

92
207



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA
DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

PROCESO OXIMER :
OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL
MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE

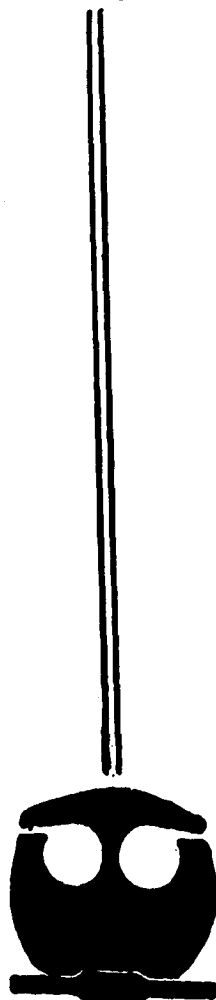
INGENIERA QUÍMICA

P R E S E N T A :

ODETTE / MONTANTE FLORES

MEXICO D.F.

1996



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



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.

JURADO ASIGNADO

PRESIDENTE PROF ANAYA DURAND ALEJANDRO
VOCAL PROF. MORENO PADILLA CARITINO
SECRETARIO PROF. TEXTA MENA JOSE AGUSTIN
PRIMER SUPLENTE PROF. AGUILAR GOMEZ MANUEL JESUS
SEGUNDO SUPLENTE PROF. PEREZ CAMACHO MARIANO

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:

INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO (IMP)
FACULTAD DE QUIMICA

NOMBRE COMPLETO Y FIRMA DEL ASESOR



ING. JOSE AGUSTIN TEXTA MENA

NOMBRE COMPLETO Y FIRMA DEL SUSTENTANTE



ODETTE MONTANTE FLORES

In Memoriam

Sr. Antonio Montante Agundis †

Sra. Lucía Flores Ruiz †

Mis padres

La tierra guarda sus cuerpos,

Dios guarda sus almas

Yo guardo su recuerdo.

A mis abuelos:

Sr Erasmo Flores Martínez

Sra. Lorenza Ruiz de Flores

Con amor y gratitud

A mi hermano:

Antonio Erasmo

Con cariño y amor

por estar conmigo, gracias

Al Ing. José Agustín Texta Mena
Bajo cuya dirección se realizó este trabajo,
con profundo agradecimiento.

Ing. Martín Flores Martínez
Ing. Dora Reyes Rodríguez
Por su valiosa ayuda y colaboración gracias.

En recuerdo a mi maestro
Ing. Angel González Herrera †

CONTENIDO

INTRODUCCIÓN

CAPITULO 1

ESTUDIO DE MERCADO SOBRE LAS GASOLINAS PRODUCIDAS ACTUALMENTE EN MÉXICO

- 1.1. Evolución de la gasolina en México
- 1.2. El combustible automotriz: gasolina
- 1.3. Disminución del plomo (Pb) en la gasolina
- 1.4. Reformulación de gasolinas
- 1.5. Especificaciones de la gasolina
- 1.6. Nueva gasolina: Magna Sin
- 1.7. Producción del combustible: gasolina
- 1.8. Tendencias de consumo
 - 1.8.1. Consumo del mercado local y su crecimiento
 - 1.8.1.1. Producción de petróleo crudo por regiones y distritos
 - 1.8.1.1.1. Región Norte
 - 1.8.1.1.2. Región Sur
 - 1.8.1.1.3. Región Marina
 - 1.8.1.1.4. Proyección.
 - 1.8.1.2. Elaboración de productos petrolíferos “gasolinas” en México
 - 1.8.1.2.1. Proyección
 - 1.8.1.3. Consumo nacional aparente de productos petrolíferos “gasolinas” en México

- 1.8.1.3.1. Proyección
 - 1.8.1.3.1.1. Volumen de producción de automóviles
 - 1.8.1.3.1.2. Ventas al mayoreo de automóviles
 - 1.8.1.3.1.3. Proyección del consumo
- 1.8.1.4. Volumen de ventas internas de petrolíferos “gasolinas”
 - 1.8.1.4.1. Proyección
- 1.8.1.5. Valor de ventas internas de petrolíferos “gasolinas”
 - 1.8.1.5.1. Proyección
- 1.8.1.6. Volumen de ventas internas de las gasolinas: Nova y Extra/Magna Sin
 - 1.8.1.6.1. Proyección
- 1.8.1.7. Valor de ventas internas gasolinas: Nova y Extra/Magna Sin
 - 1.8.1.7.1. Proyección
- 1.8.2. Las posibilidades de exportación
 - 1.8.2.1. Proyección
- 1.8.3. Importación
 - 1.8.3.1. Proyección
- 1.8.4. Costo de producto
 - 1.8.4.1. Proyección
- 1.9. Capacidad de la planta

CAPITULO 2

PRESENTACIÓN DE TECNOLOGÍAS MANEJADAS EN LA ACTUALIDAD PARA EL TRATAMIENTO CÁUSTICO DE GASOLINA

2.1. Introducción

2.2. Desulfuración o endulzamiento

2.3. Aspectos generales del proceso catalítico para remoción y conversión de compuestos de mercaptanos.

2.3.1. Tratamiento Cáustico de gasolina mediante el Proceso Merox

2.3.2. Tratamiento Cáustico de gasolina mediante el Proceso Oximer

CAPITULO 3

SELECCIÓN DEL PROCESO

3.1. Introducción

3.2. Criterios de comparación

3.2.1. Selección de la tecnología

3.2.1.1. Estudio interno

3.2.1.1.a. Identificación de proveedores de tecnología

3.2.1.1.b. Análisis de diferencias básicas

3.2.1.1.c. Caracterización de la tecnología

3.2.1.2. Estudio externo

3.2.1.2.a. Obtención de información

3.2.1.2.b. Potencial de adaptación

3.2.1.2.c. Potencial de asimilación

3.3. Diferencias básicas entre el proceso Merox y Oximer

3.3.1. Comparación de los procesos Merox y Oximer

3.4. Selección de la tecnología

3.4.1. Parámetros técnicos

3.4.2. Parámetros económicos y de información

3.5. Justificación de la selección

CAPITULO 4

DESARROLLO DE LA INGENIERÍA BÁSICA

- 4.1. Introducción
- 4.2. Bases de diseño
- 4.3. Criterios de diseño
- 4.4. Descripción del proceso
- 4.5. Lista de equipo
- 4.6. Balance de materia y energía
- 4.7. Requerimientos de servicios auxiliares
- 4.8. Hojas de datos
- 4.9. Diagrama de flujo de proceso
- 4.10. Diagrama de tubería e instrumentación

CONCLUSIÓN

ANEXO A

BIBLIOGRAFÍA

INTRODUCCIÓN

Aproximadamente el 80% de la contaminación del aire en la zona metropolitana de la Ciudad de México y en otras ciudades como Guadalajara y Monterrey, se debe a las emisiones de los vehículos automotrices. Con el fin de resolver este problema, algunos de los aspectos importantes y necesarios a atacar son:

1. Aplicación de tecnologías para la reducción de emisiones de contaminantes en los vehículos nuevos.
2. Suministro de mejores combustibles.
3. Suministro de gasolina sin plomo.
4. Verificación de motores del parque vehicular en circulación.
5. Ampliación del transporte colectivo no contaminante. Entre otros.

Dentro del programa de desarrollo de tecnologías el Instituto Mexicano del Petróleo ha asignado recursos materiales y humanos, a la investigación de las tecnologías de desulfuración o endulzamiento de combustibles tales como gas L.P., gasolina, turbosina y querosina.

El tema que se aborda en esta tesis, es el desarrollo de la Tecnología "IMP-OXIMER" para abatir las emisiones contaminantes en vehículos que emplean gasolina.

Para llevar a cabo el endulzamiento de las fracciones ligeras e intermedias, recuperadas de la torre despuntadora o de la destilación atmosférica de los aceites crudos, se desarrolló el proceso OXIMER y los catalizadores IMP-OM-1 e IMP-OM-2, ambas tecnologías son altamente competitivas tanto en la funcionalidad del proceso y comportamiento del catalizador en su operación, como en su costo, comparado con los paquetes de tecnologías extranjeras de procesos y catalizadores.

CAPITULO 1

ESTUDIO DE MERCADO SOBRE LAS GASOLINAS PRODUCIDAS ACTUALMENTE EN MÉXICO

1.1. EVOLUCIÓN DE LA GASOLINA EN MÉXICO

Históricamente al formarse Petróleos Mexicanos como consecuencia del acto nacionalista expropiatorio del 18 de marzo, PEMEX ha producido diferentes tipos de gasolinas según lo han requerido las características mecánicas de los motores. En 1938 el país consumía un solo grado de combustible automotriz con el nombre de gasolina, la cual se preparaba hasta con tres mililitros de tetraetilo de plomo (TEP) por galón para dar un índice de octano de 57 RON^{*}.

En 1940 apareció en el mercado la primera gasolina formulada por PEMEX, a la que se denominó Mexolina con 70 octanos mínimos y 3 mililitros de tetraetilo de plomo por galón.

En 1950 siguiendo las tendencias y requerimientos automotrices, se ofreció la Supermexolina y sus cambios esenciales fueron el incremento en el octano de 80 mínimo RON, aunque para lograrlo se aumentó el contenido del TEP, de tres pasó a 4 ml TEP/gal.

* VER SIGNIFICADO EN EL ANEXO A.

A partir de 1956 con la aparición en el mercado de automóviles equipados con motores de alta relación de compresión, fue necesario elaborar una nueva gasolina con mayor octanaje apareciendo el Gasolmex de 90 octanos RON.

Las especificaciones de la Supermexolina, igual que la del Gasolmex, fueron revisadas en los años 1965, 1966 y 1970 sin modificaciones importantes, únicamente la presión de vapor se aumentó en 1965 de 9 a 9.5 lb/in². Este cambio favoreció a un mejor arranque de los motores cuando estaban frío.

Hasta 1973 se mantuvieron en el mercado cuatro tipos de gasolinas con diferentes opciones de octano RON, que permitan satisfacer con amplitud los requerimientos del parque vehicular. Se tenían la Mexolina con 70 octanos, la Supermexolina con 80, el Gasolmex con 90 y el PEMEX 100, todas conteniendo TEP.

En 1973 y de acuerdo a los estudios de mercado llevados a cabo, se definió que el promedio de octano requerido era del orden de 85 octanos RON, retirando posteriormente del mercado la Supermexolina en 1974 y la Mexolina en 1976, desarrollándose dos nuevas gasolinas: la NOVA con 81 octanos RON y 3.5 ml de TEP/gal y la EXTRA con 92 octanos RON y 0.1 g Pb/gal máximo, éstas sustituyeron a los cuatro tipos anteriores.

En 1973 la suma de Gasolmex y PEMEX 100, gasolinas de alto octano, significó el 49% del consumo total; en cambio en 1974 al aparecer la gasolina EXTRA el consumo se desplomó al 12% del total de las ventas, demostrando que un gran

número de automovilistas fueron más sensibles al precio que a la calidad de octano. En 1986 como resultado de los estudios para el mejoramiento de la calidad y buscando disminuir la contaminación ambiental, se revisaron las especificaciones de las gasolinas NOVA y EXTRA, dando origen a los nuevos productos: NOVA PLUS y EXTRA PLUS, observándose en la primera una disminución de TEP de 3.5 ml/gal a un rango de 0.5 a 1 y una disminución en el contenido de Pb de 0.1 a 0.05 g/gal máximo.

A partir de la temporada invernal de 1991 se distribuyeron gasolinas oxigenadas mediante una mezcla de MTBE (metil-terbutil-éter) que mejoró la combustión en los automotores que circulan en la Ciudad de México. Con esta acción se ha logrado disminuir la emisión de hidrocarburos no quemados y de monóxido de carbono en 38,000 ton/año. La reducción ha significado dejar de enviar a la atmósfera 470,000 ton/año de contaminantes, ésto en el área metropolitana de la Cd. de México.

1.2. EL COMBUSTIBLE AUTOMOTRIZ: GASOLINA

La mayoría de las refinerías producen gasolina de dos categorías: normal y especial, además suministran gasolina con un contenido en plomo bajo o nulo para cumplir con las normas de anticontaminación.

La diferencia principal entre los combustibles normales y especiales es su comportamiento antidetonante.

La gasolina que se obtiene por destilación fraccionada del petróleo crudo tiene un índice de octano de 50 a 51 y no es aceptable para el uso de automóviles modernos,

por lo que es necesario modificar considerablemente su composición. Las principales modificaciones que se emplean en la producción de una gasolina "moderna" son de tres tipos: cracking térmico y catalítico, reformación y alquilación.

Las gasolinas son una mezcla compleja de hidrocarburos con un intervalo de ebullición de 100 a 400°F (38 a 205°C) tal como señala el método ASTM. Los componentes se mezclan para proporcionar: una elevada calidad antidetonante, fácil arranque, rápido calentamiento, baja tendencia a la formación de bolsas de vapor y un bajo contenido de depósitos en el motor. Sin embargo para el diseño preliminar de la planta, los componentes utilizados para la mezcla de gasolinas de motor, puede limitarse a la gasolina ligera del primer destilado, el reformado catalítico, la gasolina craqueada catalíticamente, gasolina hidrocraqueada, el polímero de alquilato y el n-butano.

Las gasolinas ligeras directas (LSR) constan de la fracción C₅- a 190°F de los cortes de nafta del crudo de la columna.

Algunas refincrias cortan a 82°C (180°F) o a 93°C (200°F) en vez de 88°C (190°F), pero en cualquier caso, ésta es la fracción a la que no se puede materialmente aumentar su grado de octanaje mediante reformado catalítico. Como consecuencia se procesa separadamente de las fracciones más pesadas de gasolina directa y generalmente requiere solo un lavado cáustico o una ligera hidrogenación para producir una cantidad de gasolina para mezclado. En algunos casos es necesario estabilizar las gasolinas directas para convertir los mercaptanos residuales en disulfuros y obtener un producto dulce (ensayo doctor).

Para un máximo octanaje sin adición de plomo, algunas refinerías han instalado unidades de isomerización para procesar la fracción LSR de gasolina directa ligera.

El reformado catalítico es la gasolina producto C_5^+ . La gasolina directa pesada (siglas anglosajonas HSR) y las gasolinas del coquizador se utilizan como alimento para el reformador catalítico y cuando las necesidades de octanaje lo requieren, las gasolinas craqueadas catalíticamente y las craqueadas con hidrógeno pueden asimismo ser procesadas por esta unidad para incrementar los niveles de octanaje. Las condiciones de procesado del reformador catalítico se controlan para conseguir las propiedades antidetonantes deseadas del producto en el intervalo de 90 a 100 RON (sin plomo).

Las gasolinas del craqueador catalítico o del craqueador con hidrógeno se utilizan directamente como gasolinas de mezclado, pero en algunos casos se aumenta su grado mediante reformado catalítico antes de mezclarse para formar gasolinas de motor.

La gasolina polimera, se fabrica por polimerización de los hidrocarburos olefinicos para producir parafinas en el intervalo de ebullición de la gasolina. La reciente tecnología de las refinerías favorece más a los procesos de alquilación que a los de polimerización, debido a que se pueden fabricar mayores cantidades de productos de octanaje más alto a partir de las olefinas ligeras disponibles.

La gasolina alquilada es el producto de la reacción del isobutano con el propileno, butileno o pentileno para producir hidrocarburos de cadena ramificada en el intervalo de ebullición de la gasolina. La alquilación de una cantidad dada de olefina produce

dos veces más combustible de motor de mayor octanaje . Además el número de octano de mezcla (RON) del alquilado es mayor y la sensibilidad al plomo es más grande que el de la gasolina polímera.

El butano normal se mezcla en la gasolina para dar la presión de vapor deseada. La presión de vapor (PVR) de la gasolina es un compromiso entre una PVR alta para mejorar las características de arranque y una PVR baja para prevenir la formación de bolsas de vapor y reducir las pérdidas por evaporación. Como el butano tiene un octanaje alto de mezcla, es un componente deseable de la gasolina y las refinerías lo introducen en sus gasolinas tanto como lo permite la limitación en la presión de vapor. El isobutano puede también utilizarse para este fin, pero su mayor presión de vapor permite una cantidad menor para ser incorporada que el n-butano.

El octanaje de la gasolina se mejora aún más por adición de ciertos compuestos “antidetonantes” que evitan una combustión prematura; se emplean mucho el tetraetilo de plomo y el tetrametil de plomo.

Para evitar el congelamiento de conductos de combustible, la formación de hielo en los carburadores, la corrosión y formación de depósitos en motores y bujías, se emplean aditivos tales como antioxidantes, desactivadores de metal y agentes antidetonantes.

1.3. DISMINUCIÓN DEL PLOMO (Pb) EN LA GASOLINA

La disminución del contenido de plomo en la gasolina se ha reflejado a nivel mundial y los avances en este sentido han dependido de las políticas particulares de cada país.

Sin embargo la tendencia global es eliminarlo. Ejemplo de ello lo tenemos en Estados Unidos y Japón, luego en Europa y Australia. El vecino país del norte declinó el uso de la gasolina regular con plomo , en un año a 7% del total utilizado, con el consiguiente incremento en el consumo de la gasolina regular sin plomo de 87 octanos, dando lugar a un "Pool" general de $88.5 (RON + MON^*)/2$.

México no se podía quedar atrás en esta tendencia y uno de los objetivos más importantes es el de mejorar la calidad de las gasolinas eliminando el plomo, acción que desde 1982 se está llevando a cabo; sin embargo el parque vehicular de los automóviles anteriores a 1985 , requiere en el combustible un mínimo de 0.5 ml de TEP/gal por el diseño de sus motores. Desde 1988 se vienen realizando adecuaciones tecnológicas en las plantas de proceso, lo que ha permitido incrementar el octano RON y MON en las gasolinas y ampliar la producción de la Extra Plus que es actualmente la MAGNA SIN.

1.4. REFORMULACION DE GASOLINAS

En la actualidad se han efectuado en los centros productores algunos cambios importantes en la formulación de las gasolinas, para mejorar su calidad con mayores propiedades de eficiencia en su desempeño y a la vez cumplir con las exigencias de un combustible ecológico que contribuya a mantener el aire en su pureza original, de acuerdo con los reglamentos gubernamentales en materia de protección del medio ambiente.

* VER SIGNIFICADO EN EL ANEXO A

TABLA 1.4.1. COMPONENTES DE GASOLINAS REFORMULADA NÚMERO DE OCTANOS TÍPICOS				
	RON	MON	(R+M)/2	Sensib
MTBE	120.0	102.0	111.0	18.0
Tolueno	114.0	93.0	103.5	21.0
Arom. pesados	110.0	92.0	101.0	18.0
GNA Poli (de C4)	108.0	84.8	96.5	23.8
Butanos	93.0	92.0	92.5	1.0
Isopentano	93.2	90.8	92.0	2.4
Alquilado ligero	92.6	89.3	90.9	3.3
Gasolina reformada	93.7	82.3	88.0	11.4
Gasolina catalítica FCC	92.3	76.9	84.6	15.4

FUENTE: REVISTA IMIQ 1991

Las gasolinas reformuladas se preparan haciendo mezclas de hidrocarburos bajo las siguientes premisas:

1. Menor cantidad de hidrocarburos ligeros, debido a que se evaporan a bajas temperaturas.
2. Menor cantidad de hidrocarburos aromáticos, particularmente benceno.
3. Menor contenido de azufre.
4. Menor cantidad de aromáticos pesados, que se evaporan a altas temperaturas.
5. Menor cantidad de hidrocarburos olefinicos, que tienen la propiedad de ser de alta reactividad atmosférica.
6. Utilizar compuestos oxigenados tales como éteres, particularmente en la gasolina

distribuida en las grandes ciudades, con ciertas limitaciones, dado que promueven la formación de aldehídos y cetonas.

Los hidrocarburos con características a evaporarse a bajas temperaturas son promotores en la formación de ozono, razón por la cual es importante disminuirlos. Para esto es necesario reducir la PVR, lo que a su vez disminuye el contenido de hidrocarburos ligeros en su formulación.

1.5. ESPECIFICACIONES DE LA GASOLINA

Existen varias propiedades importantes de la gasolina pero las dos que tienen efectos mayores son: el intervalo de ebullición y las características antidetonantes.

El intervalo de ebullición de la gasolina determina: la facilidad de arranque, la intensidad de la aceleración, las pérdidas por dilución en el cárter y la tendencia hacia la formación de bolsas de vapor.

La dilución en el cárter está controlada por la temperatura a la cual ha destilado el 90% del volumen de acuerdo al método ASTM y es asimismo función de la temperatura exterior. Para mantener la dilución en el cárter dentro de los límites aceptables, la volatilidad debe ser:

TABLA 1.5.1.

Temp. ambiente mínima, °F	80	60	40	20	0	-20
Destilación ASTM 90%, °F	370	350	340	325	310	300

La tendencia a la formación de bolsas de vapor está relacionada directamente con la PVR de la gasolina. Para controlar esta formación, la presión de vapor de la gasolina no debe exceder los siguientes límites:

TABLA 1.5.2.

Temperatura ambiente °F	PVR máxima permisible kg/cm ²
60	0.9
70	0.8
80	0.7
90	0.6

La altitud afecta varias propiedades de la gasolina, las más importantes son la pérdida por evaporación y la demanda de octanaje.

Existen dos tipos de número de octano para los motores de gasolina: los determinados por el "método del motor" (NOM) y los determinados por el "método de investigación" (RON). Ambos métodos utilizan el mismo ensayo básico del motor pero operan bajo condiciones distintas. El RON (ASTM D-908) representa el funcionamiento durante una conducción a baja velocidad cuando la aceleración es relativamente frecuente y el NOM (ASTM D-357) es una guía para el funcionamiento del motor a altas velocidades o bajo condiciones de elevada carga. La diferencia entre los números de octano de investigación y del motor de gasolina, es un indicador de los cambios en el funcionamiento bajo ambas conducciones: de ciudad y carretera y se conoce como la "sensibilidad del combustible".

1.6. NUEVA GASOLINA: MAGNA SIN

A partir del 17 de septiembre de 1990, PEMEX puso a disposición del público consumidor una nueva gasolina sin plomo denominada MAGNA SIN, destinada principalmente, aún cuando no en forma exclusiva, al consumidor de los vehículos modelos 1991, que vienen equipados con un convertidor catalítico, con lo que se disminuye considerablemente la emisión de gases tóxicos, monóxido de carbono e hidrocarburos no quemados que se envían a la atmósfera. Esta gasolina es equivalente en calidad a la que se distribuye en los Estados Unidos, con el nombre **"REGULAR UNLEADED"** de 87 octanos carretera, con otras características como las siguientes:

- 0.01 gramos de plomo por galón como máximo.
- 7 a 9.5 libras de presión de vapor Reid.
- Índice de octano $(RON + MON)/2$ de 87.
- Color verde y contiene un aditivo dispersante detergente de la segunda generación capaz de evitar depósitos en carburantes y válvulas de admisión.
- Su calidad está certificada en cada tanque preparado por una empresa inspectora internacional del ramo, con filial en México.

