLEOS MEXICANOS.

Sustentante: ALFONSO BENJAMIN FRANCO AMADOR

Asesor del tema: ING. CARLOS ESCOBAR TOLEDO

A mis padres :

ALFONSO FRANCOS GIL  
MARIA AMADOR DE FRANCOS

y

A quienes son como mis padres :

ARTURO OCHOA PALENCIA  
FRANCISCA FRANCOS DE OCHOA

Con mi eterna gratitud .

I N D I C E

	Página
<b>C A P I T U L O I</b>	
INTRODUCCION	1
<b>C A P I T U L O II</b>	
NATURALEZA DE LA TECNOLOGIA DE LOS CATALIZADORES	4
<b>C A P I T U L O III</b>	
FORMA EN QUE SE TRABAJA ACTUALMENTE EN MEXICO SOBRE EL CONOCIMIENTO TEC- NICO DE LOS CATALIZADORES	10
<b>C A P I T U L O IV</b>	
APLICACION GENERAL DE LOS CATALIZA- DORES HETEROGENEOS EN LOS PRINCIPA- LES PROCESOS INDUSTRIALES	15

**C A P I T U L O V**

ESTUDIO DEL CONSUMO DE CATALIZADORES EN LA INDUSTRIA DEL PETROLEO Y SU PROYECCION A 1980-1982 PARA LA POSIBILIDAD DE SU FABRICACION EN NUESTRO PAIS

22

**C A P I T U L O VI**

TENDENCIAS EN LA INVESTIGACION Y EN EL USO DE NUEVOS CATALIZADORES

49

**C A P I T U L O VII**

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

54

**A P E N D I C E A**

METODO DE LOS MINIMOS CUADRADOS ( REGRESION LINEAL )

56

**A P E N D I C E B**

CATALIZADORES EN LA INDUSTRIA PETROQUIMICA

62

**A P E N D I C E C**

CATALIZADORES EN LOS PRINCIPALES PROCESOS DE REFINACION

63

**B I B L I O G R A F I A**

69

# C A P I T U L O I

## I N T R O D U C C I O N

Por la investigación bibliográfica realizada, se comprobó que no había ningún trabajo universitario o extra-universitario que contuviera un análisis del mercado de los catalizadores que se emplean en la industria química mexicana. Hecho que de ninguna manera estaba de acuerdo con la importancia y la necesidad de contar con una directriz en este renglón de los catalizadores para incorporar su estudio a la mística de independencia tecnológica en que se ha empeñado nuestro país.

Para poner de manifiesto la importancia del papel que juega el catalizador en un proceso industrial, diremos simple y sencillamente que es el encargado de hacerlo factible industrialmente hablando, pues entre otras cosas, permite que el tiempo de residencia en el reactor (tiempo en que ocurre la reacción que dará lugar a los productos) sea razonablemente, un tiempo que pueda darle al proceso fines comerciales. Se estima que de la totalidad de los procesos industriales, un 80% son catalíticos.

El valor del consumo de catalizadores por parte de "PEMEX" en la Industria Petroquímica Básica fué, en 1968 de 41 millones de pesos, en ---

1972 de 66 millones de pesos y en 1974 ascendió a aproximadamente 140 millones de pesos; representando estas cifras el 4.3 % del valor de las Ventas Interiores de productos petroquímicos y el 3.1 % del valor total de la Producción de la Industria Petroquímica\*. Son valores que no hablan por sí solos de la importancia económica que tiene la creación de tecnología para la fabricación de catalizadores tendiente a una más completa integración de la Industria en nuestro país, pero pensamos que cualquier evaluación deberá ser hecha a nivel de proyecto específico y para cada Catalizador.

Lamentablemente, la falta de información fidedigna o lo precario de su disponibilidad sobre este aspecto tan importante de los catalizadores, no permitieron extender este estudio más allá del Sector Petrolero y de la Petroquímica Básica, como se hubiera deseado.

Este trabajo está íntimamente ligado con la llamada actividad "Investigación y Desarrollo" en catálisis y servirá al Dpto. de Catálisis de la "División de Estudios Superiores" de la Facultad de Química de la U.N.A.M. en lo que se refiere a su planeación para dirigir sus esfuerzos hacia la consecución de trabajos de investigación más acordes con la realidad nacional, de tal forma que éstos no tengan estampada la etiqueta de "académicos" sino por el contrario, tengan la de "aplicación inmediata"; pero sobre todo, crea de una manera real y tangible la infraestructura básica de la ciencia y la tecnología y promueve, en el largo plazo, un posible ahorro de divisas al estimular la independencia tecnológica en la elaboración de los catalizadores. El ahorro de divisas no solo existe en la medida en que se dejan de pagar éstas mediante la substitución de importaciones; sino más importante aún, al dejar de pagar regalías a las empresas transnacionales por el uso de un determinado catalizador que normalmente viene atado en los contratos de puesta en marcha de un proceso particular.

(\* ) Datos tomados de la "Memoria de Labores, 1974" de Petróleos Mexicanos.

De esta manera y a través de un análisis de mercado, se intenta dar pie a la investigación científica y tecnológica para saber "qué" y "por qué" estudiar tal o cual catalizador.

El estudio presenta una semblanza de la tecnología de los catalizadores y qué de ella se realiza en México; una descripción general de los catalizadores factibles de usar por proceso; un análisis del consumo de los catalizadores usados en México por producto; por último, se da una idea de los posibles aspectos de la catálisis que pueden tener importancia actualmente.

#### AGRADECIMIENTOS:

Que este trabajo sirva de testimonio a mi profundo agradecimiento para el Ing. Carlos E. Escobar T. por sus reconocidos consejos y atinada dirección; y a mi gratitud expresa para el Ing. Braulio Villagómez por su inapreciable y desinteresada ayuda.

También, doy las gracias cumplidamente a la Unidad de Informática de "Petróleos Mexicanos" por sus facilidades de computación.

## C A P I T U L O      I I

### NATURALEZA DE LA TECNOLOGIA DE LOS CATALIZADORES

Una selección prudente de los catalizadores, su aplicación apropiada y su ininterrumpida disponibilidad son factores decisivos para una operación conveniente de las instalaciones industriales que los ocupan.

Inherente al proceso de selección del catalizador, se encuentra un entendimiento apropiado de los fundamentos de la catálisis, de las técnicas para la prueba y evaluación de un catalizador dado y de las formas en que se les puede clasificar.

A pesar de un incremento en el interés de la catálisis homogénea, la mayor parte de la investigación y de las aplicaciones en el presente, son dedicadas aún a la catálisis heterogénea.

Actualmente, la investigación en catálisis heterogénea, está particularmente encaminada a: mejorar los aspectos económicos de las transformaciones predominantes, disminuir la temperatura y la presión de reacción, - aumentar la vida y el rendimiento del catalizador, mejorar la calidad del producto, etc. El alcance de los catalizadores y el desarrollo de nuevos-

sistemas catalíticos, serán impulsados considerablemente por los avances en los métodos para su síntesis, caracterización y prueba.

Se sabe que la eficiencia del reactor catalítico, depende del catalizador aunque en igual medida tiene importancia el problema de diseño del reactor, su ingeniería y su análisis; así como el aspecto puramente físicoquímico de la reacción; por ejemplo, el estudio cinético.

Aunque una particular atención debe darse a la selección de aquellas sustancias químicas usadas como componentes activos de los catalizadores, se sabe que la composición química sola no provee una adecuada descripción de un catalizador. Por ejemplo, las sustancias activas de un catalizador, generalmente son depositadas por medios químicos sobre un "soporte", (el cual es un material de gran área superficial, que puede ir desde 50 hasta 500 ó 1000 m<sup>2</sup>/g; así como poseedor de ciertas propiedades físicas y químicas). Estos métodos de deposición son generalmente desarrollados por las firmas fabricantes y constantemente las están mejorando; consecuentemente, se encuentran patentadas.

Se considera incorrecto describir al vehículo como inerte ya que también tiene un efecto catalítico, esto hace a veces necesaria su combinación con algunos materiales bajo ciertas condiciones, fuera del alcance común.

En favor de lo anterior, se puede decir que ya se use soporte o no, los procedimientos de manufactura ejercen importantes efectos sobre las propiedades del catalizador terminado, algunas de las cuales se relacionan con propiedades como la estructura cristalina, el tamaño del cristal, el área superficial y las impurezas residuales. En muchos casos, un catalizador puede mejorarse mediante la adición de pequeñas cantidades de un componente que no es por sí sólo un catalizador; tal sustancia es el "promotor".

La mecánica de la selección de un catalizador que entrará a for--

mar parte de un proceso dado, varía de acuerdo a dos circunstancias especiales; determinada una por el medio de un país industrializado, en el cual se fabrican catalizadores y a la vez se desarrolla nueva tecnología; constantemente se están mejorando los catalizadores en operación. La segunda, es la de los países que se desarrollan dependiendo de los primeros, ya que no fabrican ninguno o muy pocos catalizadores. En esta situación, y hasta este punto del estudio, se encuentra México.

Así pues, los criterios para la selección de catalizadores, apropiados para una aplicación dada, son complejos excepto cuando éstos son especificados por el proceso en que van a ser empleados. En Estados Unidos por ejemplo, la confianza en el distribuidor de estos productos y su clasificación de servicio, son factores determinantes.

En cambio, cuando el catalizador en cuestión está íntimamente relacionado al proceso respectivo, o al menos así se hace aparecer, y es parte de la tecnología que el propietario trasmite al usuario; cuando sucede de país a país, se tienen las dos situaciones anotadas. Y resulta que la información particular, generalmente, no es aplicable a otros catalizadores aún cuando sean para el mismo proceso por lo que ya sabemos; que pequeñas diferencias en las técnicas de preparación redundan en grandes diferencias en las propiedades determinantes de los catalizadores. Los parámetros de operación pueden ser optimizados durante la aplicación, pero la información primaria, incluyendo el entrenamiento del personal así como el asesoramiento sobre problemas suscitados durante el tiempo de operación, son proporcionados por el distribuidor del catalizador dentro de la primera circunstancia y por el propietario de la tecnología, dentro de la segunda cuando es de país a país. En este último caso, los derechos y las obligaciones de una y otra parte del compromiso, quedan estipuladas dentro del "contrato de transferencia de tecnología" celebrado. Por ejemplo, México que en caso de importar la tecnología de un proceso en forma de "paquete", éste incluye la especificación del catalizador y ciertas condiciones de su

uso como podrían ser no solo las técnicas (temperatura y presión de operación, rendimiento máximo, etc.), sino también, y muchas veces los más importantes, las condiciones comerciales (comprar única y exclusivamente a un proveedor determinado por un tiempo dado) y los llamados "contratos de secrecía" que impiden que especificaciones y resultados de un catalizador sean publicados para evitar las desventajas dentro de la competencia en el mejoramiento constante de los catalizadores.

Ahondando la brecha tecnológica que separa las dos situaciones que hemos considerado; la naturaleza de los materiales catalíticos y las tecnologías de su manufactura, se han encaminado a una situación en la cual las técnicas de caracterización y prueba son a menudo empíricas y varían de -- manufactura a manufactura. El comportamiento o la función del catalizador es comunmente difícil relacionarla con las propiedades del material básico, lo cual hace difícil a su vez un procedimiento de evaluación simple y específica que garantice la selección apropiada del catalizador. No se puede negar que los países industrializados, superan con mucho a los no industrializados en lo que a experiencia de este tipo se refiere.

En lo que toca a la prueba del catalizador; se sabe que aún cuando un catalizador tenga todas las características fisicoquímicas de uno eficiente; puede fallar en un reactor comercial. Solamente probando dicho catalizador bajo condiciones de experimentación reales, puede uno verdaderamente, verificar su valor real.

En los países donde se producen catalizadores a nivel comercial, - la actitud usual de los principales fabricantes, es que la prueba no sea - hecha por los usuarios sino por los distribuidores; esto no es del todo satisfactorio pues en la práctica, debido a las numerosas dificultades involucradas en dichas pruebas, recomiendan los fabricantes que los usuarios - importantes de catalizadores realicen ellos mismos las pruebas para asegurarse de un óptimo funcionamiento durante la operación de la planta.

Hay diversas pruebas para determinar la eficiencia de un catalizador, contándose entre otras, las de actividad, las mediciones de adsorción, la determinación del área específica, de la porosidad y volumen del poro y de la densidad real y aparente, de termogravimetría, de rayos X, de ácidos superficial; etc. (referencias Nros. 1, 3, 7, 8, 13, 14).

Sobre el manejo del catalizador en la industria, tanto los fabricantes como los usuarios reconocen que el paso de activación inicial y el de alcance de la capacidad del reactor hasta el nivel de diseño, son trabajos complejos. Hay varios casos en que un catalizador puede fallar; -- por ejemplo, cuando se carga al reactor en forma rápida y descuidada o durante el reinicio en la operación de una planta que ha estado un largo período inactiva.

Así, la responsabilidad de los científicos e ingenieros en catálisis, no termina con el desarrollo y fabricación del catalizador. Deben tener un adecuado conocimiento acerca del empleo y funcionamiento de los reactores catalíticos comerciales.

Un usuario de catalizador debe contar con una serie de indicaciones que le permitan un adecuado empleo del mismo; ya sea que la adquiera directamente con el fabricante, o bien, dentro de una tecnología de proceso contratada.

Algunas indicaciones que deben ser tomadas en cuenta:

**DURANTE LA CARGA DEL REACTOR.**— Si el catalizador no es cargado -- apropiadamente, pueden quedar huecos y el catalizador no funcionará en el óptimo.

**DURANTE LA ACTIVACION.**— Este es el paso que proporciona vida al catalizador y consiste en colocar los componentes activos en el mismo y dejarlo listo para actuar. Este paso es responsable de los cambios en la textura del catalizador, así como de la composición de fase deseada. Por lo tanto, la actividad y estabilidad dependen de las condiciones en que --

se ejecute esta operación.

EN LA ETAPA EN QUE SE LLEGA A LA CAPACIDAD DE DISEÑO.- La unidad - debe ser paulatinamente alimentada hasta alcanzar su nivel de diseño. Los especialistas deben saber qué tanto puede resistir un catalizador en particular un aumento violento de temperatura sin presentar efectos adversos; - así que conviene su consulta para determinar el incremento de alimentación en cada caso.

Además de lo anterior, deben tomarse precauciones para salvaguardar la vida del catalizador como serían la de no rebasar la temperatura límite de seguridad para no arriesgarse a la desactivación del catalizador; - así mismo, lo equivalente para la presión y la conveniencia de evitar sustancias en la alimentación que envenenen al catalizador.

## C A P I T U L O      I I I

### FORMA EN QUE SE TRABAJA ACTUALMENTE EN-MEXICO SOBRE EL CONOCIMIENTO TECNICO DE LOS CATALIZADORES

Es una realidad el encontrarse en situaciones conflictivas cuando se trata de decidir sobre la importancia de los lineamientos que deberán regir una investigación en el campo de la catálisis; es decir, sobre el tipo de reacción o sistema a estudiar y la forma de atacar dicho estudio.

Las dos ramas aptas para realizar dicha investigación serían, en una división de lo más amplia, por un lado los laboratorios de institutos académicos y por el otro los laboratorios de las industrias.

#### **III.1) SEMBLANTE DE LA SITUACION EN EE.UU.**

En un país como los Estados Unidos de Norteamérica, la experiencia de las empresas del gobierno y de la industria en general, en este tipo de investigación, es muy grande lo cual lleva a pensar a una buena parte de los industriales americanos, (A.H. Weiss, D. Luss, D. E. Mears, R. Heck; - "INDUSTRIAL NEEDS IN CATALYSIS"; Chemical Engineering Progress; Vol. 69; - No. 5; Mayo 1973; Págs. 59-64) que su ayuda sería importante a la investigación académica y que como generalmente, la industria está bien equipada

con los últimos adelantos, además de que dispone del asesoramiento técnico por parte de los distribuidores de equipo, la investigación universitaria no debe intentar competir en este aspecto y en su opinión, debería por el contrario valerse de estas herramientas, principalmente cuando la industria le ofrece la oportunidad de colaborar en la solución de un problema importante que se le haya presentado. Así mismo, continúan, es saludable mantener un diálogo con la catálisis industrial pudiéndolo alcanzar mediante estancias en la industria en períodos de vacaciones y en los fines de semana; también, a través de una programación de actividades de consulta directa.

Por último, piensan que así como la investigación industrial se interesa más en la solución de problemas cotidianos, las universidades deberían hacer investigación básica y estudiar problemas de gran trascendencia; por ejemplo, problemas que serán determinantes tres o cuatro años después, cuando los estudiantes de hoy se estén graduando. Sin embargo, hay quienes opinan lo contrario y que la investigación en la universidad debe estar aplicada a problemas fundamentales de la industria.

### III.2) LA REALIDAD EN MEXICO .

En México, en donde nada de lo anterior existe ni podría existir, - por lo menos a corto plazo, debido a la simple razón de que no hay investigación a nivel industrial (con excepción de la realizada en el "Instituto Mexicano del Petróleo"), y las empresas trasnacionales que son las evocadas y con posibilidades, se encuentran en México con un carácter de sucursales cuyas matrices realizan la investigación fuera de nuestro país.

En lo que a investigación universitaria se refiere, ésta se encuentra apenas en sus albores, representada por lo efectuado en la "Universidad Nacional" y en el "Instituto Politécnico Nacional", aunque lo de este último más bien se reduce a trabajos técnicos.

En lo que toca a fabricación, el único catalizador que se produce en México es el "Pentóxido de Vanadio" para la producción de ácido sulfú-

rico. Lo hacen en dos plantas: "Catalizadores de México" en Tlalnepantla, Edo. de México e "Industrias Químicas de México" en Zacapu, Michoacán. - Por supuesto, ambos fabricantes compraron patentes extranjeras, el primero una de la "Allied Chemicals" (E.U.A.) y el segundo, según parece, una patente alemana. Así pues, nada de desarrollo de tecnología en catálisis en plantas mexicanas.

En la "Universidad Nacional Autónoma de México", en el "Departamento de Catálisis" de la División de Estudios Superiores de la "Facultad de Química", bajo la dirección del Dr. Martín Hernández Luna, se han desarrollado algunos trabajos en el campo de la catálisis heterogénea (exclusivamente sólido-gas), como son la preparación de un catalizador a base de --- Alúmina para la obtención de Azufre a partir de Acido Sulfúrico (reacción de Klauss), y la preparación de un catalizador para la oxidación de Metanol a Formaldehído a base de óxidos de fierro y molibdeno.

El Instituto Mexicano del Petróleo (I.M.P.), que fué creado en --- agosto de 1965 y que se precia de agrupar en su División de catálisis a la mayor parte de los profesionales que en nuestro país laboran en ese campo y cuya meta consiste en aplicar los adelantos de la investigación al desarrollo de tecnologías, tanto para la industria petrolera como petroquímica en general.

Este instituto cuenta en la actualidad con la tecnología para manufacturar y operar catalizadores en la Hidrodesulfurización de gasolinas y destilados en las 14 nuevas plantas de ese proceso en el sistema "PEMEX".- A nivel de pruebas industriales se cuenta con catalizadores para la desulfurización de gas natural y en etapa de planta piloto, se encuentran en -- evaluación diversos catalizadores desarrollados para procesos de isomerización de pentanos, dimerización de olefinas, deshidrogenación de etilbenceno, y reformación de naftas.

Sin embargo, no hay ninguna comunicación entre estos dos únicos -- centros de investigación de la " U.N.A.M." y el "I.M.P.". Aunque el hecho

de que exista esto último, es necesario, pienso que lo primero que debe hacer el investigador en la universidad es enfrentar los naturales conflictos que surgen acerca del tipo de investigación académica que deberá emprender; por ejemplo, deberá considerar antes que todo, cuál es el propósito fundamental de tal investigación; si es primordial proporcionar entrenamiento en la investigación y experiencia al estudiante; o lo importante es realizar avances significativos en el campo de la catálisis; o bien, se aspira a una combinación de ambos lineamientos.

Un punto muy importante que se traduce por lo general en una lamentable deficiencia dentro de la investigación en catálisis en las universidades, es lo que se refiere a la "calificación" no sólo de los estudiantes sino también de los asesores de la poca investigación que pudiera haber.

Se requiere que la investigación de este tipo se cuide de la trampa común de realizar ilustraciones al alumno mediante el camino más corto o bien, por el ya previamente cien veces recorrido; que los materiales o sistemas que se seleccionen para su estudio no se escojan por su facilidad para ser tratados sin vislumbrar la posibilidad de usar algún método instrumental ingenioso en particular.

En el caso de los estudiantes que se gradúan en Ingeniería Química, el conocimiento de la estructura y la fisicoquímica de los catalizadores es limitada, hecho que coloca bajo fuerte desventaja a este campo de la investigación en catálisis, pues no se ve promovida de tal manera que se interesen en ella. Una prueba feaciente de ello, es el número tan limitado de estudiantes que se dedican a ella en la U.N.A.M.

Es evidente que en México la investigación en catálisis puede empezar por las universidades por lo tanto, conviene que sea con un carácter interdisciplinario y es importante considerar que desarrollar esta investigación sin incluir la síntesis y preparación del catalizador en estudio, es ridículo.

La investigación en catálisis a nivel universitario y en nuestro país, apenas empieza, así pues, si sabemos de lo limitado y las limitaciones de esta investigación, a cada momento se verá aumentado su valor potencial escogiendo bien el modelo a ser investigado.

Se promoverá la investigación en la catálisis dentro de la licenciatura, permitiendo que el alumno pueda entrar en contacto con el proceso de evaluación de un catalizador y con su manufactura en plantas piloto; -- que a fin de cuentas son las realidades industriales y/o los resultados -- prácticos lo que motiva al estudiante.

Se aumentará su acervo al seleccionar proyectos de investigación para estudiantes graduados que en naturaleza se encuentren más interrelacionados con la catálisis y se les expongan los aspectos químicos y de ingeniería de dicho campo.

Ocupará aspecto importante el seleccionar proyectos que realmente exijan dedicación, pero al mismo tiempo ejerciten la creatividad de los estudiantes.

Conviene empeñarse en proyectos de investigación que se reflejen en nuevas respuestas a preguntas básicas importantes en lugar de que sean extensiones de respuestas ya logradas.

Se espera que muy pronto México pueda si no considerarse autosuficiente en el ramo de la importación de tecnologías con la imposición física y comercial del catalizador, sí que pueda ser un país que haga tecnología y que ésta pueda ser exportada principalmente a países de Latinoamérica con necesidades semejantes a las nuestras por ejemplo en lo que se refiere a economías de escala y otros aspectos.

## C A P I T U L O IV

### APLICACION GENERAL DE LOS CATALIZADORES HETEROGENEOS EN LOS PRINCIPALES PROCE-- SOS INDUSTRIALES

A continuación se presentarán algunas aplicaciones en los principales procesos industriales de catalizadores heterogéneos que hasta la fecha han sido probados; así como su aproximada composición, (5).

#### H i d r o g e n a c i ó n :

OLEFINAS A PARAFINAS: Catalizadores de Níckel - 35%, 50%, 58% y -- 68% sobre un soporte (o vehículo); prereducido y estabilizado, (también -- puede usarse sin reducir).

DIOLEFINAS A MONOOLEFINAS: Catalizadores de Níckel no reducidos -- 11% Ni como óxido sobre alúmina activada.

HIDROCARBUROS AROMATICOS: Catalizadores de Níckel - 58% a 60% Ni - sobre Kieselguhr (tierra diatomea); 35%, 46%, 50% y 68% Ni sobre un soporte, prereducido y estabilizado (también se puede usar sin reducir). Reaccio-- nes típicas: benceno a ciclohexano; naftaleno a tetralín o decalín.

GRUPO CARBONILO EN ALDEHIDOS Y CETONAS: Catalizadores de Níckel -- 58% Ni sobre Kieselguhr; 35%, 46%, 50% Ni sobre un soporte, prereducido y-

estabilizado (también se puede usar no reducido).

Catalizadores de Cromato de Cobre - 78% CuO, 20% Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub>; Ba estabilizado 35% CuO, 38% Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub>; 51% CuO, 47% Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub>.

Los catalizadores de Níckel y de Cromato de Cobre se usan en la hidrogenólisis de alcoholes, éteres, ésteres, lactonas y glicéridos.

AROMATICOS POLICICLICOS A MONOCICLICOS: Catalizadores de Níckel -- 11% de Ni no reducido, como óxido sobre alúmina activada; catalizadores de Níckel - Tungsteno - 6% Ni y 19% de Tungsteno sobre Alúmina.

#### COMPUESTOS DE NITROGENO:

1.- NITRILOS A AMINAS PRIMARIAS: Catalizador de Níckel - 58% Ni sobre Kieselguhr, prereducido y estabilizado (también es útil el no reducido).

2.- NITRILOS A AMINAS SECUNDARIAS: Catalizadores de Níckel - (Ruffert) - 25% Ni sobre un soporte.

3.- NITRILOS ALKILO NO SATURADOS A AMINAS NO SATURADAS: Catalizador de Níckel - 58% Ni sobre Kieselguhr, prereducido y estabilizado (también útil el no reducido).

Catalizador de Cromato de cobre - 51% CuO, 47% Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub>; 54% CuO, 41% Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub>. Imidas, Iminas y N-Alkil, amidas reaccionan similarmente con estos catalizadores.

4.- COMPUESTOS NITROSOS A LAS CORRESPONDIENTES AMINAS: Catalizador de Níckel - 58% Ni sobre Kieselguhr, prereducido y estabilizado (también útil el no reducido).

5.- COMPUESTOS NITRO A MONOAMINO COMPUESTOS: PROCESO BATCH: Catalizador de Níckel - 58% Ni sobre Kieselguhr.

Catalizadores de Cromato de Cobre - 51% CuO, 47% Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub>; 54% CuO, - 41% Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub>.

LECHO FIJO: Catalizadores de Níckel - 58% Ni sobre Kieselguhr.

Catalizadores de Cromato de Cobre - 78% CuO, 20% Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub>; Ba Estabi  
lizado 35% CuO, 38% Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub>; 42% CuO, 38% Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub>.

6.- HENDIDURA REDUCTIVA DE AZO Y COMPUESTOS TIPO-AZO: PROCESO ----  
BATCH: Catalizador de Níckel - 58% Ni sobre Kieselguhr.

LECHO FIJO: Catalizadores de Níckel - 58% Ni sobre Kieselguhr; ---  
68% Ni sobre un soporte.

7.- INTERACCION DE ALCOHOLES CON AMONIACO PARA PRODUCIR ALKILAMINAS:  
Catalizadores de Níckel - 56% Ni sobre Kieselguhr, parcialmente prereducido  
y estabilizado; 14% de Ni no reducido, como óxido sobre alúmina altamente-  
activada; 68% Ni sobre un soporte, prereducido y estabilizado (útil tam---  
bién el no reducido).

GRASAS, ACEITES Y ACIDOS GRASOS: Catalizadores de Níckel - 25 a --  
30% Ni sobre Kieselguhr, prereducido; 25% Ni sobre un soporte, prereduci--  
do; 35% Ni sobre un soporte (Nysee), prereducido. También aprovechable la  
forma no reducida - 25% Ni sobre un soporte (Rufert).

Refinación de Petróleo:

CRACKING CATALITICO: Las Zeolitas (mallas moleculares), han venido  
a ser los catalizadores predominantes para el cracking catalítico fluido,-  
particularmente en E.U.A. y Canadá.

HIDROCRACKING: Sílica Alúmina o catalizadores de Zeolitos conte---  
niendo platino, níckel u óxido de tungsteno; son usados en este proceso.

REFORMACION CATALITICA: Los procesos usan un catalizador conte---  
niendo platino (aproximadamente de 0.3 a 0.8% de Pt) sobre Alúmina (Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>).

D e h i d r o g e n a c i ó n :

PARAFINAS A OLEFINAS Y DIOLEFINAS: Catalizadores de Molibdeno-Alú  
mina - 10% MoO<sub>3</sub> sobre alúmina altamente activada.

Catalizadores de Cromo-Alúmina - 19%  $Cr_2O_3$  sobre alúmina activada.

OLEFINAS A HIDROCARBUROS DIOLEFINICOS: Catalizadores de Molibdeno-Alúmina y Cromo-Alúmina, como arriba.

ALCOHOLES A ALDEHIDOS Y CETONAS: Catalizadores de Cromato de Cobre 51%  $CuO$ ; 47%  $Cr_2O_3$ ; 42%  $CuO$ ; 38%  $Cr_2O_3$ .

GRUPOS FUNCIONALES: Catalizadores de Cromato de Cobre - 78%  $CuO$ , - 20%  $Cr_2O_3$ ; 35%  $CuO$ , 38%  $Cr_2O_3$ , Ba-Estabilizado.

Catalizadores de Cobre - 6%  $Cu$  sobre un soporte de sílica.

Catalizadores de Molibdeno-Alúmina - 10%  $MoO_3$  sobre alúmina altamente activada.

#### D e s h i d r a t a c i ó n :

Los compuestos Orgánicos solos o en reacciones heterogéneas usan - principalmente alúmina activada (99%  $Al_2O_3$ ) ó fluoruro de Aluminio (85% o más de  $AlF_3$ ).

#### H i d r o t r a t a m i e n t o :

HIDRODESULFURIZACION: Catalizadores de Molibdato de Níckel - 3.8%  $NiO$  y 16.8%  $MoO_3$  sobre alúmina (sílica mejorada).

HIDRODENITROGENACION: Catalizadores de Molibdato de Níckel - 3.8%  $NiO$  y 16.8%  $MoO_3$  sobre sílica-alúmina.

Catalizadores de Nickel-Tungsteno - 6%  $Ni$  y 19% Tungsteno sobre sílica-alúmina; 6%  $Ni$  y 19% Tungsteno sobre alúmina.

HIDROCRACKING: Catalizadores de Molibdato de Níckel y Nickel-Tungsteno, como arriba.

#### Síntesis de Metanol:

Hidrogenación de monóxido de carbono sobre catalizadores de Cro

ma. o de Zinc - 60% ZnO y 20% Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub> (no reducido); 73% ZnO y 21% Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub> (pre reducido).

#### Síntesis de Formaldehido:

Oxidación/Dehidrogenación de metanol sobre catalizadores de Plata, o la oxidación de metanol sobre catalizadores conteniendo óxidos de Fierro, Molibdeno, Tungsteno, Vanadio y metales similares. Un catalizador conveniente para la oxidación de Metanol a Formaldehido es una mezcla de Oxidos (fórmula hipotética: Fe<sub>2</sub>Mo<sub>5</sub>O<sub>18</sub>) de aproximadamente 18-19% Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> y 81-82% - MoO<sub>3</sub>.

#### Síntesis de Acetato de Vinilo:

Se usa un catalizador de Acetato de Zinc - 10% Zn presente como -- acetato, sobre carbón activado.

#### Síntesis de Cloruro de Vinilo:

Catalizadores de cloruro de mercurio - 10% HgCl<sub>2</sub> sobre carbón acti vado.

Catalizadores de Cobre - 10% CuCl<sub>2</sub> ó 7.7% Cu sobre alúmina activada

#### Halogenación y Dehalogenación:

CLORINACION-HIDROCLORINACION: Catalizador de cloruro de mercurio - 10% HgCl<sub>2</sub> sobre carbón activado.

Catalizadores de Cobre - 10% CuCl<sub>2</sub> sobre alúmina activada; 7.7% -- Cu sobre alúmina activada.

DECLORINACION-DEHIDROCLORINACION: Catalizadores de Cloruro de Mercurio - 10% HgCl<sub>2</sub> sobre carbón activado.

Catalizadores de Cloruro de Bario - 27% BaCl<sub>2</sub> sobre carbón activa do.

FLUORINACION-HIDROFLUORINACION: Catalizadores de Cromo-Alúmina - - 33%  $\text{Cr}_2\text{O}_3$  sobre alúmina silicada.

Catalizador de Fluoruro de Sodio - 99% NaF.

Catalizador de Fluoruro de Aluminio - 85% ó más  $\text{AlF}_3$

Oxo-Procesos:

Involucra dos reacciones catalíticas por separado. En el primer paso, la adición de monóxido de carbono e hidrógeno a olefinas para producir aldehidos, se usa como catalizador acetato de cobalto, hidrato de cobalto, naftenato de cobalto u óxido de cobalto.

El segundo paso, la hidrogenación de aldehidos a los correspondientes alcoholes, usa como catalizador:

Catalizadores de Cobalto - 10% Co como óxido sobre alúmina activada; 20% Co como óxido sobre un soporte tipo sílica (no reducido); 13% Co sobre Kieselguhr (prereducido y estabilizado); 13% Co como óxido sobre Kieselguhr (no reducido).

Catalizadores de Cromato de Cobre - 42%  $\text{CuO}$ , 38%  $\text{Cr}_2\text{O}_3$ ; Ba-estabilizado 33%  $\text{CuO}$ , 38%  $\text{Cr}_2\text{O}_3$ ; 78%  $\text{CuO}$ , 20%  $\text{Cr}_2\text{O}_3$ .

Oxidación:

Plata, Vanadio, Cobre, etc., en forma metálica o de óxidos, montados sobre soportes adecuados. (Particularmente el Pentóxido de Vanadio se usa para oxidaciones con aire en fase vapor de hidrocarburos como naftaleno y o-Xileno a Anhídrido Ftálico, o para la oxidación de benceno a anhídrido maleico).