Esta gasolina de calidad internacional se ha elaborado en un esfuerzo más por coadyuvar a la preservación de la pureza de la atmósfera y para incrementar el uso eficiente de la energía contenida en la gasolina, acorde con los nuevos diseños de los motores en los que se ha incrementado la relación de compresión.

1.7. PRODUCCIÓN DEL COMBUSTIBLE: GASOLINA

A pesar de su valor como materia prima para la industria petroquímica aún sigue siendo la manufactura de gasolina la mayor consumidora de petróleo.

El crudo del petróleo se calienta en un horno y se carga a una columna de destilación que opera a presión atmosférica, donde se separa en: butanos y gas húmedo más ligero, todo el intervalo de gasolinas no estabilizadas, nafta pesada, queroseno, gasóleo pesado y residuo atmosférico. El residuo atmosférico se envía a la torre de vacío y se separa en una corriente superior de gasóleo de vacío y una cola de crudo reducido. Las colas de crudo reducido procedente de la columna de vacío se craquean térmicamente en un coquizador retardado para producir gas húmedo, gasolinas coquizadas, gasóleo y coque. (Ver diagrama 1.7.1.)

Los gasóleos procedentes de las unidades de crudo atmosférico y a vacío y el gasóleo procedente del coquizador, se utilizan como alimentaciones para las unidades de craqueo catalítico o craqueo con hidrógeno. Estas unidades rompen moléculas pesadas en compuestos que hierven en el intervalo de la gasolina y del destilado combustible. Los productos procedentes del craqueo con hidrógeno son saturados. Los productos insaturados procedentes del craqueo catalítico se saturan y su calidad se mejora mediante reformado catalítico o hidrogenación.

Las corrientes de gas húmedo de la torre de crudo del coquizador y de las unidades de craqueo, se alimentan a un reformador catalítico para mejorar sus números de octano.

Los productos del reformador catalítico se mezclan para formar gasolinas normales y especiales a la venta.

Las corrientes de gas húmedo de la unidad de crudo del coquizador y de las unidades de craqueo, se fraccionan en la sección de recuperación de vapor, en gas combustible, gas licuado del petróleo GLP (siglas inglesas LPG), hidrocarburos insaturados (propileno, butilenos y pentenos), butano normal e isobutano. El gas combustible se quema en los hornos de la refinería y el butano normal se mezcla para formar gasolina o LPG. Los hidrocarburos insaturados y el isobutano se mandan a las unidades de alquilación para ser procesados.

La unidad de alquilación utiliza ácido sulfúrico o fluorhídrico como catalizador de la reacción de las olefinas con el isobutano para formar isoparafinas que hierven en el intervalo de la gasolina. El producto denominado alquilato con un alto contenido en octano, se mezcla con las gasolinas especiales para automóviles y gasolinas de aviación.

Los destilados medios de la unidad de crudo del coquizador y de las unidades de craqueo se mezclan con los combustibles de diesel, combustibles para reactores y combustibles para calefacción.

En algunas refinerías el gasóleo pesado de vacío y el crudo reducido, procedentes del crudo de base nafténica o parafínica, se procesan para la obtención de aceites lubricantes. Después de eliminados los asfaltenos con propano, las colas de crudo

reducido se procesan con los gasóleos pesados de vacío en una operación por bloques (etapas) para producir materias base para aceites lubricantes.

Los gasóleos pesados de vacío y desasfaltados se tratan en primer lugar mediante extracción con disolventes, para eliminar los compuestos aromáticos pesados siendo después desparafinados para mejorar el punto de fluidez. Posteriormente se tratan con arcillas especiales para mejorar su color y estabilidad, antes de ser mezclados para la formación de aceites lubricantes.

Cada refinería posee un propio y único esquema del proceso, el cual está determinado por el equipo disponible, costos de operación y demanda del producto. El modelo óptimo de flujo para una refinería está determinado por consideraciones económicas y no hay dos refinerías que sean idénticas en sus operaciones.

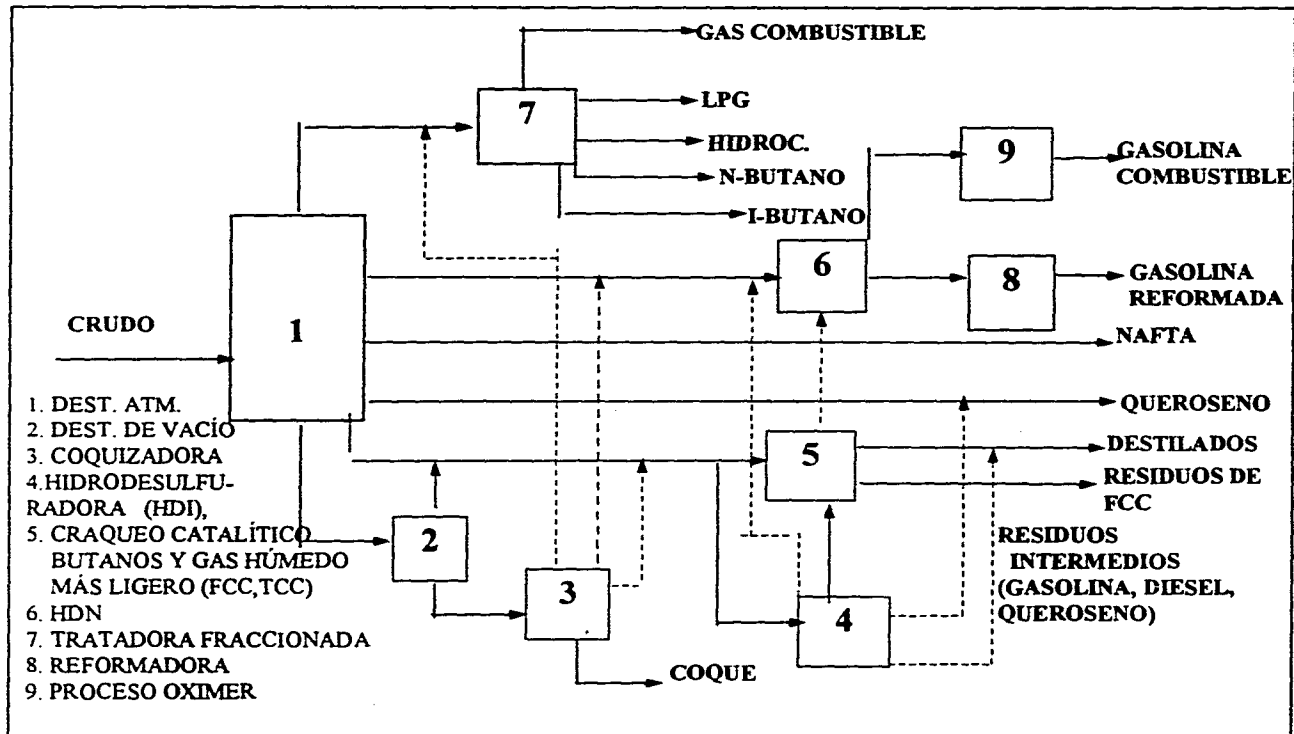


FIG. 1.7.1 ESQUEMA GLOBAL DE UNA REFINERÍA

MONTANTE FLORES ODETTE

F.Q. TESIS U.N.A.M

1.8. TENDENCIAS DE CONSUMO

Las tendencias en el mundo sobre el consumo de gasolina se han orientado hacia una mayor eficiencia de los motores, disminuyendo el consumo gradualmente en los Estados Unidos, Canadá y Australia; asimismo ha impactado en el consumo el precio, como sucede en Francia y Alemania; otro factor importante, es el número de automóviles en circulación, así se observa que en Inglaterra sigue creciendo el consumo, en Japón lo mismo, aún cuando en menor grado, el caso se repite en México. (Ver tabla 1.8.1.)

TABLA 1.8.1. TENDENCIAS DE CONSUMO DE GASOLINAS		
	TENDENCIA EN CONSUMO	FACTOR PRINCIPAL
ESTADOS UNIDOS Y CANADÁ	DISMINUYENDO	EFICIENCIA
AUSTRALIA	DISMINUYE LENTAMENTE	EFICIENCIA
FRANCIA	SE MANTIENE	PRECIO
ALEMANIA	DISMINUYE LENTAMENTE	PRECIO
REINO UNIDO	CRECIENDO	No. DE AUTOS
JAPÓN	CRECIMIENTO LENTO	No. DE AUTOS
MÉXICO	CRECIENDO	No. AUTOS

FUENTE: REVISTA IMIQ 1991

Para tener un panorama general de lo que sucede en el mercado de las gasolinas, se dividirá para su estudio, la tendencia de consumo en cuatro partes que son las

siguientes:

- 1.El consumo del mercado local y su crecimiento.
- 2.Las posibilidades de exportación.
- 3.Importación.
- 4.Costo del producto.

1.8.1. CONSUMO DEL MERCADO LOCAL Y SU CRECIMIENTO

Para desarrollar este punto se tomaran en cuenta los siguientes factores:

1. Producción de petróleo crudo por regiones y distritos.
2. Elaboración de productos petrolíferos "gasolinas" en México.
3. Consumo aparente de productos petrolíferos "gasolinas" en México.
4. Volumen de ventas internas de petrolíferos: gasolinas.
5. Valor de ventas internas de petrolíferos: gasolinas.
6. Volumen de ventas internas de las gasolinas: Nova y EXTRA/ MAGNA SIN.
7. Valor de ventas internas de las gasolinas: Nova y EXTRA/ MAGNA SIN.

1.8.1.1. Producción de petróleo crudo por regiones y distritos

Durante 1993 el proceso total (crudo fresco, líquido del gas y condensados) fue de 1320 MBDC*, con aumento del 2.4% con respecto a los 1289 MBDC* del año anterior, obteniéndose así aumentos significativos en la producción de varios petrolíferos, siendo el más importante para este estudio "la gasolina", el cual el 41.53% es producto de la refinación del crudo.

* MBDC MILES DE BARRILES DIARIO DE CRUDO¹⁷

Para realizar un mejor estudio de la producción de petróleo crudo, se dividió nuestro país en tres grandes regiones y éstas a su vez en distritos. Esta división nos dará un mejor panorama de lo que sucede actualmente en México en cuanto a la producción de petróleo crudo.

Las regiones y distritos son los siguientes:

Región Sur

Consta de seis distritos:

Agua Dulce

El Plan

Nanchital

Ciudad PEMEX

Comalcalco

Villahermosa

Región Norte

Consta de cinco distritos:

Frontera: Noreste

Norte

Sur

Poza Rica

Cuenca del Papaloapan

Región Marina

Golfo de Campeche

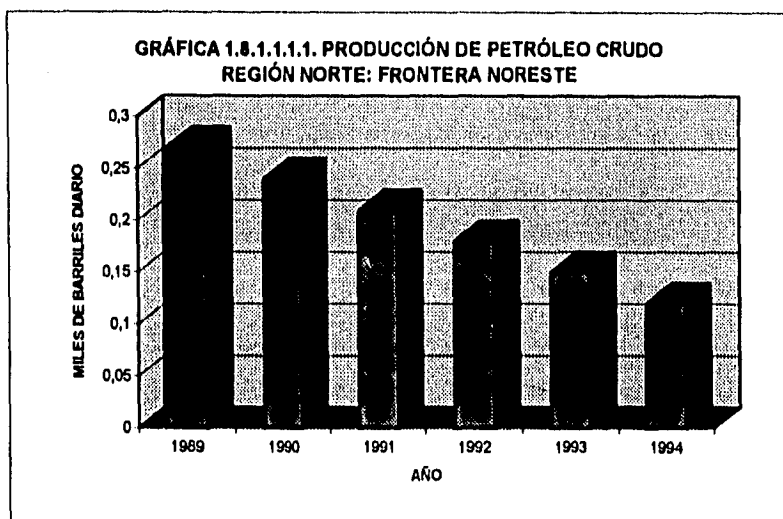
1.8.1.1.1. Región Norte

En el distrito: Frontera Noreste (tabla 1.8.1.1.1.1.), en 1989 se contaba con una producción de crudo de 270,000 barriles y para 1994 se contó tan sólo con 120,000 barriles de crudo, reduciéndose la producción un 44.4%.

TABLA 1.8.1.1.1.1 . PRODUCCIÓN DE PETRÓLEO CRUDO REGIÓN NORTE FRONTERA NORESTE	
AÑO	MILES DE BARRILES DIARIO
1989	0.27
1990	0.24
1991	0.21
1992	0.18
1993	0.15
1994	0.12

FUENTE: ANIQ 1994

Para tener una mejor visión de lo que sucedió en este período se elaboró la gráfica 1.8.1.1.1.1., donde se observa que la producción de petróleo crudo disminuyó considerablemente.

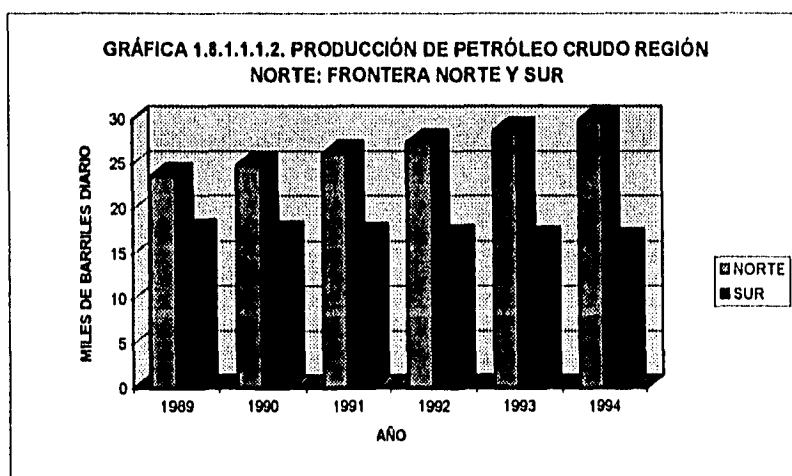


Sin embargo los datos reportados para el distrito: Frontera Norte, indican que la producción de crudo ha aumentado durante el mismo período un 26.88% y en el caso de la Frontera Sur, se observa una disminución del 5.76%. Estas tendencias en los distritos de la Frontera Norte y Sur se pueden observar en la tabla y gráfica 1.8.1.1.1.2.

TABLA 1.8.1.1.1.2.
PRODUCCIÓN DE PETRÓLEO CRUDO
REGIÓN NORTE
FRONTERA NORTE Y SUR

AÑO	MILES DE BARRILES DIARIO	
	NORTE	SUR
1989	23.62	17.35
1990	24.89	17.15
1991	26.16	16.95
1992	27.43	16.75
1993	28.70	16.55
1994	29.97	16.35

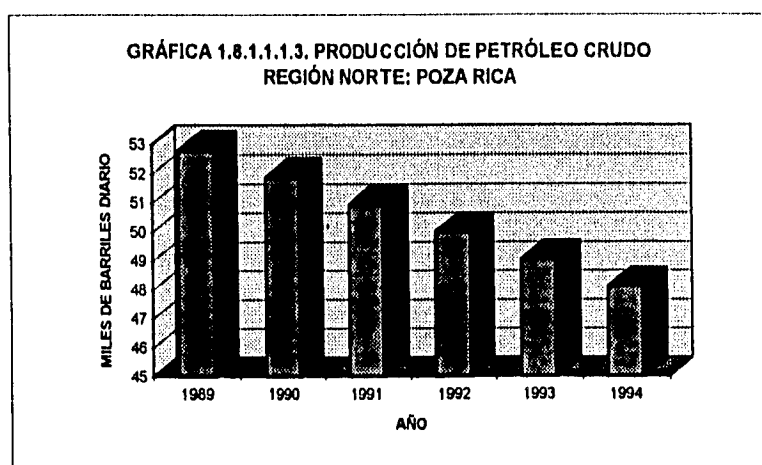
FUENTE: ANIQ 1994



Mediante la tabla y la gráfica 1.8.1.1.1.3., se observa lo que sucede en cuanto a la producción de petróleo crudo en el distrito Poza Rica; en 1989 hubo una producción de 52, 810 barriles de crudo y para 1994 se contó con 48, 110 barriles esto representa una disminución del 9%.

AÑO	MILES DE BARRILES DIARIO
1989	52.81
1990	51.87
1991	50.93
1992	49.99
1993	49.05
1994	48.11

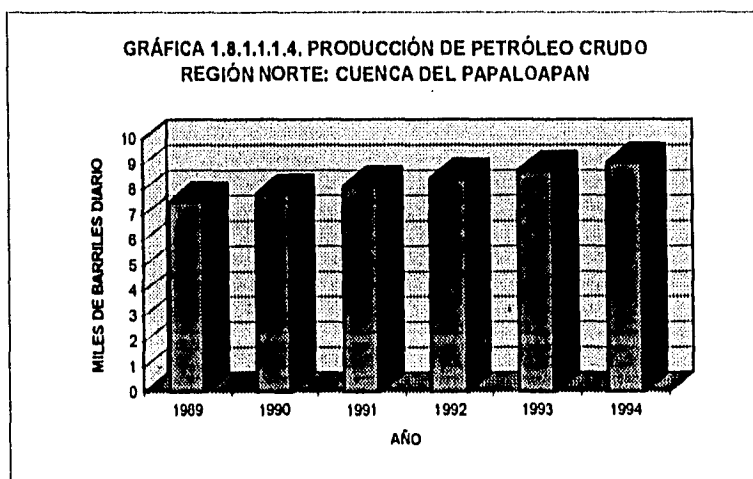
FUENTE: ANIQ 1994



Para el distrito de la Cuenca del Papaloapan en 1989 se contó con una producción de 7,510 barriles de crudo y para 1994 con 9,060 barriles, esto representa un aumento del 20 %. Lo que se muestra con los datos concentrados en la tabla 1.8.1.1.1.4.

TABLA 1.8.1.1.4. PRODUCCIÓN DE PETRÓLEO CRUDO REGIÓN NORTE CUENCA DEL PAPALOAPAN	
AÑO	MILES DE BARRILES DIARIO
1989	7.51
1990	7.82
1991	8.13
1992	8.44
1993	8.75
1994	9.06

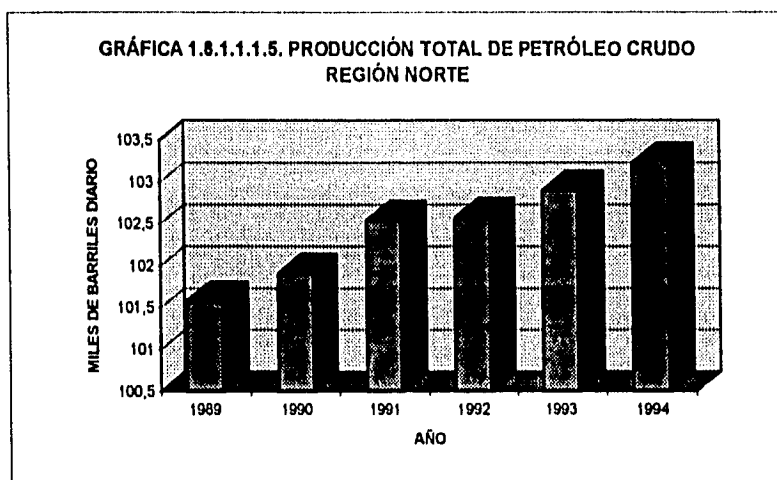
FUENTE: ANIQ 1994



Y por último la información de la tabla 1.8.1.1.1.5., nos presenta la producción total de petróleo crudo en la Región Norte, considerando la producción de los cinco distritos que la forman, siendo el distrito de la Cuenca del Papaloapan la que ofrece una mayor producción de crudo.

AÑO	MILES DE BARRILES DIARIO
1989	101.58
1990	101.91
1991	102.24
1992	102.57
1993	102.90
1994	103.23

FUENTE: ANIQ 1994



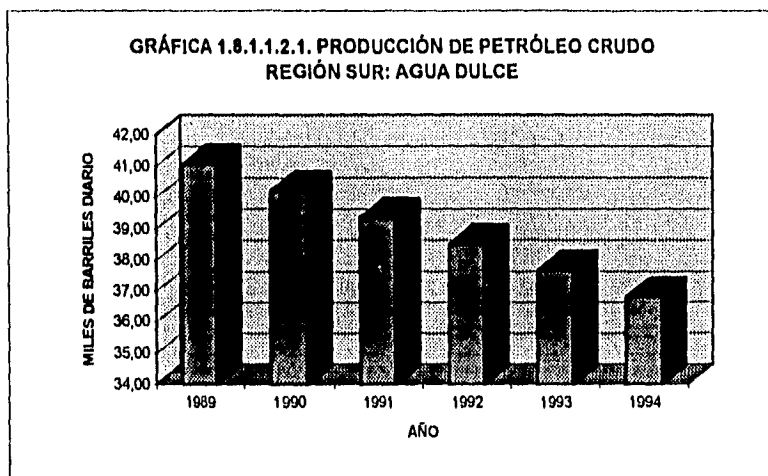
La producción total de crudo en esta región en 1994 fue de 103, 230 barriles, produciéndose 1, 650 barriles más que el reportado en 1989, lo que representa un incremento de 1.6% durante este período.

1.8.1.1.2. Región Sur

En el distrito Agua Dulce (tabla 1.8.1.1.2.1.) la producción de crudo en 1989 fue de 41,050 barriles disminuyendo a 36,800 barriles para 1994, lo que representa una diferencia de 4, 250 barriles de crudo, es decir hubo una disminución de 10.35% en la producción total de petróleo crudo en este distrito. (Ver gráfica 1.8.1.1.2.1.)

TABLA 1.8.1.1.2.1. PRODUCCIÓN DE PETRÓLEO CRUDO REGIÓN SUR AGUA DULCE	
AÑO	MILES DE BARRILES DIARIO
1989	41.05
1990	40.20
1991	39.35
1992	38.50
1993	37.65
1994	36.80

FUENTE: ANIQ 1994

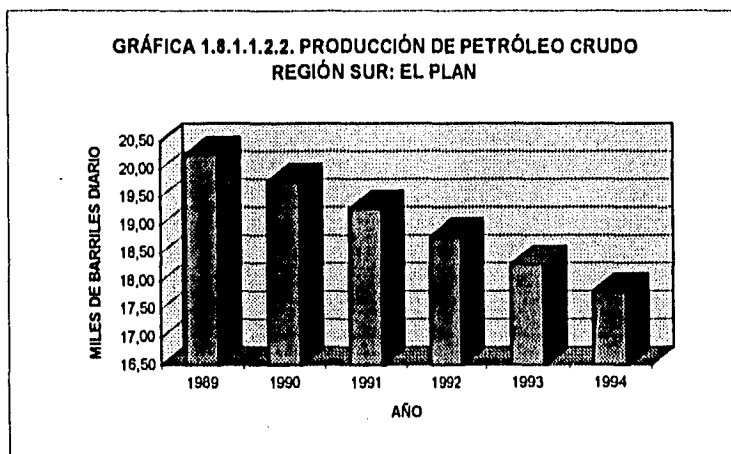


Con respecto al distrito El Plan (tabla 1.8.1.1.2.2.) la producción de petróleo crudo disminuyó un 12.09% durante el período 1989-1994, en 1989 se contaba con 20, 260 barriles de crudo y en 1994 se obtuvo una producción de 17, 810 barriles, esto representó una pérdida de 2, 450 barriles de crudo durante este período.

**TABLA 1.8.1.1.2.2.
PRODUCCIÓN DE PETRÓLEO CRUDO
REGIÓN SUR: EL PLAN**

AÑO	MILES DE BARRILES DIARIO
1989	20.26
1990	19.77
1991	19.28
1992	18.79
1993	18.30
1994	17.81

FUENTE: ANIQ 1994

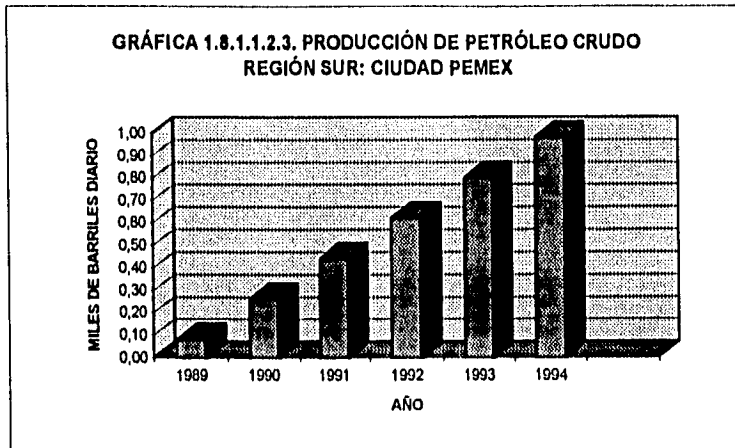


En el distrito de Ciudad Pemex (tabla 1.8.1.1.2.3.), la producción de crudo aumentó considerablemente, en 1989 se contaba con 80 barriles de crudo y para 1994 se obtuvo 980 barriles, incrementándose éste 12.25 veces más con respecto a lo reportado en 1989.

**TABLA 1.8.1.1.2.3.
PRODUCCIÓN DE PETRÓLEO CRUDO
REGIÓN SUR
CIUDAD PEMEX**

AÑO	MILES DE BARRILES DIARIO
1989	0.08
1990	0.26
1991	0.44
1992	0.62
1993	0.80
1994	0.98

FUENTE: ANIQ 1994

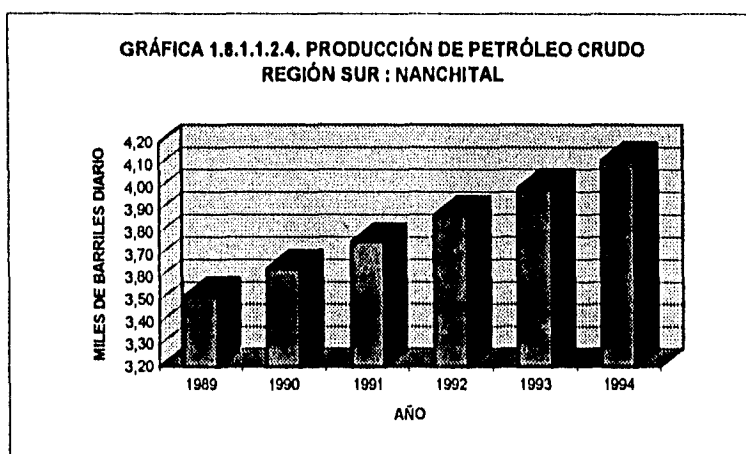


Con respecto al distrito Nanchital (tabla 1.8.1.1.2.4.), la producción de petróleo crudo se incrementó en un 17%; en 1989 se produjeron 3, 520 barriles de crudo y en 1994 la producción alcanzó los 4, 120 barriles, produciéndose así 600 barriles más durante este período.

**TABLA 1.8.1.1.2.4.
PRODUCCIÓN DE PETRÓLEO CRUDO
REGIÓN SUR
NANCHITAL**

AÑO	MILES DE BARRILES DIARIO
1989	3.52
1990	3.64
1991	3.76
1992	3.88
1993	4.00
1994	4.12

FUENTE: ANIQ 1994

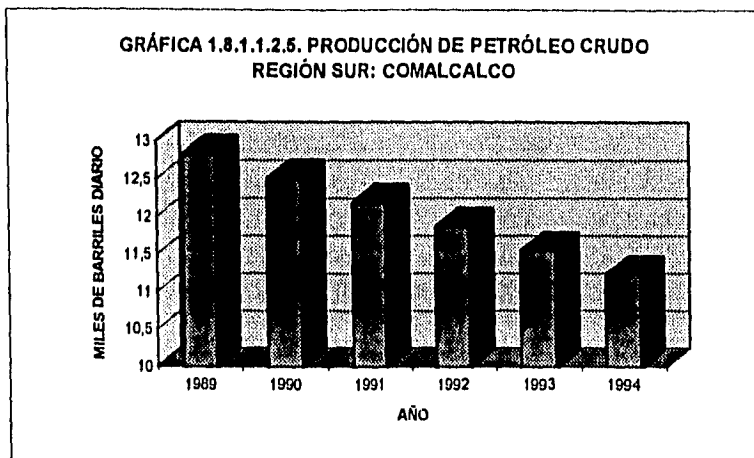


En el distrito Comalcalco (tabla 1.8.1.1.2.5.), la producción de petróleo crudo decreció un 12.47% con respecto al valor reportado en 1989, siendo este distrito junto con El Plan los que presentan mayores pérdidas durante este período.

**TABLA 1.8.1.1.2.5.
PRODUCCIÓN DE PETRÓLEO CRUDO
REGIÓN SUR
COMALCALCO**

AÑO	MILES DE BARRILES DIARIO
1989	12.83
1990	12.51
1991	12.19
1992	11.87
1993	11.55
1994	11.23

FUENTE: ANIQ 1994

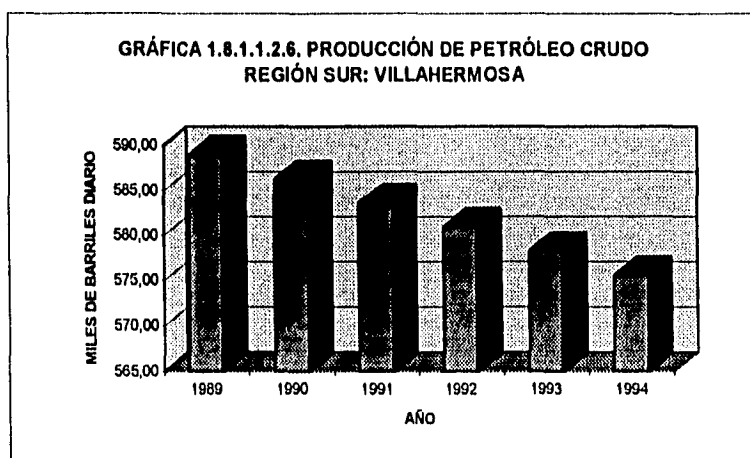


En el distrito de Villahermosa (tabla 1.8.1.1.2.6.) en 1989 se obtuvo una producción de 588,920 barriles de crudo y para 1994 ésta disminuyó, pues se produjeron 575,520 barriles, lo que significa una baja del 2.27 %.

**TABLA 1.8.1.1.2.6 .
PRODUCCIÓN DE PETRÓLEO CRUDO
REGIÓN SUR
VILLAHERMOSA**

AÑO	MILES DE BARRILES DIARIO
1989	588.92
1990	586.24
1991	583.56
1992	580.88
1993	578.20
1994	575.52

FUENTE: ANIQ 1994

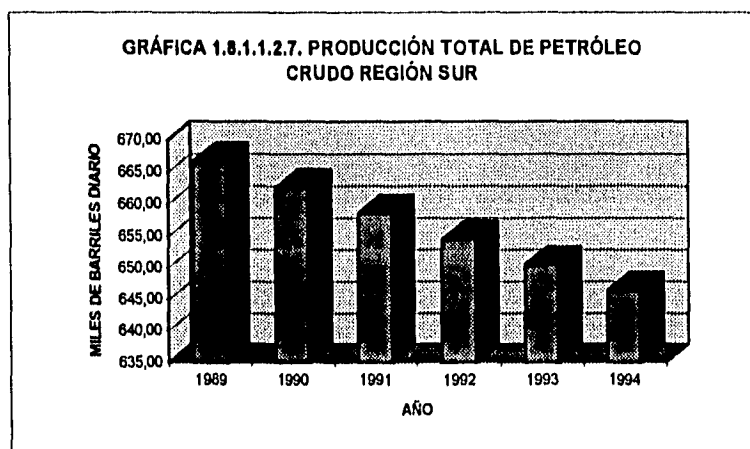


De acuerdo con los datos reportados en los seis distritos que integran la Región Sur, se calculó la producción total de petróleo crudo, obteniéndose los valores reportados en la tabla y gráfica 1.8.1.1.2.7., donde se muestra una disminución del 3.03% en la producción total durante este período.

**TABLA 1.8.1.1.2.7.
PRODUCCIÓN TOTAL DE PETRÓLEO CRUDO
REGIÓN SUR**

AÑO	MILES DE BARRILES DIARIO
1989	666.66
1990	662.62
1991	658.58
1992	654.54
1993	650.50
1994	646.46

FUENTE: ANIQ 1994



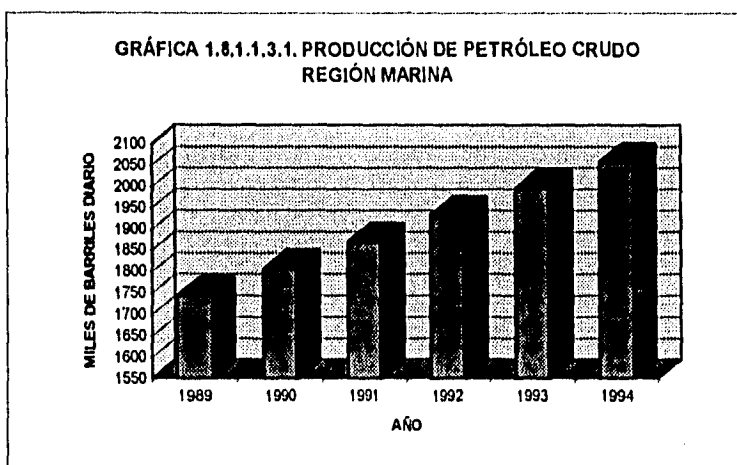
1.8.1.1.3. Región Marina

A diferencia de las Regiones Sur y Norte la Región Marina es la que presenta una mayor producción de petróleo crudo, el incremento que tuvo durante el período 1989-1994 fue de un 18%, significando un aumento en la producción de 313,900 barriles de crudo.

TABLA 1.8.1.1.3.1.
PRODUCCIÓN TOTAL DE PETRÓLEO CRUDO
REGIÓN MARINA

AÑO	MILES DE BARRILES DIARIO
1989	1744.33
1990	1807.11
1991	1869.89
1992	1932.67
1993	1995.45
1994	2058.23

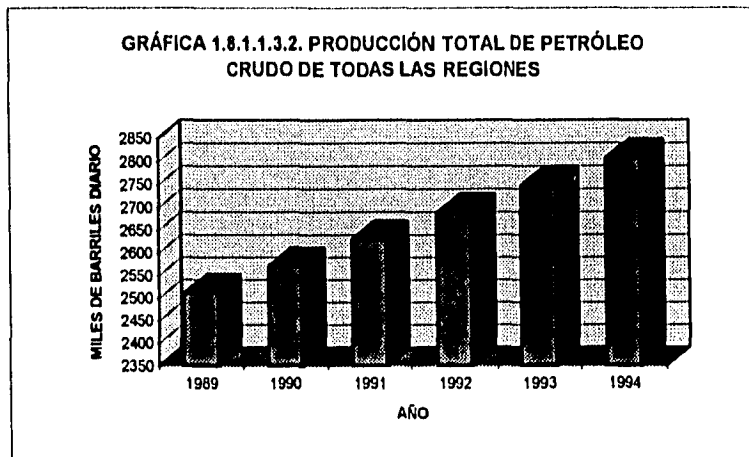
FUENTE: ANIQ 1994



Una vez obtenida la producción total de petróleo crudo de las tres regiones: Norte, Sur y Marina se elaboró la tabla 1.8.1.1.3.2., estos datos muestran la producción total de petróleo crudo con que contaba nuestro país durante el período 1989-1994.

TABLA 1.8.1.1.3.2.	
PRODUCCIÓN TOTAL DE PETRÓLEO CRUDO	
DE TODAS LAS REGIONES	
AÑO	MILES DE BARRILES DIARIO
1989	2512.55
1990	2571.65
1991	2630.75
1992	2689.85
1993	2748.95
1994	2808.05

FUENTE: ANIQ 1994



La gráfica 1.8.1.1.3.2., representa la producción total de petróleo crudo en las tres Regiones: Norte, Sur y Marina, observándose que la producción diaria de crudo en 1994 fue de 2,808,050 barriles, lo que refleja un incremento del 2.05% respecto a la obtenida en 1993, que fue de 2,748,950 barriles de crudo.

De acuerdo a los datos obtenidos, se establece que:

La Región Marina aportó 2,048,472.4 barriles de crudo, esto representa el 72.95%.

Región Sur aportó 656,522.09 barriles de crudo lo que representa el 23.38%.

Región Norte aportó 103,055.43 barriles de crudo lo que significa el 3.37%.

Con esto podemos concluir que la Región Marina es la de mayor producción de petróleo crudo.

1.8.1.1.4. Proyección

¿Pero qué producción se presentará durante los próximos 10 años?, es necesario proyectar una posible tendencia de producción de petróleo crudo por regiones, debido a que el petróleo es la materia prima para obtener gasolinas.

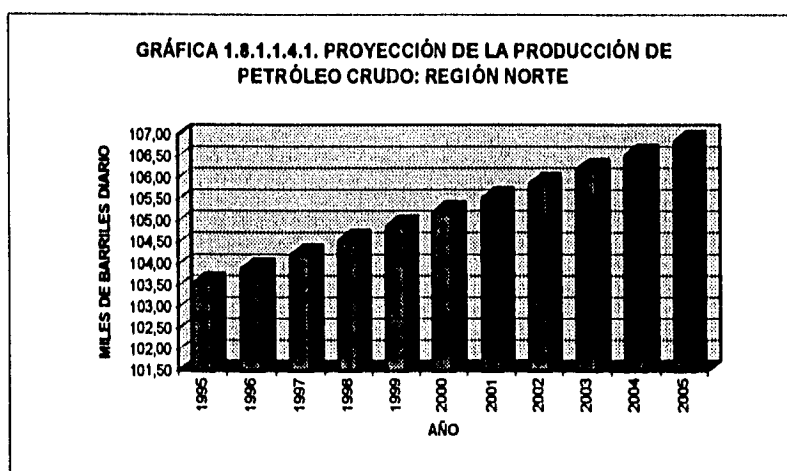
Tomando en cuenta que las reservas al 1° de enero de 1993 fueron de 64,516 millones de barriles, representando una variación del 0.82 % con respecto a lo reportado en 1992, (este porcentaje es en sentido negativo), se diseñaron las siguientes tablas y gráficas donde se muestra la tendencia que se esperará en

la producción total de petróleo crudo en las Regiones Norte, Sur y Marina, así como la producción total que registrarán estas tres regiones durante los próximos 10 años.

En la tabla 1.8.1.1.4.1., se muestra que la producción total de petróleo crudo en la Región Norte durante los próximos 10 años, aumentará un 3.18 %, lo que representa la producción de 3,300 barriles más de crudo durante este período. (Ver gráfica 1.8.1.1.4.1.)

TABLA 1.8.1.1.4.1.	
PROYECCIÓN DE LA PRODUCCIÓN TOTAL DE	
PETRÓLEO CRUDO DURANTE LOS PRÓXIMOS 10 AÑOS	
REGIÓN NORTE	
AÑO	MILES DE BARRILES DIARIO
1995	103.56
1996	103.89
1997	104.22
1998	104.55
1999	104.88
2000	105.21
2001	105.54
2002	105.87
2003	106.20
2004	106.53
2005	106.86

* Estos datos son obtenidos mediante una regresión lineal.

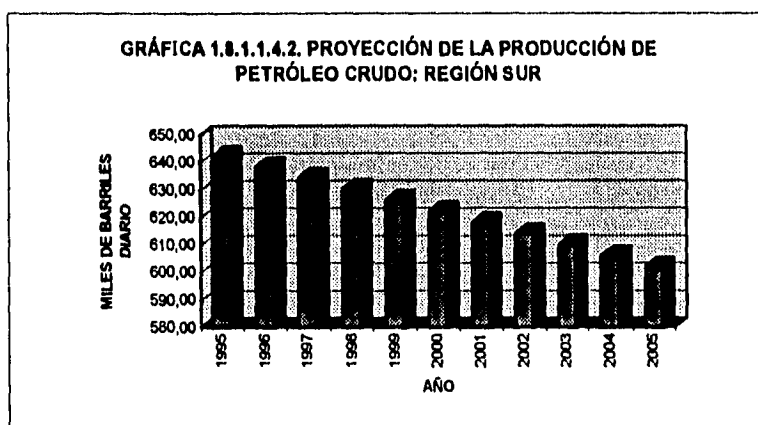


Para la Región Sur se observa en los datos tabulados en la tabla 1.8.1.1.4.2., que la producción total de petróleo crudo disminuye cerca de un 7%, lo cual quiere decir que para el año 2005 se tendrán 40, 400 barriles de crudo menos con respecto a 1995. (Ver gráfica 1.8.1.1.4.2.)

TABLA 1.8.1.1.4.2.
PROYECCIÓN DE LA PRODUCCIÓN TOTAL DE
PETRÓLEO CRUDO DURANTE LOS PRÓXIMOS 10 AÑOS
REGIÓN SUR

AÑO	MILES DE BARRILES DIARIO
1995	642.42
1996	638.38
1997	634.34
1998	630.30
1999	626.26
2000	622.22
2001	618.18
2002	614.14
2003	610.10
2004	606.66
2005	602.02

* Estos datos son obtenidos mediante una regresión lineal.



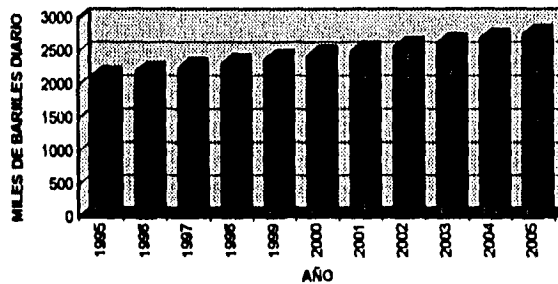
Para la Región Marina se presenta la tabla y la gráfica 1.8.1.1.4.3., esta gráfica muestra que durante los próximos diez años, la producción de petróleo crudo aumentará un 30% con respecto a 1995, esto representa una producción de 627, 800 barriles de crudo, concluyendo así, que esta región será la principal productora de petróleo durante la próxima década.

TABLA 1.8.1.1.4.3.
PROYECCIÓN DE LA PRODUCCIÓN TOTAL DE
PETRÓLEO CRUDO DURANTE LOS PRÓXIMOS 10 AÑOS
REGIÓN MARINA

AÑO	MILES DE BARRILES DIARIO
1995	2121.01
1996	2183.79
1997	2246.57
1998	2309.35
1999	2372.13
2000	2434.91
2001	2497.69
2002	2560.47
2003	2623.25
2004	2686.03
2005	2748.81

* Estos datos son obtenidos mediante una regresión lineal.

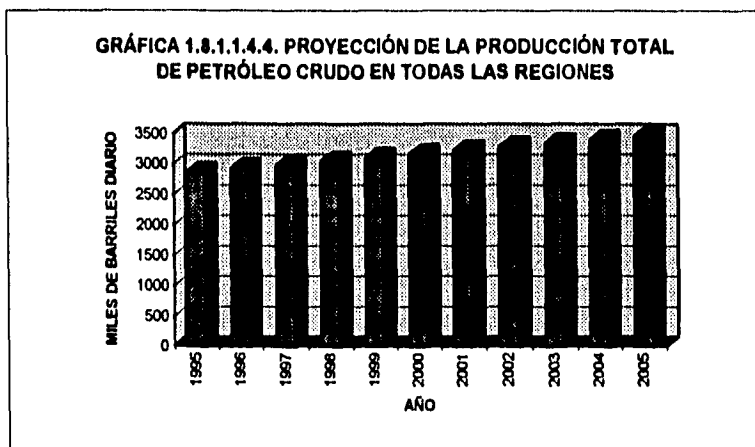
GRÁFICA 1.8.1.1.4.3. PROYECCIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE
PETRÓLEO CRUDO: REGIÓN MARINA



En la tabla 1.8.1.1.4.4., se presentan los datos que muestran la producción total de petróleo crudo en las tres regiones: Sur, Norte y Marina, durante los próximos diez años. En este período la producción aumentará un 20.61%, es decir que para el año 2005; se producirán 591, 000 barriles de crudo más que en 1995.

AÑO	MILES DE BARRILES DIARIO
1995	2867.15
1996	2926.25
1997	2985.35
1998	3044.45
1999	3103.55
2000	3162.65
2001	3221.75
2002	3280.85
2003	3339.95
2004	3399.05
2005	3458.15

* Estos datos son obtenidos mediante una regresión lineal.



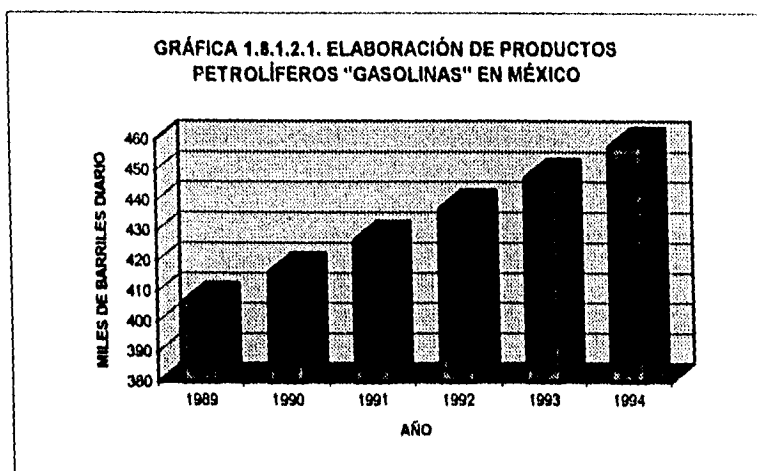
1.8.1.2. Elaboración de productos petrolíferos “gasolinas” en México

Para la comprensión de este punto se presenta la tabla 1.8.1.2.1., la cual muestra un panorama de lo que sucede actualmente en México con la elaboración de productos petrolíferos “gasolinas”, esta tabla abarca datos del periodo de 1989-1994

TABLA 1.8.1.2.1.
ELABORACIÓN DE PRODUCTOS PETROLÍFEROS
GASOLINA

AÑO	MILES DE BARRILES DIARIO
1989	406.90
1990	416.78
1991	427.07
1992	437.36
1993	447.65
1994	457.94

FUENTE: ANIQ 1994



Durante el período 1989-1994 se estudia la elaboración de productos petrolíferos en gasolina que se produce en México, con esto se trata de averiguar si la producción de este producto ha sido aceptado en el mercado. En el año 1989 se contó con una elaboración de 406,900 barriles diarios y para 1994 se obtuvo 457,940 barriles diarios aumentando la elaboración de petrolíferos un 12%. (Ver gráfica 1.8.1.2.1.)