Purificación:

REMOVIMIENTO DE COMPUESTOS DE AZUFRE: Catalizador de Molibdato de Nickel - 3.8%  $\text{NiO}$  y 16.8%  $\text{MoO}_3$  sobre alúmina, sílica mejorada.

Catalizador de Oxido de Zinc - 100% ZnO.

REMOVIMIENTO DE CO ó CO<sub>2</sub> DE H<sub>2</sub> ó GAS DE SINTESIS POR METANIZACION:  
Catalizadores de Nickel - 58% Ni sobre Kieselguhr, prereducido y estabilizado (también útil el no reducido).

REMOVIMIENTO DE O<sub>2</sub> E H<sub>2</sub>: Catalizador de Nickel - 58% Ni sobre Kieselguhr.

Catalizadores de Cobre - 99% CuO; 10% CuO sobre alúmina altamente-activada; 5% CuO sobre alúmina altamente flameada; 79% CuO.

REMOVIMIENTO DE FLUORURO DE HIDROGENO: Catalizadores de Fluoruro - de Sodio y Bifluoruro de Sodio - 99% NaF, 99% NaHF<sub>2</sub>.

REMOVIMIENTO DE NITROGENO Y COMPUESTOS DE NITROGENO: Catalizador - de Molibdato de Nickel - 3.8% NiO y 16.8% MoO<sub>3</sub> sobre alúmina, sílica mejorada.

Catalizadores de Nickel-Tungsteno - 6% Ni y 19% Tungsteno sobre -- alúmina; 6% Ni y 19% Tungsteno sobre sílica alúmina.

Catalizadores para fertilizantes:

CATALIZADORES DE DESULFURIZACION: Cobalto-Molibdeno o Nickel-Molibdeno, seguidos de ZnO.

GAZ DE AGUA-REACCION DE DESPLAZAMIENTO (ALTA Y BAJA TEMPERATURA):  
Baja temperatura - Cu, ZnO, Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, TiO<sub>2</sub>.

REFORMACION (PRIMARIA Y SECUNDARIA): Primaria - Sistemas de NiO sobre alúmina.

SINTESIS: Catalizador de Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub> (con promotores).

## C A P I T U L O V

### ESTUDIO DEL CONSUMO DE CATALIZADORES EN LA INDUSTRIA DEL PETROLEO Y SU PROYECCION A 1980-1982 PARA LA POSIBILIDAD DE SU FABRICACION EN NUESTRO PAIS

En un principio, se consultaron los "Anuarios Estadísticos" de la Secretaría de Industria y Comercio, (1963-1973), en lo que a importación de catalizadores se refiere; encontrándose limitada información, tanto en el número de los catalizadores reportados (fueron 10 en total), como en los datos de su consumo a lo largo del período examinado; ya que éstos, fueron muy irregulares.

No obstante lo anterior, se analizaron dichos datos y se corrieron en un programa de computadora elaborado en la "Unidad de Informática" de "Petróleos Mexicanos"; con el objeto de obtener la proyección de su consumo a 1980. El programa de referencia está elaborado siguiendo la técnica estadística de los Mínimos Cuadrados, (de la cual se hace un resumen en el apéndice).

Así mismo, se hizo un estudio de los reportes sobre los movimientos de catalizadores en cada uno de los almacenes de "PEMEX". Suponiendo que las "salidas" representarían a su vez los "consumos" de cada catalizador; se hizo el recuento por cada uno de ellos, para todos los almacenes y

por cada año; se abarcó de 1968 a 1973.

Del total estudiado, se escogieron 12 catalizadores bajo el criterio de la consistencia de sus datos y se sumaron a los 10 anteriores, dentro del Programa.

Dicho programa hizo una evaluación y una proyección para cada grupo de datos (para cada catalizador); dentro de cada uno de los ocho modelos estudiados; a saber: LINEAL, CUADRATICO, EXPONENCIAL, LOGARITMICO, POTENCIAL, GEOMETRICO, LINEAL RECIPROCO Y CONSTANTE, Calculando su ecuación.

En seguida enlistaba los errores existentes entre los datos reales y calculados. Así como un breve análisis estadístico constando de la prueba de F, y del Coeficiente de Correlación, para terminar con una gráfica - representando la relación entre los valores reales y los calculados.

De la totalidad del Programa, se escogió un modelo para cada catalizador; el que más se acercaba a una posible realidad, estadísticamente hablando.

Los datos y la proyección para 2 y 3 años , respectivamente y para cada catalizador con el modelo escogido, son:

NOTA: LOS CONSUMOS ESTÁN EXPRESADOS EN Kg.

1.- CATALIZADOR PARA PREPARACION DE EMULSIONES DE SILICONES:

AÑO	DATOS	VALORES CALCULADOS
1963	343	18 640
1973	4 103	2 279
1980		524

2.- CATALIZADOR DE PALADIO Y CARBON ACTIVADO:

AÑO	DATOS	VALORES CALCULADOS
1964	7 599	18 368
1973	33 584	21 429
1980		125 740

3.- CATALIZADOR DE PENTOXIDO DE VANADIO:

AÑO	DATOS	VALORES CALCULADOS
1964	5 300	25 208
1973	109 559	67 589
1980		221 193

4.- CATALIZADORES AGOTADOS PARA EXTRACCION DE NIQUEL:

AÑO	DATOS	VALORES CALCULADOS
1966	55 156	2 603
1973	92 445	71 857
1980		-1 503 856

5.- CATALIZADOR DE NIQUEL U. OXIDO DE NIQUEL:

AÑO	DATOS	VALORES CALCULADOS
1966	226 938	310 586
1973	22 700	59 206
1980		11 286

6.- CATALIZADOR QUE AUMENTA PODER RETEN DE  $K_2CO_3$  RESPECTO DE  $CO_2$

AÑO	DATOS	VALORES CALCULADOS
1966	3 810	3 884
1973	6 502	2 826
1980		2 567

7.- CATALIZADOR DE PENTOXIDO DE VANADIO:

AÑO	DATOS	VALORES CALCULADOS
1967	10 565	70 883
1973	38 600	61 945
1980		59 041

8.- CATALIZADOR DE  $\text{MoO}_3$  Y  $\text{CoO}$  SOBRE TIERRAS ACTIVADAS:

AÑO	DATOS	VALORES CALCULADOS
1969	70	230
1973	385	1 402
1978		1 549

9.- CATALIZADOR DE OXIDOS DE FIERRO Y MOLIBDENO:

AÑO	DATOS	VALORES CALCULADOS
1969	218	280
1973	585	574
1978		611

10.- CATALIZADOR DE OXIDO DE FIERRO:

AÑO	DATOS	VALORES CALCULADOS
1969	42 238	87 354
1973	85 725	34 848

11.- SILICA GEL: W.R. GRACE:

AÑO	DATOS	VALORES CALCULADOS
1968	1 218 848	1 409 260
1972	865 787	500 320
1979		-33 155 510

12.- BAUXITA ACTIVADA CYCLOCEL-MILWHITE:

AÑO	DATOS	VALORES CALCULADOS
1968	68 200	135 967
1973	4 360	3 325
1979		39

13.- BAUXITA ACTIVADA POROCEL-MILWHITE:

AÑO	DATOS	VALORES CALCULADOS
1968	180	182
1973	6 450	70 863
1979		169 802

14.- CATALIZADOR PESADO, DURABEAD FRESH:

AÑO	DATOS	VALORES CALCULADOS
1968	325 822	495 905
1973	758 233	871 321
1979		-3 716 005

15.- CATALIZADOR C-12-1 DE OXIDO FERRICO-OXIDO CROMICO PARA PLANTAS DE AMONIACO:

AÑO	DATOS	VALORES CALCULADOS
1968	28 779	12 598
1972	35 800	42 089
1979		-959 767

16.- SILICA GEL. W.R. GRACE, ZEOLITE-FRESCO:

AÑO	DATOS	VALORES CALCULADOS
1968	1 638 579	1 506 144
1973	4 451 800	4 238 620
1979		5 295 686

17.- CATALIZADOR UOP-No. 1 PARA POLIMERIZACION DEL PROPILENO A TEMPERATURA:

AÑO	DATOS	VALORES CALCULADOS
1968	97 318	116 411
1973	93 403	87 772
1979		-590 842

NOTA: CATALIZADOR SUBSTITUIDO POR EL C-84 (AC. FOSFORICO/KIESEL--GHUR).

18.- CARBON ACTIVADO C-8-6 - CED.B. PARA DESULFURIZACION DE GAS NATURAL, (MALLA 12 X 30 in):

AÑO	DATOS	VALORES CALCULADOS
1970	11 167	11 448
1973	8 157	7 876
1981		253 067

19.- CATALIZADOR DE OXIDO DE FIERRO (ESPONJA). PARA DESULFURIZACION DE GAS:

AÑO	DATOS	VALORES CALCULADOS
1970	2 040	14 791
1973	25 000	12 249
1981		-1 396 284

20.- CARBON ACTIVADO C-8-6 - CED.B. PARA DESULFURIZACION DE GAS NATURAL, (4 X 10 mm.)

AÑO	DATOS	VALORES CALCULADOS
1970	1 451	1 424
1973	1 206	1 232
1981		47 383

21.- CATALIZADOR MOBIL DURABEAD 8; PARA PLANTAS TCC.:

AÑO	DATOS	VALORES CALCULADOS
1970	159 307	191 010      166 484
1973	1 239 150	1 207 447      1 176 850
1981		8 650 389      5 543 883

NOTA: (MOD. CUADRATICO) Y (MOD. POTENCIAL)

22.- CARBON ACTIVADO C-8-4 - CED. B. PARA DESULFURIZACION DE GAS.

AÑO	DATOS	VALORES CALCULADOS
1970	5 250	3 783
1973	11 453	12 921
1981		-468 140

Como se observa, algunos catalizadores, (4, 11, 14, 15, 17, 19), -- llegan a presentar proyecciones de signo negativo, lo cual es imposible, - pues no puede haber "consumos negativos". Por otro lado, el catalizador - No. 21, se ajusta a todos los modelos en una forma bastante aceptable. Nuevamente, como ocurre en la mayoría de los casos, el mejor ajuste lo representa el "modelo cuadrático" (por el mayor valor de P) y el "potencial" -- (por el mayor valor de  $\rho$ ) y el "potencial" (por el menor error).

En el Apéndice de Petroquímica aparece un listado elaborado a partir del programa. Dándose para cada catalizador:

Los datos	Columna 2
El año	" 3
La fuente	" 4
El modelo escogido	" 5
La ecuación	" 6
El error	" 7
El valor de F	" 8
El coef. de correlación	" 9
Los valores calculados	" 11
y El No. de Gráfica	" 12

De acuerdo a la experiencia alcanzada en la proyección anterior, se deduce que el consumo de los catalizadores no puede ser estudiado en forma independiente, sino en relación al producto y al proceso o procesos que -- llevan a la consecución de dicho producto.

Así pues, se intentó un estudio más a fondo; incluyendo en petroquímica básica, el análisis del consumo de catalizador para cada producto, por planta y por proceso. Dándose además datos adicionales como son características principales del catalizador y algunas generales sobre la planta como son, su capacidad nominal (Ton/año), el año en que inició operación y su localización.

Para cada producto, se llegó a un "coeficiente" que representa los Kilogramos de catalizador, consumidos por Tonelada de producto. La forma de llegar a él, fue como sigue: con la carga al reactor cada determinado número de años, se obtuvo el consumo aparente por año de catalizador; éste valor, se dividió entre la elaboración total del producto en un año (generalmente se tomaron los valores de la producción en 1973; de la "Memoria de Labores de Petróleos Mexicanos de 1973, cuadro II-8, Pág. 92).

Dicho "coeficiente" (Kg. Cat/Ton. de prod.) se usó para inferir el consumo del catalizador mediante el "programa de producción" del producto por parte de "PEMEX".

A continuación se dan brevemente los resultados obtenidos por producto. (Si se requiere mayor información, consultar las tablas del estudio que aparecen en el apéndice de Petroquímica).

#### A m o n i a c o :

El catalizador usado en su proceso de síntesis, es a base de "OXIDO DE FIERRO". Se calculó un coeficiente de consumo de 0.09013 Kg. Cat./Ton. Prod. Tomando eso en cuenta, así como las 4 plantas que entrarán en operación a corto plazo (en 1975-1976), y las dos más que lo harán en 1980; se espera el siguiente desarrollo del consumo del catalizador:

Año	1973	1976	1979	1982
Kgs. de Cat.	51 825	120 256	186 524	262 639

### Metanol:

Producto producido por síntesis, en que se emplea un catalizador a base de "CROMITO DE ZINC", para el cual se calculó un coeficiente de consumo de 0.0777 Kg. Cat./Ton. Prod. Esto permite, aunado con el proyecto de una nueva planta que aumentará la capacidad de producción del Metanol en México, preveer un desarrollo de consumo como sigue:

Año	1973	1976	1979	1982
Kgs. de Cat.	1 865	2 097	10 490	11 422

### Etilbenceno:

Este producto se obtiene en México por dos vías; por Reformación Catalítica y por Síntesis a partir de Etileno y Benceno. Los catalizadores usados en cada proceso, son a base de "PLANTINO/ALUMINA" y de "TRIFLUORURO DE BORO/ALUMINA", respectivamente. Se encontró para estos catalizadores que los coeficientes de consumo son: 0.944 y 0.352 Kg. Cat./Ton./Prod. Tomando en cuenta lo anterior, así como que la producción por ruta reformación será constante, y que para 1977 se prevee la tercera planta de ETILBENCENO (Ruta por síntesis); se espera un desarrollo del consumo para los catalizadores, como sigue:

Año	1973	1976	1979	1982
Kgs. de Cat:				
Ruta por Reformación	9 062	9 062	9 062	9 062
Ruta por Síntesis	9 821	9 821	49 421	53 821

### Oxido de Etileno:

En su proceso de Oxidación catalítica de Etileno, se utiliza un catalizador a base de "OXIDO DE PLATA". Para este catalizador se encontró un coeficiente de consumo de 1.34 Kg. Cat./Ton. Prod. Con esto, y tomando en cuenta que se prevee un incremento promedio anual de 28.5% en la demanda, dato que llevará a "PEMEX" construir dos plantas más en 1977 y en ---

1982; se espera un desarrollo del consumo del catalizador en los términos siguientes:

Año	1973	1976	1979	1982
Kgs. de Cat.	20 100	37 520	171 520	265 320

#### Acrilonitrilo:

Producido mediante un proceso de amoxidación (con amoniaco y aire), en el cual se emplea un catalizador a base de "OXIDOS DE FIERRO, ESTAÑO Y-PLOMO" y para el cual se calculó un coeficiente de consumo de 0.90 Kg. --- Cat./Ton. Prod. Debido a ello y a que se aumentará la producción de acrilonitrilo en 1978 al entrar en operación la segunda planta; se espera un desarrollo en el consumo de su catalizador, como sigue:

Año	1973	1976	1979	1982
Kgs. de Cat.	19 126	21 600	57 600	66 600

#### Tetrámero del Propileno:

En el proceso de polimerización del propileno se emplea un catalizador fabricado a base de "FOSFATOS ACIDOS SOBRE ALUMINA". Se encontró -- que el coeficiente de consumo de este catalizador es 2.55 Kg. Cat./Ton. -- Prod. Como en 1977 se aumentará la capacidad de producción del tetrámero, se espera un desarrollo del consumo del catalizador en los términos siguientes:

Año	1973	1976	1979	1982
Kgs. de Cat.	112 838	112 838	250 538	265 838

#### Ciclohexano:

Se obtiene mediante hidrogenación catalítica de Benceno. Se emplea para este proceso cualesquiera de las dos bases de catalizador siguientes: "NIQUEL RANEY" ú "OXIDO DE NIQUEL". Cuyos coeficientes son ---

0.324 y 0.0887 Kg. Cat./Ton. Prod., respectivamente. Tomando en cuenta la producción de ciclohexano en los próximos años, se espera un desarrollo de consumo de catalizador de:

Año	1973	1976	1979	1982
Kgs. de Cat.				
A base de:				
Niquel Raney	9 720	19 265	25 753	27 540
Oxido de Niquel	2 661	5 274	7 050	7 540

#### E s t i r e n o :

Obtenido mediante un proceso de dehidrogenación de Etilbenceno que utiliza un catalizador a base de "OXIDO FERRICO,  $C_2O_3$  y  $K_2CO_3$ " y para el cual se calculó un coeficiente de consumo de 0.402 Kg. Cat./Ton. Prod. Considerando que la producción de Estireno se acrecentará al entrar en operación la Planta Estireno II en 1977; se espera el siguiente desarrollo del consumo del catalizador:

Año	1973	1976	1979	1982
Kgs. de Cat.	12 060	12 060	48 240	52 260

#### Dodecil Benceno:

Obtenido mediante un proceso de Alkilación Catalítica de Benceno con el Tetrámero del Propileno. Emplea como catalizador "H F ANHIDRIDO" en circulación. Se calcula su consumo en 6.0 Kgs. Cat./Ton. Prod. Se espera que para 1977 entre en operación la planta DODECILBENCENO III con lo que plantea un desarrollo del consumo de su catalizador en los siguientes términos:

Año	1973	1976	1979	1982
Kgs. de Cat.	318 000	318 000	566 700	618 000

### Aromáticos:

Se encuentran comprendidos aquí los productos de la Reformación de Nafta ligera. Estos productos son BENCENO, TOLUENO, ORTO-XILENO, META Y PARA-XILENOS (Aparte se tratará el Benceno obtenido por hidrodealquilación de tolueno, así como el Para-Xileno que se obtiene aislado en Cosoleacaque, Ver.).

En este proceso se utiliza un catalizador a base de "PLATINO-RENIO SOBRE ALUMINA", y se le calculó un coeficiente de consumo de 0.0503 Kg. -- Cat./Ton. Prod. que tomándolo en cuenta en la producción de ésta por la -- planta de AROMATICOS II que se prevee para 1977 en la Cangrejera, Ver.; de termina un desarrollo de consumo para el catalizador de este proceso, en -- la siguiente forma:

Año	1973	1976	1979	1982
Kgs. de Cat.	10 312	10 312	46 400	50 417

### Benceno:

Obtenido mediante el proceso de Hidrodealquilación de Tolueno, re-- quiere de un catalizador a base de "CROMO-ALUMINA", para el que se encon-- tró un coeficiente de consumo de 0.0778 Kg. Cat./Ton. Prod.; sin embargo, -- como no se prevee ningún incremento en la producción de Benceno por este -- proceso, se espera que el consumo de catalizador permanezca constante:

Año	1973	1976	1979	1982
Kgs. de Cat.	4 475	5 446	5 446	5 446

### Para-Xileno:

Obtenido por isomerización de meta-Xileno y mediante un cataliza-- dor a base de "PLATINO SOBRE ALUMINA", para el cual se calculó un coeficien-- te de consumo de 0.20 Kg. Cat./Ton. Prod. y como la producción aumentará -- en 1977 debido a que entrará en operación la planta de PARA-XILENO II de -- 170,000 Ton./Año en el Dto. Ind. de la Cangrejera, Ver.; se espera el si--

guiente desarrollo de consumo del catalizador:

Año	1973	1976	1979	1982
Kgs. de Cat.	----	7 200	38 600	42 000

#### Acetaldehido:

Este producto se obtiene por oxidación catalítica de Etileno y emplea como catalizador una mezcla de "CLORURO DE COBRE Y CLORURO DE PALADIO" en una relación, que se puede decir, es desproporcionada (7,000 Kgs. de  $\text{CuCl}_2$  por cada 25 Kgs. de  $\text{PdCl}_2$ ). Por tanto, los coeficientes de consumo son repetitivamente 0.27 y 0.00096 Kg. Cat./Ton. Prod. Como se espera que la segunda planta de Acetaldehido entre en operación a partir de 1977, y - tenga una ampliación en 1981; el desarrollo de consumo se espera sea:

Año	1973	1976	1979	1982
Kgs. de Cat.				
$\text{CuCl}_2$	11 880	11 880	38 880	51 030
$\text{PdCl}_2$	42	42	138	182

#### CLORURO DE ETILO:

Se obtiene por clorinación de Etileno con ácido clorhídrico y un catalizador a base de "CLORURO FERRICO ANHIDRO". Su coeficiente de consumo se calculó en 3.65 Kg. Cat./Ton. Prod. Como se considera que no aumentará la demanda del Tetraetilo de plomo, producto del cual es materia prima; se considera que no habrá desarrollo en el consumo del catalizador:

Año	1973	1976	1979	1982
Kgs. de Cat.	----	43 800	43 800	43 800

#### Polietileno B.D.:

En la polimerización catalítica del Etileno, se emplea un catalizador cuya base química es el "PEROXIDO DE DECANOILO" cuyo coeficiente de

consumo se encontró ser 6.92 Kg. Cat./Ton. Prod. Así mismo, tomando en -- cuenta que a partir de 1977, la capacidad total instalada aumentará por la tercera planta de POLIETILENO B.D. en la Cangrejera, Ver.; lleva a un desa rrollo de consumo tanto como:

Año	1973	1976	1979	1982
Kgs. de Cat.	540 000	540 000	1 660 800	1 785 360

#### A z u f r e :

Obtenido mediante el proceso Klauss (oxidación de Acido Sulfhídri- co a Azufre elemental). El catalizador empleado es a base de "ALUMINA" -- propiamente al 92%. Su coeficiente de consumo se encontró ser 1.28 Kg. -- Cat./Ton. Prod. Como este producto no se obtiene para satisfacer una necesidad, sino para solucionar un problema, su producción también aumentará;- por varias plantas más que se instalarán en el período siguiente hasta --- 1980 (6 plantas más); se espera un desarrollo de consumo de la alúmina co- mo sigue:

Año	1973	1976	1979	1982
Kgs. de Cat.	120 704	419 116	546 760	659 328

Los productos restantes se agruparon al final debido a que no usa- catalizador su proceso, aún no se producen en el país y no se tienen datos sobre su catalizador; o bien, el catalizador se forma a espensas del mate- rial del reactor como es el caso del 1-2 DICLOROETANO y del PERCLOROETILE- NO.

Para los productos Petroquímicos así agrupados, se tiene otra dis- posición en las tablas; por ejemplo, aparte de los datos generales sobre - la planta (primeras 4 columnas); se da el proceso, los usos del producto y su consumo y programa de producción.

Este estudio demuestra, que analizar los catalizadores de una rama

de la Química Industrial, sencillamente es imposible si se quieren hacer agrupaciones ya que es necesario tratar producto por producto y en casos de alguno o algunos productos, proceso por proceso; como lo indica el caso del ETILBENCENO.

Del mismo modo, cabe aclarar que el dato de Kgs. Cat./Año (columna 12 generalmente), es puramente para efectos de cálculo ya que si la carga al reactor se hace en el número de Kgs., dados (columnas 8 y 9), y cada número determinado de años, pues solo cada período de esos se hace la compra del catalizador. Esto quiere decir que no se debe pensar en un consumo continuo del catalizador.

#### REFINACION:

En el sector REFINACION, se encontró una serie de impedimentos para llevar a cabo la intención de un estudio del consumo futuro de los catalizadores en función de cada uno de los productos que requieran su uso.

El principal obstáculo se refiere al hecho de la interrelación de las corrientes de productos; es decir, que muchas veces, la alimentación de un proceso era el resultado de una o más corrientes, que a su vez eran producto de otros tantos procesos para dar lugar a una corriente de producto que lejos de ser la definitiva iba a mezclarse con otra del mismo producto pero obtenido en diferente proceso, en donde, por consiguiente, se usaba diferente catalizador.

Pongamos un ejemplo:

El diesel (uno de los productos llamados "destilados intermedios"), que se obtiene en la refinería de Salamanca, se tiene que la corriente final de producto se forma:

Por la corriente de salida de la "Hidrodesulfuradora de diesel" -- que utiliza como catalizador " $\text{Co-Mo}$  ó " $\text{Ni Mo/Al}_2\text{O}_3$ " y que a su vez se alimenta con el diesel que sale de las "Primarias" (que son en número de tres) y.

Por la corriente de diesel que sale de la "Hidrodesintegradora de Residuos" junto con otras corrientes de gas, gasolina, kerosina, gasoleos y residuo. Esta planta utiliza como catalizador "Oxidos de Mo y Co" y a su vez se alimenta con los Residuos de una "Preparadora de Carga" y de las dos "Torres de Alto Vacío" que son surtidas por los también residuos de las 3 "Primarias".

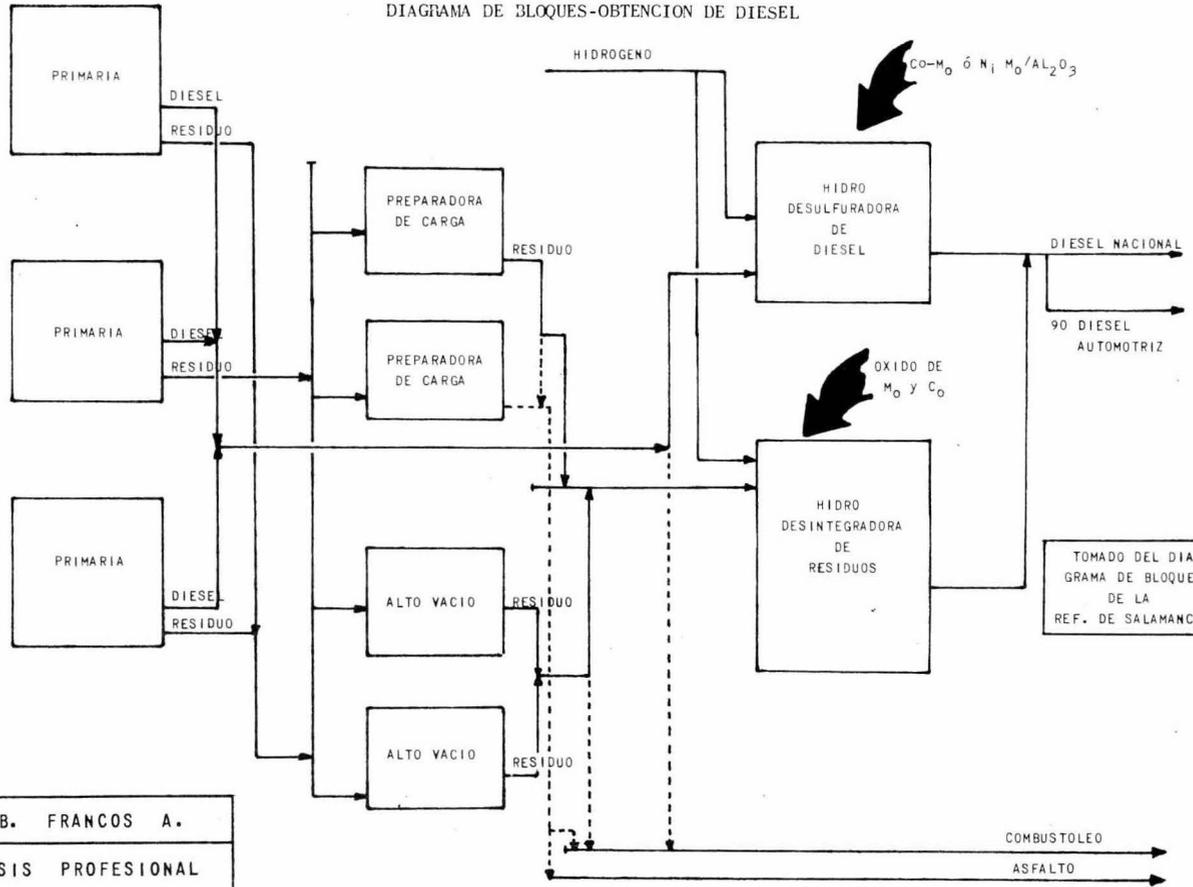
Para efectos explicativos, se presenta a continuación el diagrama de este caso del diesel, tomado del Diagrama de Bloques de la Refinería de Salamanca.

**Nota:** En la alimentación a la "Hidrodesulfuradora de Diesel," no se han tomado en cuenta las corrientes enriquecedoras que a su vez se toman de las corrientes de Gasoleo que salen de dos de las "Primarias" y de las dos "Torres de Alto Vacío".

Así como la parte de Cíclico Ligero que sale de la "Planta TCC".

En la alimentación a la "Hidrodesintegradora de Residuos" no se consideraron las corrientes enriquecedoras que se toman de las corrientes de Gasoleo que salen de las "Preparadoras de Carga" (que se envían a la "Planta TCC"); de las corrientes de asfalto que salen de las "Desasfaltadoras"; de la corriente de Cíclico ligero que sale de la "Planta TCC" y de las de Extracto que salen de las plantas de "Tratamiento de lubricantes con Furfural".

DIAGRAMA DE BLOQUES-OBTENCION DE DIESEL



A.B. FRANCOS A.

TESIS PROFESIONAL

Aunado a lo anterior, la disposición de los datos de los catalizadores en el sector Refinación, se presentó muy problemática debido principalmente a los "contratos de secrecía" a los que se encuentra sujeta dicha información y que celebra "PEMEX" por un lado y los proveedores de sus catalizadores por el otro.

También, esta información es retenida por problemas de tipo comercial sobre la cotización de tal o cual proceso o catalizador por "PEMEX", para evitar excesivos precios en las tecnologías por contratar.

Así las cosas, se intentó hacer el estudio a través de los principales procesos que en Refinación utilizaban catalizador, basado éste solo en la capacidad nominal de cada proceso escogido; considerando, desde luego, los aumentos que a lo largo del período estudiado, tenían dichas plantas y teniendo ésto como el único factor variable que afectaba al posible consumo de los catalizadores.

A continuación se hace el estudio, por proceso, del posible consumo que de sus catalizadores se tendrá a lo largo del período 1974-1982.

#### Desintegración Catalítica:

Incluye los dos procesos: DESINTEGRACION FLUIDA CATALITICA (FLUID CATALYTIC CRACKING, FCC) y DESINTEGRACION LECHO MOVIL (THERMOFFOR CATALYTIC CRACKING, TCC).

La capacidad instalada actualmente de cada uno de los dos procesos, es en la relación siguiente:

		MB/D		% DEL TOTAL.
FCC	-----	70.0	-----	64.0
TCC	-----	39.0	-----	36.0
	Total:	109.0		

El tipo de catalizador y la cantidad que cada forma de desintegración consumen, es la siguiente:

		Catalizador*		Cantidad (Ton./A)
FCC	-----	Sílica-Alúmina	-----	7 300
TCC	-----	" "	-----	2 000
			Total:	9 300

La capacidad instalada para Desintegración Catalítica recibirá los siguientes incrementos:

Año	Refinería	Incremento (MB/D)	Incremento Total (MB/D)
1975	Madero	28.0	28.0
1976	Tula I.	40.0	
	Salamanca	40.00	80.0
1978	Cadereyta I	40.0	
	Salina Cruz I	40.0	80.0
1982	Tula II	40.0	
	Salina Cruz II	40.0	80.0

El consumo de Sílica-Alúmina será:

$$\frac{9\ 300\ 000 \text{ Kg. Cat.}}{109\ 000 \frac{\text{Barriles}}{\text{Día}} \times \frac{365 \text{ Días}}{\text{Año de operc.}}} = 0.2338 \frac{\text{Kg. Cat.}}{\text{Barril}}$$

(\*) VER APENDICE DE REFINACION: HOJA DE "CATALIZADOR EN DESINT. CATALITICA", PARA MAYOR DETALLE.

DESINTEGRACION CATALITICA

*copy*

	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982
LA CAPACIDAD NOMINAL INSTALADA (MB/D)	109.0	137.0	217.0	217.0	297.0	297.0	297.0	297.0	377.0
EL CONSUMO DE CATALI ZADOR SILICA-ALUMINA (T/A)	9 300	11 688	18 515	18 515	25 340	25 340	25 340	25 340	32 166

$$(0.2338 \frac{\text{Kg. Cat.}}{\text{Barril}})$$

MB/D = MILES DE BARRILES POR DIA

T/A = TONELADAS POR AÑO

### Hidrodesulfuración:

Se considera dentro de este rengón tanto a la "HIDRODESULFURACION-DE NAFTAS" como a la "HIDRODESULFURACION DE DESTILADOS INTERMEDIOS". (KERO SINA Y DIESEL).

La capacidad instalada actualmente de cada una de estas dos aplica ciones, es la siguiente:

	MB/D	% del total-
Hidrodesulfuración de Naftas	47.0	39%
Hidrodesulfuración de Destilados		
Intermedios	72.0	61%
Total:	119.0	

El catalizador usado y la cantidad que se consume es:

	Catalizador*	Cantidad (Ton/A)
Hidrodesulfuración de Naftas	Co-Mo ó Ni-Mo/ $Al_2O_3$	30.0
Hidrodesulfuración de Destilados Intermedios	" "	70.0
		Total: 100.0

La capacidad instalada para HIDRODESULFURACION será aumentada en - los años siguientes:

(\*) VER APÉNDICE DE REFINACION; HOJA DE "CATALIZADOR EN HIDRODESULFURIZA-- CION", PARA MAYOR DETALLE.