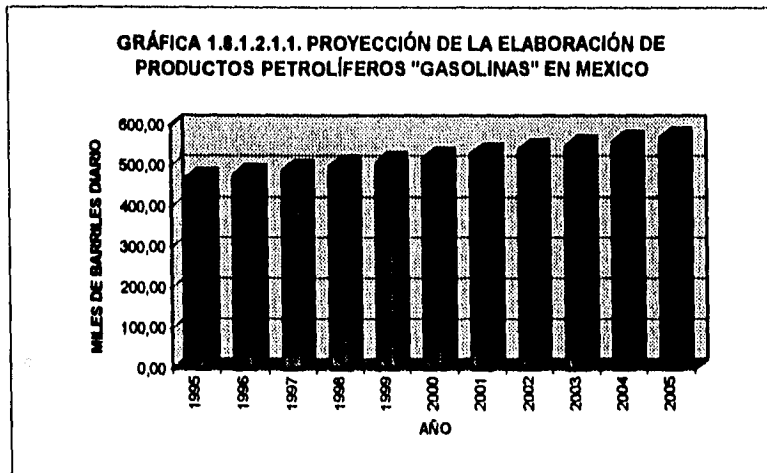
1.8.1.2.1. Proyección

Para conocer la proyección que presentará el producto en el mercado durante los próximos diez años se proyectó un período, el cual abarca desde 1995 hasta 2005; los datos se muestran en la tabla y en la gráfica 1.8.1.2.1.1.

El aumento que se espera durante los próximos 10 años es cercano al 22 %, esto representa una elaboración de productos petrolíferos en gasolinas de 102,310 barriles más para el año 2005 con respecto a 1995.

TABLA 1.8.1.2.1.1. PROYECCIÓN DE LA ELABORACION DE PRODUCTOS PETROLÍFEROS "GASOLINAS"	
AÑO	MILES DE BARRILES
1995	468.10
1996	478.33
1997	488.56
1998	498.79
1999	509.02
2000	519.25
2001	529.48
2002	539.72
2003	549.95
2004	560.18
2005	570.41

*Estos datos obtenidos sería la elaboración de los productos petrolíferos que se esperaría que fuera durante los próximos 10 años. (Cálculo realizado mediante una regresión lineal).



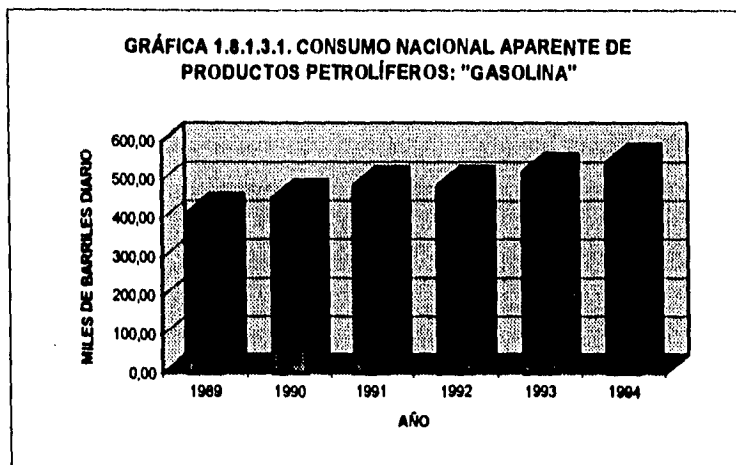
1.8.1.3. Consumo nacional aparente de productos petrolíferos "gasolinas" en México

A través de el desarrollo de este punto se refleja la aceptación que han tenido los productos petrolíferos, en este caso, las gasolinas en México. La tabla 1.8.1.3.1., muestra el consumo nacional aparente de productos petrolíferos que abarca el período 1989-1994.

TABLA 1.8.1.3.1.
CONSUMO NACIONAL APARENTE DE PRODUCTOS
PETROLÍFEROS "GASOLINA"

AÑO	MILES DE BARRILES DIARIO
1989	416.90
1990	453.80
1991	486.90
1992	487.40
1993	522.40
1994	546.86

FUENTE: ANIQ 1994



En este período el consumo se incrementó en un 31.17%, lo que equivale a 129, 960 barriles más en 1994 que el reportado en 1989, que fue de 416.900 barriles.

Este estudio además, da una pauta en cuanto a la producción necesaria de gasolina, que se requiere en el mercado para el público consumidor.

1.8.1.3.1. Proyección

Para presentar una mejor proyección acerca de la producción de gasolina, es necesario realizar un análisis de la venta y fabricación de automóviles durante los próximos 10 años debido a que el parque vehicular es el principal consumidor de gasolinas en nuestro país.

1.8.1.3.1.1. Volumen de producción de automóviles

Aquí se dará a conocer la producción de automóviles que se espera durante los próximos diez años; debido a que existen actualmente varios modelos, se dividirá el parque vehicular como: populares, compactos, de lujo y deportivos.

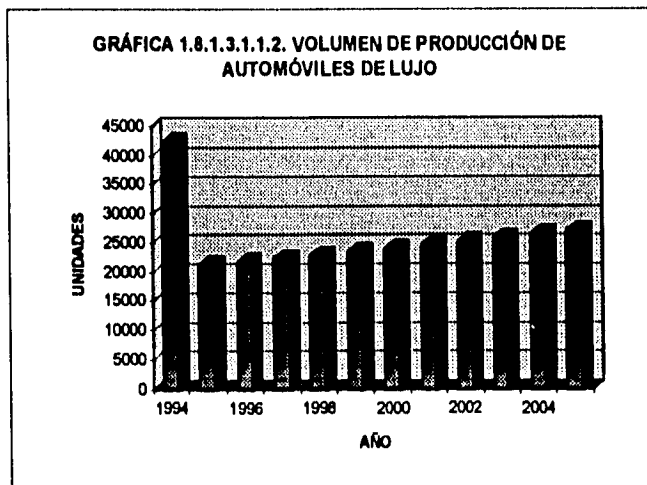
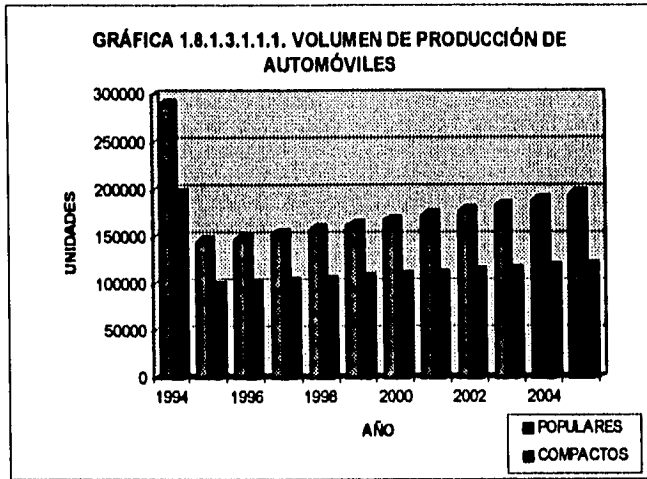
En la tabla 1.8.1.3.1.1.1., se observa que en 1995 disminuye la producción de automóviles un 50%^{*} con respecto a 1994.

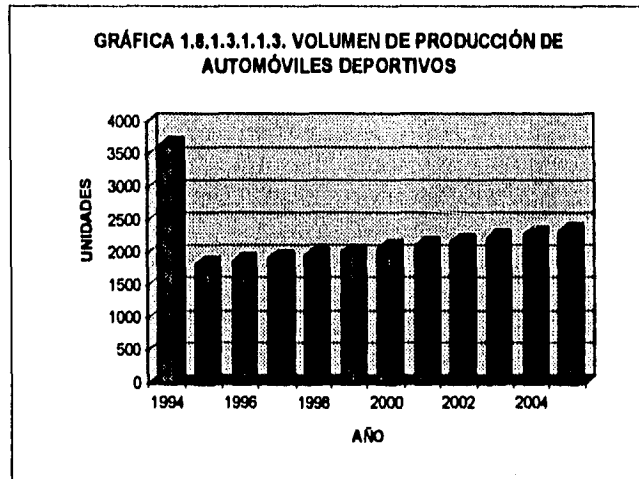
En 1994 la producción de automóviles populares fue de 289, 621 unidades y en 1995 hubo una producción de 144,811; de manera semejante se comporta la producción en las demás divisiones de automóviles.

Considerando que la crisis que se vive actualmente puede ser superada en 1996, la producción de automóviles aumentaría un 10% y para el año 2005 se presentaría un aumento del 30% con respecto a 1995 (ver gráficas 1.8.1.3.1.1.1., 1.8.1.3.1.1.2. y 1.8.1.3.1.1.3.).

AÑO	POPULARES	COMPACTOS	DE LUJO	DEPORTIVOS
1994	289, 621	195, 742	42, 502	3, 646
1995	144, 811	97, 871	21, 2 52	1, 823
1996	149, 155	99, 828	21, 782	1, 869
1997	153, 629	101, 825	22, 327	1, 915
1998	158, 238	103, 861	22, 885	1, 963
1999	162, 985	105, 939	23, 457	2, 012
2000	167, 875	108, 057	24, 044	2, 063
2001	172, 911	110, 219	24, 645	2, 114
2002	178, 442	112, 423	25, 261	2, 167
2003	183, 442	114, 671	25, 892	2, 221
2004	188, 945	116, 965	26, 540	2, 277
2005	194, 613	119, 304	27, 203	2, 334

DATOS OBTENIDOS MEDIANTE UNA REGRESIÓN LINEAL





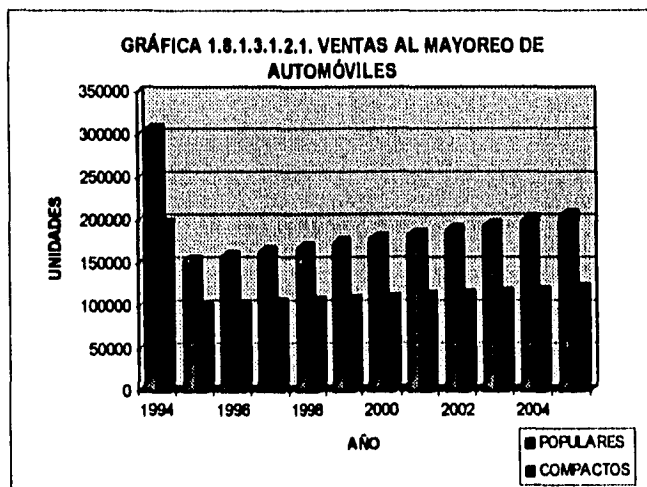
1.8.1.3.1.2. Ventas al mayoreo de automóviles

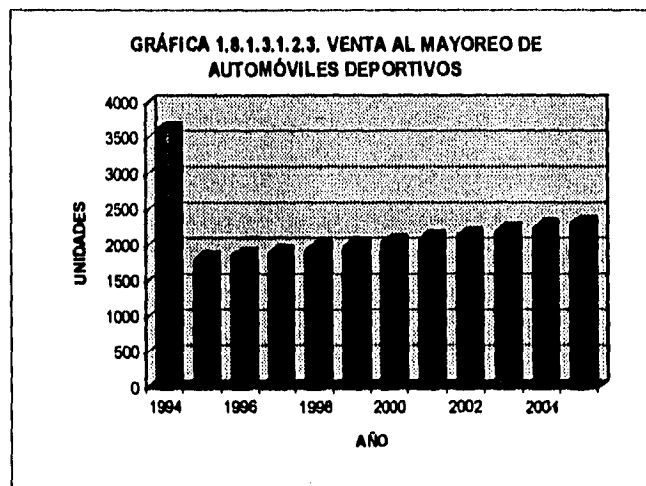
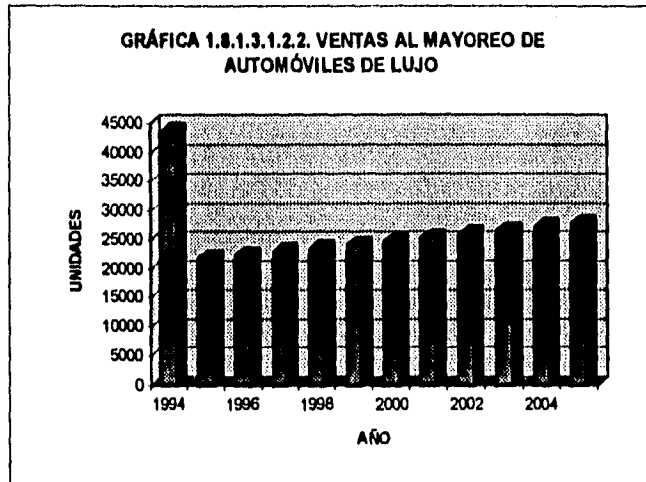
Al igual que el volumen de producción de automóviles, el volumen de ventas también disminuyó un 50% para 1995 observándose esto en las gráficas 1.8.1.3.1.2.1., 1.8.1.3.1.2.2. y 1.8.1.3.1.2.3.

TABLA 1.8.1.3.1.2.1.
VENTAS AL MAYOREO DE AUTOMÓVILES (UNIDADES)

AÑO	POPULARES	COMPACTOS	DE LUJO	DEPORTIVOS
1994	306,551	196,090	43,739	3,632
1995	153,276	98,045	21,870	1,816
1996	157,874	100,006	22,416	1,861
1997	162,610	102,006	22,977	1,908
1998	167,488	104,046	23,551	1,956
1999	172,688	106,127	24,140	2,005
2000	177,688	108,230	24,743	2,055
2001	183,019	110,415	25,362	2,106
2002	188,510	112,623	25,996	2,159
2003	194,165	114,875	26,646	2,213
2004	199,990	117,175	27,312	2,268
2005	205,989	119,510	27,995	2,325

DATOS OBTENIDOS MEDIANTE UNA REGRESIÓN LINEAL



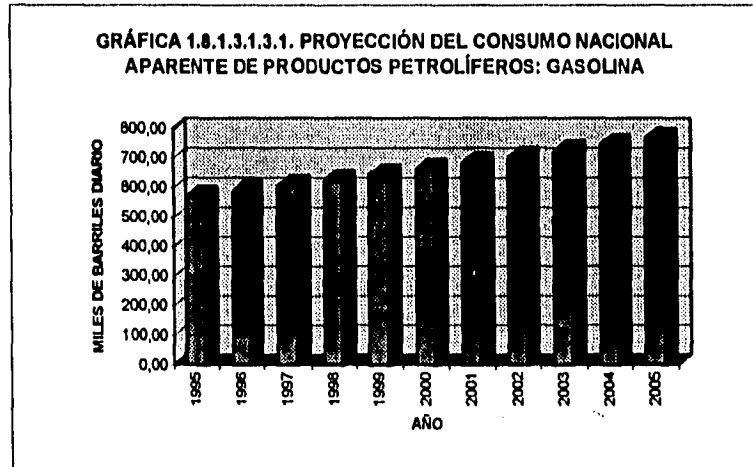


1.8.1.3.1.3. Proyección del consumo

Una vez obtenida la proyección del parque vehicular se presenta el consumo nacional aparente que se espera durante los próximos diez años, éste se reporta en la tabla 1.8.1.3.1.3.1.

TABLA 1.8.1.3.1.3 .1.	
PROYECCIÓN DEL CONSUMO NACIONAL APARENTE DE PRODUCTOS PETROLÍFEROS "GASOLINA"	
AÑO	MILES DE BARRILES DIARIO
1995	588.46
1996	606.11
1997	624.30
1998	643.03
1999	662.32
2000	682.19
2001	702.65
2002	723.73
2003	745.44
2004	767.81
2005	790.84

*Estos datos obtenidos sería el consumo nacional aparente de los productos petrolíferos que se esperaría que fuera durante los próximos 10 años. (Cálculo realizado mediante una regresión lineal).



Esto muestra que el consumo de las gasolinas ha aumentado en 1995 un 3% con respecto al año pasado y se espera que para el año 2005 aumente un 30% con respecto a 1995.

1.8.1.4. Volumen de ventas internas de petrolíferos “gasolinas”

La gasolina es uno de los combustibles con mayor demanda en el transporte automotriz de pasajeros y de carga. A nivel mundial la gasolina y el diesel representan el 99% del consumo total y el 1% restante lo constituyen el gas natural comprimido, el gas licuado, el metanol y el bio-etanol.

Para desarrollar este tema fue necesario recabar información sobre el mercado local que presentan las gasolinas, con el fin de tener un conocimiento general se muestra la tabla 1.8.1.4.1., aquí se observa la tendencia en el volumen de ventas internas de petrolíferos durante el período de 1989-1994.

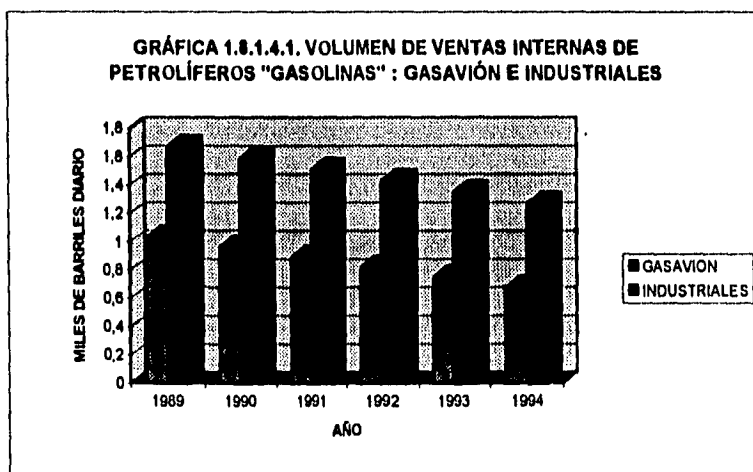
TABLA 1.8.1.4.1. VOLUMEN DE VENTAS INTERNAS DE PETROLÍFEROS GASOLINAS MILES DE BARRILES DIARIO		
AÑO	GASAVIÓN	INDUSTRIALES
1989	1.03	1.67
1990	0.96	1.59
1991	0.89	1.51
1992	0.82	1.43
1993	0.75	1.35
1994*	0.68	1.27

FUENTE: INEGI 1993

* AÑO CALCULADO MEDIANTE UNA REGRESIÓN LINEAL

Debido a la clasificación de gasolinas en especiales y normales esta tabla reporta dos tipos: gasavión e industriales.

Durante este período se observa que conforme pasa el tiempo el volumen de ventas internas de petrolíferos de estas gasolinas va disminuyendo considerablemente, ya que en 1989 el volumen de ventas internas de la gasolina gasavión es de 1.03 miles de barriles y en 1994 es tan sólo de 0.68 miles de barriles, representando éste una disminución de 34%. La gráfica 1.8.1.4.1., muestra esta tendencia con mayor claridad.



Esta disminución en las ventas internas pudiera deberse a que actualmente se busca un combustible alternativo para procurar no dañar el medio ambiente, así como una producción de éstos más barata y por supuesto un mejor costo del producto al público.

Entre los combustibles que por el grado de madurez de su tecnología de producción y por sus características suelen ser interesantes candidatos, están:

- metanol
- etanol
- gas licuado del petróleo

Respecto al metanol, éste puede utilizarse en diversas formas de combustible:

- a) Directamente como aditivo para la gasolina

- b) Convirtiéndolo a gasolina por el proceso móvil
- c) Como insumo para otros aditivos, por ejemplo el éter metil terbutílico (MTBE) o
- d) Directamente, en motores especialmente diseñados

Dos opciones más, que se han considerado seriamente son el hidrógeno y la celda de combustible.

Un motor de hidrógeno es esencialmente de combustión interna, con modificaciones en el sistema de carburación, puesto que el producto de la combinación es agua, este motor es extremadamente limpio y la eficiencia térmica es muy alta.

Los problemas residen en la seguridad de manejo del hidrógeno, su almacenamiento y combustión.

1.8.1.4.1. Proyección

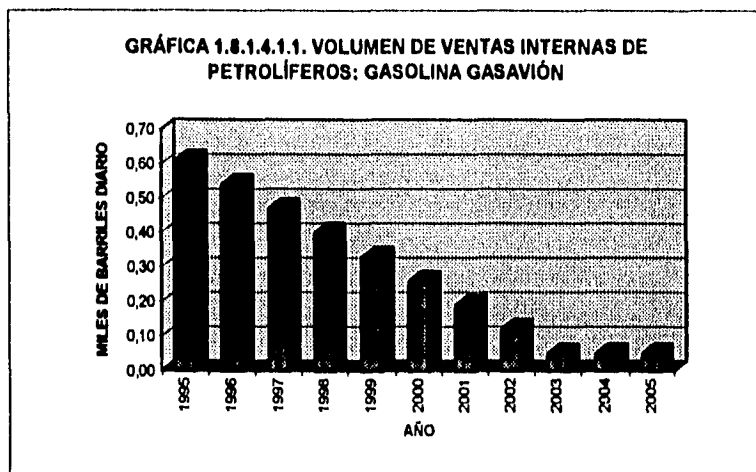
En la tabla 1.8.1.4.1.1., se presentan los datos que muestra la tendencia en el volumen de ventas internas que se espera durante los próximos diez años de la gasolina gasavión, para el año 2005 el volumen de ventas internas de esta gasolina tan sólo sería de 50 barriles, esto representa una disminución de casi 92% con respecto a 1995, año en el cual hubo un volumen de ventas internas de 610 barriles.

TABLA 1.8.1.4.1.1 .
PROYECCIÓN DEL VOLUMEN DE VENTAS INTERNAS DE
PETROLÍFEROS GASOLINA GASAVION

AÑO	MILES DE BARRILES DIARIO
1995	0.61
1996	0.54
1997	0.47
1998	0.40
1999	0.33
2000	0.26
2001	0.19
2002	0.12
2003	0.05
2004	0.05
2005	0.05

*Estos datos obtenidos sería el volumen de ventas internas de los productos petrolíferos que se esperaba que fuera durante los próximos 10 años. (Cálculo realizado mediante una regresión lineal).

Esta disminución puede justificarse debido a que el hombre se ha preocupado por mejorar el medio ambiente que lo rodea, tratando así de obtener nuevos combustibles, como también investigar la creación de fuentes alternas de energía.

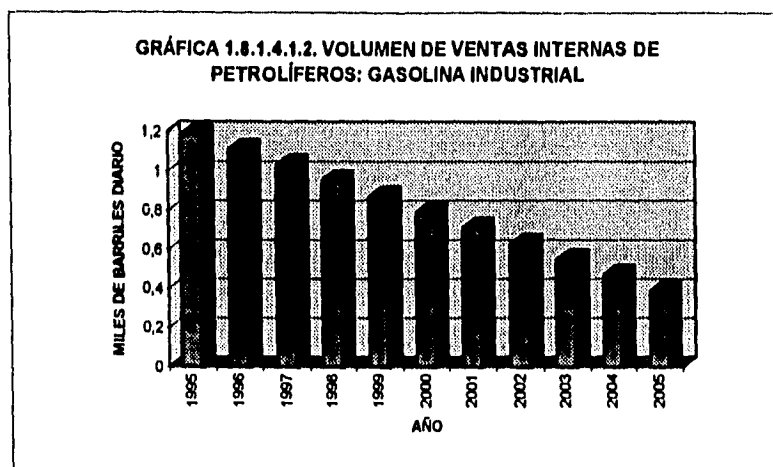


También cabe destacar que la eficiencia de los motores para avión han ido cambiando conforme pasa el tiempo, mejorando la velocidad de éstos y como consecuencia ha disminuido el consumo de combustible, otro factor que influye en el consumo es la importación de estos productos, debido a que ofrecen un mejor precio.

Al igual que la gasolina gasavión, la gasolina industrial presentará una disminución del 67%, esto representa 800 barriles de producto, este decremento se muestra en la gráfica y en la tabla 1.8.1.4.1.2.

AÑO	MILES DE BARRILES
1995	1.19
1996	1.11
1997	1.03
1998	0.95
1999	0.87
2000	0.79
2001	0.71
2002	0.63
2003	0.55
2004	0.47
2005	0.39

*Estos datos obtenidos sería el volumen de ventas internas de los productos petrolíferos que se esperaría que fuera durante los próximos 10 años. (Cálculo realizado mediante una regresión lineal).



1.8.1.5. Valor de ventas internas de petrolíferos “gasolinas”

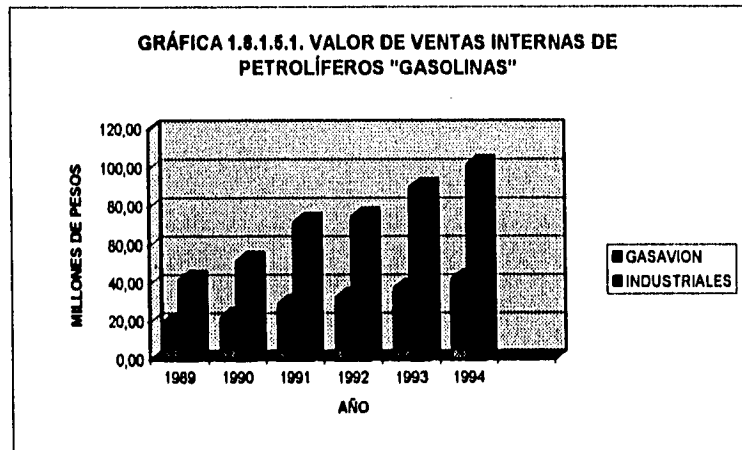
La tabla 1.8.1.5.1., muestra el valor de las ventas internas obtenidas durante el periodo 1989-1994, con estos datos se observa que el valor de las gasolinas presenta un aumento considerable, esto se debe a que fue necesario desarrollar nuevas tecnologías, así como mejorar las existentes para provocar un menor daño al ambiente.

TABLA 1.8.1.5.1 .
VALOR DE VENTAS INTERNAS DE PETROLIFEROS
GASOLINAS (MILLONES DE PESOS)

AÑO	GASAVIÓN	INDUSTRIALES
1989	19.50	41.70
1990	22.40	51.70
1991	29.20	71.70
1992	32.50	74.80
1993	37.35	89.80
1994*	41.93	101.73

FUENTE: INEGI 1993

* AÑO CALCULADO MEDIANTE UNA REGRESIÓN LINEAL.



En el año 1989 la gasolina gasavión presenta un valor de ventas internas de 19.50 millones de pesos y en 1994 aumenta el valor en ventas hasta 41.93 millones de pesos, este aumento representa el 212% de su valor inicial (1989).

1.8.1.5.1. Proyección

A diferencia de la disminución del volumen de ventas internas en la gasolina gasavión, el valor de ventas internas de petrolíferos de éstas aumenta considerablemente, para 1995 se contará con 46.57 millones de pesos y para el año 2005 con 92.31 millones de pesos, esto equivaldrá a un aumento de 98% durante los próximos diez años. (Ver gráfica y tabla 1.8.1.5.1.1.)

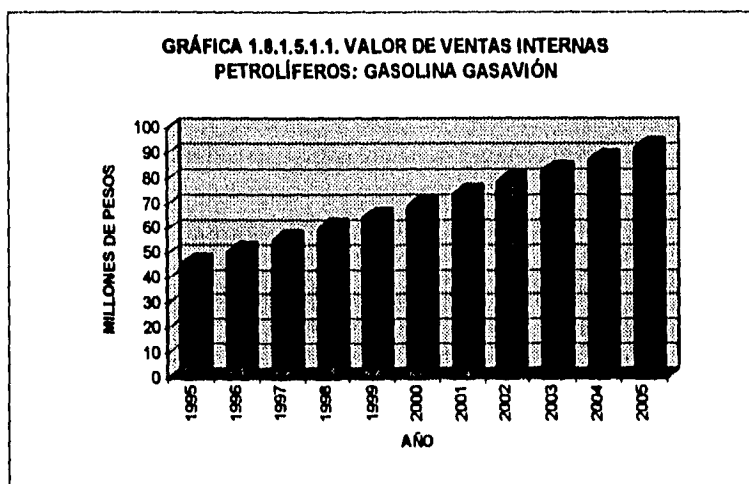


TABLA 1.8.1.5.1.1.
PROYECCIÓN DEL VALOR DE VENTAS INTERNAS
DE PETROLÍFEROS: GASOLINA GASAVION

AÑO	MILLONES DE PESOS
1995	46.57
1996	51.09
1997	55.67
1998	60.25
1999	64.83
2000	69.41
2001	73.99
2002	78.57
2003	83.15
2004	87.73
2005	92.31

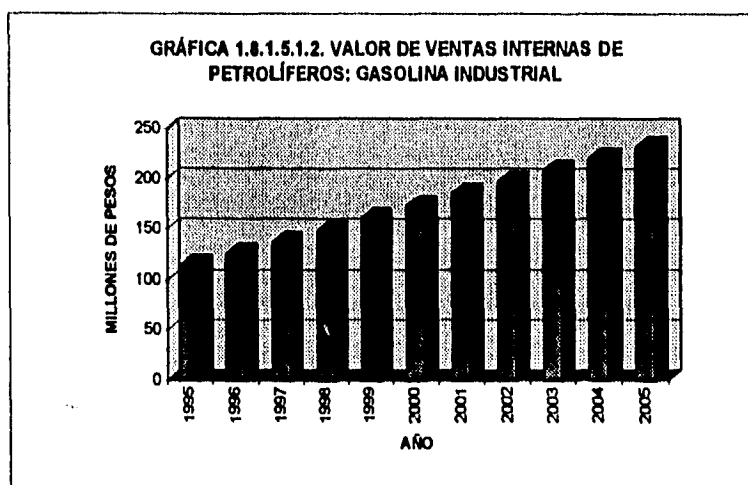
*Estos datos obtenidos sería el valor de ventas internas de e los productos petrolíferos que se esperarían que fuera durante los próximos 10 años. (Cálculo realizado mediante una regresión lineal).

Para el caso de las gasolinas industriales el valor de ventas internas aumenta un 105%, durante el período 1995-2005. Esto puede ser debido a que, obtener un combustible que no afecte el medio ambiente, el costo de producción es muy alto, (tabla 1.8.1.5.1.2. y gráfica 1.8.1.5.1.2.).

TABLA 1.8.1.5.1.2.
PROYECCIÓN DEL VALOR DE VENTAS INTERNAS
DE PETROLÍFEROS: GASOLINA INDUSTRIAL

AÑO	MILLONES DE PESOS
1995	113.66
1996	125.59
1997	137.52
1998	149.45
1999	161.38
2000	173.31
2001	185.24
2002	197.17
2003	209.10
2004	221.03
2005	232.96

*Estos datos obtenidos sería el valor de ventas internas de los productos petrolíferos que se esperaría que fuera durante los próximos 10 años. (Cálculo realizado mediante una regresión lineal).



1.8.1.6. Volumen de ventas internas de las gasolinas: Nova y Extra/ Magna SIN

En la actualidad en todo el mundo se ha dado especial interés en el desarrollo de proyectos y tecnologías que tengan una orientación en dos aspectos fundamentales, impacto ambiental y ahorro de energía, además de los aspectos de reducción de costos y productividad.

En México estos aspectos son prioritarios dadas las actuales condiciones del medio ambiente y de crisis económica; la industria mexicana tiene la obligación de invertir hasta donde sea posible en tecnologías que incluyan filosofías de conservación del medio ambiente y de ahorro en el consumo de energéticos.

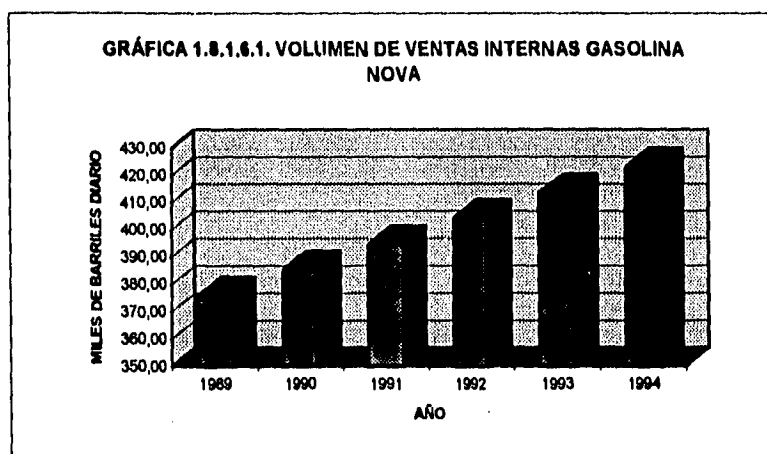
Por ello la producción de nuevas gasolinas han contribuido a mejorar estos aspectos y para observar la aceptación que han presentado las gasolinas Nova y Extra Plus/ Magna Sin, durante el período de 1989-1994, se presentan las tablas 1.8.1.6.1. y 1.8.1.6.2., donde se muestra la información del volumen de ventas internas obtenido de estos petrolíferos, así también se presentan las gráficas 1.8.1.6.1. y 1.8.1.6.2., aquí se indica la tendencia de la demanda de estos productos en el público.

En los datos de la tabla 1.8.1.6.1., se puede observar que el volumen de ventas internas de la gasolina nova, sobrepasa el volumen de ventas internas de la Extra/ MAGNA SIN (tabla 1.8.1.6.2.), esto se debe a que en lo años 80's el tipo de motor con que contaba el campo vehicular, requería para su encendido una pequeña cantidad de plomo.

TABLA 1.8.1.6.1.	
VOLUMEN DE VENTAS INTERNAS GASOLINAS: NOVA	
AÑO	MILES DE BARRILES DIARIO
1989	375.84
1990	385.28
1991	394.72
1992	404.16
1993	413.60
1994	423.04

FUENTE: INEGI 1993

• AÑO CALCULADO MEDIANTE UNA REGRESIÓN LINEAL



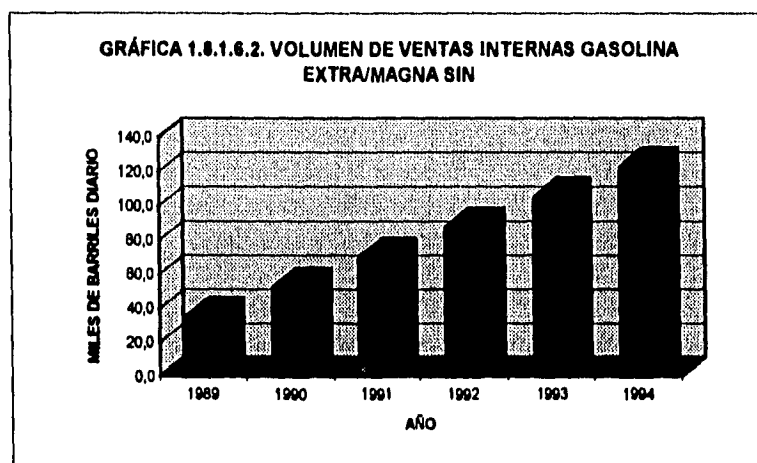
En lo que se refiere a la gasolina Extra/ MAGNA SIN, el volumen de ventas internas presenta un incremento con respecto al año 1989, durante este año el volumen de ventas fue de 35 mil barriles y para el año de 1994 hubo un volumen de ventas de 122.50 mil barriles, lo que se muestra en la gráfica 1.8.1.6.2.

TABLA 1.8.1.6.2 .
VOLUMEN DE VENTAS INTERNAS GASOLINAS:
EXTRA/MAGNA SIN

AÑO	MILLONES DE BARRILES DIARIO
1989	35.00
1990	52.50
1991	70.00
1992	87.50
1993	105.00
1994	122.50

FUENTE: INEGI 1993

* AÑO CALCULADO MEDIANTE UNA REGRESIÓN LINEAL

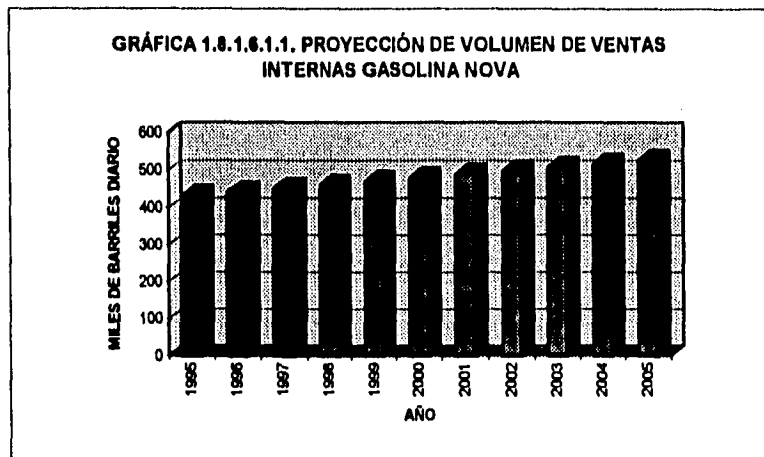


1.8.1.6.1. Proyección

La proyección de las ventas internas que se espera durante los próximos diez años de la gasolina nova, se ve reportado en la tabla y gráfica 1.8.1.6.1.1. Estos datos reflejan un aumento cercano al 22%, ya que para el año 2005 se contará con un volumen de ventas internas de 526, 880 barriles del producto y en 1995 se cuenta con 432, 480 barriles, esto implica un aumento de ventas de 75, 520 barriles del producto.

TABLA 1.8.1.6.1.1 . PROYECCIÓN DEL VOLUMEN DE VENTAS INTERNAS GASOLINA: NOVA	
AÑO	MILES DE BARRILES DIARIO
1995	432.48
1996	441.92
1997	451.36
1998	460.80
1999	470.24
2000	479.68
2001	489.12
2002	498.56
2003	508.00
2004	517.44
2005	526.88

*Estos datos obtenidos sería el volumen de ventas internas de los productos petrolíferos que se esperaría durante los próximos 10 años. (Cálculo realizado mediante una regresión lineal).



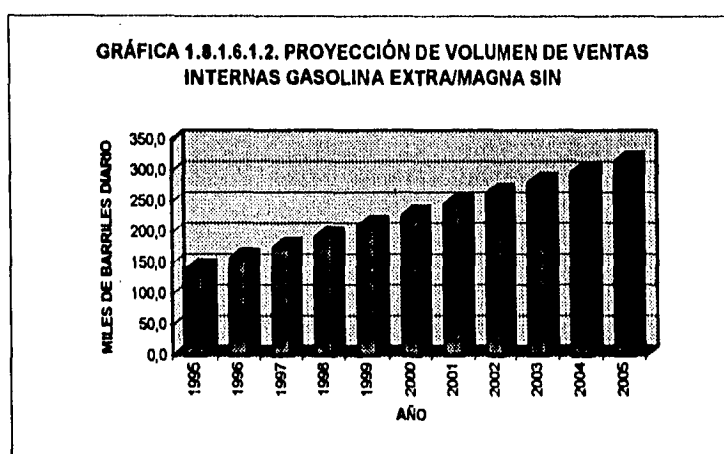
Para los próximos diez años, los datos la proyección de las ventas internas de la gasolina EXTRA/MAGNA SIN están presentadas en la tabla y en la gráfica 1.8.1.6.1.2..En esta información se refleja que en el período 1995-2005, habrá un aumento cercano al 125%, pues para el año 2005 se contará con un volumen de ventas internas de 315, 000 barriles del producto y en 1995 se reporta 140, 000 barriles, esto implica un incremento en las ventas, lo que corresponde a 175, 000 barriles más del producto, que en 1995.

TABLA 1.8.1.6.1.2.
PROYECCIÓN DEL VOLUMEN DE VENTAS INTERNAS
GASOLINA EXTRA/ MAGNA SIN

AÑO	MILES DE BARRILES DIARIO
1995	140.00
1996	157.50
1997	175.00
1998	192.50
1999	210.00
2000	227.00
2001	245.00
2002	262.50
2003	280.00
2004	297.50
2005	315.00

*Estos datos obtenidos sería el consumo nacional aparente de los productos petrolíferos que se esperaría durante los próximos 10 años. (Cálculo realizado mediante una regresión lineal).

El factor que influye en el aumento de ventas internas de esta gasolina (nova), como se mencionó antes, es que se puso a disposición del público consumidor la gasolina MAGNA SIN, que fue destinada principalmente, para vehículos modelo 1990 y posteriores que vienen equipados con un convertidor catalítico, lo que permite la disminución de gases tóxicos a la atmósfera.



De acuerdo a lo anterior se espera que para el año 2005, las gasolinas que contienen plomo sean desplazadas por completo por las gasolinas que no presentan ningún contenido de contaminantes, que puedan seguir ocasionando un mayor daño al medio ambiente que nos rodea.

1.8.1.7. Valor de ventas internas gasolinas: NOVA y EXTRA/MAGNA SIN

Las tablas 1.8.1.7.1. y 1.8.1.7.2., presentan el valor de ventas internas obtenidas durante el período 1989-1994, para las gasolinas Nova y EXTRA/MAGNA SIN, respectivamente.

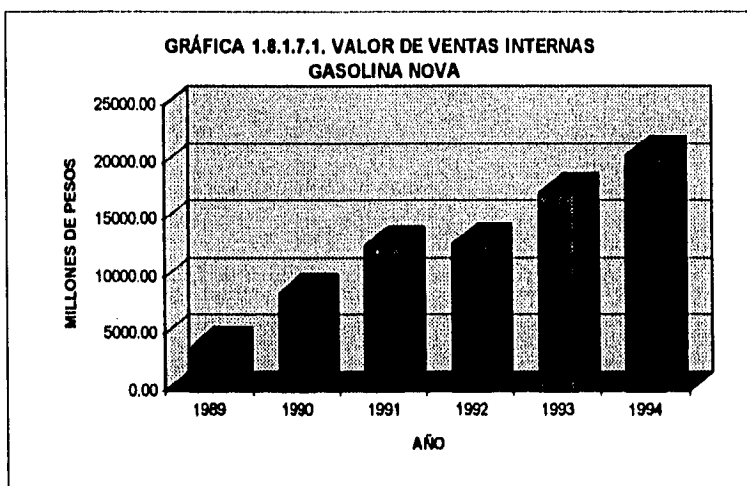
La gráfica 1.8.1.7.1., muestra que la gasolina Nova durante el período mencionado anteriormente, tuvo la mayor demanda en el mercado, esto se debe a que durante los años 80's el tipo de motor con el que contaba el campo vehicular necesitaba dentro de las especificaciones de su gasolina una concentración pequeña de plomo, es decir, 0.5 g (TEP)/gal.

En el caso del valor de ventas internas de la gasolina NOVA, se observa en la tabla 1.8.1.7.1., que la demanda del público durante este período ha presentado un considerable aumento; 5.3 veces más para 1994, mayor que el reportado para 1989. Cabe mencionar que estos valores fueron afectados debido a las devaluaciones que ha sufrido nuestro país año con año, pues esto repercute en el costo del producto. La gráfica 1.8.1.7.1., muestra también la tendencia del valor de ventas internas para la gasolina Nova durante este período.

TABLA 1.8.1.7.1 . VALOR DE VENTAS INTERNAS GASOLINA: NOVA	
AÑO	MILLONES DE PESOS
1989	3842.40
1990	8544.00
1991	12648.40
1992	12990.50
1993	17393.31
1994*	20548.18

FUENTE; INEGI 1993

* AÑO CALCULADO MEDIANTE UNA REGRESIÓN LINEAL

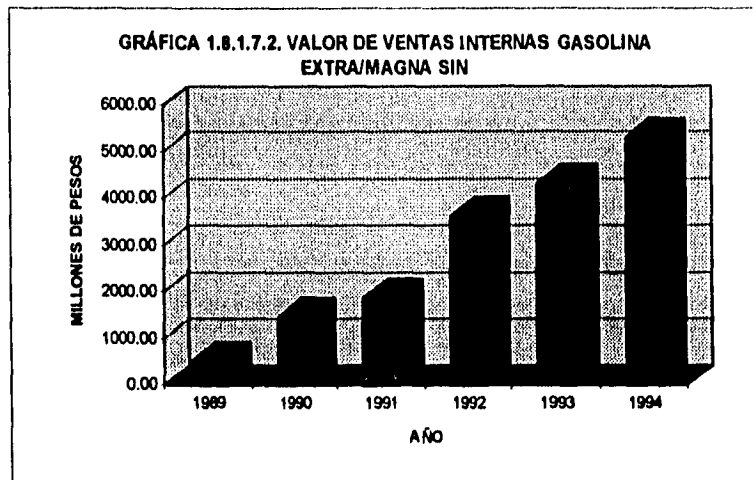


En el caso de la gasolina EXTRA/MAGNA SIN el valor de ventas internas aumentó en 1994; 10.55 veces más con respecto a 1989, dándose la justificación anterior para este producto. Los datos se presentan en la tabla y gráfica 1.8.1.7.2.