Hidrodesulfuración de Naftas:

Año	Refinería	Incremento (MB/D)	Incremento Total (MB/D)
1976	Salamanca	25.0	
	Tula I	36.0	
	Minatitlán	25.0	86.0
1978	Cadereyta I	36.0	
	Salina Cruz I	25.0	61.0
1982	Tula II	36.0	
	Salina Cruz II	36.0	72.0

Hidrodesulfuración de Destilados Intermedios:

Año	Refinería	Incremento (MB/D)	Incremento total (MB/D)
1975	Salamanca	8.0	8.0
1976	Madero	25.0	
	Tula I	50.0	75.0
1978	Cadereyta I	50.0	
	Salina Cruz I	50.0	100.0
1979	Minatitlán	25.0	25.0
1982	Tula II	25.0	
	Salina Cruz II	25.0	50.0

El consumo de Co-Mo ó Ni-Mo/ $Al_2O_3$  será:

$$119\ 000 \frac{\text{Barriles}}{\text{Día}} \times \frac{100\ 000 \frac{\text{kg. Cat.}}{\text{Año}}}{365 \text{ Días}} \times \frac{\text{Año de Operac.}}{\text{Año}} = 0.002302 \frac{\text{Kg. Cat.}}{\text{Barril}}$$

HIDRODESULFURACION

	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982
LA CAPACIDAD NOMINAL INSTALADA (MB/D)	119.0	127.0	288.0	288.0	449.0	474.0	474.0	474.0	596.0
EL CONSUMO DE CATALI ZADOR Co. Mo. 6 ---- Ni-Mo/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> ; (T/A)	100.0	106.0	242.0	242.0	377.3	398.3	398.3	398.3	500.8

(0.002302  $\frac{\text{Kg. Cat.}}{\text{Barril}}$ )

MB/D = MILES DE BARRILES POR DIA

T/A = TONELADAS POR AÑO

Reformación Catalítica de Gasolinas:

Este proceso se lleva a cabo en 3 refinerías que son: MADERO, MINA TITLAN y SALAMANCA; con una capacidad total instalada de 35,000 B/D.

El catalizador que se usa, es a base de "Pt-Alúmina (Cl. Rhenio)"- en una cantidad total aproximada de 30 Ton/A\*.

La capacidad instalada para REFORMACION DE NAFTAS, se incrementará en la medida siguiente:

Año	Refinería	Incremento (MB/D)	Incremento Total (MB/D)
1976	Salamanca	16.8	
	Tula I	30.0	46.8
1978	Cadereyta I	20.0	
	Salina Cruz I	20.0	
	Minatitlán	20.0	60.0
1982	Tula II	30.0	
	Salina Cruz	30.0	60.0

El consumo de "Pt-Alúmina (Cl, Rhenio)" será:

$$\frac{30\ 000 \text{ Kg. Cat.}}{\text{Año}} \times \frac{35\ 000 \text{ Barriles}}{\text{Día}} \times \frac{365 \text{ Días}}{\text{Año de operac.}} = 0.002348 \frac{\text{Kg. Cat.}}{\text{Barril}}$$

(\*) VER APENDICE DE REFINACION, HOJA DE "CATALIZADOR EN REFORMACION", PARA MAYOR INFORMACION.

REFORMACION CATALITICA DE GASOLINAS

	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982
LA CAPACIDAD NOMINAL INSTALADA (MB/D)	35.0	35.0	81.8	81.8	141.8	141.8	141.8	141.8	201.8
EL CONSUMO DE CATALI ZADOR DE Pt-ALUMINA- (Cl, RHENIO); (T/A)	30.0	30.0	70.1	70.1	121.5	121.5	121.5	121.5	173.0
(0.002348 $\frac{\text{Kg. Cat.}}{\text{Barril}}$ )									

MB/D = MILES DE BARRILES POR DIA

T/A = TONELADAS POR AÑO

**Hidrodesintegración de Residuos:**

Al igual que las "Hidrotadoras"; en este proceso se utiliza Hidrógeno. Se obtienen como productos: Propano, Butano, Gasolina, Kerosina, Diesel, Gasoleos (que se recirculan a TCC) y residuo; a partir del Residuo de una "PREPARADORA DE CARGA" y de las dos "TORRES DE ALTO VACIO", en la Refinería de Salamanca.

La capacidad instalada total para este proceso, es de 18,500 B/D- y no se prevee a corto plazo ningún aumento en la misma, por lo menos en el período 1974-1982.

El catalizador usado, es a base de "OXIDOS DE Mo Y Co" y se consume a razón de 700 Ton/A\*.

Así pues el consumo de "OXIDOS DE Mo Y Co" para este proceso será:

$$\begin{array}{r}
 \frac{700\ 000 \text{ Kg. Cat.}}{\text{Año}} \\
 \hline
 18\ 500 \frac{\text{Barriles}}{\text{Día}} \times \frac{365 \text{ Días}}{\text{Año de Operac.}} \\
 \hline
 = 0.103665 \frac{\text{Kg. Cat.}}{\text{Barril}}
 \end{array}$$

(\* ) VER APENDICE DE REFINACION; HOJA DE "CATALIZADOR EN HIDRODESINTEGRACION DE RESIDUOS"; PARA MAYOR INFORMACION.

HIDRODESINTEGRACION DE RESIDUOS

	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982
LA CAPACIDAD NOMINAL INSTALADA (MB/D)	18.5	18.5	18.5	18.5	18.5	18.5	18.5	18.5	18.5
EL CONSUMO DE CATALI ZADOR DE OXIDOS DE - Mo Y Co; (T/A)	700.0	700.0	700.0	700.0	700.0	700.0	700.0	700.0	700.0

$$(0.103665 \frac{\text{Kg. Cat.}}{\text{Barril}})$$

MB/D = MILES DE BARRILES POR DIA

T/A = TONELADAS POR AÑO

Puede observarse que, dentro de la Rama de Refinación, el mayor -- consumo de catalizador está representado por el renglón de DESINTEGRACION-CATALITICA.

Como ya se señaló antes, en Refinación no se ha podido obtener la información detallada de cada catalizador correspondiente a cada producto; de ninguna manera se pretende que las cifras reportadas del consumo, sean las reales, únicamente se ha dado idea del orden de dicho consumo.

## C A P I T U L O VI

### TENDENCIAS EN LA INVESTIGACION Y EN EL- USO DE NUEVOS CATALIZADORES

Es evidente que las corrientes sobre nuevos usos e investigación - en catálisis, serán tan amplias y diversas como lo es la industria misma - en lo que a procesos y productos se refiere; sin embargo, en este capítulo solo se ha pretendido dar una idea más o menos general sobre los derroteros posibles más importantes y de ninguna manera se aspira a haber incluido a todos. Basado principalmente en:

Una encuesta en los Estados Unidos de Norteamérica sobre las opiniones de los industriales acerca de las necesidades de la industria en relación a la catálisis; realizada por el "Subcomité de Catálisis del Instituto Americano de Ingeniería Química", dirigida por los Dres. Dan Luss, -- David Mears y Ronald Heck y compilada por A. H. Weiss, ("INDUSTRIAL NEEDS-IN CATALYSIS", Chem. Eng. Prog., Vol. 69, No. 5, Mayo 1973, Págs. 59-64).

Y de acuerdo al artículo escrito por "OTTO F. JOKLIK" ("A USER'S - GUIDE TO CATALYSIS", Chem. Eng. I Desbook Issue, Vol. 80, No. 23, Octubre-8, 1973, Págs. 49-54).

Los autores estiman que las áreas que principalmente tendrán impor

tancia, podrán ser la Desulfurización y Demetanación de combustibles fósiles, la conversión de aceite de carbón o vegetal a combustibles líquidos o gaseosos, etc. Y que obviamente las posibles áreas de investigación, incluirán las "cinéticas" de estos procesos con diferentes tipos de catalizador; los estudios de transferencia de masa; la relación entre la transferencia de masa y la estructura de poro del catalizador; el estudio de los mecanismos de reacción de los modelos convenientes; etc.

Con la presente "crisis del ambiente", arguyen sobre la necesidad de dirigir hacia este problema tanta investigación como sea posible. Por ejemplo, trabajar en la desulfurización de residuos de carbón y petróleo; en la eliminación de monóxido de carbono, (que puede ser por oxidación a  $\text{CO}_2$ ) y la reducción del óxido nítrico, en remover el  $\text{SO}_2$  del gas de las chimeneas; en la conversión de carbón en combustible limpio y entubable.

Consideran que entre los procesos más importantes, desarrollados últimamente y que emplean sistemas catalíticos, se cuentan los siguientes:

**TECNOLOGIA OXO.**- En un futuro cercano, los catalizadores de Rodio reemplazarán a los que contienen Cobalto en las "síntesis oxo". Así mismo, parece ser que los catalizadores a base de Rodio son más eficientes en la síntesis del ácido acético, produciendo importantes ventajas económicas sobre los procesos convencionales.

**AMONIACO Y METANOL.**- Recientes mejoras tecnológicas permiten reducciones considerables en las presiones de operación en los procesos de Amoníaco y Metanol; (debe mencionarse que la producción de Amoníaco generalmente precede a la de Metanol).

**HIDROGENACION.**- Se han anunciado nuevos e interesantes sistemas catalíticos para esta reacción, varios de los cuales se espera producir comercialmente muy pronto, son catalizadores que combinan las ventajas de la catálisis homogénea y heterogénea, son altamente selectivos y capaces de funcionar bajo condiciones intermedias; además serán fácilmente removi-

bles de los productos de reacción mediante filtración.

ACRILONITRILLO MEDIANTE AMOXIDACION.- Se han logrado importantes progresos en el desarrollo de catalizadores mejorados para la obtención de este producto. Estos catalizadores son tales como el "antimonato de uranio" y el "molibdato de telurio" que disminuyen la formación del subproducto indeseado acetonitrilo.

PROCESOS CATALITICOS CONTEMPORANEOS.- Las mejoras en la industria del Petróleo con procesos como la desintegración catalítica, la reformación, la hidrodeseintegración, la hidrodeseulfurización y otros, representan particular interés. El uso de catalizadores bi y polimetálicos en lugar de los convencionales a base de platino, para la producción de aromáticos y gasolinas de alto octanaje, demuestran las ventajas, y la creciente importancia de los procesos de hidrogenación que prácticamente cubren el rango entero de los productos del petróleo, han llevado a desarrollar nuevos sistemas catalíticos para reformación y desintegración y mejorar la eficiencia en la refinación y la calidad del producto, con la consecuente reducción de los residuos.

SINTESIS DE AMONIACO.- En este proceso, las tierras raras pueden proporcionar un mejoramiento en la actividad y en la vida de los catalizadores.

OXIDACION.- En los sistemas en fase gas, de oxidación con aire de naftaleno y o-xileno, y de benceno a anhídrido ftálico o maleico, se tienen nuevos catalizadores polivalentes a base de vanadio, molibdeno, tungsteno y titanio que han permitido una considerable reducción en las dimensiones y costo del reactor, así como un importante aumento en la capacidad de producción, (a aproximadamente dos veces la producción con los catalizadores convencionales, en reactores de anhídrido Ftálico, es decir de 25 000 a 30 000 Ton met/año). También, se han fabricado catalizadores polivalentes de oxidación que permiten mezclas de materias primas a la entrada del-

reactor. Indudablemente, esto conduce a una economía conveniente en la producción industrial a gran escala de ácidos de este tipo.

Algunos de los aspectos que, a juicio de los autores, son importantes:

El estudio de la naturaleza de las interacciones entre metales que son catalíticamente activos, (por ejemplo, Pt, Pd, Ni) y los soportes, -- (como  $\text{SiO}_2$ ,  $\text{Al}_2\text{O}_3$ ,  $\text{SiO}_2\text{-Al}_2\text{O}_3$ , y las mallas moleculares).

Las reacciones al estado sólido como las de reducción de óxidos, de descomposición de carbonatos, de conversión de óxidos o metales a sulfuros, etc.

Más investigación sobre sistemas bimetálicos y a base de aleaciones.

La conveniencia de encontrar un catalizador para metanación ( $\text{CO} + \text{H}_2$ ) que particularmente, no sea sensible al azufre.

A su vez, la catálisis de la reacción de Metanación señala factores que podrían contribuir a aumentar la resistencia a las incrustaciones y envenamiento en los catalizadores por el azufre.

Estudio del mecanismo de los catalizadores en los escapes de automóviles, incluyendo los que no están hechos a base de Platino.

Estudio de la catálisis de la reacción que transforma  $\text{SO}_2$  o  $\text{SO}_3$  en azufre.

Desarrollar la ingeniería necesaria que permita controlar las necesidades de calor dentro de reactores catalíticos; por ejemplo, equilibrar reacciones endotérmicas y exotérmicas simultáneamente o alterar la estructura de los catalizadores para evitar puntos calientes.

Comentan los autores que indiscutiblemente, a medida que se avanza en la investigación, surgen nuevas preguntas; por ejemplo, dicen:

Refiriéndonos a la Hidrodesulfurización de Residuos, podemos preguntar: ¿La resistencia a la desulfurización se debe a impedimentos estables, o a la dificultad de difundirse de moléculas muy grandes?. La deactivación de los catalizadores se debe tanto a la formación de coque catalítico como a la deposición de sulfuros metálicos en los poros; pero no se sabe nada acerca de cómo ocurre esto ni mucho menos, de cómo se puede evitar. También existen dudas acerca del mecanismo de desulfurización de -- compuestos simples sobre los catalizadores comerciales de Cobalto-Molibdeno. ¿Por qué el Ni y el Co son efectivos; sin embargo, el Fe no lo es y qué arreglo de Co, Mo, O, S y Al puede ser efectivo y por qué? ¿Qué es -- lo que principalmente deactiva a los catalizadores de Hidrodesulfurización? ¿Podrá ser realmente el bloqueo de los poros, la deposición de Carbono o la reacción entre los componentes catalíticos y elementos o compuestos -- "venenosos" presentes en las corrientes de alimentación al reactor?.

Es obvio, continúan, que después de contestar estas preguntas y - otras, y conocer el mecanismo de "deactivación"; el paso a seguir, sería- idear un método de regeneración.

Como se puede ver, el campo es y será siempre amplio y siempre habrá necesidad de que alguien se dedique a estudiar esto o lo otro; así como que las buenas ideas siempre tendrán acogida.

## C A P I T U L O VII

### CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

1.- El presente trabajo ha comprobado que la forma más viable de hacer un estudio del consumo de los catalizadores es a través del consumo de los productos cuyo proceso catalizan.

2.- Indiscutiblemente que por la magnitud de su consumo, los catalizadores representan un importante renglón industrial que debe recibir la atención debida. Al importarlos, México no solo realiza erogaciones por el costo de la magnitud importada sino además paga regalías por estar usando tal o cual catalizador en particular; como se apuntaba en el principio del trabajo.

3.- No obstante, ante esta necesidad de su producción industrial en México, existen factores que de una forma u otra se oponen a su satisfacción; por ejemplo:

En el tiempo que ha durado este estudio se ha comprobado que las diferencias de experiencia en la investigación de este campo entre México y los países productores de catalizadores, se antojan insondeables. Que sería imposible partir de un nivel cero como ellos lo han hecho porque ---

siempre permaneceríamos a la zaga y que más bien, en mi opinión lo que con- vendría, sería partir de un nivel intermedio aceptable (por definir), que- nos permitiera adaptar a nuestras necesidades industriales y de mercado, - todo aquello que fuera necesario además de desarrollar la investigación bá- sica que fuera factible en algunos aspectos; con la idea fija de que la in- dustria requiere resultados a no muy largo plazo.

4.- A nivel industrial la problemática se acentúa; el catalizador- es un producto de constante cambio; a diario están saliendo al mercado nue- vos tipos de catalizadores o se están mejorando los ya existentes; por lo- tanto, la producción industrial requiere estar respaldada por una investi- gación tendiente a lograr constantes innovaciones para mantener un avance- al parejo del tiempo.

5.- Debe además ser una industria "diversificada" en lo que se re- fiere a la producción de varios tipos de catalizadores; que se utilicen en otros tantos procesos. Esto tiene como fín poder "mantenerse" ante la rea- lidad que implica que un reactor al ser cargado con una determinada canti- dad de catalizador, y ésta tiene una vida media de 3 años por decir algo, - lógicamente solo se volverá a cargar hasta haber transcurrido dicho tiem- po. Esto nos da una idea de la naturaleza periódica de su consumo.

Esto nos lleva a pensar en fuertes inversiones para integrar una - industria de catalizadores para que posiblemente rinda dividendos del or- den industrial.

6.- Sin embargo, mientras se hace lo anterior, lógicamente podrán- empezar a producirse aquellos catalizadores que puedan ser más o menos de- uso continuo o al menos que se prevee que no tendrán substitutos a corto - plazo. Por ejemplo la Alúmina activada que es el proyecto del Depto. de - Catálisis de la Div. de Estudios Superiores. Como quiera que sea, es un - principio y al menos, después de ello, se tendrán que afrontar las gran- des empresas pues el primer paso ya estará dado.

## A P E N D I C E A:

### METODO DE LOS MINIMOS CUADRADOS, (REGRESION LINEAL).

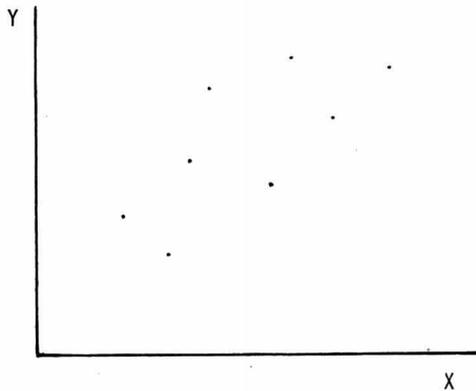
INTRODUCCION: A manera de explicación adicional, se presenta el siguiente apéndice sobre el "Método Estadístico de los Mínimos Cuadrados"; - no obstante que se sabe, es completamente conocido en los libros de estadística.

Sin embargo, como ha sido la base sobre la que se desarrolló el Programa de Computadora que proyectó los datos de consumos de los Catalizadores obtenidos de PEMEX. Y dicho sea de paso, que yo personalmente no tuve ingerencia de ningún tipo en la elaboración del citado programa. Únicamente me he valido de él para tratar de ver si datos aislados del consumo podían ajustarse a un modelo determinado.

## METODO DE LOS MINIMOS CUADRADOS ( REGRESION LINEAL ).

Cuando se tiene una serie de datos estadísticos que muestran el -- cambio de una variable en relación al cambio de otra independiente; gene-- ralmente, al ser graficados presentan una serie de puntos diseminados pero con cierta tendencia.

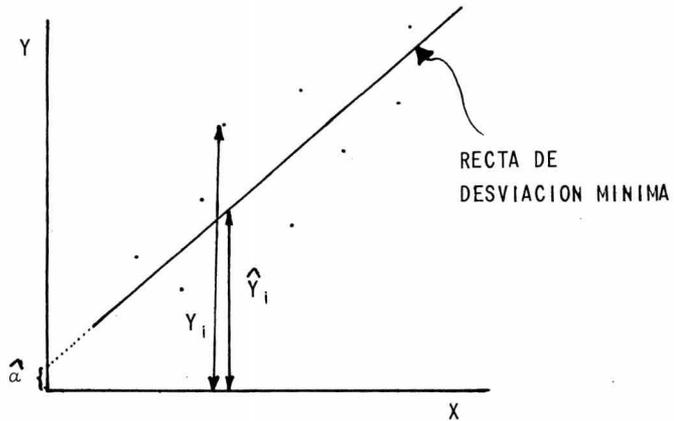
Por ejemplo, al graficar los valores observados de las dos varia-- bles "X" y "Y", podríamos obtener una gráfica del tipo siguiente:



Es práctica común, buscar una "Recta de desviación mínima" que los represente y el método a seguir es el siguiente:

La ecuación de una línea recta es:  $y = a+bx$

Si suponemos que la línea recta que mejor se ajusta a los datos -- es:



DONDE:

$Y_i$  = Ordenada del valor observado.

$\hat{Y}_i$  = Ordenada del valor ajustado.

$Y_i - \hat{Y}_i = \epsilon_i$  = Error sobre la recta de regresión.

$N$  = Número de datos observados.

Entonces la ecuación de la "RECTA DE DESVIACION MINIMA" será:

$$\hat{Y}_i = \hat{\alpha} + \beta X_i \quad (1)$$

Y cualquier valor observado estará representado por:

$$Y_i = \hat{\alpha} + \hat{\beta} X_i + \epsilon_i \quad (2)$$

Donde:

$\hat{\alpha}$  = Ordenada en el origen de la "recta de desviación mínima"

$\hat{\beta}$  = Pendiente de la "Recta de desviación mínima" (llamado - "COEFICIENTE DE REGRESION", que indica la rapidez de -- cambio de la variable "y" contra la variable "x" que es una variable independiente).

Para la Determinación de los parámetros  $\hat{\alpha}$ ,  $\hat{\beta}$ ; se usa el método de los "mínimos cuadrados" que consiste en encontrar la recta que minimice la diferencia entre el valor observado y el valor ajustado ( $\epsilon_i$ ); sin embargo, debido a que  $\epsilon_i$  puede ser positivo o negativo, se acostumbra - minimizar la suma del cuadrado de esas variables residuales ( $\epsilon_i^2$ ).

$$\text{Estadísticamente:} \quad \sum_{i=1}^N \epsilon_i^2 \quad (3)$$

$$\text{De Ec. (2):} \quad \epsilon_i = y_i - \hat{\alpha} - \hat{\beta} X_i$$

$$\text{Subst. en (3)} \quad \sum_{i=1}^N \epsilon_i^2 = \sum_{i=1}^N (y_i - \hat{\alpha} - \hat{\beta} X_i)^2 \quad (4)$$

Como se desea hacer mínima la suma:

$$\left( \frac{\partial \sum \epsilon_i^2}{\partial \alpha} \right)_{\beta} = 0 \quad ; \quad \left( \frac{\partial \sum \epsilon_i^2}{\partial \beta} \right)_{\alpha} = 0$$

ya que el error cuadrático mínimo es cuando la derivada es igual a cero.

Así pues, tenemos:

$$\left( \frac{\partial \sum \epsilon_i^2}{\partial \alpha} \right)_{\beta} = 2 \sum_{i=1}^N (y_i - \hat{\alpha} - \hat{\beta} X_i) (-1) = 0$$

$$\sum_{i=1}^N y_i - N \hat{\alpha} - \hat{\beta} \sum_{i=1}^N X_i = 0$$

$$\sum_{i=1}^N y_i = N \hat{\alpha} - \hat{\beta} \sum_{i=1}^N X_i \quad (5)$$

$$\left( \frac{\partial \sum \epsilon_i^2}{\partial \beta} \right)_\alpha = -2 \sum_{i=1}^N (y_i - \hat{\alpha} - \hat{\beta} X_i) X_i = 0$$

$$\sum_{i=1}^N X_i y_i - \hat{\alpha} \sum_{i=1}^N X_i - \hat{\beta} \sum_{i=1}^N X_i^2 = 0$$

$$\sum_{i=1}^N y_i = \hat{\alpha} \sum_{i=1}^N X_i + \hat{\beta} \sum_{i=1}^N X_i^2 \quad (6)$$

Resolviendo simultáneamente Ecs. (5) y (6), encontramos los valores de  $\hat{\alpha}$  y  $\hat{\beta}$ :

De Ec. (5):

$$\underbrace{\frac{\sum_{i=1}^N y_i}{N}}_{\bar{y}} = \hat{\alpha} + \hat{\beta} \underbrace{\frac{\sum_{i=1}^N X_i}{N}}_{\bar{x}} \quad (7)$$

$$\therefore \bar{y} = \hat{\alpha} + \hat{\beta} \bar{x} \quad (8)$$

De Ec. (6):

$$\frac{\sum_{i=1}^N X_i y_i}{\sum_{i=1}^N X_i} = \hat{\alpha} + \hat{\beta} \frac{\sum_{i=1}^N X_i^2}{\sum_{i=1}^N X_i} \quad (9)$$

Ec. (7) multiplicada por  $(-1)$  y despejando  $\hat{\beta}$ :

$$\hat{\beta} = \frac{\sum X_i y_i - \frac{\sum X_i \sum y_i}{N}}{\sum X_i^2 - \frac{(\sum X_i)^2}{N}}$$

Subst. (8) y despejando  $\hat{\alpha}$ :

$$\hat{\alpha} = \bar{y} - \hat{\beta} \bar{x}$$

Substituyendo estos dos valores de  $\hat{\alpha}$  y  $\hat{\beta}$  en la "recta de desviación mínima" Ec. (1), tenemos:

$$\hat{y}_i = \bar{y} - \hat{\beta} \bar{x} + \hat{\beta} x_i$$

$$y_i = \bar{y} + \hat{\beta} (x_i - \bar{x})$$

Este método de los "mínimos cuadrados" es el mismo que se aplica a cualquier tipo de modelo que se desee estudiar, ya sea cuadrático, logarítmico, exponencial, etc.

## A P E N D I C E B:

### CATALIZADORES EN LA INDUSTRIA PETRO- QUIMICA

Cada una de las dos primeras hojas son modelo de un grupo de ellas:

La primera muestra cómo se tenía la información de los movimientos de catalizadores en los diferentes almacenes de PEMEX y en los años 1968--1973; (La columna DETERMINANTE: (DET) indica la clave del catalizador, y el número "5" en la columna "MOVIMIENTO (TIPO)", significa "salida del catalizador" considerada como un "consumo"). La hoja 2 ejemplifica la forma de las tablas que se elaboraron partiendo de la información anterior.

Las dos siguientes hojas (Págs. AII-3 y AII-4), son la tabla final de las salidas de catalizadores (consumos), de los almacenes de PEMEX en el período 1968-1973.

Las siguientes 11 hojas (Págs. AII-5 a AII-15) son el resumen de la proyección y el estudio estadístico hecho por la computadora de los datos tomados de la "SIC" y de los arriba tratados. Las 22 hojas que les -- continúan, son las gráficas referidas en la columna 12.

Las últimas 21 hojas (Págs. AII-16 a AII-36), son el estudio de catalizadores y su proyección de consumo, por producto petroquímico.

IMPRESION DEL ARCHIVO DE MOVIMIENTOS EN ALMACENES

BU-1

ALMACEN 31

ARTICULO .. GRUPO 06 SUBGRUPO 02

HOJA 2

MODIFICACION GRUPO SUBGRUPO DET	MOVIMIENTO FECHA TIPO	** C A N T I D A D ** DEL MOVIMIENTO	UNID.	**** I M P O R T E ** DEL MOVIMIENTO	PRECIO	SIGNO
06 02 004	690113 0	38,308.00	08	111,698.38	2.91	
06 02 004	690113 0	46,538.00	08	135,695.25	2.91	
06 02 004	690116 0	45,755.00	08	133,409.75	2.91	
06 02 004	690116 0	38,545.00	08	112,387.38	2.91	
06 02 004	690122 0	45,659.00	08	133,154.13	2.91	
06 02 004	690122 0	46,093.00	08	134,400.00	2.91	
06 02 004	690122 0	45,658.00	08	133,125.00	2.91	
06 02 004	690122 0	45,297.00	08	132,075.00	2.91	
06 02 004	690131 5 ✓	169,146.00	08	493,906.32	2.92	
06 02 004	690204 6	91,390.00	08	266,858.80	2.92	
06 02 004	690204 6	77,756.00	08	227,047.52	2.92	
06 02 004	690225 6	13,561.00	08	38,132.25	2.81	
06 02 005	681218 5	7,983.00	08	17,380.00	2.17	
06 02 005	690225 5	4,000.00	08	9,720.00	2.18	
06 02 005	690228 5	83.00	08	180.94	2.18	
06 02 005	690418 5	1,000.00	08	2,180.00	2.18	
06 02 005	690418 5	1,000.00	08	2,180.00	2.18	
06 02 005	690502 5	1,900.00	08	4,119.06	2.18	
06 02 005	720306 3	2,013.00	08	5,072.76	2.52	
06 02 006	681211 5 ✓	13,500.00	08	21,735.00	1.61	
06 02 006	681211 5 ✓	13,500.00	08	21,735.00	1.61	
06 02 006	681211 5 ✓	5,000.00	08	8,050.00	1.61	
06 02 006	681211 5 ✓	12,500.00	08	20,125.00	1.61	
06 02 006	690109 3	13,000.00	08	13,780.00	1.06	
06 02 006	690109 3	15,000.00	08	15,900.00	1.06	
06 02 006	690206 3	12,000.00	08	19,320.00	1.61	
06 02 006	690418 3	45,000.00	08	72,450.00	1.61	
06 02 006	690507 3	14,140.00	08	36,622.60	2.59	
06 02 006	690523 5 ✓	70,000.00	08	112,000.00	1.60	
06 02 006	690611 3	45.00	08	97.20	2.18	
06 02 006	690721 5 ✓	3,666.00	08	5,851.20	1.59	
06 02 006	700103 0	64,502.00	08	84,431.25	1.30	
06 02 006	700124 5 ✓	2,507.00	08	3,509.80	1.40	
06 02 006	700130 5 ✓	3,600.00	08	4,200.00	1.40	
06 02 006	700212 5 ✓	2,500.00	08	3,500.00	1.40	
06 02 006	700319 5 ✓	30,000.00	08	42,000.00	1.40	
06 02 006	700402 5 ✓	50,000.00	08	70,000.00	1.40	
06 02 006	701216 3	17,500.00	08	34,371.93	1.96	
06 02 006	710102 9	.00	08	11,544.56	154,456.00	
06 02 006	710403 5	2,000.00	08	4,500.00	2.25	
06 02 006	711103 6	45,360.00	08	76,500.00	1.68	

SALIDAS DE CATALIZADORES DE LOS DIFERENTES ALMACENES

A0-2

DE PEMEX (CONSUMO)

AÑO: 1968

ARTICULO: GRUPO-06 SUBGRUPO-02

<u>DET</u>	<u>NOMBRE</u>	<u>FECHA</u>	<u>CANTIDAD (Kg)</u>	<u>IMPORTE</u>	<u>PRECIO</u>	<u>HOJA</u>
004	CATALIZADOR SILICA GEL	68 12 06	1.00	11.16	11.16	14
004	W. R. GRACE F1-13 - Fresco	68 12 06	266,003.00	2,968,593.48	11.16	14
004		68 12 06	4.00	44.64	11.16	14
004		68 12 06	367,271.00	4,098,744.36	11.16	14
004		68 12 07	265,571.00	2,963,772.36	11.16	14
004		68 12 31	262,255.00	2,328,824.40	8.88	14
004		68 12 02	57,716.00	197,388.72	3.42	30
004		68 12 02	2.00	6.84	3.42	30
004		68 12 26	25.00	857.50	34.30	60
			<u>1,218,848.00</u>	<u>17,558,243.46</u>	<u>11.76</u>	
001	ALUMINA ACTIVADA DE-2A-H-151	68 12 02	365.00	4,416.50	12.10	30
005	BAUXITA ACTIVADA, CYCROCEL MALLA 2-4 MILWHITE.	68 12 06	6,211.10	14,533.97	2.33	19
006	BAUXITA ACTIVADA, CYCROCEL MALLA 4-8 MILWHITE.	68 12 11	13,500.00	21,735.00	1.61	02
006		68 12 11	13,500.00	21,735.00	1.61	02
006		68 12 11	5,000.00	8,050.00	1.61	02
006		68 12 11	12,500.00	20,125.00	1.61	02
006		68 12 06	18,000.00	36,360.00	2.02	19
006		68 12 07	5,200.00	11,514.00	2.02	19
			<u>68,200.00</u>	<u>119,519.00</u>	<u>1.75</u>	
008	BAUXITA ACTIVADA, PARCEL MALLA 10-30 (2% V.M.) MILWHITE.	68 12 07	180.00	208.80	1.16	49
012		68 12 07	249,500.00	1,392,250.00	5.50	50
012	CATALIZADOR PESADO	68 12 07	590.00	3,245.00	5.50	50
012	DURABED FRESH.	68 12 28	75,732.38	386,792.46	5.10	50
			<u>325,822.38</u>	<u>1,762,487.46</u>	<u>5.37</u>	

SALIDAS DE CATALIZADORES DE LOS ALMACENES DE PEMEX- [CONSUMOS]- Kgs.