TABLA 1.8.1.7.2. VALOR DE VENTAS INTERNAS GASOLINAS EXTRA/MAGNA SIN	
AÑO	MILLONES DE PESOS
1989	502.00
1990	1462.80
1991	1881.30
1992	3630.00
1993	4318.56
1994	5297.64

FUENTE: INEGI 1993

* AÑO CALCULADO MEDIANTE UNA REGRESIÓN LINEAL

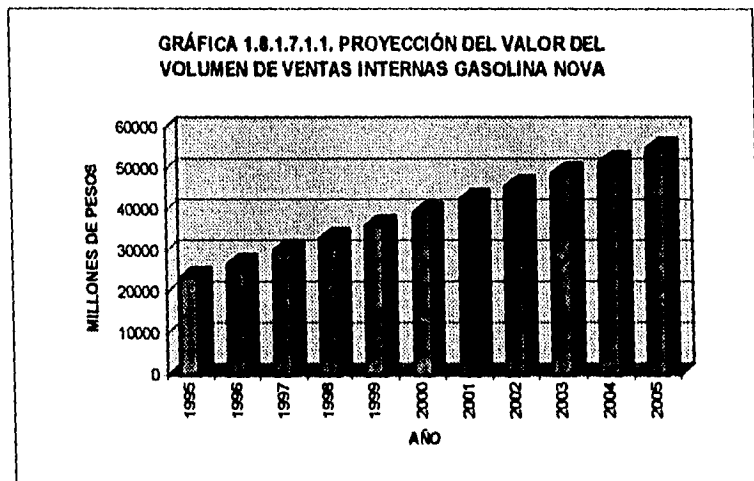


1.8.1.7.1. Proyección

La proyección que se espera durante los próximos diez años en el valor de ventas internas de la gasolina nova están reportados en la tabla y gráfica 1.8.1.7.1.1. Los datos concentrados en esta tabla reflejan un aumento cercano al 133%, ya que para el año 2005 se contará con un valor de ventas de 55,258.16 millones de pesos; en 1995 se cuenta con 23,709.86 millones, esto implica un aumento de ventas de 31,548.30 millones de pesos.

TABLA 1.8.1.7.1.1.	
PROYECCIÓN DEL VALOR DE VENTAS INTERNAS	
GASOLINA NOVA	
AÑO	MILLONES DE PESOS
1995	23709.86
1996	26864.69
1997	30019.52
1998	33174.35
1999	36329.18
2000	39484.01
2001	42638.84
2002	45793.67
2003	48948.50
2004	52103.33
2005	55258.16

*Estos datos obtenidos sería el consumo nacional aparente de los productos petrolíferos que se esperaría durante los próximos 10 años. (Cálculo realizado mediante una regresión lineal).

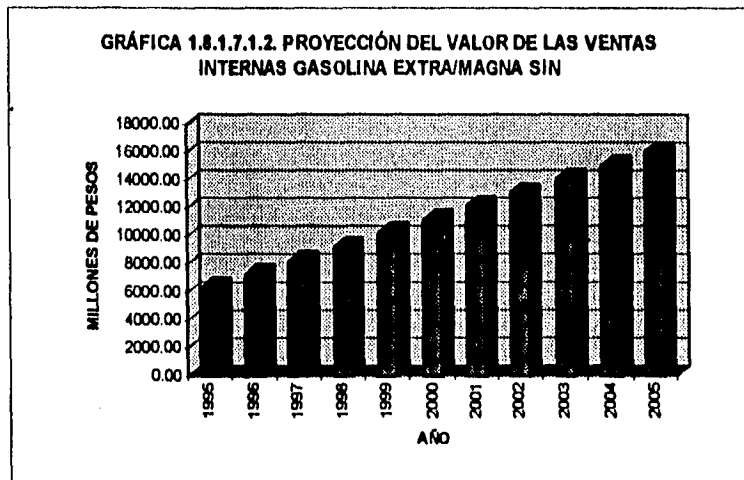


La proyección que se espera durante los próximos diez años en la gasolina EXTRA/MAGNA SIN en el valor de ventas internas, se reporta en la tabla y gráfica 1.8.1.7.1.2.

Estos datos indican un aumento cercano al 157%, pues para el año 2005 se contará con un valor de ventas internas de 16,077.04 millones de pesos, y en 1995 se espera contar con 6,278.70 millones, esto implica un incremento en las ventas de 9,798.34 millones de pesos.

TABLA 1.8.1.7.1.2.	
PROYECCIÓN DEL VALOR DE VENTAS INTERNAS	
GASOLINA EXTRA/ MAGNA SIN	
AÑO	MILLONES DE PESOS
1995	6278.70
1996	7258.53
1997	8238.37
1998	9218.20
1999	10198.04
2000	11177.87
2001	12157.70
2002	13137.54
2003	14117.34
2004	15097.21
2005	16077.04

*Estos datos obtenidos sería el consumo nacional aparente de los productos petrolíferos que se esperaría durante los próximos 10 años. (Cálculo realizado mediante una regresión lineal).



1.8.2. LAS POSIBILIDADES DE EXPORTACIÓN

En 1989 se exportaron 394.30 barriles de crudo y en el año de 1994 la cifra fue de 5,368.57 barriles, representando un incremento de 13.61 veces más con respecto a 1989. (Tabla 1.8.2.1.).

Cabe destacar que durante el período 1991-1992 no se registraron exportaciones, pero para 1993 se registró una exportación de 7000 barriles de crudo y para el año 1994 éstas disminuyeron un 23.30%.

TABLA 1.8.2.1 . EXPORTACIÓN DE PETROLÍFEROS GASOLINAS	
AÑO	BARRILES DIARIO DE CRUDO
1989	394.30
1990	737.10
1991	0.00
1992	0.00
1993	7000.00
1994*	5368.57

FUENTE; INEGI 1993

* AÑO CALCULADO MEDIANTE UNA REGRESIÓN LINEAL

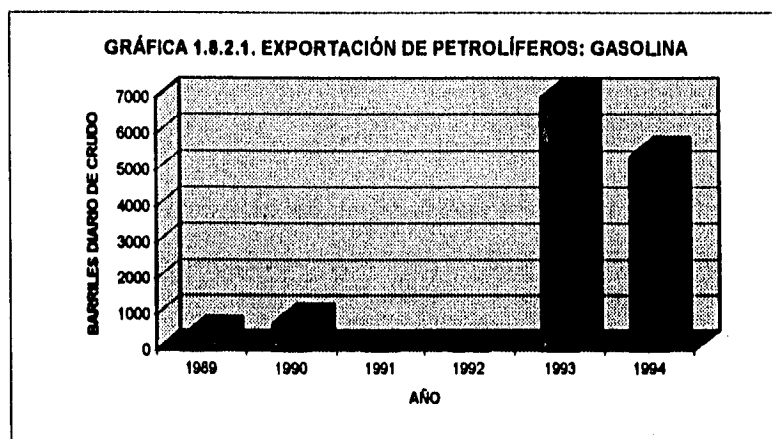
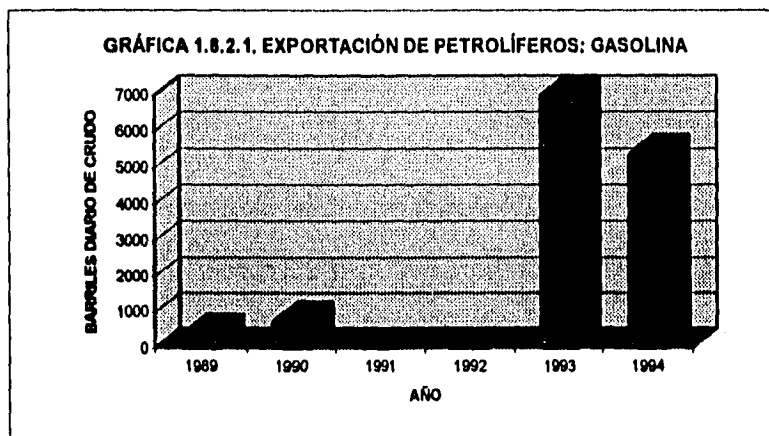


TABLA 1.8.2.1 .
EXPORTACIÓN DE PETROLÍFEROS GASOLINAS

AÑO	BARRILES DIARIO DE CRUDO
1989	394.30
1990	737.10
1991	0.00
1992	0.00
1993	7000.00
1994*	5368.57

FUENTE; INEGI 1993

* AÑO CALCULADO MEDIANTE UNA REGRESIÓN LINEAL

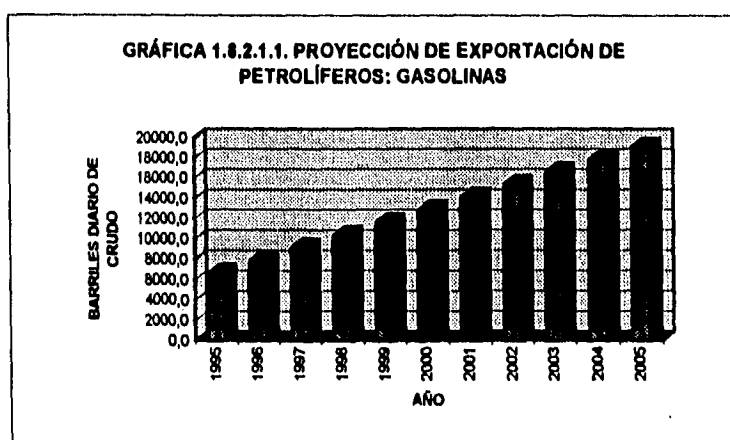


1.8.2.1. Proyección

Durante el período 1991-1992 no se produjeron exportaciones, lo que implica que los datos de exportación de productos petrolíferos pueden presentar un gran margen de error, pues para calcular la proyección, se realizó una regresión con la información obtenida durante el período 1989-1994, éstos se muestran en la tabla y gráfica 1.8.2.1.1., observándose que para el año 2000 las exportaciones de productos petrolíferos aumentarán un 94% con respecto a 1995.

TABLA 1.8.2.1.1.	
PROYECCIÓN DE LA EXPORTACIÓN DE	
PETROLIFEROS GASOLINAS	
AÑO	BARRILES DIARIO DE CRUDO
1995	6616.00
1996	7863.43
1997	9110.86
1998	10358.29
1999	11605.72
2000	12853.15
2001	14100.60
2002	15348.00
2003	16595.40
2004	17842.90
2005	19090.30

*Estos datos obtenidos sería la proyección de la exportación de los productos petrolíferos que se esperaría durante los próximos 10 años. (Cálculo realizado mediante una regresión lineal).



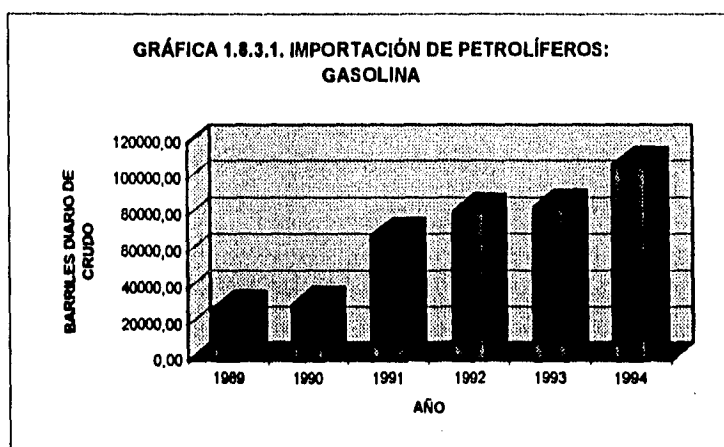
1.8.3. IMPORTACIÓN

Durante 1989 México importó 28,236.60 barriles de crudo y en 1994 la cifra fue de 107,451.64 barriles, esto representa un aumento del 280% con respecto a 1989, es decir se importó cerca de 79,215 barriles más de crudo. (Ver tabla 1.8.3.1.)

TABLA 1.8.3.1. IMPORTACIÓN DE PETROLÍFEROS GASOLINAS *	
AÑO	BARRILES DIARIO DE CRUDO
1989	28236.60
1990	30605.60
1991	68495.50
1992	81814.40
1993	84000.00
1994*	107451.64

FUENTE; INEGI 1993

* AÑO CALCULADO MEDIANTE UNA REGRESIÓN LINEAL

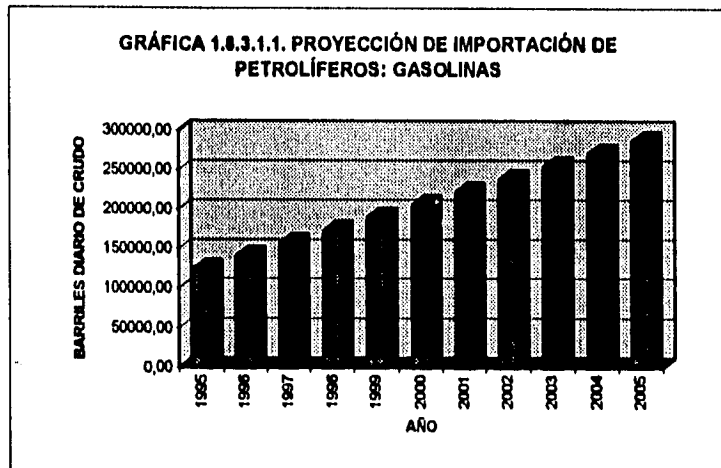


1.8.3.1. Proyección

La proyección que se espera durante los próximos diez años en las importaciones de petrolíferos se reportan en la tabla y gráfica 1.8.3.1.1., esperándose para el año 2005 un aumento del 132% con respecto a 1995, es decir, se importarán cerca de 286, 461.29 barriles de crudo; lo que representa 162, 736.38 barriles por día más que en 1995.

AÑO	BARRILES DIARIO DE CRUDO
1995	123724.91
1996	139998.55
1997	156272.19
1998	172545.83
1999	188819.46
2000	205093.10
2001	221366.74
2002	237640.37
2003	253914.01
2004	270187.65
2005	286461.29

*Estos datos obtenidos sería la proyección de importación de los productos petrolíferos que se esperaría durante los próximos 10 años. (Cálculo realizado mediante una regresión lineal).



1.8.4. COSTO DE PRODUCTO

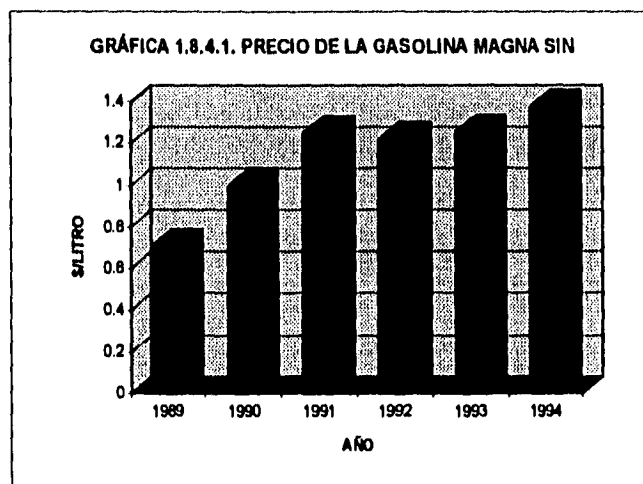
El precio de la gasolina MAGNA SIN se ve afectado por el consumo y la producción que ésta representa. Durante el período 1989-1994, el precio de la gasolina MAGNA SIN se vio afectada en un 94% (ver tabla 1.8.4.1.).

En 1989 el precio de la gasolina era de 0.71 pesos por litro y para 1994 se registró un aumento en el precio de 1.38 pesos por litro.

TABLA 1.8.4.1.
PRECIO AL PÚBLICO DE GASOLINA
MAGNA SIN

AÑO	S/LITRO
1989	0.71
1990	1.00
1991	1.25
1992	1.22
1993	1.26
1994	1.38

FUENTE; INEGI 1994

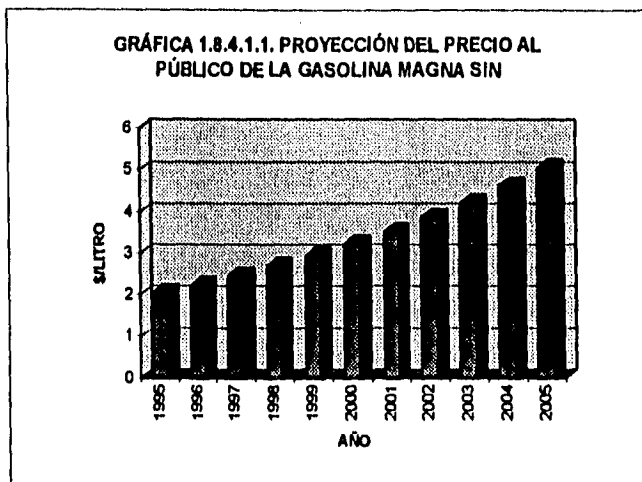


1.8.4.1. Proyección

Por la crisis económica sufrida a finales de 1994 el Gobierno Federal anunció un incremento en el precio de la gasolina del 41.48 % para 1995, con respecto al año pasado. El Gobierno Federal estima que la crisis económica se habrá superado en parte para 1996, por lo que se prevé que se vuelvan a los índices inflacionarios anteriores a la devaluación, motivo por el cual el aumento en el precio de la gasolina lo supondremos en un 9.5% anual que es el registrado entre 1990-1994.

AÑO	PESOS/LITRO
1995	2.04
1996	2.23
1997	2.45
1998	2.68
1999	2.94
2000	3.22
2001	3.52
2002	3.86
2003	4.22
2004	4.62
2005	5.05

*Estos datos obtenidos sería el consumo nacional aparente de los productos petrolíferos que se esperaría durante los próximos 10 años. (Cálculo realizado mediante una regresión lineal).



1.9. CAPACIDAD DE LA PLANTA

Mediante el análisis de mercado de gasolinas presentado en este capítulo, se realizará el cálculo de la capacidad de la planta a instalar para la producción de la gasolina MAGNA SIN, este cálculo será realizado tomando en cuenta: la diferencia que existe en el período 1995-2005 en el consumo nacional aparente de gasolinas, la exportación e importación de petrolíferos, así como la producción de petróleo crudo en las regiones mencionadas.

Se considerará además, que se tiene aproximadamente una capacidad de tratamiento de gasolinas del 60% en las diferentes refinerías del país (dato obtenido en PEMEX).

CAPITULO 2

PRESENTACIÓN DE TECNOLOGÍAS MANEJADAS EN LA ACTUALIDAD PARA EL TRATAMIENTO CÁUSTICO DE GASOLINA

2.1. INTRODUCCIÓN

El azufre se encuentra presente en el petróleo en una gran variedad de compuestos, que van desde los más sencillos como son los mercaptanos hasta los más complejos que son los asfáltenos (moléculas con un peso molecular mayor de 30 000). En general se ha observado, que al incrementar el punto de ebullición de la fracción del petróleo en estudio, aumenta la proporción de azufre, así como la complejidad de las moléculas, es decir las fracciones pesadas tienden a un mayor contenido de azufre.

El contenido de azufre en los diferentes tipos de aceites crudos, a nivel mundial varía entre 0.1 y 7.5% en peso, dependiendo del origen de éstos. En general el contenido de azufre es menor del 5% en peso.

Los compuestos orgánicos sulfurados están presentes en todas las fracciones del petróleo, variando su contenido para aceites crudos de diferente procedencia, de 50 hasta 60, 000 ppm.

Las fracciones del petróleo de bajo punto de ebullición (menores de 230°C) contienen compuestos de azufre a base de mercaptanos principalmente, (RSH, hasta siete átomos de carbono) y ácido sulfhídrico (H_2S), su presencia se debe generalmente a su existencia inicial en el aceite crudo o bien a su formación por reacciones de desintegración durante el refinamiento del mismo. La aparición de estos compuestos en las fracciones comerciales provoca problemas, tales como: corrosión en los equipos de combustión, inhibe la susceptibilidad al tetraetilo de plomo (TEP) (utilizado para incrementar el índice de octano de gasolinas), e imparte olores tan desagradables que pueden ser nocivos para el ser humano.

Las especificaciones comerciales para combustibles ligeros requieren normalmente de líquidos de carácter dulce (sin H_2S y contenidos de mercaptanos menores a 4 ppm), por lo que es necesario someter estas fracciones a un tratamiento para lograr la calidad establecida.

2.2.DESULFURACIÓN O ENDULZAMIENTO

La remoción del ácido sulfhídrico y la conversión de mercaptanos en disulfuros orgánicos se conoce como **endulzamiento o desulfuración de destilados ligeros**.

Las técnicas utilizadas para remover el azufre son las siguientes:

- 1) La hidrosulfuración catalítica: comprende la reacción de compuestos sulfurados con hidrógeno en presencia de un catalizador, resultando en su descomposición sulfuro de hidrógeno e hidrocarburos sin azufre.

2) La extracción del solvente: remueve completamente las moléculas de azufre de las corrientes de hidrocarburos. La absorción es empleada, para remover gases ácidos (H_2S y CO_2) del gas natural y gases ligeros del petróleo. Los solventes típicos para este fin son acuosos, tales como: soluciones de alcohol, alcanoaminas y soluciones acuosas básicas.

El tratamiento cáustico usualmente con hidróxido de sodio (aq), es practicado para remover mercaptanos y ácidos orgánicos de la gasolina y ocasionalmente de destilados ligeros. Algunos procesos combinan el tratamiento cáustico con la oxidación de mercaptanos para convertirlos a disulfuros. Tales procesos de endulzamiento eliminan el mal olor y corrosividad provocados por los mercaptanos, sin necesidad de remover el azufre de la corriente inicial de hidrocarburo tratado. Este tema será desarrollado más adelante.

3) La adsorción es empleada para remover compuestos sulfurados del gas natural y de las corrientes de hidrocarburos ligeros, tales como: propano, butano, pentano y gasolinas ligeras. Este proceso se efectúa para remover sulfuro de hidrógeno y mercaptanos ligeros, sulfuros y disulfuros. Esto simultáneamente seca el hidrocarburo y también remueve el dióxido de carbono de las corrientes de gas natural.

2.3. ASPECTOS GENERALES DEL PROCESO CATALÍTICO PARA REMOCIÓN Y CONVERSIÓN DE COMPUESTOS MERCAPTANOS

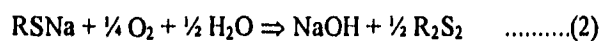
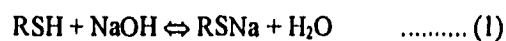
El nombre de mercaptano se deriva del latín, *mercurium captans*, que significa “el que captura mercurio”, los mercaptanos reaccionan con los iones mercúricos y los iones de otros metales pesados para formar precipitados. Los mercaptanos o tioles contienen el grupo sulfhidrilo -SH, que tiene muchas funciones en la química de biomoléculas. Se oxida con facilidad de modo que dos de estos grupos se convierten en uniones disulfuros -S-S-.

En la actualidad existen diferentes procesos para llevar a cabo el endulzamiento (transformación de compuestos mercaptánicos a disulfuros) sin cambiar apreciablemente el contenido de azufre total o de desulfuración (remoción de azufre mercaptánico a disulfuros con la correspondiente disminución en el contenido de azufre total) de destilados ligeros del petróleo, entre estos procesos se pueden mencionar los tratamientos Doctor, con cloruro cúprico, con ácidos y finalmente los tratamientos con soluciones cáusticas que hoy en día son las de mayor uso.

El proceso catalítico de remoción y conversión de mercaptanos presentes en hidrocarburos ligeros, es un sistema interesante desde el punto de vista industrial, ya que permite el endulzamiento o desulfuración de destilados desde una mezcla de propano-butano hasta fracciones tipo querosina mediante el tratamiento a base de

soluciones cáusticas de hidróxido de sodio en presencia de un catalizador adecuado a base de quelatos metálicos.

Químicamente el proceso consiste en las siguientes reacciones:



La reacción (1) es de carácter reversible, cuyo equilibrio se verá afectado por la ley de acción de masas y por las siguientes variables:

- 1) Bajas temperaturas.
- 2) Altas concentraciones de la solución cáustica.
- 3) Bajo peso molecular de los compuestos mercaptánicos.
- 4) Tipo de contacto entre las fases.

Para lograr un rendimiento adecuado en la reacción (1) es importante que el mercaptano se transfiera de la fase orgánica a la fase acuosa, en donde reacciona para formar el mercapturo de sodio correspondiente, esta transferencia se ve seriamente afectada por los bajos índices de solubilidad de los compuestos mercaptánicos en soluciones acuosas de hidróxido de sodio y que se ven aún más seriamente afectados al incrementarse el peso molecular del mercaptano.

En términos generales se puede considerar la siguiente correlación para la estimación del coeficiente de extracción de mercaptanos por soluciones cáusticas de hidróxido de sodio:

$$K_{EX} = 5840 \text{ EXP } (-1.7661 \# C) \dots\dots\dots(3)$$

donde # C es el número de carbonos en el compuesto mercaptánico.

Debido a lo anterior no es suficiente conocer la cantidad total de azufre mercaptánico en la fracción a tratar, sino también la distribución de mercaptanos en la misma. En la tabla 2.3.1., aparecen los contenidos normales de compuestos mercaptánicos para el caso de gasolinas de destilación directa.

Por otra parte la eficiencia de la reacción (1) se ve directamente afectada por la transferencia de masa de las especies activas en el proceso, por lo que una mejora en la velocidad de transporte de materia dará lugar a un incremento en la conversión de el sistema; de ahí que existan en la actualidad una serie de dispositivos de mezclado, que permitan el contacto entre las fases, entre éstas se pueden mencionar las válvulas de mezclado, los lechos empacados, mamparas, etc.

Sin embargo el uso de tales dispositivos de mezclado, se ve restringido por los elevados niveles de dispersión de la fase acuosa en la orgánica, que implica grandes

volúmenes de los equipos necesarios de separación de fases. Lo anterior ha motivado el desarrollo reciente de equipos de contacto de tipo estático, de alta eficiencia y dispersión controlada, que proporcionan una elevada área interfacial en un espacio relativamente pequeño. Dentro de estos equipos, los que han tenido mayor aceptación, son el denominado de película de fibra y el formado por un conjunto de elemento metálicos en arreglo de laberinto llamado contactor Sulzer.

Este último equipo de mezclado estático ha demostrado un desempeño adecuado en pruebas efectuadas a escala piloto en el tratamiento cáustico de destilados ligeros, pues da lugar a bajas caídas de presión, bajos niveles de dispersión y tiene un costo relativamente inferior a equipos de características similares.

La reacción (2) ocurre espontáneamente en medio alcalino, sin embargo, para que pueda ser de interés industrial se requiere de la presencia de un catalizador para acelerar la velocidad de reacción.

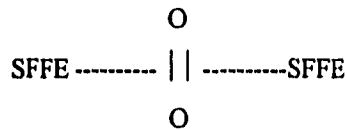
Los procesos más recientes de conversión de mercaptanos consideran como catalizadores de oxidación a los quelatos o complejos organometálicos, generalmente a base de fierro, cobre y cobalto.

TABLA 2.3.1. DISTRIBUCIÓN DE MERCAPTANOS EN GASOLINAS		
TIPO DE GASOLINA	DESTILACIÓN DIRECTA	
INTERVALO DE EBULLICIÓN, °C	38 - 210	
DISTRIBUCIÓN DE MERCAPTANOS, %	INTERVALO	TÍPICO
PESO		
METIL	3 - 9	4
ETIL	5 - 16	6
PROPIL	10 - 30	13
BUTIL	11 - 45	19
AMIL	5 - 55	18
HEPTIL	1 - 45	40
CONTENIDO DE MERCAPTANOS, ppm	50 - 500	250

La función del catalizador durante la oxidación es de portador del oxígeno necesario en el proceso, por lo que se efectúa una reacción entre el oxígeno del aire y el quelato metálico de acuerdo al siguiente esquema simplificado:



La reacción (4) se encuentra determinada principalmente por la estructura química del complejo formado, ya que ésta última debe tener características tales que permitan la interrelación del oxígeno molecular y los orbitales libres del metal como se muestra:



donde SF FE = sulfoftalocianina de hierro, cuya estructura se muestra en la figura 2.3.1.

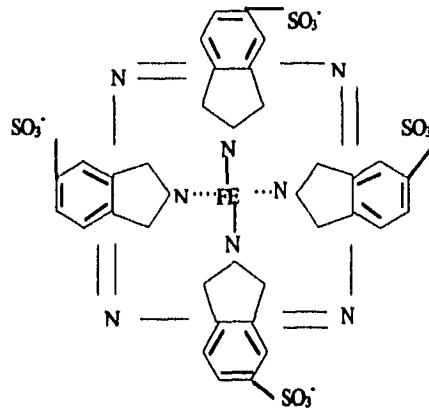


FIG. 2.3.1. ESTRUCTURA DE LA SULFOFTALOCIANINA DE FIERRO COMO TRANSPORTADORA DE OXÍGENO EN MEDIO ACUOSO

Entre los quelatos metálicos más adecuados para funcionar como portadores de oxígeno y cumplir con los requerimientos del proceso, se encuentran las ftalocianinas que son un grupo de bases orgánicas de la familia de las porfininas.

Los dos átomos centrales de hidrógeno pueden ser reemplazados por más de 50 metales diferentes y así formar los correspondientes derivados metálicos, sin embargo el que ha demostrado el mejor desempeño en la aportación de oxígeno al proceso ha sido ftalocianina de cobalto tetrasulfonada. (Figura 2.3.2.)

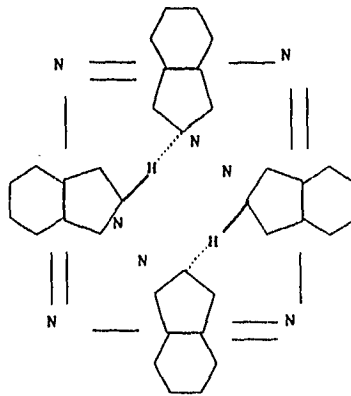


FIG.2.3.2 FÓRMULA GENERAL DE LAS FTALOCIANINAS

2.3.1. Tratamiento cáustico de gasolina mediante el PROCESO MEROX

El proceso MEROX es un tratamiento catalítico para la conversión de mercaptanos a disulfuros. Este opera ya sea como un proceso de extracción de mercaptanos o una operación de endulzamiento, donde los disulfuros son removidos del hidrocarburo. Cada una de estas funciones pueden ser realizadas independientemente u operar en combinación.

Cuando el proceso de extracción es utilizado sólo, éste es referido como Extracción MEROX y cuando opera sólo para endulzar (convertir mercaptanos a disulfuros), el proceso se refiere como Endulzamiento MEROX. La combinación de operación es aplicable para todas las gasolinas e hidrocarburos ligeros. Este proceso fue desarrollado por Universal Oil Products Company.

El método dual de operación es realizado a través del uso de un catalizador, el cual promueve la oxidación directa de los mercaptanos a disulfuros a temperatura ambiente usando oxígeno atmosférico. Durante el proceso de extracción, los mercaptanos son separados mediante una solución cáustica. El proceso MEROX regenera la solución cáustica por contacto del aire y los disulfuros se forman por la reacción de regeneración, son insolubles en el cáustico y pueden ser separados.

La figura 2.3.1.1., muestra una combinación del proceso MEROX. La corriente de gasolina entra por el fondo del extractor de mercaptanos donde al ascender se presenta el contacto con una solución cáustica que contiene el catalizador MEROX. Los mercaptanos son extraídos de la gasolina la cual entra a un decantador con la finalidad de remover el cáustico, después esta corriente entra a la torre de endulzamiento donde al contacto de más solución cáustica con el catalizador MEROX convierte a los mercaptanos de alto peso molecular en disulfuros.

El aire es inyectado a la corriente del hidrocarburo cáustico, entra al endulzador para promover la conversión. Del endulzador, la mezcla de hidrocarburo cáustico entra a la torre de decantación, donde el cáustico y el hidrocarburo son separados y el cáustico es reciclado a la torre de endulzamiento. El cáustico que contiene los mercaptanos separados del fondo del extractor entran al regenerador cáustico donde se lleva a cabo la reproducción cáustica por aire y los mercaptanos son convertidos a disulfuros. Los disulfuros son insolubles en la solución cáustica y son decantados en el separador, antes de ser regresada la solución cáustica a la torre de extracción de mercaptanos.

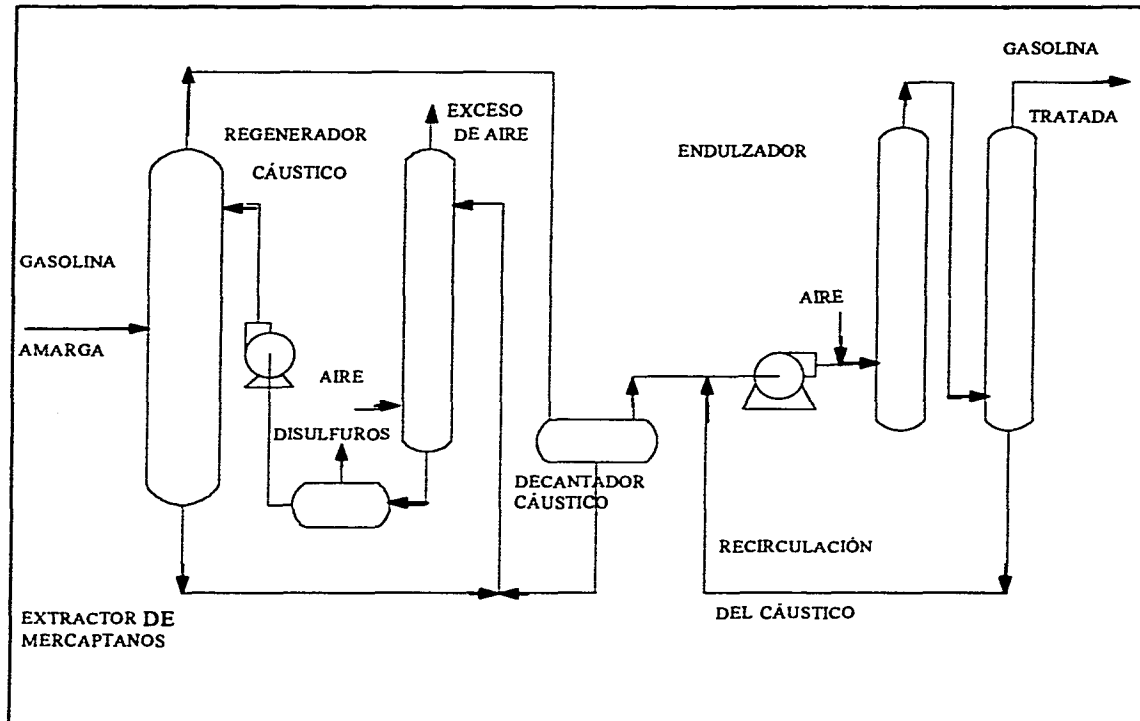


FIG. 2.3.1.1. DIAGRAMA DE FLUJO PROCESO MEROX

2.3.2. Tratamiento cáustico de gasolina mediante el PROCESO OXIMER

El proceso OXIMER tiene como finalidad eliminar o reducir contaminantes, tales como ácido sulfhídrico y compuestos mercaptánicos de las corrientes de gasolina, los cuales producen corrosión, mal olor o inhiben la sensibilidad al tetraetilo de plomo al emplearse éste en gasolinas para incrementar su octanaje.

Este proceso consiste en tres etapas (Fig. 2.3.2.1.): prelavado del hidrocarburo, extracción-oxidación y regeneración de sosa.

Prelavado del hidrocarburo.

El hidrocarburo con ácido sulfhídrico y mercaptanos (corriente amarga) se pone en contacto con una solución de hidróxido de sodio, en donde se elimina totalmente el ácido sulfhídrico de la corriente; de no ser así, la presencia de éste en la siguiente etapa (oxidación) provocaría un mayor consumo de oxígeno que el requerido.

Extracción - oxidación.

La corriente de hidrocarburo prelavado o libre de ácido sulfhídrico, se mezcla con una segunda solución de hidróxido de sodio más un catalizador, efectuándose la extracción de los mercaptanos al transformarse a mercapturos por su solubilidad en la sosa, así como por su oxidación a disulfuros.

Posteriormente se recupera el hidrocarburo libre de ácido sulfhídrico y mercaptanos (corriente dulce), separándolo de la solución de sosa y catalizador.

Regeneración de sosa.

La solución de sosa pasa a la etapa final, que comprende su regeneración por medio de la oxidación (en presencia de aire) total de los mercaptanos a disulfuros, los cuales son eliminados en estado gaseoso del proceso. La sosa libre de disulfuros está en condiciones para ser reciclada a la etapa de extracción - oxidación.

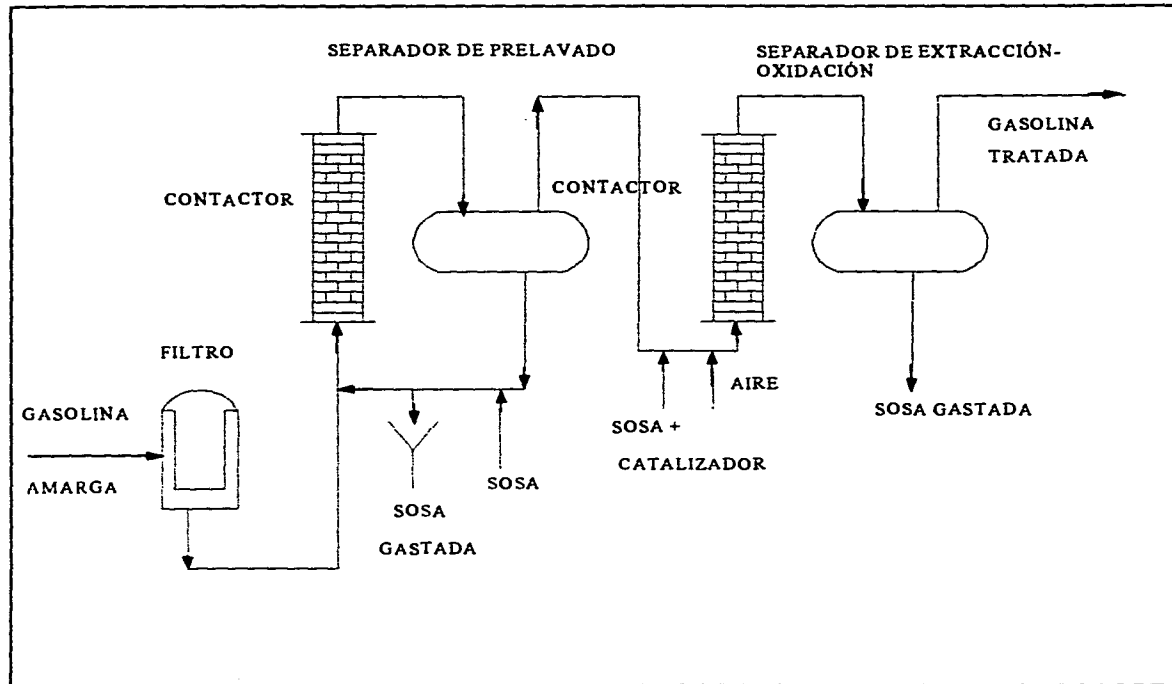


FIG. 2.3.2.1. DIAGRAMA DE FLUJO PROCESO OXIMER

CAPITULO 3

SELECCIÓN DEL PROCESO

3.1. INTRODUCCIÓN

Durante las etapas de selección y evaluación de tecnologías es necesario determinar el proceso industrial más adecuado para obtener el producto deseado.

Un proceso industrial viene a ser un conjunto de patentes, normas de control y operación, selección de materiales de construcción, tecnología de diseño y construcción de las instalaciones, recomendaciones para el manejo y almacenamiento de productos, prevención de la contaminación por efluentes sólidos, líquidos y gaseosos, prevención de ruido, normas de seguridad industrial y otros factores, que unidos y dentro de un plan integral, permiten instalar y operar en forma económica y segura una planta industrial.

Pueden existir varios métodos de manufactura para elaborar el mismo producto pero los procesos disponibles deben compararse y evaluarse a fin de seleccionar el que mejor se adapte a las condiciones establecidas.

Para la evaluación de un proceso industrial normalmente se consideran dos aspectos: el técnico y comercial, a través de los cuales y en conjunto, se define la ventaja de utilizar uno u otro proceso.

En este capítulo sólo se hablará de la evaluación técnica de las dos tecnologías existentes para el tratamiento caústico de gasolina catalítica.

3.2.CRITERIOS DE COMPARACIÓN

En la mayoría de los casos la selección de oportunidades de desarrollo se basa en un análisis, integración o diversificación de las existentes. Esto es lo que se conoce como "planeación de dentro hacia afuera".

Es conveniente complementar esta planeación con un análisis de las tendencias tecnológicas y de la economía en general, que es lo que se conoce como "planeación de fuera hacia dentro".

Este análisis producirá una lista de oportunidades; si como suele suceder, que hay más oportunidades identificadas que recursos disponibles, es necesario darles

prioridad en función de los objetivos de la empresa y los campos de acción seleccionados. Además es conveniente tener en cuenta los criterios que se usarán al evaluar el proyecto, ya sea para obtener algún subsidio, protección o mecanismo de apoyo o simplemente para asegurarse de que el proyecto seleccionado sea congruente con las prioridades nacionales de desarrollo industrial.

En la planeación industrial a nivel nacional normalmente se utilizan criterios macroeconómicos y la mayoría de las empresas utilizan criterios financieros.

Sin embargo, si el objetivo es una selección racional de tecnologías de base, es obvia la necesidad en todos los niveles de planeación, de una combinación de criterios tecnológicos, macroeconómicos y financieros. En vista de que los productos seleccionados con estos criterios serían de interés social, se utiliza el término "criterios de recomendaciones" para definirlos, a diferencia de "criterios de factibilidad" que funciona desde un punto de vista estrictamente económico, es decir, los criterios de recomendación son utilizados para evaluar las contribuciones de desarrollo industrial. Estos criterios se han clasificado como sigue:

I. Criterios de mercado

- a) Substitución de importaciones.
- b) Demanda nueva.
- c) Exportación.
- d) Elasticidad de la demanda.

2. Criterios Macroeconómicos

- a) Beneficios regionales (descentralización, distribución del ingreso, uso de materias primas de la región, etc.).
- b) Generación de actividad económica.
- c) Competencia similar o equivalente (duplicación de inversiones).
- d) Integración del proyecto a los planes nacionales.
- e) Generación de empleos (costo de generar cada empleo).

3. Criterios financieros

- a) Inversión (tipo, origen, composición, magnitud).
- b) Insumos nacionales y valor agregado.
- c) Rotación de capital (ventas / inversión total).
- d) Liquidez (capital de trabajo / inversión fija).
- e) Costo incrementado.

4. Criterios tecnológicos

- a) Disponibilidad de la tecnología (número de licenciadores y de licenciarios, alternativa existente, antigüedad de las patentes, etc.).
- b) Sensibilidad a la escala y relación de capacidades.
- c) Características de la tecnología (potencial de adaptación, de asimilación, dependencia futura, grado de sofisticación).

- d) Elasticidad de la tecnología (especificaciones mínimas adecuadas del producto, del proceso y de las materias primas).
- e) Impacto ecológico de la tecnología (contaminación, manejo de materiales tóxicos, cancerígenos o peligrosos, aspectos eco-sociales).

Como muchos de los criterios son de apreciación subjetiva, es conveniente fijar de antemano una escala de calificación (1,2,3; de 0 a 10; de -2 a +2), con objeto de que diferentes personas en la industria y en el gobierno puedan ser congruentes en la calificación.

3.2.1. Selección de la tecnología

Una vez escogida una oportunidad de desarrollo el siguiente paso consiste en la selección de la tecnología. Esta selección se hace en dos etapas principales:

I. Estudio interno

- a) Identificación de proveedores de tecnología.
- b) Análisis de diferencias básicas.
- c) Caracterización de la tecnología.

II. Estudio externo

- a) Obtención de la información de los proveedores.
- b) Evaluación del potencial de adaptación.
- c) Evaluación del potencial de asimilación.

3.2.1.1. Estudio interno

3.2.1.1.a . Identificación de proveedores de tecnología

Cuando se ha elegido el producto a fabricar y efectuado el estudio de factibilidad, se procede a la identificación de proveedores potenciales de tecnología, procurando obtener de cada uno la mayor información posible, para lo anterior se recomienda lo siguiente:

1. Publicaciones en revistas técnicas: informan periódicamente sobre nuevas tecnologías y productos, fabricantes de equipo industrial y firmas internacionales de ingeniería.
2. Publicaciones comerciales de productos: a menudo los fabricantes de productos anunciados son oferentes potenciales de tecnología.
3. Directorios y catálogos de fabricantes de productos, equipos, servicios, firmas de ingeniería y consultoría, guías y manuales de compra.

4. Publicaciones de institutos de investigación.
5. Revisión de patentes.
6. Revisión de libros especializados en materia técnica en procesos, productos, equipo, tipo de industria, etc.
7. Consultoría en los centros e institutos oficiales específicos.
8. Así como también el Registro Nacional de Transferencia de Tecnología (RNNT).

3.2.1.1.b. Análisis de diferencias básicas

México tiene diferencias básicas con respecto a otros países, especialmente con aquellos de donde podría provenir la tecnología para capitalizar las oportunidades seleccionadas. Es importante identificar esas diferencias para maximizar aquellas que nos favorecen y minimizar aquellas que nos son desfavorables.

En el cuadro siguiente se clasifican aquellas diferencias notables que influyen en la adaptabilidad de una tecnología a nuestro medio:

TABLA 3.2.1.1.b.1. ANÁLISIS DE DIFERENCIAS BÁSICAS	
DIFERENCIAS	FACTORES QUE CONTRIBUYEN
1. Capacidad de producción	<ul style="list-style-type: none"> - Tamaño de mercados - Políticas de importación y exportación - Demandas futuras
2. Materias primas	<ul style="list-style-type: none"> - Especificaciones: pureza - Disponibilidad: costos, reservas, alternativa
3. Producto	<ul style="list-style-type: none"> - Calidad mínima adecuada del producto (especificaciones, pureza)
4. Subproductos	<ul style="list-style-type: none"> - Mercados para subproductos - Precio de venta
5. Servicios	<ul style="list-style-type: none"> - Disponibilidad: fuentes, costos, posibles incentivos.
6. Equipo y material de construcción	<ul style="list-style-type: none"> - Disponibilidad local del equipo - Costo
7. Condiciones ambientales	<ul style="list-style-type: none"> - Presión atmosférica, viento, nieve, lluvia, temperatura
8. Mano de obra	<ul style="list-style-type: none"> - Disponibilidad - Calidad
9. Regulaciones e incendios	<ul style="list-style-type: none"> - Política de importaciones y exportaciones - Exención de impuestos - Leyes laborales - Regulaciones de contaminación - Plausibilidad

3.2.1.1.c. Caracterización de la tecnología

Un error frecuente es el pensar que toda la tecnología es igual y se le puede y debe dar el mismo tratamiento, nada más alejado de la realidad, a continuación se sugieren algunos criterios para caracterizar la tecnología:

1. El primero, se debe establecer de acuerdo a un módulo de planeación nacional, tomando en consideración prioridades nacionales, el aprovechamiento de los recursos del país para el desarrollo tecnológico o industrial y a los instrumentos disponibles o por implementar.