CATALIZADOR		CARACTERISTICAS Y USOS		CONSUMO	1968	1969	1970	1971	1972	1973
1	* ALUMINA ACTIVADA ZR	SOPORTE DEL BF <sub>3</sub>	ALKILICACION DE BENCENO.		365	21999	---	---	809	2
2	* SILICA GEL W.R. GRACE	F 1-13 - FRESCO	SE. EMPLERA EN FCC		1210 840	2 637 005	3 145 681	1 070 957	1 655 787	---
3	BANXITA ACTIVADA, CYCLOCEL	MALLA 2-4 MILWHITE	DBT. DE AZUFRE (PROC. KLAUSS)		6211	23 033	---	---	455 000	---
4	" " " " " "	MALLA 4-8	" " " " " "		60200	102202	95 002	8000	4000	4360
5	" " " " " "	" " " " " "	" " " " " "		" " " "	" " " "	5443	7004	14 000	630
6	" " " " " "	" " " " " "	" " " " " "		" " " "	" " " "	1305	56406	67664	6661
7	" " " " " "	" " " " " "	" " " " " "		" " " "	" " " "	---	---	3314	---
8	* CATALIZADOR PESADO DURABOND	FRESCO	PARA PLANTAS FCC		325022	1424944	591834	1125 018	1402472	750233
9	* " " " " " "	MALLA 1/4 x 1/4 in	PARA PLANTAS DE NH <sub>3</sub>		20779	18761	111745	70446	35000	---
10	" " " " " "	" " " " " "	" " " " " "		7577	---	---	3870	---	---
11	" " " " " "	" " " " " "	" " " " " "		" " " "	" " " "	---	---	---	---
12	" " " " " "	" " " " " "	" " " " " "		" " " "	" " " "	2000	24000	24200	1200
13	" " " " " "	" " " " " "	" " " " " "		" " " "	" " " "	---	---	---	---
14	* CLORURO FERRICO	EN POLVO Y GRANULADO	DBT. DE ESTIRENO A PARTIR DE ETILBENCEN.		---	33100	---	36423	35670	---
15	* SILICA GEL W.R. GRACE ZEOLITE	XZ-25-FRESCO	PROD. DE 1-2 DICLOROETANO		---	49077	---	---	2600	750
16	* CATALIZADOR DE POLIMERIZACION	U.O.P. N° 4	PROD. DE TETRAMER. (SULFIDO POR CCl-Cl <sub>4</sub> )		1630579	2208354	3190007	4275216	3305623	4451000
17	" " " " " "	DE 1/16 in	HIPODESULFURIZACION DE NAFTAS		97310	209998	91640	202755	112662	93403
18	" " " " " "	DE 1/8 in	" " " " " "		---	3265	9287	426	9616	---
19	" " " " " "	" " " " " "	" " " " " "		---	544	1331	426	699	---
20	" " " " " "	" " " " " "	" " " " " "		---	783	740	---	1056	1895
21	* SYNOX, 300 NT	A BASE DE PLATA	PROD. DE OXIDO DE ETILENO		---	---	---	---	24313	---
22	* SILICA GEL W.R. GRACE ZEOLITE	XZ-25-EQUILIBRIO	PARA PLANTAS FCC		---	106640	---	354624	1102057	126350
23	FILTROL	GRADO 140	" " " " " "		214776	368954	---	---	---	---
24	* ALUMINA ACTIVADA ALCOA. (GRADO F-3)	MALLA 9/16 in	PARA DESHIDRATACION (SECOO)		---	---	---	---	---	---
25	FILTROL	GRADO 400	PARA PLANTAS FCC		---	201400	---	---	1113569	255710
26	* CATALIZADOR C-15-1	ESFERAS 3/4 in CER. B	PROTECCION DAMA (COMACAT), EN REF. SEC.		---	---	10144	---	---	689
27	* CARBON ACTIVADO C-8-6	MALLA 12 x 30 in	PARA PLANTAS DE GAS NATURAL (DESUF)		---	11167	5311	2435	2435	0457
28	* CATALIZADOR C-12-1	MALLA 3/16 x 3/16 in	" " " " " "		---	---	---	---	7404	---
29	" " " " " "	DE 1/8 in	DESULFURIZACION DE NAFTAS		---	---	---	181	---	---
30	" " " " " "	MALLA 12 x 30 in	" " " " " "		---	---	---	---	---	---
31	" " " " " "	MALLA 3/16 x 1/4 in	" " " " " "		---	---	---	---	---	---
32	* OXIDO DE FIERRO (ESPONJA)	MALLA 1/4 x 1/4 in	NO SE USA YA. (CONV. CO → CO <sub>2</sub> )		---	21419	30598	35911	---	---
33	* CATALIZADOR U.O.P. 5-7 HYDROBON	DE 1/16 in	PARA DESULFURIZACION DE GAS NATURAL		---	---	2040	0486	6700	25000
34	SOPORTE CATALIZADOR ESFERICO U.O.P.	TIPO NMR5 DE 1/8 in	DESULFURIZACION DE DIESEL O GASOLEOS		---	---	---	3443	11106	3209
35	* CATALIZADOR C-8-6 CER. B (C ACT)	MALLA 4 x 10 mm	PARA TODOS		---	---	---	952	---	---
			DESULFURIZACION DE GAS NATURAL		---	1454	---	220	316	1206

CATALIZADOR		CARACTERISTICAS Y USOS		CONSUMO:	1968	1969	1970	1971	1972	1973
1	* CATALIZADOR PLATFORMING	TIPO R-14	- REFORMACION DE NAFTAS	-	-	-	14400	-	-	-
2	" MOBIL DURABEAD B		- PARA PLANTAS FCC	-	-	-	159367	517375	665971	1239150
3	" C-11-4	MALLA 5/8 x 5/8 in	- PARA REFORMACION DE GAS NATURAL	-	-	-	-	15462	18500	-
4	* " C-8-4 Cen. B	MALLA 1/4 x 3/16 in	- PARA DESULFURIZACION DE GAS NATURAL	-	-	-	5250	13913	25764	31453
5	" Zn 312T	TABLETAS DE 3/4 in	- PARA SINTESIS DE METANO	-	-	-	-	-	3600	-
6	" DURABEAD N° 8	USADO Y QUEMADO	- SE MEZCLA AL PRESCO AL INICIAR OPERACION FCC ó FCC	-	-	-	-	-	12600	-
7	" C-22-25-06	ANILLAS 5/8 x 5/8 x 1/4 in	- REFORMACION 1 <sup>o</sup> DE G.N. A ALTA PRESION.	-	-	-	-	-	-	12507
8	" GIRAFLER G-3A	TABLETAS 3/4 x 3/16 in	- PARA CONVERSION DE CO → CO <sub>2</sub> (en G.M.B.)	-	-	-	-	-	-	7370
9	" CBZ-1 GRACE INTERAM. Co ZEOLOGICA		- PARA PLANTAS FCC	-	-	-	-	-	-	957097
10										
11										
12										
13										
14										
15										
16										
17										
18										
19	(*) CATALIZADORES QUE FUERON ESTUDIADOS CON EL PROGRAMA DE COMPUTADORA JUNTO CON LOS INVESTIGADORES EN LA " SECRETARIA DE INNOVACION Y COMERCIO (SIC). CUYO ESTUDIO APARECE A CONTINUACION.									
20										
21										
22										
23										
24										
25										
26										
27										
28										
29										
30										
31										
32										
33										
34										
35										

RESUMEN DE LA PROYECCION Y EL ESTUDIO ESTADISTICO. (PROG. COMPUT.).

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	
	CATALIZADOR	USO	TAMAR	DATOS - (CONSUMO) K	DEL AÑO AL AÑO	FUENTE	MODELO	ECUACION	ERROA	F	COEF. DE CORRELACION	PROYECCION (CONSUMO) K	BARBICA EN MO. H
1	CATALIZADOR	PREPARACION DE E- MULSIONES DE SILI- CONES	✓	343	← 1963	SIC	EXPONEN- CIAL		283176	1.10296	0.34077	10661	1
2				106352								15100	
3				88663								12245	
4				7425								9924	
5				2286								8043	
6				3194								6519	
7				614								5204	
8				67507								4202	
9				741								3471	
10				2418								2813	
11				4102	← 1973							2279	
12												1840	
13												1490	
14												1214	
15												984	
16												797	
17												646	
18					← 1988							524	
19													
20													
21	2	DE PALADIO Y CARBON ACTIVADO	✓	7599	← 1964	SIC	CUADRATICO		859544	2.646	0.6561	10368	2
22				17728								11427	
23				17735								6306	
24				1444								3085	
25				1995								1526	
26				1312								1066	
27				2624								4827	
28				2361								8087	
29				2409								13008	
30				33504	← 1973							21429	
31												30870	
32												42131	
33												53212	
34												70114	
35												86836	

$$Y = 22999.144 \cdot \text{EXP}[-0.210124 \cdot X]$$

$$Y = 27128.46 + (-9670.88) \cdot X + (910.09) \cdot X^2$$

CATALIZADOR	USO	TAMAÑO	DATOS DEL AÑO DEL AÑO (CONSUMO kg)	FUENTE	MODELO	ECUACION	EARRA	F	COEF. DE CORRELACION	PROYECCION (CONSUMO kg)	NÚMERO DE MUESTRAS			
				1960						505370 425760				
3	DE PENTOXIDO DE VANADIO	✓	5300 5462 67603 71123 24763 7721 20413 20305 25102 109559	← 1964	SIC	CUADRATICO		3117547	1.0794	0.4855	25200 26310 29946 19946 25200 21210 34075 43000 54662 67509 83069 100704 120493 142937 166534 192106 221193	3		
				← 1975						67509 83069 100704 120493 142937 166534 192106 221193				
				1980										
4	CATALIZADORES AGOTADOS	EXTRACCION DE NIQUEL	✓	55156 75751 162227 46757 535249 280118 63631 92445	← 1966	SIC	CUADRATICO			149689	0.9569	0.5261	2603 313249 390244 237700 243602 219925 102677 71057 -52532 -210492	4
				← 1973						102677 71057 -52532 -210492				

$$Y = 31270.6 + (-7159.78) \cdot X + (1077.152) \cdot X^2$$

$$Y = -141573.06 + (160462) \cdot X + (-16705.4) \cdot X^2$$

CATALIZADOR	USO	TAMAÑO	DATOS (CONSUMO %)	DEL AÑO AL AÑO	FUENTE	MODELO	ECUACION	ERROR	F	COEF DE CORRELACION	PROYECCION (CONSUMO %)	GRAFICA N.º
				1980							-402024 -627325 -805790 -1170042 -1533056	
5	DE NIQUEL V OXIDO DE NIQUEL	✓	226930 252389 157092 188396 237289 351421 97786 22700	← 1966      ← 1973	SIC	EXPONENCIAL		64677.70	11.143	0.8062	310586 265084 193429 152668 128465 95067 75024 59286 46724 36873 29899 22964 18122 14382 11206	5
				1980								
6	CATALIZADOR QUE AUMENTA PODER RETEN DE K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> RESPECTO DE CO <sub>2</sub>	✓	3818 2630 5095 4500 5070	← 1966	SIC	POTENCIAL		2250.87	1.1474	0.48067	3004 3493 3283 3142 3036	6

$$Y = 393561.26 * EXP(-0.236775 * X)$$

$$Y = 3883.52 * X^{**} (-0.15291)$$

CATALIZADOR	USO	TAMANO	DATOS (CONSUMO Kg)	DEL AÑO AL AÑO	FUENTE	MODELO	ECUACION	ERROR	F	COEF. DE CORRELACION	PROYECCION (CONSUMO Kg)	GRAFICA EN M.D.A.R.
			5840								2453	
			347								2084	
			6502	← 1973							2026	
											2775	
											2734	
											161	
											2650	
											2624	
											2494	
											2567	
				1980								
7	DE PENTOXIDO DE VANADIO	✓	10365	← 1967	SIC	POTENCI		143094	0.6510	0.3393	70003	7
			400066								67060	
			60519								65009	
			14431								15326	
			115554								63405	
			62355								62609	
			30600	← 1973							61945	
											61374	
											60076	
											16771	
											16669	
											59675	
											58345	
				1980							59041	

$$Y = 70003 \cdot X + (-0.0692663)$$

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	
CATALIZADOR	USO	TAMAÑO	DATOS (CONSUMO KG)	DEL AÑO AL AÑO	FUENTE	MODELO	ECUACION	ERROR	F	COEF. DE CORRELACION	PROYECCION (CONSUMO KG)	GRAFICA EN HOJA
8	DE MoO <sub>3</sub> y CaO / SOBRE TIERRAS ACTIVADA.	✓	70 1600 125 2951 385	← 1969	SIC	LINEAL RECIPROCA		1147.60	0.5146	0.3026	230 963 1207 1329 1442 1451 1406 1512 1533 1549	
				← 1973			$Y = 1695.36 + (-1465.327 / X)$					
				1978								
9	DE OXIDOS DE Fe y Mn PARA FABRICAR FORMUL	✓	210 654 516 425 585	← 1969	SIC	LINEAL RECIPROCA		119.69	2.902	0.706	230 464 525 556 574 586 595 602 607 611	9
				← 1973			$Y = 647.598 + (-367.88 / X)$					
				1978								
10	DE OXIDO DE FIERRO	✓	42238 263606 258262 45267 85725	← 1969	SIC	CUADRATICO		80727.40	0.7978	0.6616	87354 179136 200978 152083 34448	10
				← 1973			$Y = 74366.40 + (-496689.64) \cdot X + (-34969.35) \cdot X^2$					

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	
CATALIZADOR	USO	TAMANO	DATOS DEL AÑO AL AÑO	FUENTE	MODELO	ECUACION	ERROR	F	COEF DE CORRELACION	PROYECCION CONSUMO (kg)	GRAFICA M.O.J.A.	
				1970						-15325 -411837 -730000 -1136678 -1686406		
11	SILICA GEL W.R. GRACE	SE EMPLEA EN LAS PLANTAS FCC - OBT. DE GASOLINAS	F1-43	1240840 2637005 3445605 1070057 865787	← 1968	PEMEX (ORDANTICO)		660580.5	2.2495	0.8320	1409260 2431310 2620514 4976440 500420 -1009070 -4951322 -8976436 -13744610 -19215250 -25740950 -33355310	11
					← 1972			$Y = 445660.4 + (2271351) * X + (-41643) * X^2$				
						1979						
12	BAUXITA ACTIVADA CYCLOCEL - MILWHITE	OBTENCION DE AZUFRE (PROCESO CLAUS)	MALLA 4-8	68200 102202 95802 8000 4000 4360	← 1968	PEMEX (GEOMETRICO)		50688.5	5.078	0.7479	135967 84169 30853 14697 7801 3325 1509 757 360 972	12
					← 1973			$Y = 285430.2 * 0.476357^X$				

CATALIZADOR	USO	TAMAO	DATOS (CONSUMOS)	DEL AÑO AL AÑO	FUENTE	MODELO	ECUACION	ERROR	F	COEF. DE CORRELACION	PROYECCION (CONSUMOS)	CARRERA EN HOJAS	
				1979							82 39		
13	BAUXITA ACTIVADA PORCEL - MILWHITE	OBTENCION DE AZUFRE (PROCESO KLAHSS)	MALLA 10-30 (2% V.M.)	100 3670 1305 56406 67666 6550	← 1968	PEMEX	CUADRATICO	NOTA: POR ERROR EN LA CODIFICA- CION, NO SE OB- TUVIERON ESTAS DOS COLUMNAS	3.414	0.8335	102 2655 3401 46544 50162 70063 84647 99513 115461 132492 150606 169002	13	
				← 1973									
				1979									
14	CATALIZADOR PESADO, DURADERO FRESH	PARA PLANTAS TCC	✓	375077 1424914 591054 1425818 1400472 750733	← 1968	PEMEX	CUADRATICO		41709034	0.6789	0.9502	475905 876311 1104056 1179339 1181561 873221 408420 - 47142 - 735366 - 1376251 - 2569797 5716005	14
				← 1973									
				1979									

$$Y = -37167.3 + (609.398.1) \cdot X + (-76.330.7) \cdot X^2$$



CATALIZADOR	USO	TAMANO	1		FUENTE	MODELO	EQUACION	ERROR	F	COEF. DE CORRELACION	10	
			DATE	DEL AÑO							CONSUMO KG	GRAFICA EN HOJA
			83403	← 1973							87772	1
											23477	2
											60342	3
											163683	4
											206547	5
											428933	6
											598842	7
				1979								8
												9
18	C-B-6 - (E-B (CARBON ACTIVADO)	DESULFURIZACION DE GAS NATURAL	MALLA 12x30 (1M)	11167 ← 1970	PEMEX	CUADRATICO		888.28	12.863	0.9813	11648	10
				5311							4468	11
				2435							3278	12
				8157 ← 1973							7876	13
											18263	14
											34440	15
											56485	16
											84160	17
											117783	18
											157836	19
											202157	20
											253067	21
				1981								22
												23
												24
19	OXIDO DE FIERRO (ESPONJA)	DESULFURIZACION DE GAS NATURAL		2040 ← 1970	PEMEX	CUADRATICO		40323	0.1566	0.4883	14741	25
				84856							45802	26
				6708							44954	27
				25000 ← 1973							18249	28
											52315	29
											148757	30
											277816	31
											437154	32
											629449	33
											853083	34
												35

$$Y = 24216.5 + (-15663.1) * X + (2894.5) * X^2$$

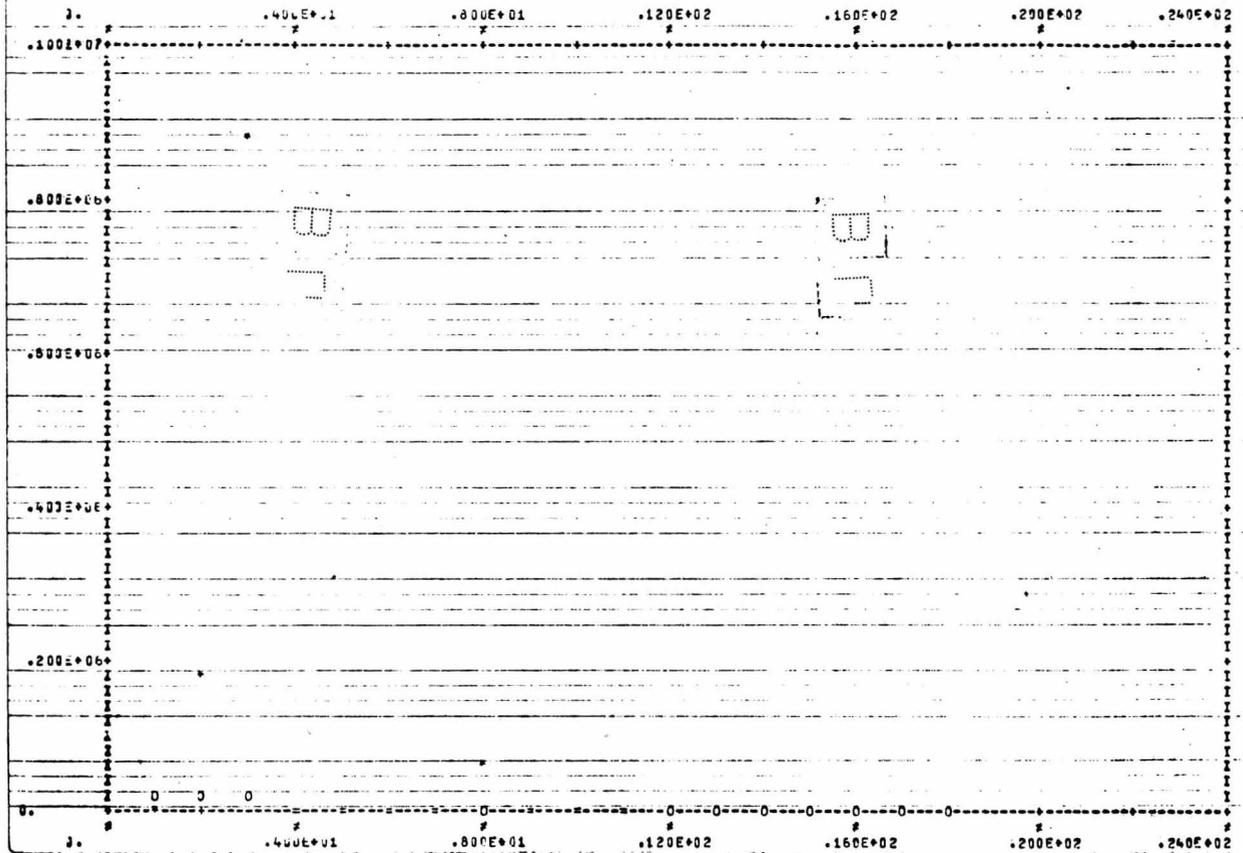
$$Y = -48077 + (-78781.4) * X + (-15929) * X^2$$

CATALIZADOR	USO	TAMANO	DATOS (CONSUMO Kg)	DEL AÑO AL AÑO	FUENTE	MODELO	ECUACION	ERROR	F	COEF DE CORRELACION	PROYECCION (CONSUMO Kg)	GRAFICA EN HOJA
				1981							1180715 1596204	
20	C-B-G - CED-B (CARBON ACTIVADO)	DESULFURIZACION DE GAS NATURAL	MALLA 4 x 10 (mm)	1451 ← 1970 220 315 1206 ← 1973	PEMEX	CUADRATICO		84.27	40.38	0.9938	1474 308 236 1232 3290 6407 10585 15824 22123 29403 37883 47383	20
							$Y = 3609.25 + (-2715.15) * X + (530.25) * X^2$					
				1981								
21	MOBIL DURABERO 8	PARA PLANTAS TCC	✓	159307 ← 1970 517375 665971 1239150 ← 1973	PEMEX	CUADRATICO Y POTENCIAL		100252.9	14.564	0.9832	191010 422267 761079 1207447 1761371 2422850 3191004 4068474 5052620 6144321 7343577 8650389	186404 442636 784270 1176850 1612262 2085162 2591696 3128927 3694522 4286572 4903479 5543883
							$Y = 67300.25 + (69923.15) * X + (5377.75) * X^2$ $Y = 166483.93 * X ** (1.410737)$					
				1981								
							GRAFICA EN HOJA :				21	21-A

CATEGORIA	USO	EXAMEN	DE POS CONSUMO (kg)	DEL AÑO AL AÑO	FUENTE	MODELO	ECUACION	ERROR	F	COEF. DE CORRELACION	PROYECCION (CONSUMO - kg)	GRAFICO EN HOJA
22	C-11-4 - CED. B (CARBON ACTIVADO)	DESULFURIZACION DE GAS NATURAL	5258 13913 25764 11453	← 1970   ← 1973	PEMEX	CUADRATICO		468.54	2.070	0.8974	3703 18316 21362 12924 -7007 -30423 -84325 -135714 -201589 -270953 -347003 -428150	22
							$Y = -22201.5 + (31763.5) \cdot X + (-5743.9) \cdot X^2$					
				1981								

PROTECCION DE CONSUMO DEL UTILIZADOR PARA EMUL. DE SILICONES (DATOS DE LA SIC).

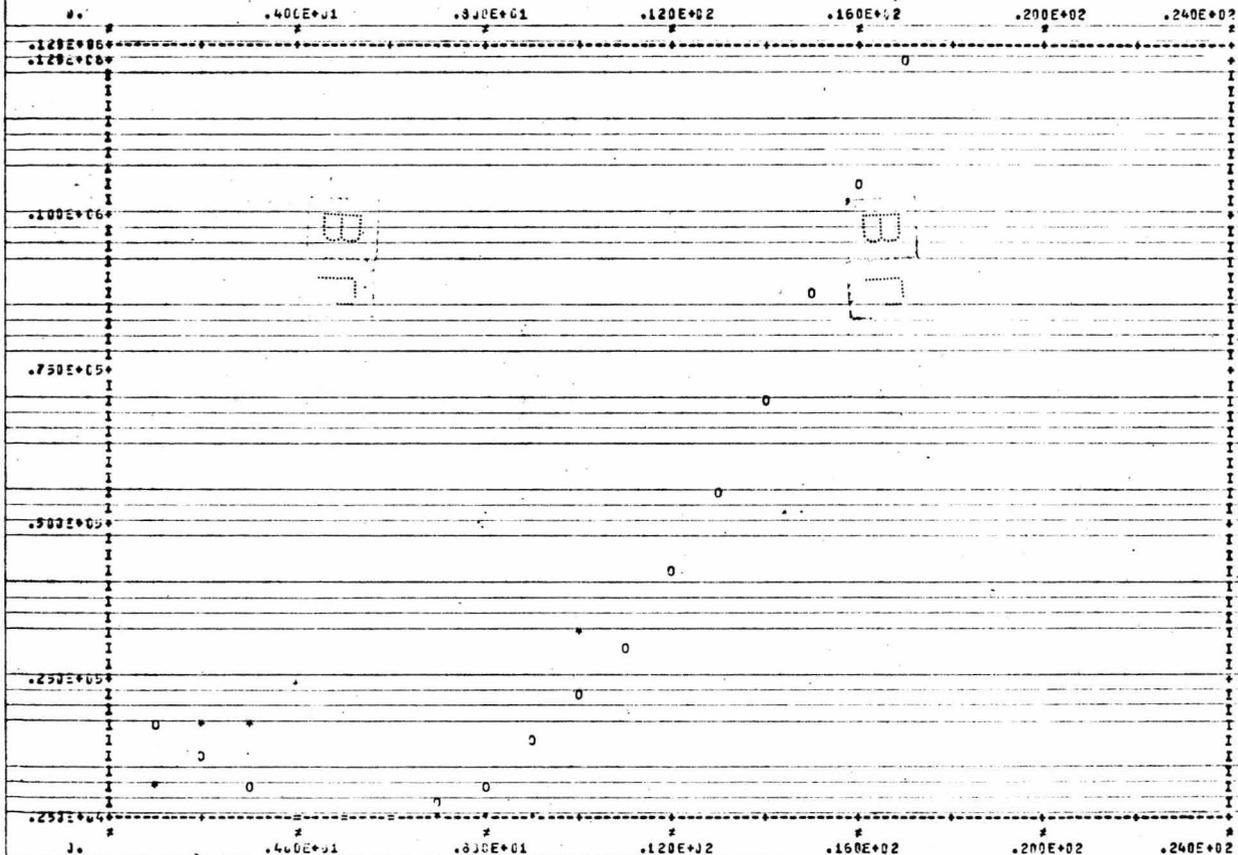
CURVA COMPARATIVA ENTRE LOS VALORES OBSERVADOS Y LOS CALCULADOS POR EL MODELO EXPONEN.  
 LOS PUNTOS CUINCUENTES SE MUESTRAN COMO \* = RFAL. O = CALCUL  
 UNA UNIDAD EN LA DIRECCION X= .2700E+03 EN LA DIRECCION Y= .2000E+05



PROYECCION DE CONSUMO DEL CATALIZADOR DE PALADIO Y C ACTIVADO (DATOS DE LA SIC).

2

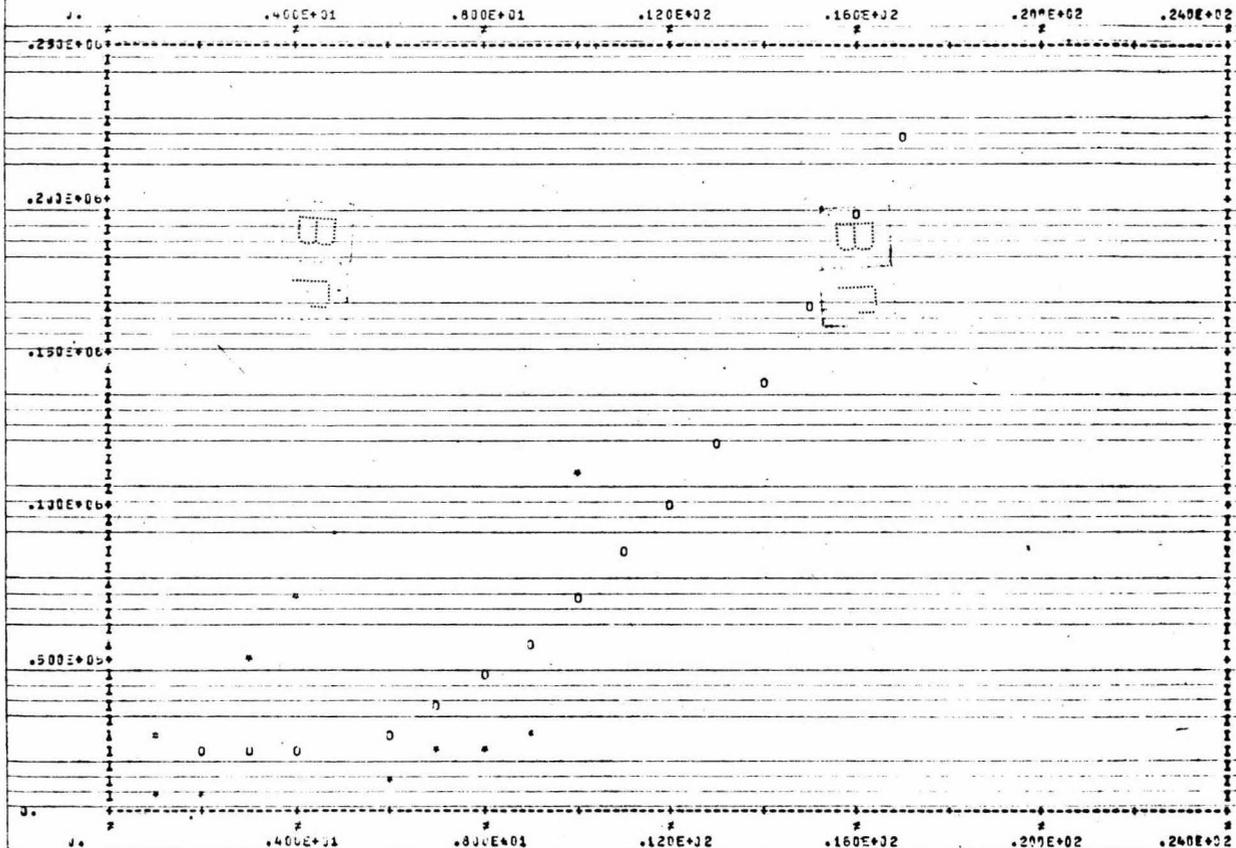
CURVA COMPARATIVA ENTRE LOS VALORES OBSERVADOS Y LOS CALCULADOS POR EL MODELO CUADRATICO  
 LOS PUNTOS COINCIDENTES SE MUESTRAN COMO \* = RE L. O = CALCUL  
 UNA UNIDAD EN LA DIRECCION X = .2000E+00 EN LA DIRECCION Y = .2500E+04



PROYECCION DE CONSUMO DEL CATALIZADOR DE PENTOXIDO DE VANADIO (DATOS DE LA SIC).

3

CURVA COMPARATIVA ENTRE LOS VALORES OBSERVADOS Y LOS CALCULADOS POR EL MODELO CUADRATICO  
 LOS PUNTOS COINCIDENTES SE MUESTRAN COMO \* = REAL. O = CALCUL  
 UNA UNIDAD EN LA DIRECCION X = .2000E+00 EN LA DIRECCION Y = .5000E+04

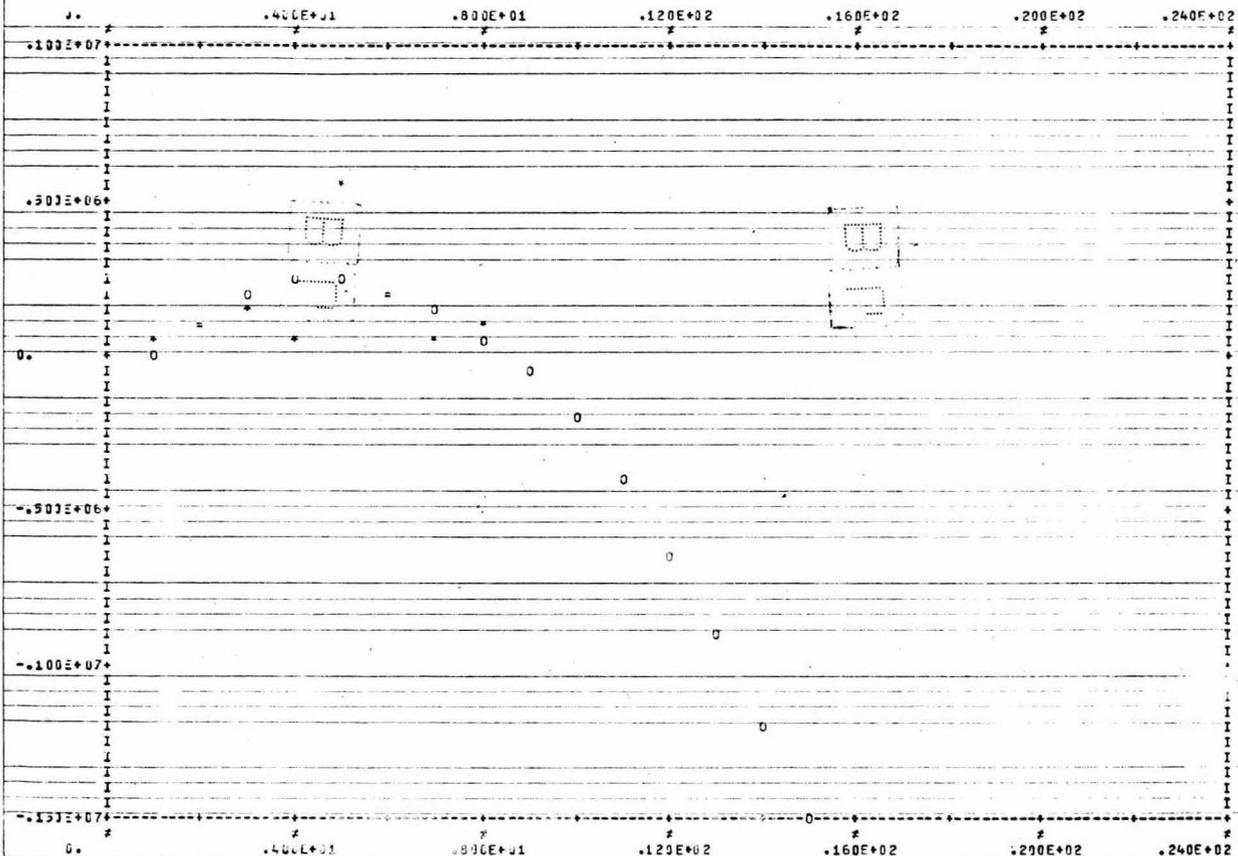


PROYECCION DE CONSUMO DE CATALIZADORES AGOTADOS PARA EL NI. (DATOS DE LA SIC).

CURVA COMPARATIVA ENTRE LOS VALORES OBSERVADOS Y LOS CALCULADOS POR EL MODELO CUADRATICO

LOS PUNTOS COINCIDENTES SE MUESTRAN COMO \* = REAL. O = CALCUL.

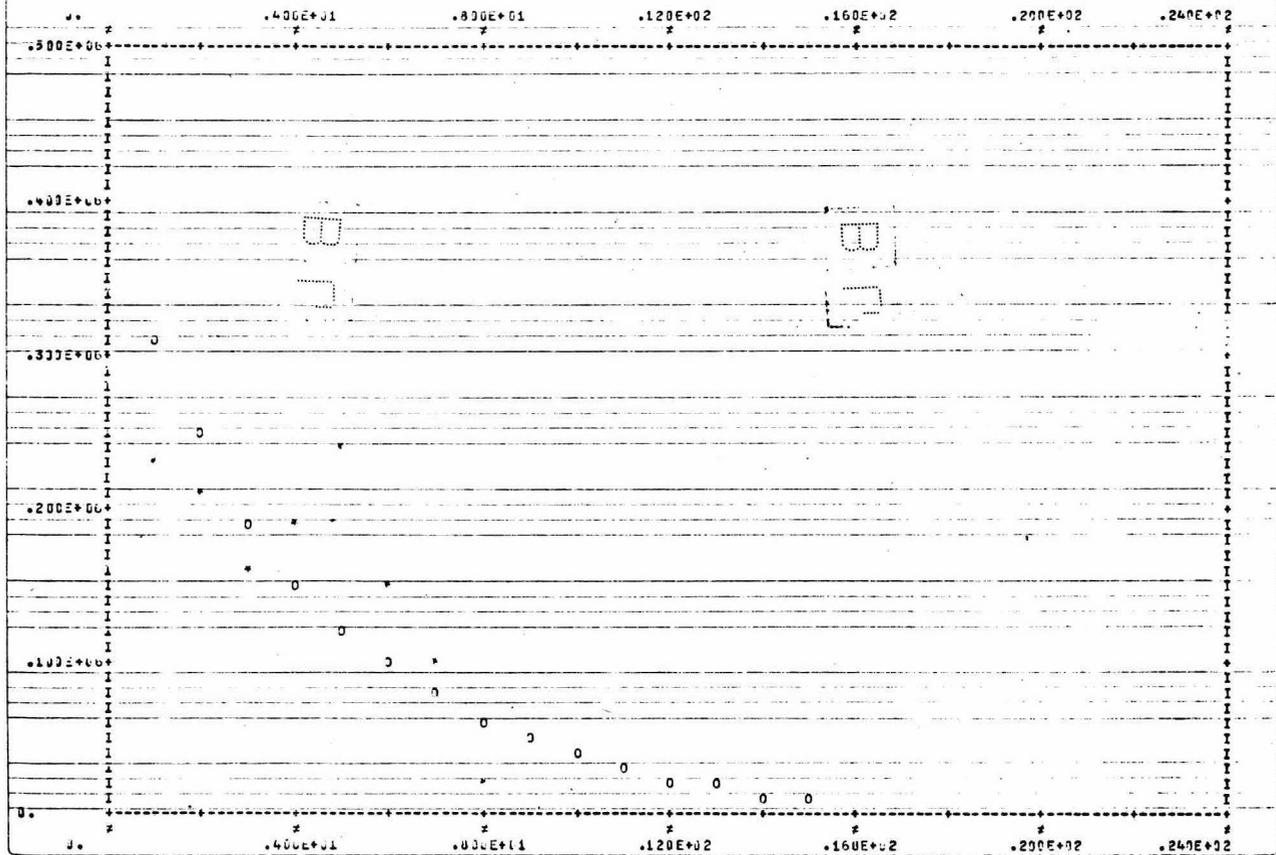
UNA UNIDAD EN LA DIRECCION X = .200E+01 EN LA DIRECCION Y = .500E+05



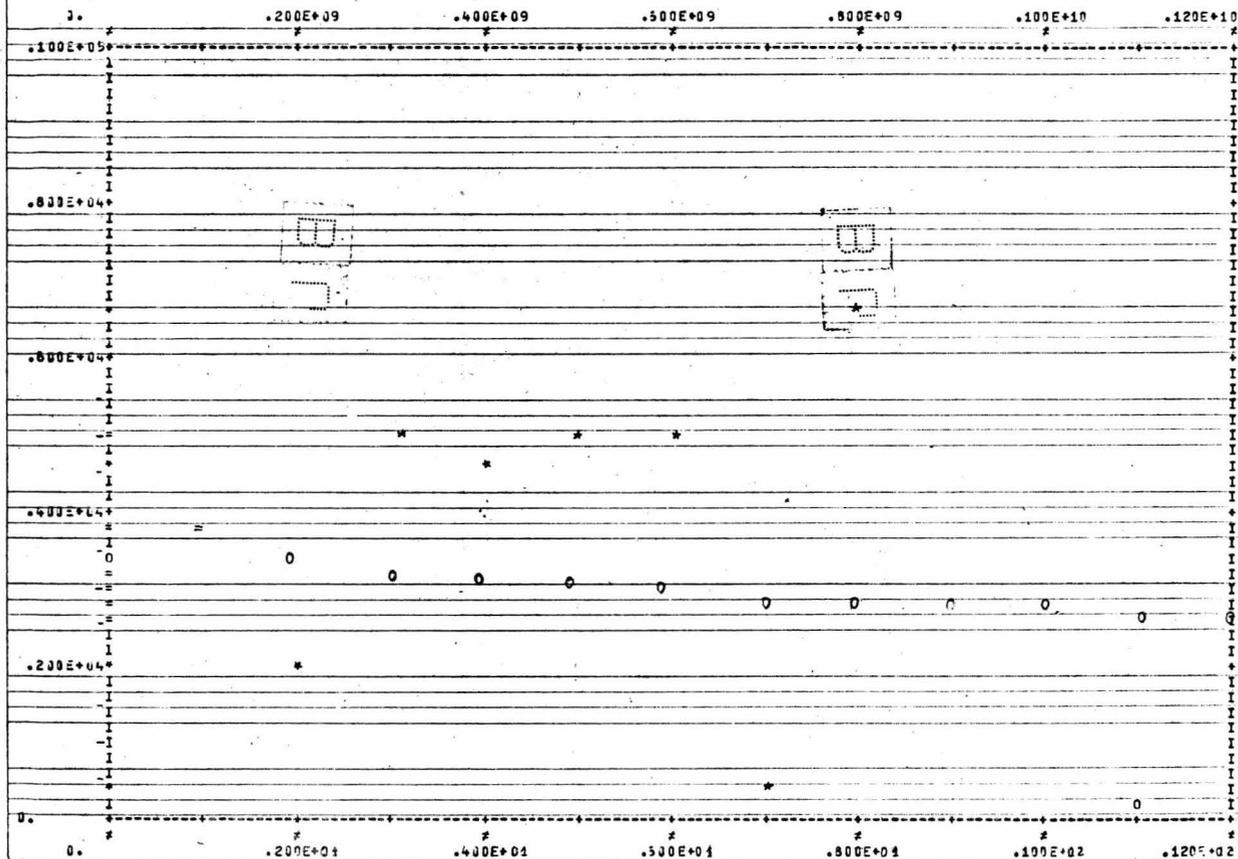
PROYECCION DE CONSUMO DEL CATALIZADOR DE NI U OXIDO DE NI, (DATOS DE LA SIC).

5

CURVA COMPARATIVA ENTRE LOS VALORES OBSERVADOS Y LOS CALCULADOS POR EL MODELO EXPONEN.  
 LOS PUNTOS COINCIDENTES SE MUESTRAN COMO = \* = REAL. 0 = CALCUL.  
 UNA UNIDAD EN LA DIRECCION X= .2000E+00 EN LA DIRECCION Y= .1000E+05

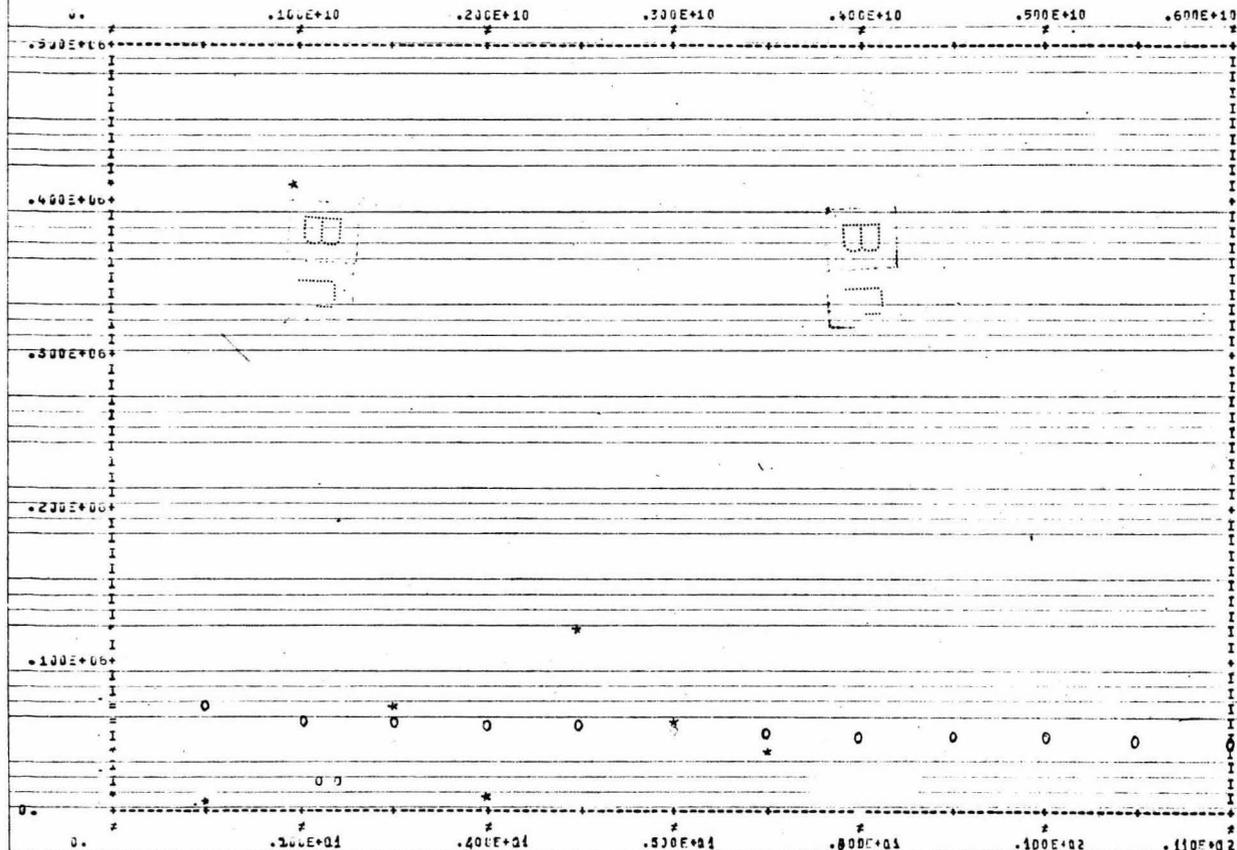


CURVA COMPARATIVA ENTRE LOS VALORES OBSERVADOS Y LOS CALCULADOS POR EL MODELO POTENCIAL  
 LOS PUNTOS COINCIDENTES SE MUESTRAN COMO \* = REAL. O = CALCUL  
 UNA UNIDAD EN LA DIRECCION X = .120E+03 EN LA DIRECCION Y = .200E+03



PROYECCION DEL CONSUMO DEL CATALIZADOR DE PENTOXIDO DE VANADIO (DATOS DE LA SIC).

CURVA COMPARATIVA ENTRE LOS VALORES OBSERVADOS Y LOS CALCULADOS POR EL MODELO POTENCIAL  
 LOS PUNTOS COINCIDENTES SE MUESTRAN COMO \* = RE L. O = CALCUL  
 UNA UNIDAD EN LA DIRECCION X= .5000E+08 EN LA DIRECCION Y= .1001E+05



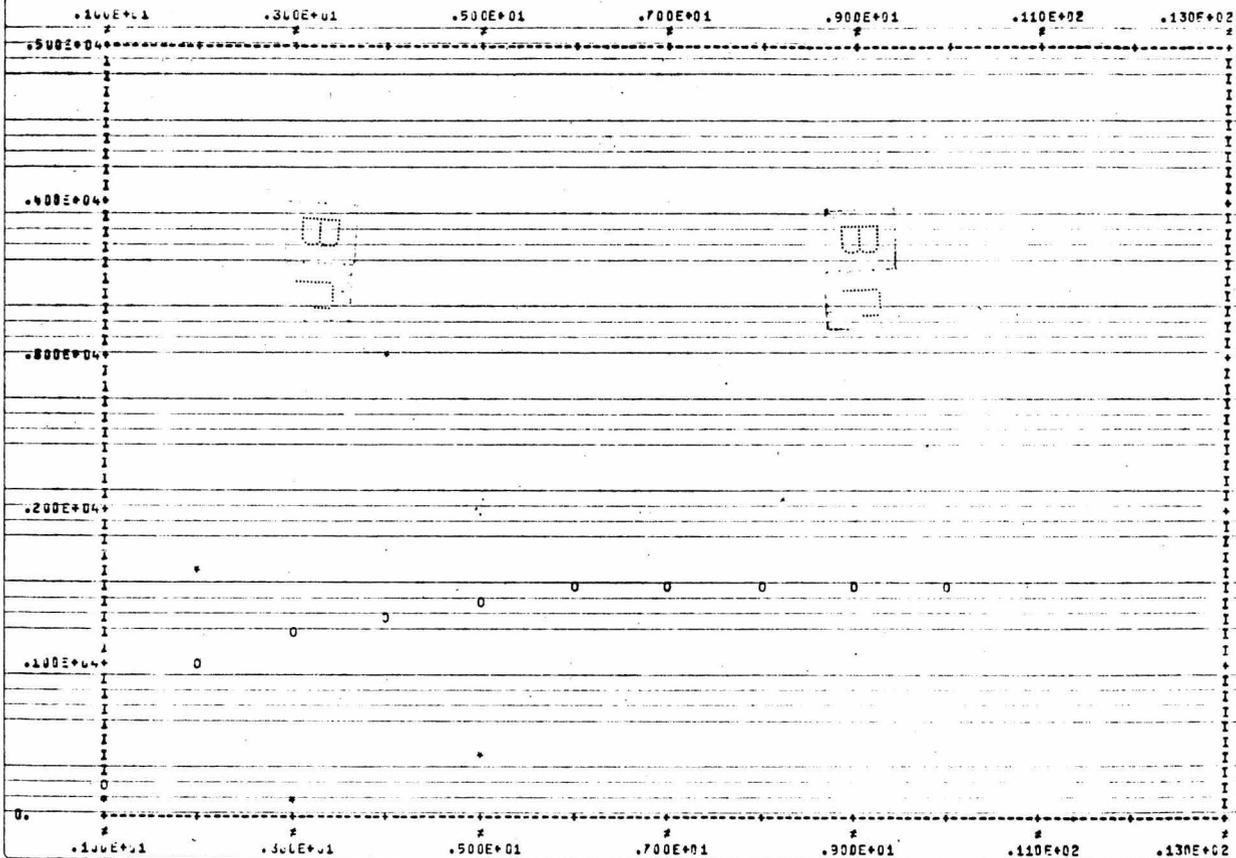
PROTECCION DE CONSUMO DEL CATALIZADOR DE MOO3 Y COO /TIF.AST. (DATOS DE LA SIC).

8

CURVA COMPARATIVA ENTRE LOS VALORES OBSERVADOS Y LOS CALCULADOS POR EL MODELO RECIPROCO

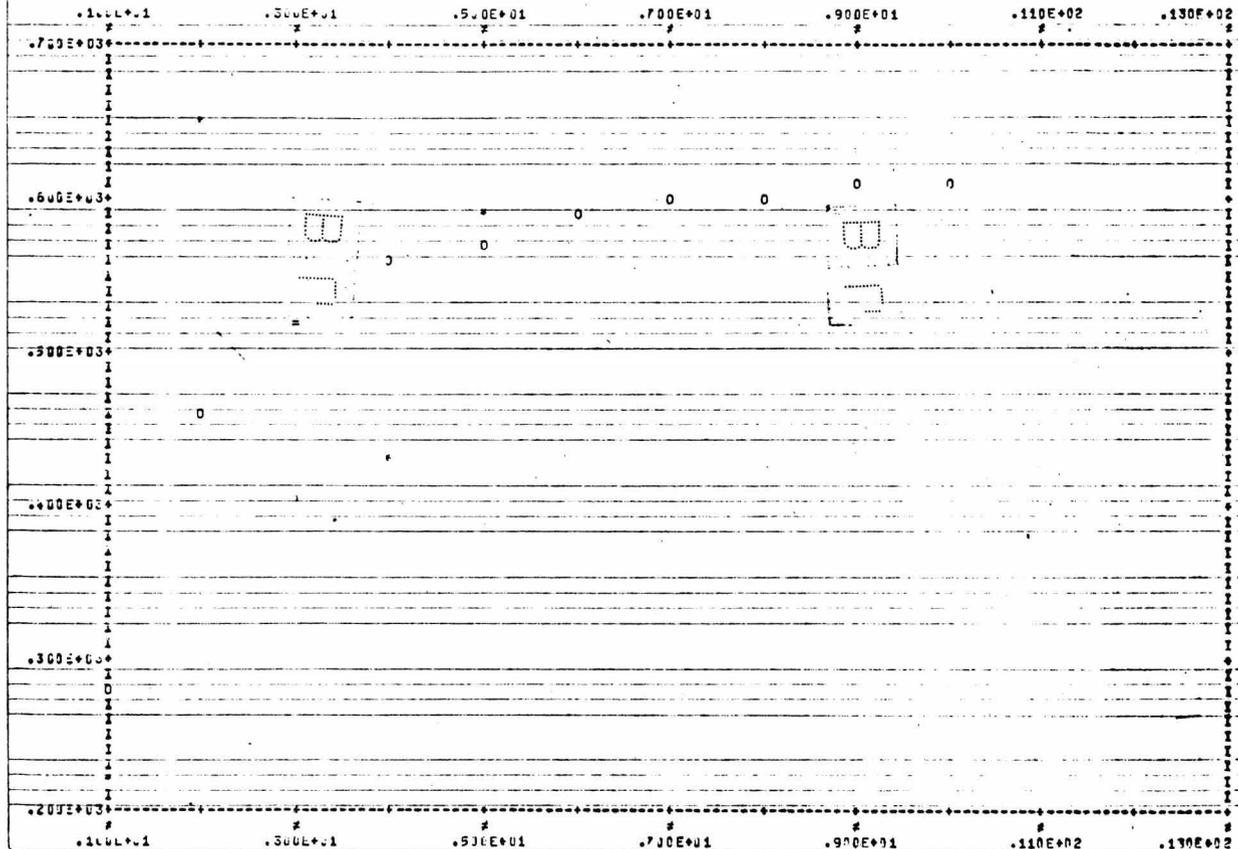
LOS PUNTO COINCIDENTES SE MUESTRAN COMO \* = REAL, O = CALCUL

UNA UNIDAD EN LA DIRECCION X = .1000E+03 EN LA DIRECCION Y = .1000E+03



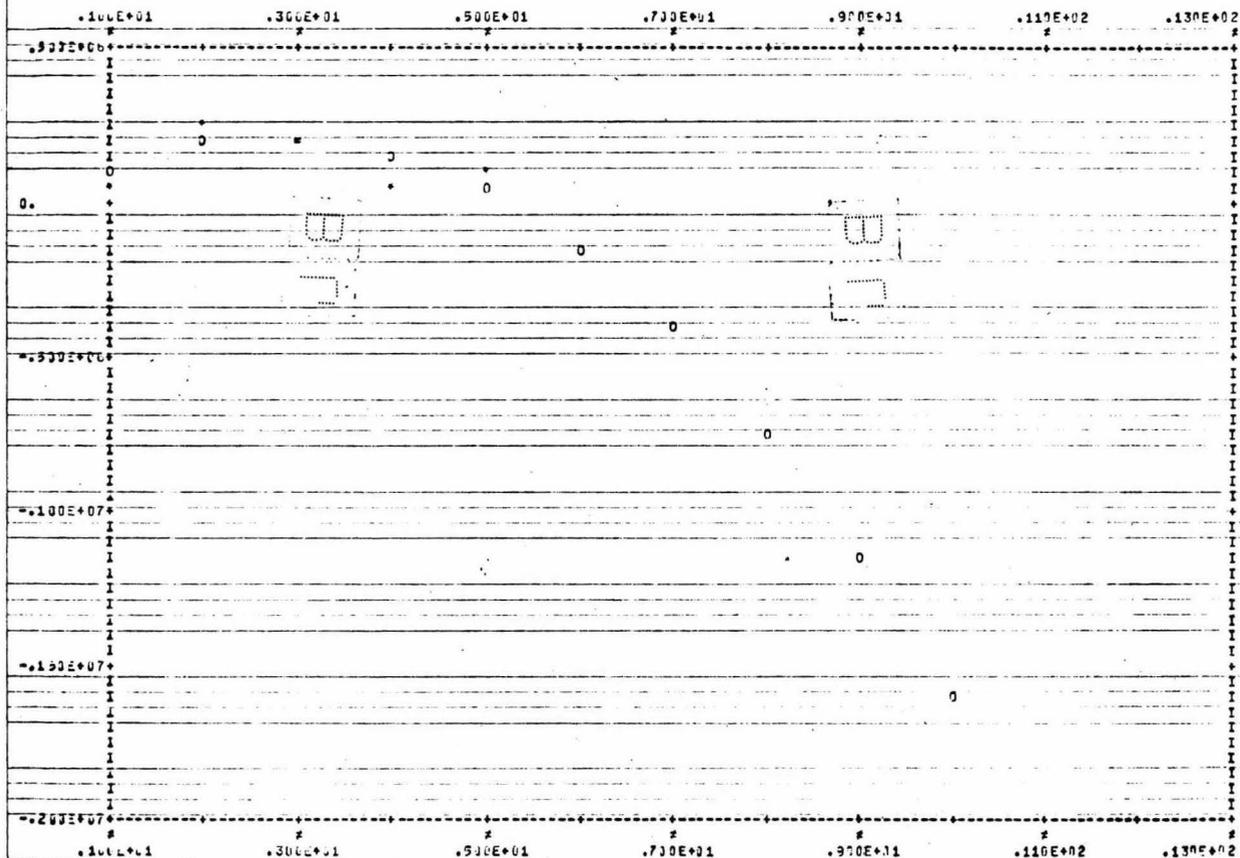
PROYECCION DE CONSUMO DEL CATALIZADOR PARA FORMUL -FEO Y M30- (DATOS DE LA SIC).

CURVA COMPARATIVA ENTRE LOS VALORES OBSERVADOS Y LOS CALCULADOS POR EL MODELO RECIPROCO  
 LOS PUNTO COINCIDENTES SE MUESTRAN COMO = = REAL. 0 = CALCUL  
 UNA UNIDAD EN LA DIRECCION X= .1130E+02 EN LA DIRECCION Y= .1003E+02

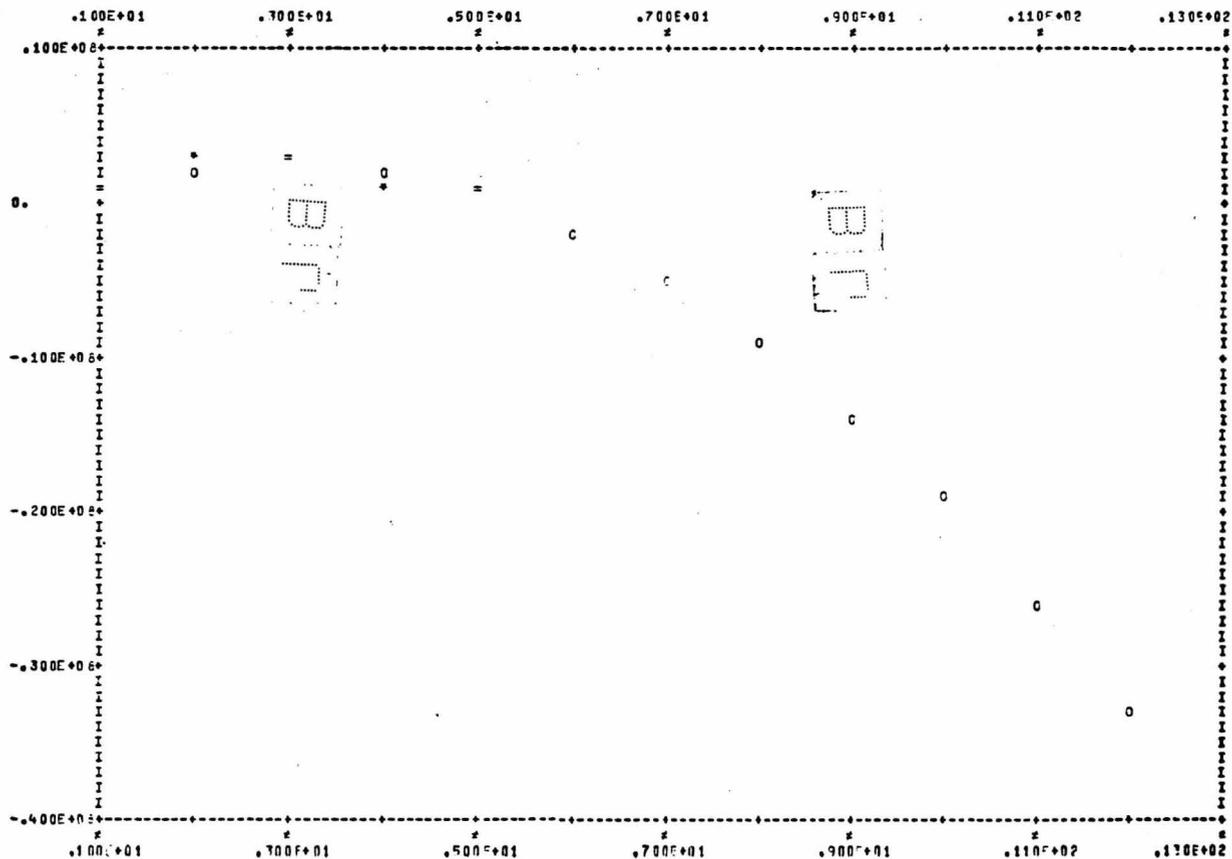


PROYECCION DE CONSUMO DEL CATALIZADOR DE OXIDO DE FIERRO, (DATOS DE LA SIC).

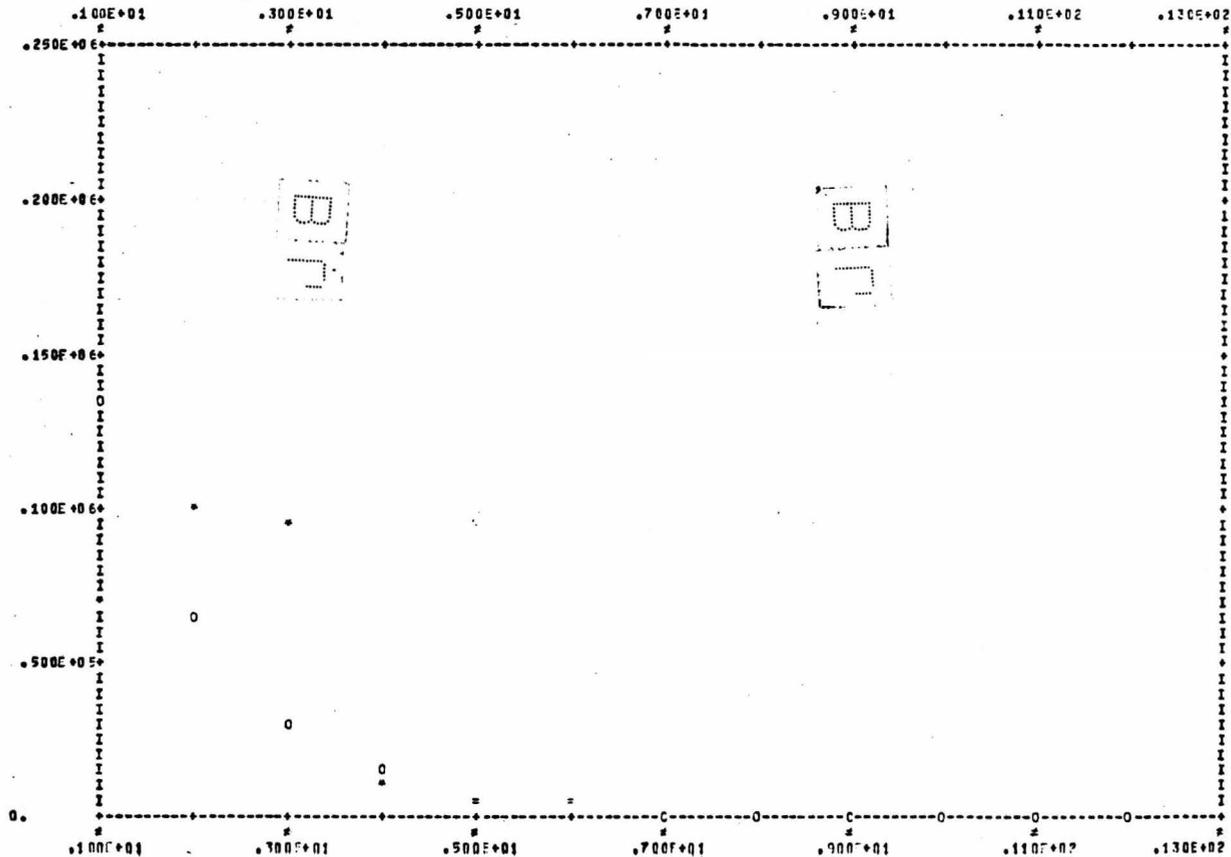
CURVA COMPARATIVA ENTRE LOS VALORES OBSERVADOS Y LOS CALCULADOS POR EL MODELO CUADRATICO  
 LOS PUNTOS COINCIDENTES SE MUESTRAN COMO = \* = REAL - O = CALCUL  
 UNA UNIDAD EN LA DIRECCION X= .1000E+00 EN LA DIRECCION Y= .5000E+05



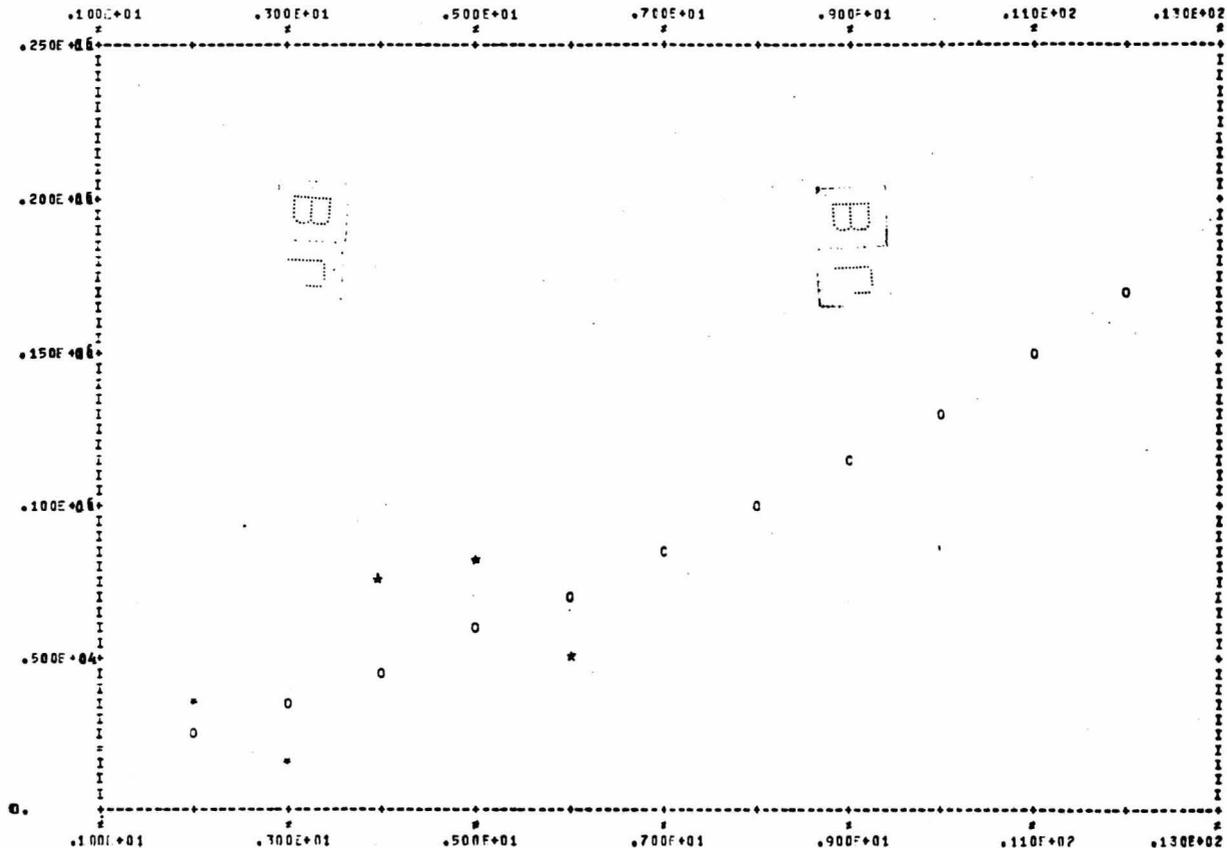
CURVA COMPARATIVA ENTRE LOS VALORES OBSERVADOS Y LOS CALCULADOS POR EL MODELO CUADRATICO  
 LOS PUNTOS COINCIDENTES SE MUESTRAN COMO \* = REAL. O = CALCUL.  
 UNA UNIDAD EN LA DIRECCION X= .1000E+00 EN LA DIRECCION Y= .1000E+07



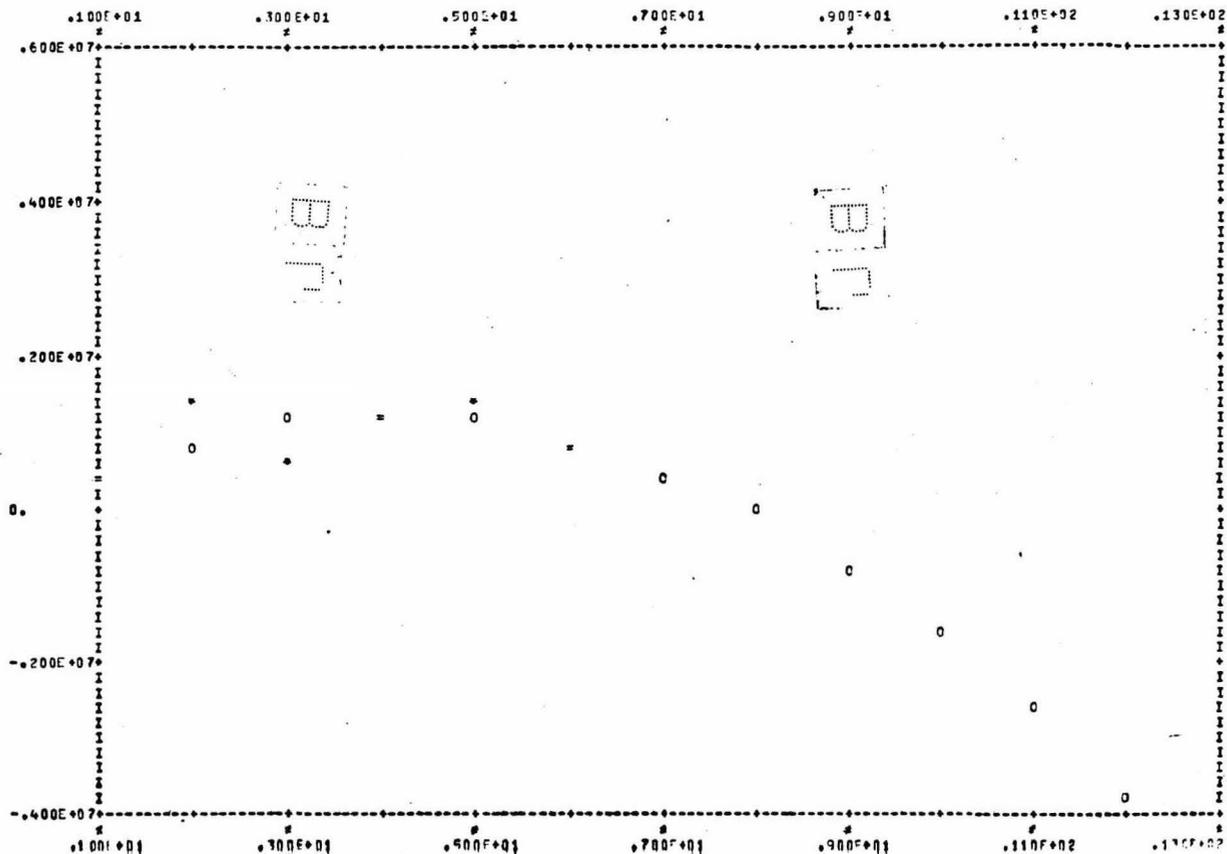
CURVA COMPARATIVA ENTRE LOS VALORES OBSERVADOS Y LOS CALCULADOS POR EL MODELO GEOMETRICO  
 LOS PUNTOS COINCIDENTES SE MUESTRAN CCMC = \* = REAL. O = CALCUL.  
 UNA UNIDAD EN LA DIRECCION X = .1000E+00 EN LA DIRECCION Y = .5000E+04



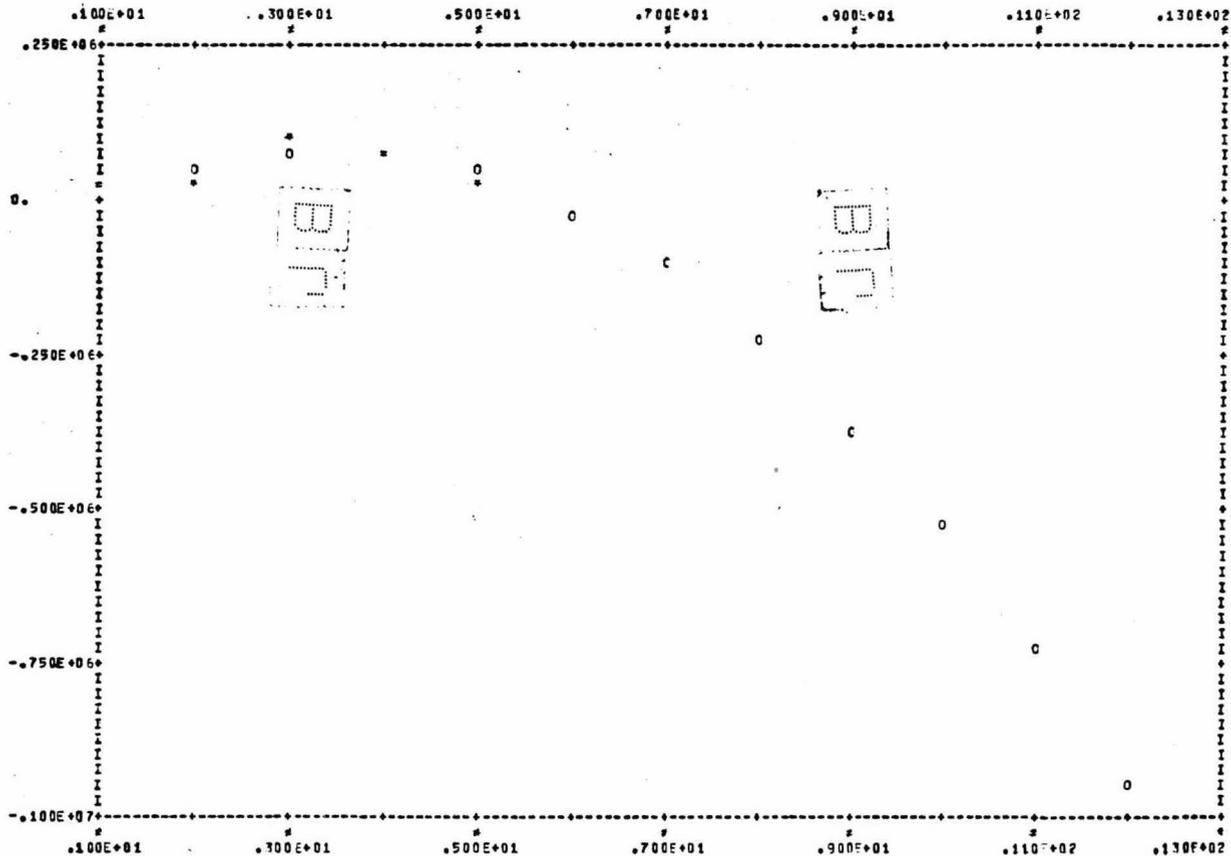
CURVA COMPARATIVA ENTRE LOS VALORES OBSERVADOS Y LOS CALCULADOS POR EL MODELO CUADRATICO  
 LOS PUNTOS COINCIDENTES SE MUESTRAN COMO \* = REAL. O = CALCUL.  
 UNA UNIDAD EN LA DIRECCION X= .1000E+00 EN LA DIRECCION Y= .5000E+09



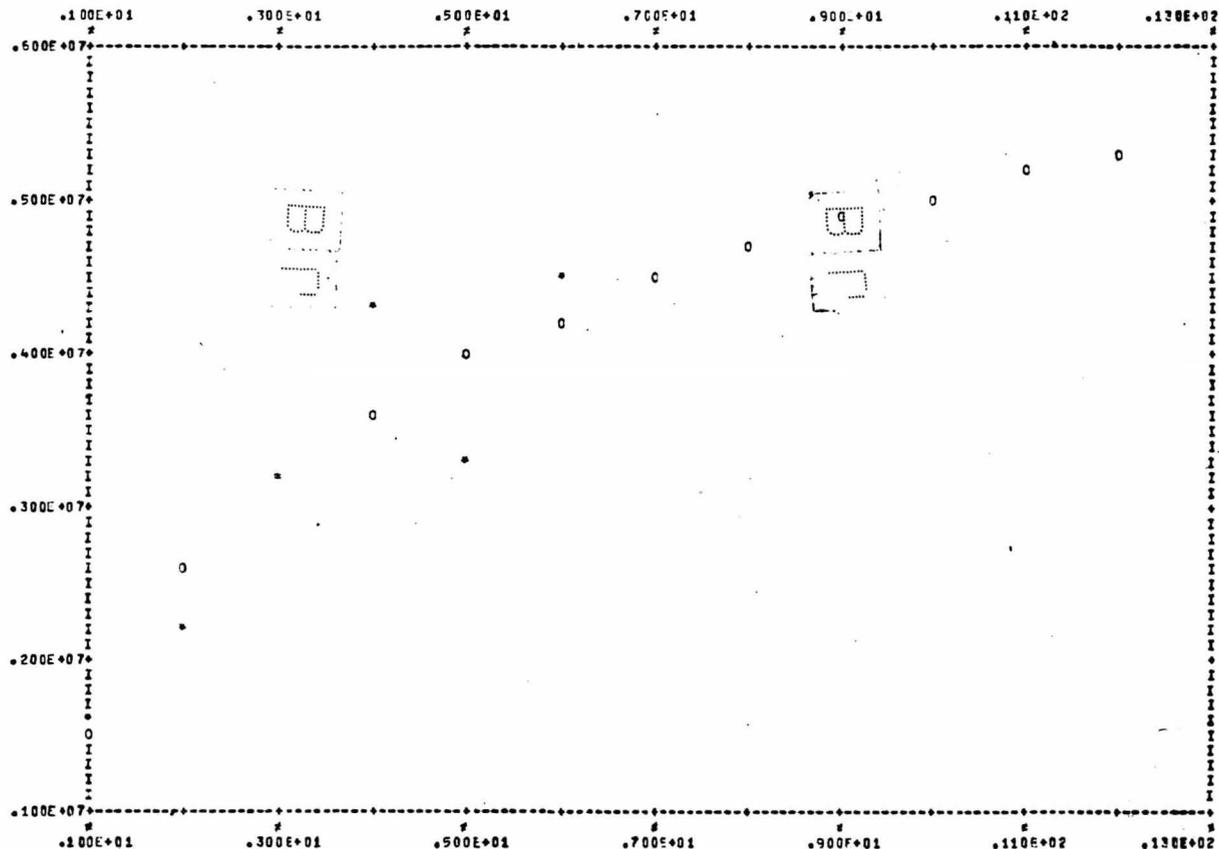
CURVA COMPARATIVA ENTRE LOS VALORES OBSERVADOS Y LOS CALCULADOS POR EL MODELO CUADRATICO  
 LOS PUNTOS COINCIDENTES SE MUESTRAN COMO = \* = REAL. O = CALCUL  
 UNA UNIDAD EN LA DIRECCION X= .1000E+01 EN LA DIRECCION Y= .2000E+06



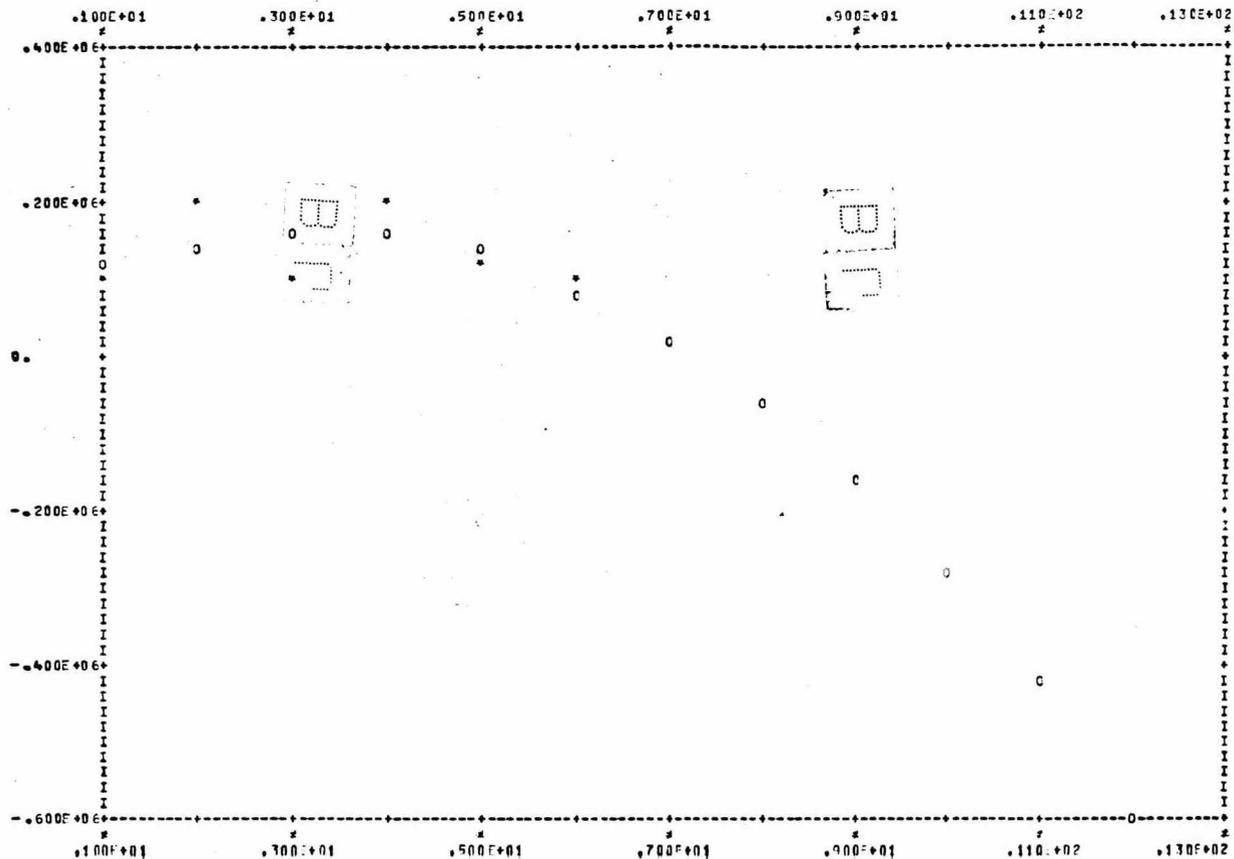
CURVA COMPARATIVA ENTRE LOS VALORES OBSERVADOS Y LOS CALCULOS POR EL MODELO CUADRATICO  
 LOS PUNTOS COINCIDENTES SE MUESTRAN COMO \* = REAL. O = CALCULO  
 UNA UNIDAD EN LA DIRECCION X = .1000E+00 EN LA DIRECCION Y = .2500E+05



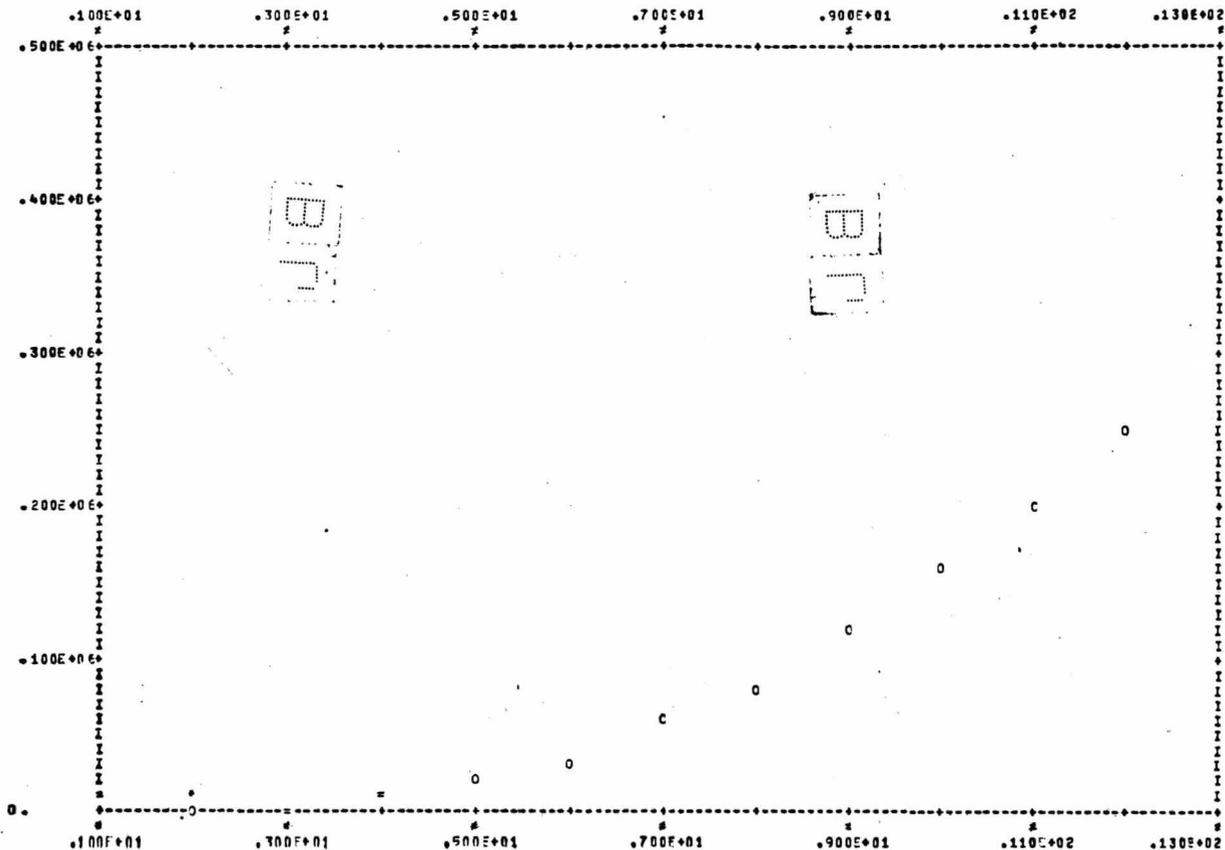
CURVA COMPARATIVA ENTRE LOS VALORES OBSERVADOS Y LOS CALCULADOS POR EL MODELO LOGARITH.  
 LOS PUNTOS COINCIDENTES SE MUESTRAN COMO \* = REAL, O = CALCUL.  
 UNA UNIDAD EN LA DIRECCION X = .1000E+00 EN LA DIRECCION Y = .1000E+06



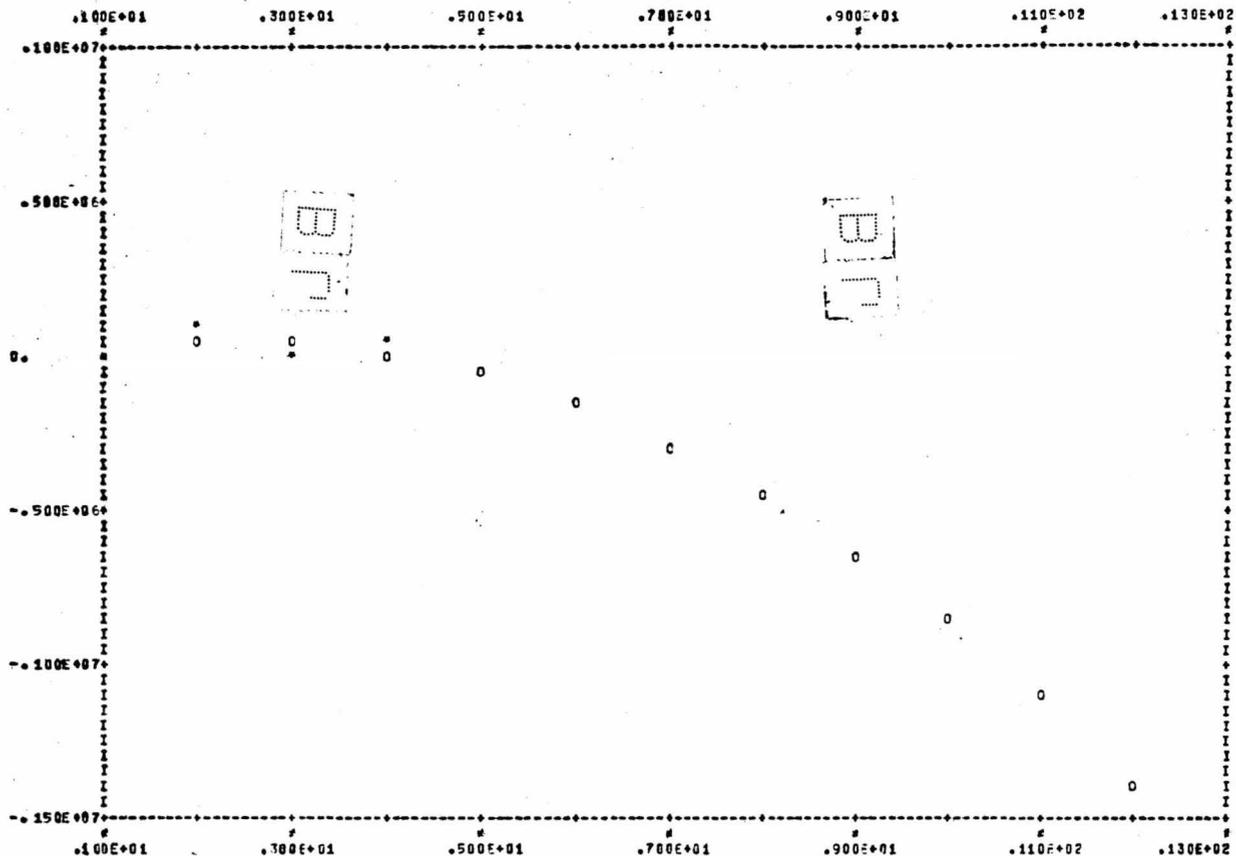
CURVA COMPARATIVA ENTRE LOS VALORES OBSERVADOS Y LOS CALCULADOS POR EL MODELO CUADRATICO  
 LOS PUNTOS COINCIDENTES SE MUESTRAN COMO \* = REAL. O = CALCUL  
 UNA UNIDAD EN LA DIRECCION X= .1000E+00 EN LA DIRECCION Y= .2000E+05



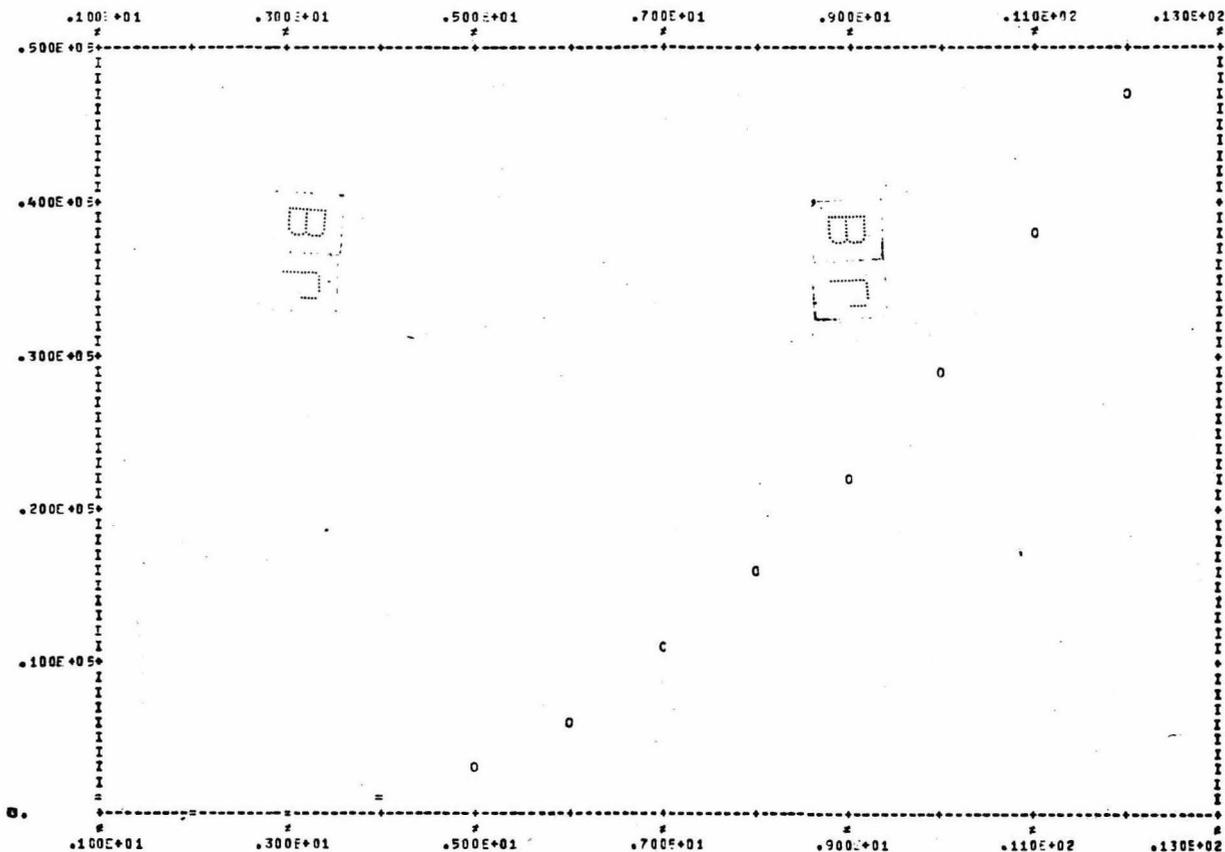
CURVA COMPARATIVA ENTRE LOS VALORES OBSERVADOS Y LOS CALCULADOS POR EL MODELO CUADRATICO  
 LOS PUNTOS COINCIDENTES SE MUESTRAN CCPC = \* = REAL. O = CALCUL  
 UNA UNIDAD EN LA DIRECCION X = .1000E+00 EN LA DIRECCION Y = .1000E+05



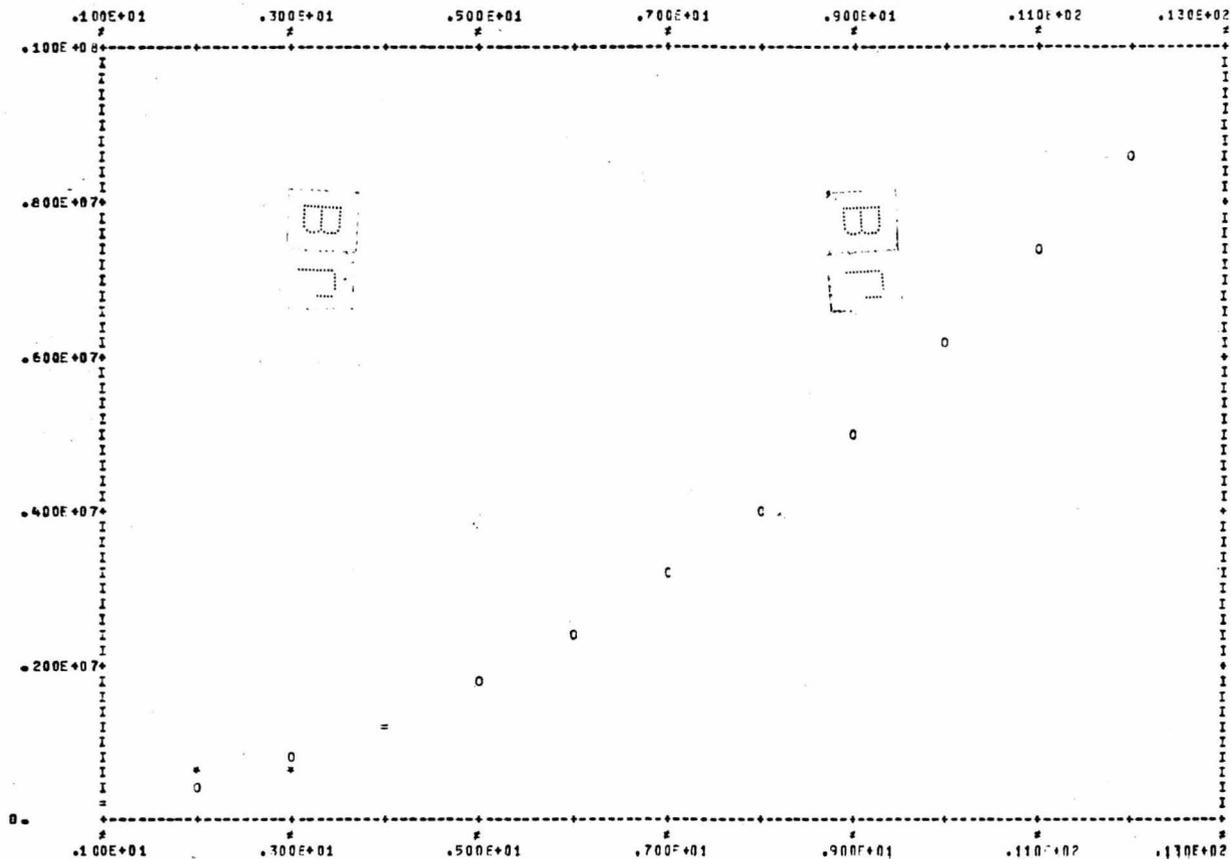
CURVA COMPARATIVA ENTRE LOS VALORES OBSERVADOS Y LOS CALCULADOS POR EL MODELO CUADRATICO  
 LOS PUNTOS COINCIDENTES SE MUESTRAN COMO \* = REAL. O = CALCUL.  
 UNA UNIDAD EN LA DIRECCION X= .1000E+00 EN LA DIRECCION Y= .5000E+05



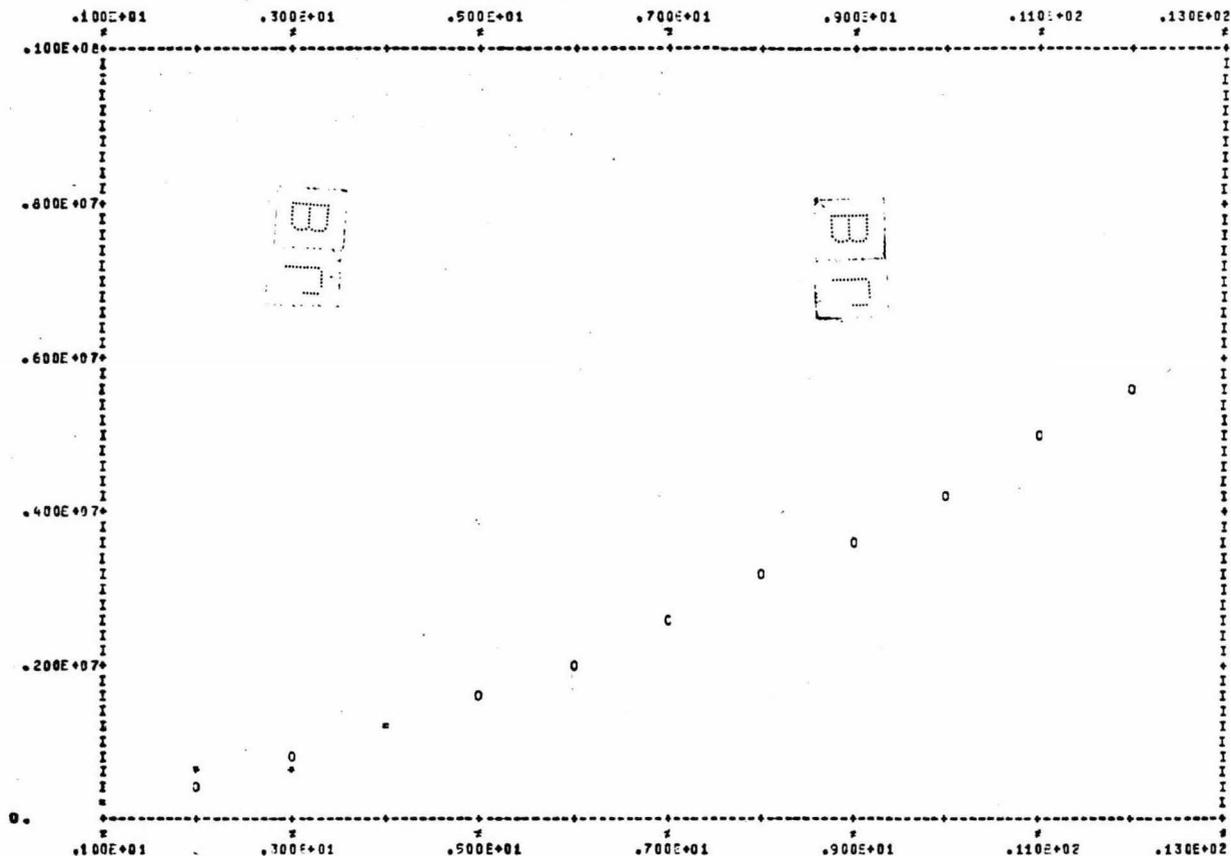
CURVA COMPARATIVA ENTRE LOS VALORES OBSERVADOS Y LOS CALCULADOS POR EL MODELO CUADRATICO  
 LOS PUNTOS COINCIDENTES SE MUESTRAN COMO = REAL, O = CALCUL  
 UNA UNIDAD EN LA DIRECCION X= .1000E+00 EN LA DIRECCION Y= .1000E+04



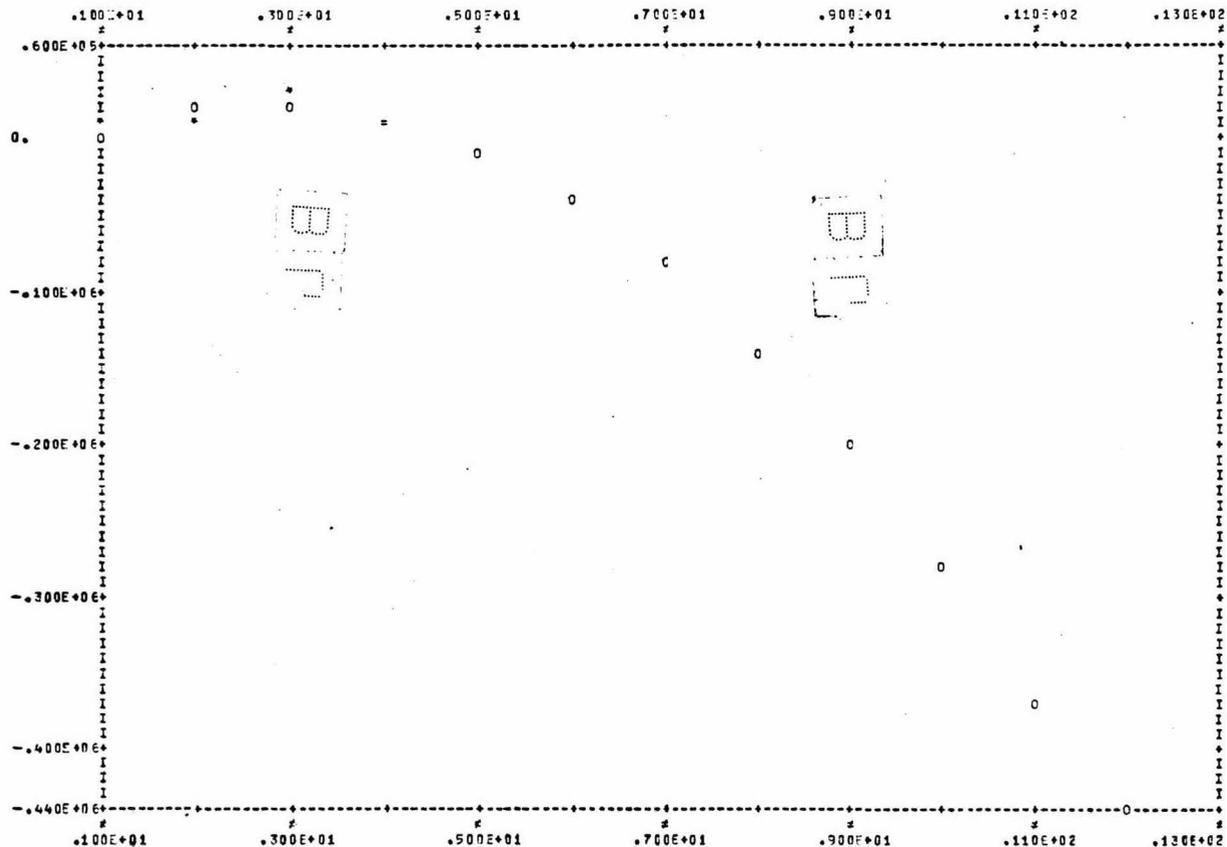
CURVA COMPARATIVA ENTRE LOS VALORES OBSERVADOS Y LOS CALCULADOS POR EL MODELO CUADRATICO  
 LOS PUNTOS COINCIDENTES SE MUESTRAN COMO = = REAL. O = CALCUL  
 UNA UNIDAD EN LA DIRECCION X= .1000E+00 EN LA DIRECCION Y= .2000E+06



CURVA COMPARATIVA ENTRE LOS VALORES OBSERVADOS Y LOS CALCULADOS POR EL MODELO POTENCIAL  
 LOS PUNTOS COINCIDENTES SE MUESTRAN COMO " O = REAL. O = CALCUL.  
 UNA UNIDAD EN LA DIRECCION X = .1000E+10 EN LA DIRECCION Y = .2000E+06



CURVA COMPARATIVA ENTRE LOS VALORES OBSERVADOS Y LOS CALCULADOS POR EL MODELO CUADRATICO  
 LOS PUNTOS COINCIDENTES SE MUESTRAN CCMC = \* = REAL, O = CALCUL  
 UNA UNIDAD EN LA DIRECCION X = .1000E+00 EN LA DIRECCION Y = .1000E+05



AMONIACO - (DERIVADO DEL GAS NATURAL)

PROCESO: REFORMACION CON VAPOR; REFORMACION SECUNDARIA; CONVERSION DE CO A CO<sub>2</sub>; REFORMACION DE CO<sub>2</sub>; METANACION; COMPRESION; SINTESIS.

EX-16

REFINERIA	PLANTA	CATALIZADA	FABRICANTE	CARACTERISTICAS PRINCIPALES			BASE QUIMICA		RESERVA	PONDERAL	FECHA	DURACION	VIDA MEDIA	AGE	1/2 CMT	1 CMT	1/2 CAT	1/2 CAT	LOCALIZACION	SUBSTITUCION
				(FORMA)	(TAMANO)	(LITROS)	OXIDO DE FIERRO	TONELADAS	(TONELADAS)	(TONELADAS)	(AÑOS)	(AÑOS)	(AÑOS)	(CMT/ANOS)	(CMT/ANOS)	(TONELADAS)	(TONELADAS)	(10 + 15)	DE LA PLANTA CATALIZADA	DE LA PLANTA CATALIZADA
COSOLECAQUE	AMONIAO I	GRANDE-PRABEE	GRANDE-PRABEE-Co	GRANDE	REGULAR	LEVE FINE	"	50,000	9,000%	0.5-0.85	0.61	1962	19,430%					COSOLECAQUE (VER.)	CCI-C-22	
COSOLECAQUE	AMONIAO II	KM-1	HALDOR TOP SOE (DANS)	GRANULADO	B-12 mm	"	"	350,000	150,000%	5.0-6.0	5.50	1968	27,320%					COSOLECAQUE (VER.)	CCI-C-20	
CAMARGO	AMONIAO	KM-1	"	"	6-10 mm	"	"	132,000	25,000%	5.0-6.0	5.50	1967	4,545%					CD. COMBES (DANS)	CCI-E-15	
SALAMANCA	AMONIAO	KM-1R	"	"	8-12 mm	"	"	91,000	15,000%	6.0	6.0	1962	2,500%					SALAMANCA (VER.)	CCI-E-75	
TOTALES -----								615,000						47,150%	529,000	0.09015				

(TONELADAS)

CONSUMO Y PROGRAMA DE PRODUCCION DE NH<sub>3</sub> (1973-1982)

	1973	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982
CONSUMO TOTAL (2)	663320	1041910	1157445	1426110	1644440	1859670	2101090	2297730	2673000	2888320
PRODUCCION TOTAL (3)	575000	734000	664000	1337250	1831500	1950500	2069500	2429000	2876000	2914000
DEFICIT	308220	307310	293440	89190	—	—	31590	—	—	—
EXCEDENTE	—	—	—	—	167060	90670	—	161270	152120	25080

- (1) INCLuye UNICAMENTE LAS CUATRO PLANTAS DE OPERACION DE PEMEX.
- (2) SE CONSUME CASI EXCLUSIVAMENTE EN LA RAMA DE FERTILIZANTES (ASPER). DENTRADO ESTE CONSUMO EL 97% DEL CONSUMO TOTAL, EL REMANENTE PARA RECALIBRACIONES, FERTILIZACIONES Y OTROS.
- (3) LA PRODUCCION TIENE UNO DE LAS PLANTAS FUERA DE PEMEX, Y SE VE AFECTADO POR:

PLANTA	OPERACION EN (T.MET/MEG)	LOCALIDAD	EN MILES
AMONIAO V	300 000	COSOLECAQUE	4915
AMONIAO VI	378 000	BUJITO	1316
AMONIAO VII	445 000	TIJERON	1316
AMONIAO VIII	100 000	—	1920

EXISTE DE V, VI Y VII 1550 MILONES DE PESOS

(KILOGRAMOS)

CONSUMO DE CATALIZADOR DE OXIDO DE FIERRO (1973-1982)

	1973	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982
CONSUMO (4)	51825	65155	77872	129576	165073	115749	186524	218926	256707	262639

(4) ESTE CONSUMO SE CALCULO MULTIPLICANDO LA PRODUCCION TONEL. DE NH<sub>3</sub> POR EL COEFICIENTE 0.09015 TONEL./TON PRODUCTO.

**METANOL**

(DERIVADO DEL GAS NATURAL)

PROCESO: REFORMACION CON VAPOR; REACCION AGUA-GAS; SINTESIS A BAJA PRESION

00-11

REFINERIA  
SN MARTIN TEX

PLANTA  
METANOL I

CATALIZADOR FOMULANTE  
Zn-03127 THE HAWTHORNE Co.

CARACTERISTICAS PRINCIPALES  
(TIPO) (FORMA) (TAM) TABLETS 1/2 in.

BASE QUIMICA  
CROMITO DE ZINC

CONSUMO DE CATALIZADOR (TON/TON) 27000  
CANTIDAD REUTILIZADA (TON/TON) 56000  
DURACION (AÑOS) 15-20  
VIDA MEDIA (AÑOS) 1.75

PLANTAS OPERACION DE LA PLANTA  
1. LIT. TONS PROD. 20574  
2. LIT. TONS PROD. 26475  
3. LIT. TONS PROD. 0.4777  
4. EN CUM. INICIA DE LA OPERACION 1969  
5. EN CUM. TERMINACION 1982

TOTALES

27000

20574 26475 0.4777

CONSUMO Y PROGRAMA DE PRODUCCION DE METANOL (1973-1982)

	1973	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982
CONSUMO NETO (t)	24000	28653	18924	62431	87753	95896	107057	117979	124020	143600
PRODUCCION TOTAL (t)	24000	27800	27200	27200	110000	120000	115000	147000	147000	147000
DEFICIT EXCEDENTE		6503	4324	5837	25267	21104	27950	24204	27970	33200

(1) EL CONSUMO NETO (QUE DEBE PRODUCIRSE POR SINTESIS), EQUIVALE AL CONSUMO TOTAL MENUS LA CAPACIDAD TOTAL PARA TAMPON TERMINAL DEL DMT A POLIVINIL TRUJADO DE ESTILO Y EN LA HIDROLISIS DE DMT PARA ELABORAR EL TERMOPLASTICO DADO FIJADO. ESTE REQUISIENDO TOTAL REPRESENTA UN 25% DEL CONSUMO TOTAL.

(2) LA PRODUCCION TOTAL SE PUEDE AUMENTAR A PARTIR DE 1987 PARA ELIMINAR LA IMPORTACION DE METANOL A PLANTA CAPACIDAD (TON/TON) LOCALIDAD DE OPERACION METANOL I 120 000-150 000 SN MARTIN TEX 1977 COSTO 18400 000 000.00 PPM.

CONSUMO DEL CATALIZADOR (1973-1982)

	1973	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982
CONSUMO (kg)	1065	2047	2041	2047	8025	8557	10400	11422	11422	11422

(3) EL METANOL ES HACERLO PARA EN LA ELABORACION DE FARMACUTICOS, METRENATO DE METIL, TERMOPLASTICO DE DOMETIL, METILACRILATO, POLIACRILATO, POLIACRILATO DE METIL, RESINAS METACRILICAS DEL ETILENO GLICOL, PARAFINA METILICA Y COMO SOLVENTE.

(4) SE CALCULO CON EL COEFICIENTE 0.0777 KG CAT/TON PRODUCTO.



CLORURO DE ETILO - (DERIVADO DEL ETILENO)

PROCESO: CLORINACION DE ETILENO CON AC. CLORHIDRICO.

11-19

REFINERIA	PLANTA	CATALIZADOR	FABRICANTE	CARACTERISTICAS PRINCIPALES			BASE QUIMICA	CANTIDAD DE CATALIZADOR			DURACION VIDA MEDIA	KG CAT. AÑO	L AÑO TONEL. PROD.	KG CAT. TON. PROD.	CAPACIDAD NOMINAL PLANTA	AÑO EN QUE INICIO OPERACION	LOCALIDAD DE LA PLANTA
				(PUNTA)	(TUBERO)	(LECHO)		(LITROS)	(LITROS)	(LITROS)							
PAJARITOS	CLORURO DE ETILO	SAL DE Fe	PENNSALT DE Mexico	CRISTALINA	POVDO	FINO	Fe Cl <sub>3</sub>	ANHIDRO	43000 kg	1.0	1.0	43000	12000	3.65	12000	1973	PAJARITOS VER.
TOTALES												43000	12000	3.65	12000		

(TONELAJAS)

CONSUMO Y PROGRAMA DE PRODUCCION DE CLORURO DE ETILO (1973-1982)

	1975	1976	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982	
CONSUMO (1)	12000	12000	12000	12000	12000	12000	12000	12000	12000	12000	(1) El consumo futuro depende de la del Tetraetilo de Plomo del cual es materia prima. Este consumo, depende a su vez del volumen y del precio de octano de las gasolinhas que produzca PEMEX.
PRODUCCION (2)	—	12000	12000	12000	12000	12000	12000	12000	12000	12000	Estaran en construccion las plantas reamamobras cataliticas que abarten el uso del Tetraetilo de Plomo. (Durante 1974 y 1975)
DEFICIT	12000	—	—	—	—	—	—	—	—	—	(2) Por lo anterior se concluye que no aumentara la demanda de este producto en el futuro y no sera necesario aumentar la capacidad. (Considerando que no se haran ampliaciones en la planta de Tetraetilo de Plomo).
EXCEDENTE	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	

(KILOGRAMOS)

CONSUMO DEL CATALIZADOR (1973-1982)

	1975	1976	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982	
CONSUMO (3)	—	43000	43000	43000	43000	43000	43000	43000	43000	43000	(3) El consumo de catalizador se calculo con el coeficiente $\frac{43000}{12000}$ y la produccion que es constante

ETILBENCENO- (RUTA (A): DERIVADO DE LA GASOLINA)  
 (RUTA (B): DERIVADO DEL ETILENO)

PROCESO: RUTA (A) -- REFORMACION CATALITICA DE GASOLINA EN COMPLEJO DE ADAMTICOS Y POST DESTILACION  
 RUTA (B) -- POR SINTESIS A PARTIR DE ETILENO Y BENCENO

(RUTA)	REFINERIA	PLANTA	CATALIZADOR	FABRICANTE	CARACTERISTICAS PRINCIPALES	BASE QUIMICA	CAPALIDAD NOMINAL PLANTA (TON/DIA)	CANTIDAD DE CAT. (TON/MES)	DURACION (DIAS)	VIDA MEDIA (DIAS)	EN TRABAJO (DIAS)	1973 (TON)	1974 (TON)	1975 (TON)	1976 (TON)	1977 (TON)	1978 (TON)	1979 (TON)	1980 (TON)	1981 (TON)	1982 (TON)	USUALIZACION DE LA PLANTA
(A)	MINATITLAN	REFORMADORA NP (ADMATICOS I) EXTRACTORA UDEX	UOP, RPKM	UOP	ESFERAS 1/16 in FIJO	PLATINO/ALUMINA	8200	14500 kg	14-16	16	1965	9 825 000	9 600	0.941	(PRODUCTO MINATITLAN (VEN))							
(B)	MINATITLAN	ETILBENCENO I (ALKAR)	UOP, ALKAR	UOP	ESFERAS 1/16 in FIJO	TRIFLUORURO DE BORO SOBRE ALUMINA	8000	2218 kg	15-20	1.75	1967	1289			MINATITLAN (VEN)							
(B)	MADERO	ETILBENCENO II (ALKAR)	UOP, ALKAR	UOP	"	"	39500	10634 kg	15-20	1.75	1976	6077			MADERO (TAMP)							
		TOTALES (RUTA B)					47500					7346	20854	0.352								

(TONELEDAS) CONSUMO Y PROGRAMA DE PRODUCCION DEL ETILBENCENO (1973-1982)

	1973	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982	
CONSUMO (1)	37500	37500	37500	37500	125000	137500	150000	162500	162500	162500	(1) EL CONSUMO DE ETILBENCENO ES UNICAMENTE EN LA ELABORACION DE ESTERENO Y AUMENTA PARALELAMENTE AL AUMENTO DE LA PRODUCCION DE ESTE ULTIMO.
(A) PRODUCCION POR REFORMACION (2)	9600	9600	9600	9600	9600	9600	9600	9600	9600	9600	(2) LA PRODUCCION EN EL COMPLEJO DE ADAMTICOS I SE MANTIENE CONSTANTE
(B) PRODUCCION POR SINTESIS (3)	27900	27900	27900	27900	115400	127900	140400	152900	152900	152900	(3) LA PRODUCCION POR SINTESIS DE ETILBENCENO, RECIBIENDO NOTABLE INCREMENTO POR
PRODUCCION TOTAL	37500	37500	37500	37500	125000	137500	150000	162500	162500	162500	(4) EL CONSUMO DE CAT. DE Pt/ALUMINA SE ENLARGA MULTIPLICANDO POR LA PRODUCCION POR REFORMACION (2)

RUTA	CANTIDAD (TON/MES)	LOCALIDAD	EN OPERACION
ETILBENCENO III	150,000	LA COMANCERA, VER.	1977
ESTERENO	100,000	LA COMANCERA, VER.	1977

(KILOGRAMOS) CONSUMO DE CATALIZADORES (1973-1982)

	1973	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982	
(A) PRODUCCION DE CAT. Pt/ALUMINA (4)	9062	9062	9062	9062	9062	9062	9062	9062	9062	9062	(4) EL CONSUMO DE CAT. DE Pt/ALUMINA SE ENLARGA MULTIPLICANDO POR LA PRODUCCION POR REFORMACION (2)
(B) PRODUCCION DE CAT. BF3/ALUMINA (5)	9821	9821	9821	9821	40621	45821	49421	53821	53821	53821	(5) EL CONSUMO DE CAT. DE BF3/ALUMINA SE ENLARGA MULTIPLICANDO POR LA PRODUCCION POR SINTESIS (3)

(4) EL CONSUMO DE CAT. DE Pt/ALUMINA SE ENLARGA MULTIPLICANDO POR LA PRODUCCION POR REFORMACION (2)  
 (5) EL CONSUMO DE CAT. DE BF3/ALUMINA SE ENLARGA MULTIPLICANDO POR LA PRODUCCION POR SINTESIS (3)



POLIETILENO B.D. - (DERIVADO DEL ETILENO)

PROCESO: POLIMERIZACION CATALITICA DEL ETILENO.

REFINERIA	PLANTA	CATALIZADOR	FABRICANTE	CARACTERISTICAS	PRINCIPALES	BASE QUIMICA	CANTIDAD DE CATALIZADOR			Kg. CAT.	T. PRODUCCION	Coef. CAT.	CAPACIDAD	ANO EN QUE	LOCALIZACION
							(TONELADAS)	(TONELADAS)	(TONELADAS)	(1973)	(1973)	(1973)	(TONELADAS)	(1973)	(PLANTA)
POZA RICA	POLIETILENO	PEROXIDOS ORGANICOS	PERMVAL S.A. de C.V.	AMORFA (ESCAMAS)	POLEVO	FINJA	PEROXIDO DEACETILO*	400000	1.0	1.0	400000	51000	1961	POZA RICA VER.	
REYNOSA	POLIETILENO	"	"	"	"	"	"	120000	1.0	1.0	120000	21600	1966	REYNOSA TAMPS.	
TOTALES								600000			600000	72600			

\* PEROXIDO COMERCIAL ORGANICO. FORMULA:  $(CH_3COO)_2C(O)O_2$   
 ESTADO FISICO AL 100%: ESCAMAS.  
 PEMEX LO UTILIZA EN SOLUCION AL 40 %

CONSUMO Y PROGRAMA DE PRODUCCION DE POLIETILENO B.D. (1973-1982)

	1973	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982
CONSUMO TOTAL (1)	79600	94000	111000	127600	147000	169000	189000	211000	237000	265000
PRODUCCION TOTAL (2)	70000	70000	70000	78000	206000	222000	240000	250000	250000	250000
DEFICIT EXCEDENTE	9600	24000	41000	49600	—	—	—	—	—	78000

(1) EL CONSUMO DE POLIETILENO ES EN LA ELABORACION DE PELICULAS Y EN MENOR GRADO EN MATRICULOS MOLDEADOS POR INYECCION Y POR EXTRUSION.  
 (2) LA PRODUCCION REPARTIDA PARA LOS PRIMEROS CINCO AÑOS, ES UN POCO MAYOR QUE LA CAPACIDAD TOTAL INSTALADA HASTANTES DE 1977. A SU VEZ, ES UN POCO MENOR QUE LA PRODUCCION REAL EN 1973. LO ANTERIOR, OCBIDO A QUE SE PORTA UN MINIMO EN LA PRODUCCION. LA PRODUCCION SE VERA AUMENTADA EN 1977 POR:

PLANTA	CAPACIDAD (TONELADAS/AÑO)	LOCALIDAD	EN OPERACION
POLIETILENO B.D.	180000	VER.	1977

CONSUMO DEL CATALIZADOR (1973-1982)

	1973	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982
CONSUMO (3)	540000	540000	540000	540000	1441600	1536240	1660400	1705360	1705360	1705360

(3) EL CONSUMO DE CATALIZADOR TAMBIEN SE ESTIMA EL MINIMO. SE CALCULO CON EL COEFICIENTE 6.92 Kg. CAT. y LA PRODUCCION DE POLIETILENO B.D.



TETRAMERO DEL PROPILENO - (DERIVADO DEL GAS LICUADO O DEL GAS NATURAL\*)

PROCESO: POLIMERIZACION CATALITICA DEL PROPILENO

REFINERIA	PLANTA	CATALIZADOR FABRICANTE	CARACTERISTICAS PRINCIPALES			BASE QUIMICA	CAPACIDAD NOMINAL PLANTA (TON/HR)	CANTIDAD DE CATALIZADOR (LITROS/MON)		DURACION (AÑOS)	VIDA MEDIA (AÑOS)	KG CAT/ANO (LITR/VINYL)	1 ANO TONS. PROD. (1973)	2 ANO TONS. PROD. (14-15)	AÑO EN QUE COMENZÓ LA OPERACION DE LA PLANTA	LOCALIZACION DE LA PLANTA
MADERO	TETRAMERO I	UOP #1 C-84	UOP	ESFERAS	3/16 - 1/4	F140	24000	39600	0.67	0.67	59400			1962	CO. MADERO (T.M.S.)	
ATZCAPOTZALCO	TETRAMERO I	UOP #1 C-84	UOP	*	*	*	24000	39600	0.63	1.50	1.17	33046		1959	ATZCAPOTZALCO (R.F.)	
TOTALES										0.92	9246	35197*	2.55			

CONSUMO Y PROGRAMA DE PRODUCCION DE TETRAMERO (1973-1982)

	1973	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982
CONSUMO TOTAL (1)	50300	52300	52300	52300	85900	90700	95500	100300	100300	100300
PRODUCCION TOTAL (2)	44250	44250	44250	44250	86250	92250	98250	104250	104250	104250
DEFICIT	8150	8150	8150	8150	---	---	---	---	---	---
EXCEDENTE	---	---	---	---	270	1470	2670	3870	3870	3870

(1) EL CONSUMO ES CASI EXCLUSIVAMENTE EN LA ELABORACION DE DODECILENENO Y EN PEQUEÑAS CANTIDADES PARA ADITIVOS DE LUBRICANTES.  
 (2) LA PRODUCCION RECIBIRÁ INCREMENTO A PARTIR DE 1977 POR LA PLANTA TETRAMERO II\*.

\* UTILIZARA PROPILENO PRODUCIDO DEL PROPANO OBTENIDO A PARTIR DEL GAS NATURAL.

CONSUMO DE CATALIZADOR (1973-1982)

	1973	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982
CONSUMO (3)	132850	132850	132850	132850	219930	235230	250530	265830	265830	265830

(3) EL CONSUMO SE CALCULO CON EL FACTOR 2.55 KG CAT/TON PROD.

CICLOHEXANO - (DERIVADO DE LA GASOLINA)

PROCESO: HIDROGENACION CATALITICA DE BENCENO

REFINERIA	PLANTA	CATALIZADOR	FABRICANTE	CARACTERISTICAS PRINCIPALES	BASE QUIMICA	CANTIDAD DE CATALIZADOR (LITROS MORA)	LECHO FIJO	DURACION (HORAS)	VIDA MEDIA (DIAS)	Mg CAT. POR TONS PROD. (CANT./VIDA)	1 AÑO TONS PROD. (PAGO 1973)	Mg CAT. POR TONS PROD. (LT. x 10)	CAPACIDAD NOMINAL PLANTA (TON/A)	AÑO EN QUE INICIO OPERACION	LOCALIZACION DE LA PLANTA (VER.)
MINATITLAN	CICLOHEXANO	NI-PS-2	Pecaney-Sud Comet (Francia)	POLVO	FIJO	10000		2.0	2.0	9000		0.324	85000	1968	MINATITLAN (VER.)
		6-33	6 HORA Catalizadora	TABLETAS CILINDRICAS	1/4 x 3/4 IN. FIJO	7400		3.0	3.0	2467		0.0887			
TOTALES											27790 <sup>1)</sup>		85000		
<p>1) Presionado por presión de 50 PSYES DE "A" con 50 PSYES DE "B". Posteriormente pulverización de la reacción y solución de la mayor parte del "AL" con agua. El aluminio residual (que queda en % variable), proporciona actividad catalítica.</p>										<p>NOTA: LOS COEFICIENTES <math>\frac{Mg\ CAT.}{TON PROD.}</math> SE CALCULAN PARA CADA UNIDAD TRAZADOR COMO SI SE USARAN CADA UNA PARA MANTENER LA PRODUCCION TOTAL.</p>					
(TONELADAS) CONSUMO Y PROGRAMA DE PRODUCCION DE CICLOHEXANO (1973-1982)															
CONSUMO (1)		1973	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982				
PRODUCCION (2)		36757	47707	49034	59459	65103	72015	79406	87326	93844	106761				
DEFICIT									2326	8844	21761				
(KILOGRAMOS) CONSUMO DE CATALIZADOR (1973-1982)															
CONSUMO (3)		1973	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982				
NIQUEL RANEY		9720	15458	16146	19265	21119	23333	25753	27540	27540	27540				
OXIDO DE NIQUEL		2661	4233	4420	5274	5782	6300	7050	7540	7540	7540				

(1) EL CONSUMO DE CICLOHEXANO ES CASI EN SU TOTALIDAD, EN LA ELABORACION DE TAPABOLSA (MATERIA PARA PRODUCIR FIBRAS NYLON), EN MENOR GRADO DE CONSUMO EN LA ELABORACION DE CARBOLITOMIL A PARTIR DE 1978.

(2) LA CAPACIDAD PROYECTADA PARA EL ANILINON INDICA QUE LA EMPRESA UNIVEX S.A. IMPERTO UNIDAD MILES DE TONELADAS DE CICLOHEXANO (PRODUCTO INTERMEDIO EN LA ELABORACION DE CARBOLITOMIL). SIN EMBARGO ESTA MISMA EMPRESA PREVIE UN ANILINON A 50000 TON/AÑO Y LA CONSTRUCCION DE UNA NUEVA PLANTA DE TAPABOLSA DE 40 000 TON/AÑO, POR LO QUE LA DEMANDA SERIA RESERVADA HASTA 1982.

(3) EL CONSUMO SE CALCULO PARA CADA TIPO DE CATALIZADOR MEDIANTE LOS COEFICIENTES 0.324 y 0.0887  $\frac{Mg\ CAT.}{TON PROD.}$  RESPECTIVAMENTE, Y LA PRODUCCION.

DODECILBENCENO - (DERIVADO DE LA GASOLINA)

PROCESO: ALKILACION CATALITICA DE BENCENO CON EL TETRAMERO DEL PROPIENO (DODECENO).

REFINERIA	PLANTA	CATALIZADOR	FABRICANTE	CARACTERISTICAS PRINCIPALES	BASE QUIMICA	CANTIDAD DE CATALIZADOR (LITROS M3)	CANTIDAD DE CATALIZADOR (LITROS TON)	DURACION (DIAS)	VIDA MEDIA (HORAS)	KG CAT. PRO	TONS. PARA (PARA 1973)	KG CAT. TON. PRO.	TON. PARA (1973-1982)	CAPACIDAD NOMINAL (TON./AÑO)	AÑO EN QUE INICIO OPERACION	LOCALIZACION DE LA PLANTA
AZCAPOTZALCO	DODECILBENCENO I	HF HALOCORPORACION	COSA	LIGANDO EN REGENERACION	HF ANHIDRO	3000	5000	1.8	0.0026	189500	26000	1959	1959	AZCAPOTZ (N.F.)		
MADERO	DODECILBENCENO II	HF HALOCORPORACION	COSA	"	"	"	"	"	"	182500	26000	1965	1965	LA MANCERA (T.M.S.)		
TOTALES										292000	52000	6.0	52000			
(TONELOS) CONSUMO Y PROGRAMA DE PRODUCCION DE DODECILBENO (1973-1982)																
CONSUMO (1)	1973	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982	(1) CANTIDAD EXCLUSIVA PARA LA ELABORACION DE LA SAL DE SODIO DEL AC. DODECILBENCENOSULFONICO (PROPIETARIO DE LOS DERECHOS EN PATENTE). LA DERRAMA FUTURA LIGADA A LOS PROGRAMAS DE BIENESTAR SOCIAL Y A LOS GASTOS SUBSIDIARIOS OPERATIVOS DEL DODECILBENCENO DETERMINAN EL PUNTO DEL TETRAMERO NO SON BIENDEFINIBLES (SE HA PROGRAMADO SU USO EN VARIOS PAISES) PERO MANTENDRAN NUESTRO PROYECTO DE PRODUCCION SIN CAMBIOS CONTINUANDO AUMENTANDO A UN RITMO DE 7.7%. (2) EL SECTOR SECUNDARIO CONTINUARA AUMENTANDO SU CAPACIDAD PRODUCTORA DE LA SAL DE SODIO, POR LO QUE SE MANTIENE PEPEX.					
PRODUCCION (2)	56295	60760	65376	70206	75502	80851	86505	92306	98601	105302						
DEFICIT EXCEDENTE	53800	53800	53800	53800	53800	53800	53800	53800	53800	53800						
	3285	7768	12376	17206	—	—	—	—	—	2382	17380	17149	7945	10654	4319	
(KILOGRAMOS) CONSUMO DE CATALIZADOR (1973-1982)																
CONSUMO (3)	1973	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982	(3) EL CONSUMO SE CALCULO CON EL FACTOR 6.0 KG CAT. TON. PRO.					
	318000	318000	318000	318000	318000	318000	318000	318000	318000	318000						

(1) CANTIDAD EXCLUSIVA PARA LA ELABORACION DE LA SAL DE SODIO DEL AC. DODECILBENCENOSULFONICO (PROPIETARIO DE LOS DERECHOS EN PATENTE). LA DERRAMA FUTURA LIGADA A LOS PROGRAMAS DE BIENESTAR SOCIAL Y A LOS GASTOS SUBSIDIARIOS OPERATIVOS DEL DODECILBENCENO DETERMINAN EL PUNTO DEL TETRAMERO NO SON BIENDEFINIBLES (SE HA PROGRAMADO SU USO EN VARIOS PAISES) PERO MANTENDRAN NUESTRO PROYECTO DE PRODUCCION SIN CAMBIOS CONTINUANDO AUMENTANDO A UN RITMO DE 7.7%.  
 (2) EL SECTOR SECUNDARIO CONTINUARA AUMENTANDO SU CAPACIDAD PRODUCTORA DE LA SAL DE SODIO, POR LO QUE SE MANTIENE PEPEX.

PLANTA LOCALIZACION AÑO OPERACION  
 DODECILBENCENO II LA MANCERA 1965  
 PARA RICA, VER. 1971

ESTIRENO- (DERIVADO DE LA GASOLINA Y DEL GAS NATURAL)

PROCESO: DE DEHIDROGENACION DE ETILBENCENO PARA OBTENER ESTIRENO

REFINERIA	PLANTA	CANTIDAD FABRICANTE	CARACTERISTICAS PRINCIPALES	BASE QUIMICA	CANTIDAD DE CATALIZADOR		DURACION VIDA MEDIA		Kg. CMT		CANTIDAD MANEJADA EN LA PLANTA	MANTENIMIENTO DE LA PLANTA	CONSUMO DE MATERIA PRIMA
					(LITROS/MON)	(LITROS/HR)	(HRS)	(HRS)	(LITROS/MON)	(LITROS/HR)			
MADERO	ESTIRENO	C-97-2	CCI	EXTRA-SIONES 1/8 in	FINO	33000	25	25	15200	15200	30000	196	CO MADERO (TAMB.)
TOTALES									15200	32796	0.402		30000

CONSUMO Y PROGRAMA DE PRODUCCION DE ESTIRENO (1973-1982)

	1973	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982
CONSUMO (1)	48142	54429	61510	68398	75937	86101	96344	107819	121461	136500
PRODUCCION TOTAL (2)	30800	30800	30800	30800	100000	110000	120000	130000	130000	130000
DEFICIT EXCEDENTE	18142	24629	31510	38398	—	—	—	—	—	6500

(1) EL CONSUMO DE ESTIRENO ES PARA ELABORACION DE POLIESTIRENO, RESINA SINTETICA QUE CON LAS RESINAS PROPIETAS, RESINAS NAU, Y RESINAS INTERCOM, MANABAS DE JONES, REPRESENTA EL 72% DEL CONSUMO TOTAL DE ESTE PRODUCTO. CORRESPONDIENTE EL 50% SÓLO AL POLIESTIRENO, EL 30% AL HULE SBR Y AL LATEX S.B.R.

(2) LA PRODUCCION ESTA UNIDA AL CONSUMO DEL ESTIRENO EN EL SECTOR SECUNDARIO, PARA EL CUAL SE HAN OTORGADO PERMISOS PETROQUIMICOS PARA AUMENTAR LA CAPACIDAD DE POLIESTIRENO, RESINAS, HULES Y LATEX S.B.R. POR LO TANTO LA PRODUCCION DE ESTIRENO AUMENTARA A PARTIR DE 1978 MEMBRADO:

CONSUMO DE CATALIZADOR (1973-1982)

	1973	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982
CONSUMO (3)	12060	12060	12060	12060	40200	44220	48240	52260	52260	52260

PLANTA CAPACIDAD (TON MENS/HR) CANTIDAD MANEJADA EN LA PLANTA 1977 300 000 196 MTON DE S

(3) EL CONSUMO SE CORRESPONDE CON EL FACTOR 0.402 Kg CMT/TON PROD

NOTA: EL ESTIRENO SE ESCOCHANDO ESTABLEMENTE EN LOS ULTIMOS MESES Y SU PRECIO SE VA MULTIPLICANDO

AROMATICOS: BENCENO (1), TOLUENO, ORTO-XILENO, META Y PARA-XILENOS (2)  
(DERIVADOS DE LA GASOLINA)

PROCESO: REFORMACION CATALITICA DE NAFTA LIGERA EN EL COMPLEJO DE  
AROMATICOS DE LA REFINERIA DE MINATITLAN, VER.

PRODUCTO	REFINERIA	PLANTA	CANTIDAD FABRICANTE	CARACTERISTICAS PRINCIPALES		BASE QUIMICA	CANTIDAD DE CATALIZADOR		DURACION	VIA MEDIA	Kg CAT		CAPACIDAD NOMINAL PLANTA	AÑO DE INICIO DE LA OPERACION	LOCALIDAD DE LA PLANTA
				(FORMA)	(TAMANO)		(LECHO)	(LECHO/M <sup>2</sup> )			(LEER F/HR)	ANO			
BENCENO	MINATITLAN	AROMATICOS I (REFORMACION B.T.X.)	R-16 6	U.O.P.	ESFERAS	1/16 in	F100	PERTINA-RENOV/ALUMINA			35000	35000	45000	1964	MINATITLAN (VER.)
TOLUENO	"	"	"	"	"	"	"	"			100000	100000		"	"
ORTO-XILENO	"	"	"	"	"	"	"	"			14454	14454		"	"
META Y PARA-XILENOS	"	"	"	"	"	"	"	"			48758	48758		"	"
TOTALES									30000	3.0	3.0	190554	190554		

NOTAS: (1) EL BENCENO, ANTES DE LA RUTA DE REFORMACION, SE OBTIENE MEDIANTE HIDRODEALKILACION DE TOLUENO EN LA PLANTA DE BENCENO I (SE TRATA EN SEGUNDA DE AROMATICOS), Y TAMBIEN POR VIA CARBOQUIMICA, FIRMA DE PEMEX Y QUE NO SEAN TOMADO EN ESTE ESTUDIO (LA PRODUCCION DE BENCENO POR ESTA ULTIMA VIA, ES AL REDOBRE DE 8500 TON/ANO).  
(2) META Y PARA-XILENOS SE OBTIENEN MEZCLADOS. EL PARA-XILENO AISLADO, SE OBTIENE EN CARMOLMEQUE, VER. EN UNA PLANTA DE 40 000 TON/ANO A PARTIR DE 1974.

CONSUMO Y PROGRAMA DE PRODUCCION DE AROMATICOS (1975-1982)

	(TONELADAS)									
	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982		
BENCENO										
CONSUMO (3)	102526	101520	116306	128981	230110	252181	272193	295191	296250	236709
PRODUCCION (4)	45000	45000	45000	45000	144006	158242	172397	186552	186552	186552
TOLUENO										
CONSUMO TOTAL (5)	122417	123210	143440	154110	251104	269000	287554	306549	313633	321767
PRODUCCION TOTAL (6)	100000	100000	100000	100000	275000	300000	325000	350000	350000	350000
DEFICIT	22417	33210	43440	54110	—	—	—	—	—	—
EXCEDENTE	—	—	—	—	23894	30912	37446	43451	36367	29233

(3) CONSUMO SIN CARBOQUIMICA. EL BENCENO SE UTILIZA EN LA ELABORACION DE: DODECIBENCENO, CUMENO, CICLOHEXANO, ETILOBENCENO, ANILINO MEXICO, FENILINA, DICHLOROBENCENOS, D.H.C., D.D.T., PENTACHLOROBENCENO, Y EN SOLVENTE.  
(4) PRODUCTO SIN CONSIDERAR LA QUE SE OBTIENE EN LA PLANTA BENCENO I ANTES DE LA RUTA DE REFORMACION. LA PRODUCCION TOTAL. A PARTIR DE PEMEX, ASI COMO EL DEFICIT Y EXCEDENTE DE BENCENO EN LA RUTA A PARTIR DE BENCENO POR VIA HIDRODEALKILACION. LA PRODUCCION AUMENTARÁ A PARTIR DE 1977 POR AROMATICOS II 152 000 TON MET/ANO. LA COMPAÑEIRA, VER. 1977 XILENOS I 36 000 - - - 1977  
(5) EL CONSUMO ES EN LA ELABORACION DE: BENZOLINA, DISOLVENTO DE TOLUENO (19 000), BENCENO, XILENOS Y ISOMA SOLVENTE.  
(6) LA PRODUCCION DE TOLUENO SE VEAR AUMENTARÁ TAMBIEN A PARTIR DEL MISMO POR AROMATICOS II 250 000 TON MET/ANO. LA COMPAÑEIRA, VER. 1977



PARA XILENO - (DERIVADO DE LA GASOLINA)

PROCESO: ISOMERIZACION DE META-XILENO

REFINERIA	PLANTA	CATALIZADOR/FABRICANTE	CARACTERÍSTICAS PRINCIPALES (FORMA) (TAMÑO) (SECC.)	BASE QUÍMICA	CANTIDAD DE CATALIZ. (LITROS/MON.) (LBS/MON.) (LBS.) (LBS.)	DURACION (HORAS)	VIDA MEDIA (HORAS)	KG CAT. ANO (TONS)	1 AÑO TONS PROD. (TONS)	KG CAT. TON PROD. (LBS/TON)	OPERADOR ADMINISTRACION TR. (TONS) OPERACION PLANTA	1973 OPERACION VER
COSOLECAQUE	para-XILENO	ENGELHARD	ESFERAS	1/16 in. FIJO	PLATINO/ALUMINA	44746	3.0	3.0	4825	5150	40000	1973

4825 5150 0.20

Se considera una producción promedio de 24 000 TON/ANO PARA LOS PRIMEROS 3 AÑOS DE OPERACION DE LA PLANTA

	(TONELAJAS)										CONSUMO Y PROGRAMA DE PRODUCCION DEL PARA-XILENO (1973-1982)	
	1973	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982		
CONSUMO TOTAL (1)	—	—	87847	95900	132153	156496	182928	206733	206733	270541	(1) EXCLUSIVAMENTE EN LA ELABORACION DE TEREFALATO DE DIMETILO Y DE AC. TEREFALICO GABO FIBRA.	
PRODUCCION TOTAL (2)	—	28000	32000	36000	159000	176000	193000	210000	210000	210000	EL CONSUMO DE PARA-XILENO SE INICIA A PRINCIPIOS DE 1975; MIENTRAS TANTO, LA PRODUCCION SE EXPORTA. ASI PUES, LA ELABORACION DE TEREFALATO DE DIMETILO PRINCIPIARA EN MEXICO EN 1975 Y LA DEL AC. TEREFALICO EN 1977. CON LO QUE EL CONSUMO DE P-XILENO AUMENTARA DESDE 1975 HASTA 1980 CON UN INCREMENTO PROMEDIO ANUAL DEL 10.6%.	
DEFICIT	—	—	55847	59900	—	—	—	—	—	68541	(2) LA PRODUCCION AUMENTARA EN 1977 POR LA INGRESERA, VER	
EXCEDENTE	—	28000	—	—	26847	19504	10072	3267	3267	—	PARA-XILENO X 110000 TON/ANO LA INGRESERA, VER	

	(KILOGRAMOS)										CONSUMO DE CATALIZADOR: PLATINO/ALUMINA (1973-1982)	
	1973	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982		
CONSUMO (3)	—	5600	6400	7200	31800	35200	38600	42800	42000	42000	(3) EL CONSUMO SE CALCULA CON EL COEFICIENTE 0.20 KG CAT. y LA PRODUCCION DE PARA-XILENO. TON PROD.	

BENCENO (DERIVADO DE LA GASOLINA)

PROCESO: HIDRODEALQUILACION DE TOLUENO EN LA PLANTA DE BENCENO I

REFINERIA	PLANTA	CATALOGO FABRICANTE	CARACTERISTICAS PRINCIPALES (FORMA, TAMAÑO, ETC)	BASE QUIMICA	CANTIDAD Y COSTO (CANTIDAD, LITROS/TON, LARGOS)	DURACION (HORAS)	VIDA MEDIA (DIAS)	NO. DE FIAS. PROD. (TON/GRK)	NO. DE FIAS. PROD. (TON/GRK)	NO. DE FIAS. PROD. (TON/GRK)	ESPECIFICACIONES DE LA OPERACION (TON, OPERACION PLANTA)
MINATITLAN	BENCENO I	HD-4 U.O.P.	TABLEROS 1/8 x 1/8 IN	FIJO CROMO-ALUMINA	12000	3-4	3.5	3657	47000	0.0778	71000 1967 MINATITLAN (Vca.)
TOTALES								3657	47000	0.0778	71000

CONSUMO Y PROGRAMA DE PRODUCCION DE BENCENO (1973 - 1982)

	1973	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982
CONSUMO (1)	102526	107526	110306	120301	230110	252101	272793	295791	296251	296789
PRODUCCION (2)	57526	62526	65306	70000	70000	70000	70000	70000	70000	70000
PRODUCCION TOTAL (3)	102526	107526	110306	115000	216000	228242	242337	256552	256552	256552
DEFICIT (4)	---	---	---	5301	16032	23939	30396	39239	36690	40237
EXCEDENTE	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
CONSUMO (5)	4475	4065	5081	5446	5446	5446	5446	5446	5446	5446

(1) CONSUMO SIN CONSIDERAR CORDONQUIMEX, (EL QUE DEMANDA ESTA OTRA VIA DE OBTENCION) Y QUE ES AL REDOR DE 8500 TON/ANO, CON POSIBILIDAD DE AUMENTAR A 16500 TON/ANO A PARTIR DE 1977 CUANDO OPERE LA PRODUCCION DE BENCENO POR ESTA VIA, LA PLANTA SINGUENICA (VIA CORDONQUIMEX).

(2) PRODUCCION UNICAMENTE EN PLANTA BENCENO I.

(3) PRODUCCION TOTAL QUE COMPRENDE PRODUCCION EN AROMATICOS I, AROMATICOS II, XILENOS I, MAS LA PRODUCCION EN LA PLANTA BENCENO I. EN DECIA, TODO LO QUE PRODUCE O PRODUCEA PEMEX HASTA 1982.

(4) QUIERE DECIR QUE HABRA DEFICIT EN ESTA DECARA. EXACTAMENTE NO HAY.

CONSUMO DE CATALIZADOR (TONELADAS)

	1973	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982
CONSUMO (5)	4475	4065	5081	5446	5446	5446	5446	5446	5446	5446

(5) EL CONSUMO SE CALCULO EN EL FACTOR 0.0778 Kg CAT. Y LA PRODUCCION DE BENCENO, POR HIDRODEALQUILACION, TON PROD.

AZUFRE - (DERIVADO DEL GAS NATURAL Y DEL PETROLEO CRUDO)

PROCESO: OXIDACION DEL AC. SULFHDRIDICO, PROVENIENTE DE LAS PLANTAS GIBBETOL, A AZUFRE ELEMENTAL, MEDIANTE EL PROCESO KRAUSS.

REFINERIA	PLANTA	CANTIDAD DE CATALIZADOR POR ANTE	CARACTERISTICAS PRINCIPALES		BASE QUIMICA	CANTIDAD DE CATALIZADOR ORIGINAL	DURACION	VIDA MEDIA	COSTO		CANTIDAD DE CATALIZADOR ORIGINAL	DURACION	VIDA MEDIA	CANTIDAD DE CATALIZADOR ORIGINAL	DURACION	VIDA MEDIA	
			FORMA	TAMANO					USOS	USOS							USOS
D.I. POZA RICA	AZUFRE I	CATALIZADOR KAISER	GRANULAR	FIJO	ALUMINA 92%	160000	3.0	3.0	53333		50000	1951	POZA RICA				
10 DE MARZO	AZUFRE II	PARA	"	"	"	26400	3.0	3.0	8800		8250	1959	ACERONTEPEL				
MADERO	AZUFRE III	AZUFRE	"	"	"	31600	3.0	3.0	10533		9900	1962	CD. MADERO				
ING. A.M. AMOR	AZUFRE IV	"	"	"	"	28000	3.0	3.0	9600		9000	1960	SALAMANCA				
MADERO	AZUFRE V	"	"	"	"	64000	3.0	3.0	21333		20000	1972	CD. MADERO				
ING. A.M. AMOR	AZUFRE VI	"	"	"	"	89600	3.0	3.0	29867		28000	1972	SALAMANCA				
ING. A.M. AMOR	AZUFRE VII	"	"	"	"	89600	3.0	3.0	29867		28000	1972	SALAMANCA				
									163333	65933	1.20	253151					

↑ LAS NUEVAS PLANTAS EN CACTUS, ENIS, USARAN COMO CATALIZADOR EL KAISER K-201-S; MEJOR QUE EL K-201 USADO HASTA AHORA Y QUE A SU VEZ, MEJORA AL ANTERIOR: BRUXITA (85% ALUMINA 15% SILICE)

↑ SE CONSIDERA QUE EL CONSUMO DE CATALIZADOR FUE APROXIMADAMENTE LA MITAD, O SEA, 81667 Kg; YA QUE SE PRODUJO AZUFRE MAS O MENOS A LA MITAD DE LA CAPACIDAD TOTAL INSTAL.

PRODUCCION (1)

PRODUCCION DE AZUFRE

(TONELADAS)	1973	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982
	94300	146300	245000	327454	371090	402257	427157	494316	515100	515100

(1973 - 1982)

(1) LA PRODUCCION SE VERA AUMENTADA POR:

PLANTA	CAPACIDAD (TON/ANA)	LOCALIZACION	AÑO DE USAR
AZUFRE VIII, IX	52000	CACTUS, ENIS	1974
AZUFRE X	185000	"	1975
AZUFRE XI	30000	TULA, N.M.	1976
AZUFRE XII	132000	CACTUS, ENIS	1977
AZUFRE XIII	35000	MONTREY, N.L.	1980

(1973 - 1982)

(2) SE CALCULO CON EL COEFICIENTE 1.20  $\frac{Kg}{TON. ANO}$  VIDA PRODUCCION.

CONSUMO (2)

CONSUMO DE CATALIZADOR

(KILOGRAMOS)	1973	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982
	420704	106704	334100	419116	475000	516169	546760	632724	659328	659328

PRODUCTOS PETROQUIMICOS RESTANTES

PRODUCTO	DERIVADO DE	CENTRO DE PLANTA	CAPACIDAD (TON./A)	AÑO INICIO PRODUCCION	CATEGORIA	ESTADO	1973	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982	
ANHIDRIDO CARBONICO	EL GAS NAT.	COQUE AMONIAO I	66 000	1962	SUBPRODUCTO EN LA ELABORACION DE NH <sub>3</sub>	CONSUMO COMO REFRIGERANTE EN REFRIGERACIONES	281050	386585	386500	389747	394518	598182	594723	595588	796571	801900	
		COQUE AMONIAO II	376000	1968			687125	871150	1 032600	1 598014	2 188643	2 338048	2 433853	2 902655	3 577078	3 482238	
		CO. MADERA AMONIAO	150000	1967			753999										
		SALAMONIA AMONIAO	103 000 635000	1962													
<p>EN LA PRODUCCION SE CONSIDERA QUE SE OBTIENEN 1195 TONELADOS DE ANHIDRIDO CARBONICO POR TONELADO DE ANHIDRIDO. EL EXCEDENTE SE TIIRA A LA ATMOSFERA. NUNCA HABRA DEFICIT.</p>																	
ACIDO CLORHIDRICO	EL ETILENO	PAJARITOS CLORURO DE VINILO I	11520	1967	SUBPRODUCTO EN LA ELABORACION DEL CLORURO DE VINILO Y DEL PERCLORURETO DE VINILO	CONSUMO PARA LABORATORIOS	31918	36388	61657	66938	547815	159370	178925	182400	182400	182400	
		PAJARITOS - II	45450	1973			31918	56388	61657	66938	547815	159370	178925	182400	182400	182400	
		PAJARITOS PERCLORURETO DE ETILENO I	7280	1974			25600										
<p>LA DEMANDA Y PRODUCCION FUTURA, SERAN FUNCION DE LA PRODUCCION DE CLORURO DE VINILO, LA 3ª PLANTA DE CLORURO DE VINILO, QUE OPERARA EN 1977, TAMBIEN TENDRA SECCION DE DICHLORURACION.</p>																	
CLORURO DE VINILO	EL ETILENO	PAJARITOS CLORURO DE VINILO I	19500	1967	CARBONIZACION DEL ETILENO	CONSUMO (CON GASA)	67000	81740	99723	121662	144778	172286	205028	237823	275875	320815	
		PAJARITOS - II	78 000 89500	1973			43500	76 000	85000	98000	195000	210000	225000	240000	240000	240000	
<p>EL DEFICIT EN LA PRODUCCION TERMINARA EN 1977 AL ENTRAR EN OPERACION LA 3ª PLANTA DE CLORURO DE VINILO CON CAPACIDAD DE 150 000 TON./AÑO. EN EL CENTRO INDUSTRIAL DE LA CANONJERA, VER.</p>																	
1,2 DICHLORURETO	EL ETILENO	PAJARITOS DICHLORURETO	38 000	1967	ELABORACION CATALITICA DEL ETILENO	CONSUMO EN EL REACTOR EN EL FLUIDO (SE FORMA EN EL REACTOR NITRATADO HCl)	79165	133920	145600	157400	338000	357270	383000	408100	408150	408200	
		PAJARITOS - II	90 000 128 000	1973			79165	133920	145600	157400	338000	357270	383000	408100	408150	408200	
<p>PRODUCTO DE LOWSUMB CATIVO. LA PRODUCCION AUMENTARA NOTABLEMENTE EN 1977 DEBIDO A LA PLANTA DE 200 000 TON./AÑO QUE OPERARA EN EL C.I. DE LA CANONJERA, VER.</p>																	

PLANTA DERIVADOS CLORADOS

PRODUCTO	DERIVADO DE	CENTRO DE FABRICA	PLANTA DERIVADOS	CAPACIDAD (TON/A)	AÑO EN QUE OPERA	PROCESO	CATALIZADOR	USOS (EN ELABORACION)	CONSUMO (TON/A)	1973	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982
PERCLORETILENO	EL ETILENO	PAJARITOS	DERIVADOS CLORADOS	8000	1973	CLORINACION CATALITICA DEL ETILENO	FeCl <sub>3</sub>	SE USA COMO SOLVENTE EN EL LAVADO EN SECO EN EL AGREGADO DE PRENDAS DE VESTIR	CONSUMO	7176	8975	10855	13026	15631	18757	21573	25362	29528	32007
								(SE FORMA EN EL REACTOR AGREGANDO HCL DE PRENDAS DE VESTIR)	PROD REAL	2600	6400	7200	8000	22000	26000	26000	28000	29000	28000
								EL REACTOR ESTA HECHO DE MARQUEL ACERO CON BAJO CONTENIDO DE CARBON EN EL MOLDED POR SOPLOADO Y EN EL DE INYECCION											
										LA PRODUCCION SE VERA DUMENTADA EN 1977 CUANDO ENTRE EN OPERACION LA PLANTA DERIVADOS CLORADOS III EN LA CANGREJERA. QUE PRODUCE: CLORURO DE VINILO, DICLORO ETANO y PERCLORETILENO.									
POLIETILENO A.D.	EL ETILENO								CONSUMO	36335	45419	56774	68129	78346	98100	102700	116000	130000	146000
									PROD REAL				70000	80000	98000	100000	100000	170000	180000
										LA PRODUCCION EN MEXICO, SE INICIA EN 1976 CON UNA PLANTA QUE SE ENCONTRA EN LA CANGREJERA EN PUEBLA Y SE VA DE 100 000 TON/AÑO. ASI MISMO, SE PRODUCE TAMBIEN DE 100 000 TON/AÑO PARA EXPORTAR EN 1981.									
ETILENO		REYNOSA	ETILENO I	25000	1966	ETANO SE PROcesa CON CALOR EN HORNAS (PIROLISIS)		NETO DERIVADO 57 CLORURO DE ETANO CLORURO DE ETILO, OXIDO DE ETILENO, POLIETILENO A.D. y B.D. ETILBENENO EN PLANTAS I, II y III	CONSUMO	171050	202604	204314	205012	661563	724971	702776	813303	920590	1182314
		PAJARITOS	ETILENO II	25000	1967				PROD REAL	173700	202504	204314	205012	661563	724971	702776	813368	919700	919700
		PAJARITOS	ETILENO III	182000 240000	1972				PROD REAL	166000									
										LA PRODUCCION SE VERA DUMENTADA A PARTIR DE 1976 DEBIDO A DOS PLANTAS NUEVAS: PLANTA ETILENO III CAPACIDAD (TON/MET/AÑO) 180000 LOCALIZACION PARRALICUA, VER. 1976 PLANTA ETILENO IV CAPACIDAD (TON/MET/AÑO) 500000 LOCALIZACION LA CANGREJERA, VER. 1977									
										* ETILENO III APROVECHARA LOS GRANDES VOLUMENES DE GAS NATURAL DE LOS NUEVOS CAMPOS DEL ISTMO, CUYO CONTENIDO DE ETANO DE 13-14 % ES ALTO.									

NOTA: NO SE CONSIDERA LA PRODUCCION EN PLANTAS CATALITICAS.





PRODUCTO	DERIVADO DE	CENTRO DE TRABAJO	PLANTA (TON/A)	CAPACIDAD (TON/A)	AÑO DE OPERACION	PROCESO	ENTRADA (TON/A)	1973	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982
ALQUILARILLO PESADO	LA GASOLINA	ACAPOTZ	DODECILBENCENO	5200	1969	SUBPRODOTO EN LA ELAB. DEL DODECILBENCENO	VEHICULO PARA ACEITES EXTENDIDOS Y COMBUSTIBLES PARA AUTOMOVIL Y DISOLVENTE	7360	8252	9242	10351	11306	12325	13770	15156	16360	17077
		MADERO	DODECILBENCENO	5200	1965		10600	10600	10600	10600	10600	10600	10600	10600	10600	10600	10600
<p>NOTA: LA PRODUCCION DE ALQUILARILLO ES DE 0.2 TON POR CADA TONELADA DE DODECILBENCENO.</p>																	
HEPTANO Y HEXANO	LA GASOLINA	MINATITLAN	FRACCIONAMIENTO DE SOLVENTES (RESPECT)	10000 y 20000	1964 y 1964	EN EL COMPLEJO DE ARATILLOS DESPUES DE LA SEPARACION DE LOS ARATILLOS MEDIANTE EL FRACCIONAMIENTO DEL REFINADO (PARAFINAS Y UN POCO DE NAFTELINOS)	SE UTILIZAN EXCLUSIVAMENTE COMO SOLVENTES	5300	5600	6100	6600	7400	8200	9000	9800	10700	11859
		HEPTANO	7400	8200	9000		9800	10700	11859	HEXANO	26100	28000	31600	34000	38200	42100	42100
BUTADIENO	EL GAS LICUADO	—	—	—	—	DESAGUACION (A UTILIDAD DE BUTANOS Y BUTILENOS)	HULES SACRODUMPO	41231	47880	52202	56481	60900	66385	72572	79053	86786	95855
		(AUN NO SE PRODUCE EN EL PAIS)	LATEX SBR POLIETILENO	—	38500		44000	49500	55000	55000	93500	99000	104500	110000	—	—	—

\* NO SE ENCONTRO EL DATO.

RESINAS: LA PRODUCCION SE INICIARA PRACTICAMENTE EN SEPTIEMBRE DE 1975 CUANDO ENTRE EN OPERACION LA 1ª PLANTA DE BUTADIENO CON CAPACIDAD DE 55000 TON/AÑO, EN LA REFINERIA DE MADERO Y SE VERA AUUMENTADA A PARTIR DE 1979 CUANDO EMPIECE A OPERAR LA 2ª PLANTA QUE SERA DE IGUAL CAPACIDAD.

A P E N D I C E C:

CATALIZADORES EN LOS PRINCIPALES PROCESOS DE REFINACION

CAPACIDADES DE PLANTAS PRINCIPALES  
POR REFINERIAS HASTA 1974

PROCESO	REFINERIA						TOTAL
	AZC.	MAD.	MIN.	P.R.	REY.	SAL.	
DESINTEGRACION CATALITICA FCC	23 000	23 000	24 000	-----	-----	-----	70 000
DESINTEGRACION CATALITICA TCC	-----	-----	21 000	-----	-----	18 000	39 000
HIDRODESULFURI ZACION	-----	33 000	50 000	-----	-----	45 600	128 600
REFORMACION CA TALITICA DE GA SOLINAS	-----	15 000	12 000	-----	-----	8 000	35 000
HIDRODESINTE-- GRACION DE RE- SIDUOS	-----	-----	-----	-----	-----	18 500	18 500

CIFRAS EN B/D

CATALIZADOR EN DESINTEGRACION CATALITICA  
HASTA 1974

REFINERIA	PLANTA	COMPOSICION BASICA	LECHO	CARACTERISTICAS	CONSUMO	
					(TON/D)	(TON/A)
MADERO	CATALITICA FCC	ALUMINA-SILICE	PROCESO FLUIDO	POLVO FINO, ZEOLITICO	9.000	3,285.0
AZCAPOTZALCO	CATALITICA FCC	ALUMINA-SILICE	" "	" "	7.100	2,591.5
MINATITLAN	CATALITICA FCC	ALUMINA-SILICE	" "	" "	4.750	1,733.8
	CATALITICA TCC	SILICE-ALUMINA	MOVIL	ZEOLITICO, PARTICS. 4mm	1.150	419.8
SALAMANCA	CATALITICA TCC	SILICE-ALUMINA	"	" "	3.750	1,368.8
TOTAL (TON/A)					---	9,398.9

CATALIZADOR EN HIDRODESULFURIZACION  
HASTA 1974

REFINERIA	PLANTA	COMPOSICION BASICA	CARACTERISTICAS	RENDIMIENTO (BLS/1B)	CARGA (TON)	DURACION (AÑOS)	CONSUMO (TON/A)
MADERO	HIDRO-GASOLINA	Co-Mo Y Mo-Ni/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	PASTILLAS 1/8 in Y ESFERAS DE 1/16 in	900	47.249	2.5	18.900
	HIDRO-DESTILADOS	Mo-Ni/SILICA-ALUMINA	ESFERAS 1/16 in	500	20.647	"	8.259
MINATIT.	HIDRO-GASOLINA	Co-Mo-Ni/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	" "	1 300	12.300	2.4	5.125
	HIDRO-KEROSINA	Co-Mo-Ni/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	" "	500	15.500	2.5	6.200
	HIDRO-DIESEL	Mo-Ni/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	" "	300	22.060	"	8.827
SALAMANCA	HIDRO-GASOLINA	Mo-Co	" "	450	7.936	"	3.174
	HIDRO-KEROSINA	Mo-Ni/SILICA-ALUMINA	" "	500	33.409	"	13.364
	HIDRO-DIESEL	Mo-Ni/SILICA-ALUMINA	" "	500	33.409	"	13.364
	HIDRO-LUBRICANTES	Mo-Ni/SILICA-ALUMINA	" "	500	46.704	"	18.682
					TOTAL (TON/A)	----	95.895

NOTA: Todas estas plantas emplean el catalizador mediante lecho fijo.

CATALIZADOR EN REFORMACION  
HASTA 1974

REFINERIA	PLANTA	COMPOSICION BASICA	CARACTERISTICAS	RENDIMIENTO (BLS/1B)	CARGA (TON)	DURACION (AÑOS)	CONSUMO (TON/A)
MADERO	REFORMADORA	Pt-Cl/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	ESFERAS 1/16 in	250/300	30.000	3.5	8.6
MINATIT.	REFORMADORA N.P.	Pt-Rhenio/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	" "	200/250	14.000	1.8	7.8
	REFORMADORA B.T.X.	Pt-Rhenio/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	" "	250/300	30.000	3.0	10.0
SALAMANCA	REFORMADORA	Pt-Cl/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	" "	200/250	16.000	3.0	5.3
						TOTAL (TON/A) ----	31.7

NOTA: Todas estas plantas emplean el catalizador mediante lecho fijo.

CATALIZADOR EN  
 HIDRODESINTEGRACION DE RESIDUOS  
 HASTA 1974

REFINERIA	PLANTA	COMPOSICON BASICA	LECHO	CARACTERISTICAS	CONSUMO	
					(TON/D)	(TON/A)
SALAMANCA	H-OIL	OXIDOS DE Mo Y Co	MOVIL	PARTICULAS 3/16 in	1.900	693.5
TOTAL (TON/A)					-----	693.5

## B I B L I O G R A F I A

- 1.- Anderson R. B., "EXPERIMENTAL METHODS IN CATALYTIC RESEARCH"; - Academic Press, London, 1968.
- 2.- "ANUARIO ESTADISTICO DEL COMERCIO EXTERIOR DE LOS ESTADOS UNIDOS MEXICANOS"; Dir. Gral. de Estadística, Secretaría de Industria y Comercio, (1963-1973).
- 3.- Dival C., "INORGANIC THERMOGRAVIMETRIC ANALYSIS"; Elsevier, 1968.
- 4.- Groggins, "UNIT PROCESSES IN ORGANIC SYNTHESIS"; Mc. Graw-Hill-Book Company, Inc., New York, 1969.
- 5.- Heck R., Lüss D., Mears D. E., Weiss A. H., "INDUSTRIAL NEEDS - IN CATALYSIS"; Chemical Engineering Progress 69 (5), 59, (1973).
- 6.- Joklik O. F., "A USER'S GUIDE TO CATALYSTS"; Chemicals Deskbook, Oct. 8, 1973.
- 7.- Klug H. P. and Alexander L. E., "X-RAY DIFFRACTION PROCEDURES"; John Wiley & Sons, 1967.
- 8.- Mikes O., "LABORATORY HANDBOOK OF CHROMATOGRAPHIC METHODS" D. - Van Nostrand Co., London, 1966.
- 9.- "MOVIMIENTOS DE CATALIZADORES EN ALMACENES DE PEMEX"; Petróleos Mexicanos, Dpto. de Informática; (años 1968 a 1974).

- 10.- "PLAN INTEGRAL DE DESARROLLO DE LA INDUSTRIA PETROLERA Y PETRO QUIMICA BASICA, (1973-1982); SECTOR PETROQUIMICO"; Instituto - Mexicano del Petróleo, México, 1972.
- 11.- "PLAN INTEGRAL DE DESARROLLO DE LA INDUSTRIA PETROLERA Y PETRO QUIMICA BASICA, (1973-1982); SECTOR REFINACION"; Instituto Me- xicano del Petróleo, México, 1972.
- 12.- "PROCESS TECHNOLOGY FOR LICENSE OR SALE"; Chemical Engineering, Abr. 20, 1970.
- 13.- Schwember R. F. and Garn P. D., "THERMAL ANALYSIS"; Academic - Press, New York-London, 1969.
- 14.- Smith J. M., "CHEMICAL ENGINEERING KINETICS"; Mc. Graw-Hill -- Kogakusha, Ltd., Tokio, 1970.
- 15.- "SUBGERENCIA DE PETROQUIMICA"; Petróleos Mexicanos, México, -- 1975.
- 16.- "SUBGERENCIA DE REFINACION"; Petróleos Mexicanos, México, 1975.