Como prioridades acordes a la problemática nacional podrían considerarse las siguientes: alimentación, población, balanza comercial y de pagos, creación de polos de desarrollo, distribución equitativa del ingreso, creación de empleos, etc.

En cuanto a recursos, naturales, humanos y de otra índole, se debe partir de aquellos más factibles de explotar por su amplia disponibilidad, tales como: petróleo y derivados, recursos marítimos y mano de obra en abundancia.

2. Con respecto a los tipos de tecnología, se hace referencia a la dimensión de la misma, esto es, en consideración a los siguientes factores:

En función del mercado

- a) Tecnología para productos de exportación, con amplia capacidad competitiva.
- b) Tecnología para industria local, de mediana capacidad.
- c) Tecnología novedosa para pequeñas y medianas industrias, para satisfacer demandas latentes.
- d) Tecnología sofisticada indispensable para integrar sectores industriales prioritarios.

En función del tipo de tecnología

- a) Tecnología de equipo o maquinaria: por el fabricante del equipo y el proveedor de materia prima.
- b) Tecnología de producto: por el fabricante del producto.
- c) Tecnología de proceso: por firmas de ingeniería y por los fabricantes.
- d) Tecnología de operación: evolución en período largo.

De acuerdo al potencial de asimilación, desarrollo y de la magnitud del aporte innovativo

- a) Tecnología altamente sofisticada, que provee niveles de excelencia.

- b) Tecnología de uso (el saber cómo), de niveles de sofisticación y asimilable por la industria mediana con una organización formal, orientada a la operación, no a la planeación.
- c) Tecnología elemental, frecuentemente con un elevado contenido administrativo.
- d) Tecnología propia, orientada a satisfacer necesidades latentes.

El primer grupo permite capitalizar materias primas (petróleo, minería, productos agrícolas y pesqueros, etc.) que aumenten la captación de divisas por exportación, y es donde se canalizará la mayor parte de la inversión en México en la próxima década.

El segundo grupo es el que ha tenido mayor auge y predominio en México; incluye cuatro tipos que dependen de la adaptación e integración de tecnología, como suele tratarse en menor escala es necesario recurrir a instrumentos de protección y aprovechar estímulos promocionales.

El tercer grupo ha recibido poca atención por el hecho de considerarlo un problema secundario al desarrollo de la gran tecnología, esto ha ocasionado ineficiencias por carecer de tecnologías y métodos administrativos que aún cuando sean elementales es necesario adecuarlos a México.

El cuarto grupo casi no se ha desarrollado en México y es el que a largo plazo, mediante el diseño de productos y tecnologías de producción apropiados al 80% de nuestra población, empezará a dar a México mayor independencia tecnológica.

3.2.1.2. Estudio externo

3.2.1.2.a. Obtención de información

Una vez reunida la información sobre proveedores potenciales de tecnología, se procede a establecer comunicación con éstos. Los medios más comunes para iniciar negociaciones con los proveedores son los siguientes:

- correspondencia
- reuniones preliminares
- conferencias de diseño o de proceso
- concertar visitas a plantas

Cuando se haya obtenido el contacto, es recomendable obtener del proveedor potencial de tecnología o licenciante el mayor acopio de información, sobre todo de su experiencia en el licenciamiento de tecnología, competitividad en el mercado mundial, así como cualquier información adicional que permita conocer la capacidad del licenciante. Por lo que respecta a los aspectos técnicos y comerciales, conviene

solicitar los datos necesarios que permitan efectuar una evaluación acertada de alternativa tecnológica.

A continuación se sugieren los elementos fundamentales que es necesario dar a conocer al licenciante desde una etapa preliminar:

1. Capacidad de producción.
2. Producto deseado.
3. Localización y condiciones ambientales y atmosféricas.
4. Disponibilidad de servicios:
 - a) Agua
 - b) Combustibles disponibles
 - c) Transporte
 - d) Vapor
 - e) Energía eléctrica

Solicitar al licenciante le proporcione información acerca de:

1. Licenciamiento del proceso.
2. Especificación de materia prima necesaria.
3. Inversión.

4. Servicios requeridos.
5. Productos.
6. Subproductos.
7. Descripción del proceso.
8. Asistencia técnica.
9. Instalaciones necesarias.
10. Equipo.
11. Otra información pertinente.

Conviene además de manera importante visitar plantas cuya tecnología fue licenciada por el mismo proveedor y llevar a los técnicos necesarios para obtener un concepto físico de la tecnología por adquirir, esto tendría la ventaja de aprovechar la experiencia de aquel licenciatarario en el uso de dicha tecnología y se evitaría incurrir en errores costosos de diseño, fabricación, procuramiento u operación.

3.2.1.2.b. Potencial de adaptación

Para analizar el potencial de adaptación de una tecnología a México deben de considerarse los siguientes factores:

- La naturaleza de la industria en particular
- La particularidad de los procesos
- Las condiciones locales

Estos factores permiten desarrollar algunos criterios generales para evaluar el potencial de adaptación de un proceso, a saber:

- Disponibilidad de la tecnología
- Costo y estado de desarrollo
- Sensibilidad a la escala
- Posibilidades de operación batch o continua
- Posibilidad de operación con varios productos (operación multiproducto)
- Sensibilidad a las materias primas
- Flexibilidad de productos y subproductos
- Severidad en las condiciones de proceso
- Consideraciones ecológicas
- Integración con plantas existentes

La teoría de módulos básicos consta de cinco etapas:

1. Estudio del producto
2. Estudio de las materias primas disponibles
3. Estudio de la reacción alternativa
4. Estudio de las necesidades de separación y purificación
5. Estudio de los sistemas auxiliares

La aplicación de la teoría de módulos básicos, al igual que otros métodos de diseño de procesos, es iterativa, es decir, se hace un estudio superficial de cada una de las

cinco etapas para estructurar el modelo general y se va profundizado después poco a poco, aumentando los recursos aplicados a este estudio a medida que se va adquiriendo más confianza respecto al posible valor del resultado final, dicho de otra forma, no se hace un estudio exhaustivo del producto (1a. etapa) antes de empezar el estudio de las materias primas disponibles (2a. etapa), etc., ya que esto podría dar lugar al desperdicio innecesario de recursos y se perdería la perspectiva global que sólo se logra una vez que se ha estructurado todo el conjunto y que es la fuente primordial de creatividad en la adaptación y desarrollo de una tecnología apropiada.

3.2.1.2.c. Potencial de asimilación

Para lograr un mejor aprovechamiento de la tecnología adquirida, no sólo basta consolidar una buena negociación y adaptar adecuadamente la misma a las condiciones locales, sino que es importante implementar mecanismos para asimilar dicha tecnología tendiente a lograr futuros desarrollos propios. Los mecanismos adecuados pueden ser los siguientes:

1. Promover con los compradores nacionales el desarrollo tecnológico local por medio de incentivos.
2. Crear símbolos para las firmas de ingenierías nacionales, con el fin de que se esfuercen en el desarrollo de ingeniería básica.

3. La creación de fondos para inversiones de riesgo junto con los mecanismos de promoción y estímulo, permitirán fomentar la investigación y desarrollo.

4. La reorientación de programas para la formación de recursos humanos hacia los conceptos de selección, negociación, transferencia, adaptación y asimilación a la generación y desarrollo de tecnología.

5. Aprovechar la documentación técnica disponible en centros de información y en la oficina de patentes, pues los datos de ahí obtenidos servirán de punto de partida para desarrollos locales o mejoras a la tecnología adquirida.

3.3. DIFERENCIAS BÁSICAS ENTRE EL PROCESO MEROX Y EL OXIMER

Para una mejor apreciación de las diferencias básicas entre los Procesos Oximer y Merox, es necesario retomar lo tratado en los puntos 2.3.1 y 2.3.2 del capítulo 2, donde se describe cada uno de estos procesos resaltando sus características más importantes. Por lo que en esta sección me avocaré a analizar solamente las diferencias básicas de estos procesos.

El proceso MEROX utiliza un reactor de lecho catalítico con catalizador de carbón activado, mientras que el proceso OXIMER utiliza un catalizador recirculado

(Ftalocianina de Cobalto Sulfonada) que se presenta soluble en la sosa y la reacción se lleva a cabo en un mezclador.

Los tiempos de residencia en los separadores del proceso MEROX son muy grandes en comparación con los tiempos de residencia del proceso OXIMER. (Tabla 3.3.1.)

La tecnología del proceso OXIMER se desarrolló en México en el Instituto Mexicano del Petróleo (IMP), mientras que la tecnología del proceso MEROX es desarrollada en el extranjero por Universal Oil Products Company.

El proceso MEROX presenta una capacidad más pequeña que la que del proceso OXIMER.

El proceso OXIMER cuenta con un equipo de filtración al inicio del proceso para evitar elementos sólidos que pudieran ocasionar obstrucción en los equipos, mientras que el proceso MEROX carece de este equipo, la corriente de gasolina amarga entra directamente a la torre de extracción de mercaptanos.

El proceso MEROX elimina en su etapa de extracción los mercaptanos de la corriente de gasolina catalítica, dejando así el ácido sulfhídrico de esta gasolina para la segunda etapa, la de endulzamiento, requiriendo para está mayor cantidad de oxígeno y solución cáustica para su eliminación, mientras que en el proceso OXIMER la eliminación del ácido sulfhídrico se realiza en la etapa de prelavado del hidrocarburo,

evitando así que en la etapa de extracción-oxidación-regeneración se efectuen reacciones secundarias no deseadas.

El proceso MEROX emplea para la separación de la gasolina tratada y la solución cáustica un decantador al final de la fase, mientras que el proceso OXIMER emplea un separador, diseñado especialmente para realizar esta operación.

Para llevar a cabo el proceso MEROX se requieren un número mayor de equipos que para el OXIMER, esto implica más equipos de control y la dificultad de poder verificar mejor el proceso.

TABLA 3.3.1. COMPARACIÓN DE TIEMPOS DE RESIDENCIA				
Los siguientes datos de tiempo de residencia se dan en minutos para una carga de 20,000 BPD.				
PROCESO	PRELAVADOR	SEPARADOR	REACTOR(M) MEZCLADOR(O)	SEPARADOR
MEROX (M)	20.14 min.	20.14 min.	49.26 min.	44.42 min.
OXIMER (O)	0.0083 min.	10 min.	0.015 min.	10 min.

3.3.1. Comparación de los procesos MEROX y OXIMER

De acuerdo a la información obtenida de los procesos MEROX y OXIMER se diseñó una tabla de comparación vertical y horizontal (3.3.1.1.), empleando los criterios

técnicos antes mencionados, esta tabla presenta cuatro intervalos de calificación: de 0-10, indica qué factores se consideran de mayor importancia, tales como, presión, temperatura, etc., mientras que el intervalo de 0-2 califica a los factores que menos influyen en la selección del proceso.

TABLA 3.3.1.1. COMPARACIÓN DE LOS PROCESOS MEROX Y OXIMER				
CONCEPTO	MEROX	OXIMER	ESCALA	CRITERIO
PRESIÓN	9	9	0-10	Óptimo - 10 No óptimo - 0
TEMPERATURA	10	10	0-10	Óptimo - 10 No óptimo - 0
RENDIMIENTO	5	5	0-5	Óptimo - 5 No óptimo - 0
No. DE REACCIONES	2	2	0-3	Óptimo - 3 No óptimo - 0
SEGURIDAD	7	8	0-10	Óptimo - 10 No óptimo - 0
CATALIZADORES	1	2	0-2	Óptimo - 2 No óptimo - 0
EFICACIA	10	10	0-10	Óptimo - 10 No óptimo - 0
TIEMPO DE RESIDENCIA	3	5	0-5	Óptimo - 5 No óptimo - 0
TOTAL =	47	51		

NOTA: La puntuación más alta corresponde al proceso óptimo

3.4. SELECCIÓN DE LA TECNOLOGÍA

3.4.1. Parámetros técnicos

- ◆ De acuerdo a los datos reportados en la tabla 3.3.1., el proceso OXIMER presenta tiempos de residencia pequeños en cada uno de sus equipos con respecto al MEROX, siendo el OXIMER, un proceso más rápido para la obtención del producto (gasolina tratada), eliminando sustancias corrosivas y nocivas, tanto para el hombre como para los automotores.

- ◆ El proceso MEROX, aunque es un proceso sencillo, utiliza un reactor de lecho catalítico que es muy sensible a cualquier cambio de condiciones de operación, por ejemplo, a una temperatura elevada disminuye la actividad del catalizador y los rendimientos en el equilibrio se ven adversamente afectados. Si la actividad del catalizador disminuye con el tiempo es necesario regenerar éste frecuentemente. El proceso MEROX utiliza carbón activado como catalizador, el carbón mismo suele ser un desactivador del catalizador (envenenamiento); el carbón cubre los sitios activos del catalizador y puede tapar parcialmente la entrada de los poros, aunque este tipo de envenenamiento es en parte reversible y la regeneración puede efectuarse quemando el carbón a CO y CO₂ con aire y / o vapor.

- ◆ En el proceso OXIMER sus equipos críticos serán los mezcladores, que no es más que una columna empacada, los cuales deben contar con un sistema de retrolavado para remover gomas preformadas y compuestos surfactantes que minimizan el mezclado.

- ◆ En el proceso OXIMER el filtro que elimina los elementos sólidos presentes en la corriente proveniente de la planta TCC ,está al inicio del proceso, mientras que en el proceso MEROX se encuentra al final, pudiendo ocasionar problemas en el equipo desgastándolo y aumentando los costos de mantenimiento.

3.4.2. Parámetros económicos y de información

- ◆ Respecto al desarrollo de la tecnología, el proceso OXIMER es una tecnología diseñada por el Instituto Mexicano del Petróleo (IMP), siendo por lo mismo más accesible económicamente pues el costo de la licencia de uso y/o de adquisición de la tecnología, permisos, pagos de impuestos, etc., son más bajos al ser una tecnología desarrollada en México, a diferencia del proceso MEROX que es una tecnología extranjera y por lo tanto menos accesible desde el punto de vista adquisitiva, pago de impuestos, etc.

- ◆ La capacidad del proceso MEROX es pequeña, ya que según los datos recabados se pueden obtener de 130 a 24,000 barriles por día; en el proceso OXIMER se puede aumentar la capacidad por sobre esta cantidad, obteniéndose más barriles

por día dependiendo de la capacidad con que se diseñe y las necesidades de producción.

- ◆ Por último para la selección de la tecnología, de acuerdo a los parámetros técnicos, económicos y de información se realizó la tabla 3.4.2.1., que compara las dos tecnologías expuestas anteriormente.

TABLA 3.4.2.1. COMPARACIÓN DE LAS TECNOLOGÍAS				
CONCEPTO	MEROX	OXIMER	ESCALA	CRITERIO
DISPONIBILIDAD DE INFORMACIÓN	3	10	0-10	Óptimo - 10 No óptimo - 0
CANTIDAD DE EQUIPOS DE PROCESO	5	5	0-5	Óptimo - 5 No óptimo - 0
BOMBAS	2	2	0-2	Óptimo - 2 No óptimo - 0
FILTROS	4	5	0-5	Óptimo - 5 No óptimo - 0
TANQUES DE ALMACENAMIENTO	3	3	0-3	Óptimo - 3 No óptimo - 0
TOTAL	17	25		

NOTA: La puntuación más alta corresponde a la tecnología óptima

De acuerdo con la escala propuesta tenemos que los intervalos de 0-10 son los de mayor importancia de acuerdo a las condiciones del proceso.

3.5. JUSTIFICACIÓN DE LA SELECCIÓN

De las dos tecnologías investigadas: MEROX y OXIMER, para el tratamiento cáustico de gasolinas catalíticas, se ha seleccionado el proceso OXIMER por las siguientes razones:

1. Disponibilidad de la información.
2. Eficiencia del proceso.
3. Obtención de la tecnología.
4. Flexibilidad de productos y subproductos.
5. Severidad en las condiciones de proceso.
6. Consideraciones ecológicas.
7. Integración con plantas existentes.
8. Ubicación a los centros potenciales de consumo, es decir cercanía con los principales focos urbanos.
9. Disponibilidad de materias primas.
10. Disponibilidad de la mano de obra.

CAPITULO 4

DESARROLLO DE LA INGENIERÍA BÁSICA

4.1. INTRODUCCIÓN

Ingeniería química. Es una profesión en la que, conocimientos de las ciencias básicas e ingenieriles, junto con los principios de la economía y las relaciones humanas, obtenidos a través del estudio, la experiencia y la práctica son aplicados mediante habilidades y actitudes en la creación de procesos y generación de productos y servicios, fundamentales del ámbito de la industria química, en beneficio de la humanidad.

Ingeniero químico. Es un agente de cambio, que dentro del marco del desarrollo sustentable, contribuye al bienestar de la sociedad aplicando conocimientos, habilidades y actitudes en la solución de problemas y en la creación de procesos, generación de productos y servicios; fundamentalmente en el ámbito de la industria química.

Ingeniería de proceso. Es la disciplina que se dedica al análisis y síntesis de sistemas que transforman materias primas en productos, considerando las etapas de cambios físicos, químicos y energéticos, los equipos requeridos y las condiciones de operación que definen los estados sucesivos que experimenta el material transformado, así como las repercusiones económicas que la transformación motiva.

Ingeniero de proceso. Es el especialista evocado a la creación, análisis o modificaciones de sistemas que permiten la transformación económica de materias primas, energía y conocimientos tecnológicos en productos de utilidad.

Proceso. Es la sucesión de fases que se reproducen regularmente para conseguir un objetivo.

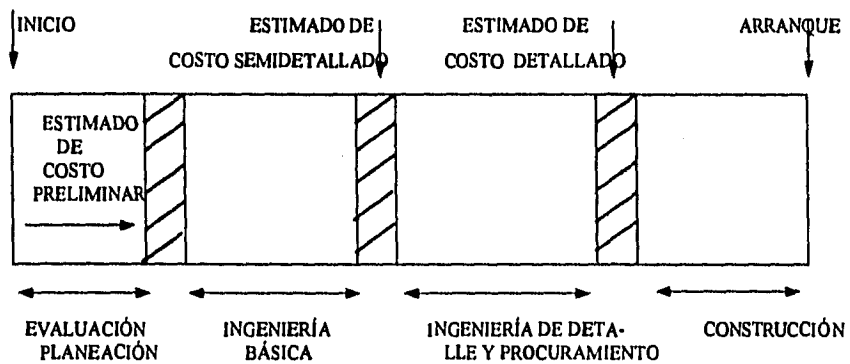
Ingeniería de proyectos. La combinación de recursos humanos, tecnológicos, materiales y financieros, asignados en una organización temporal establecida con el propósito de llevar a cabo las diversas fases necesarias de ingeniería de instalaciones de acuerdo a un objetivo establecido.

Ingeniero de proyecto. Persona experimentada en el área, la norma dice que debe ser una persona de proceso y visión global para optimizar y desarrollar un proyecto.

Proyecto. En su concepción más simple un proyecto se define como la acción orientada para realizar un propósito o idea. Desde el punto de vista de la industria química, podría definirse como el conjunto de actividades encaminadas a la

implementación de una idea con fines comerciales, de fabricación, distribución y venta de producto o servicio.

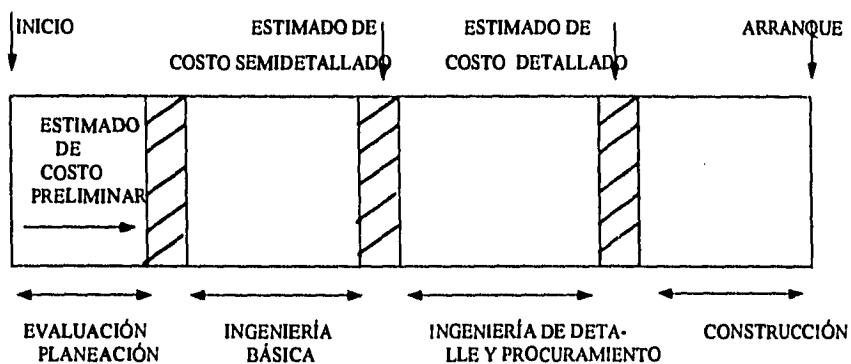
Etapas de un proyecto industrial:



Ingeniería básica. Es la fase inicial de un proyecto industrial, consistente en la elaboración de una serie de documentos a partir de una tecnología dada, que son necesarios para el diseño de los equipos e instalaciones que comprenden las plantas. Dichos documentos comprenden fundamentalmente la ingeniería del proceso respectivo, así como información que permita diseñar la planta operable, segura y bajo control.

implementación de una idea con fines comerciales, de fabricación, distribución y venta de producto o servicio.

Etapas de un proyecto industrial:



Ingeniería básica. Es la fase inicial de un proyecto industrial, consistente en la elaboración de una serie de documentos a partir de una tecnología dada, que son necesarios para el diseño de los equipos e instalaciones que comprenden las plantas. Dichos documentos comprenden fundamentalmente la ingeniería del proceso respectivo, así como información que permita diseñar la planta operable, segura y bajo control.

Documentos típicos que integran la ingeniería básica

- A. Bases de diseño**.
- B. Criterios de diseño**.
- C. Descripción del proceso**.
- D. Lista de equipo**.
- E. Balance de materia y energía**.
- F. Requerimientos de servicios auxiliares**.
- G. Diagramas de flujo de proceso (DFP)**.
- H. Diagramas de servicios auxiliares.
- I. Hojas de datos de equipos**.
- J. Diagramas de tubería e instrumentación de proceso (DTI)**.
- K. Diagramas de tubería e instrumentación de servicios auxiliares.
- L. Lista de líneas de proceso de desfogue.
- M. Plano de localización de equipo.
- N. Diagrama de tubería e instrumentación de desfogue.
- O. Índice de servicios.
- P. Índice de instrumentos.
- Q. Diagramas de instrumentación.
- S. Hojas de datos de válvulas de control.
- U. Filosofías básicas de operación.
- V. Plano de notas generales, leyendas y símbolos.

** DOCUMENTO DESARROLLADO EN ESTA TESIS

4.2. BASES DE DISEÑO

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	BASES DE DISEÑO HOJA 1 DE 26
---	--

REV.0

BASES DE DISEÑO

4.2.1. GENERALIDADES

En la actualidad en todo el mundo se ha brindado un especial interés en el desarrollo de proyectos y tecnologías que tengan una orientación en dos aspectos fundamentales: impacto ambiental y ahorro de energía.

En México estos aspectos son prioritarios dadas las actuales condiciones del medio ambiente, la industria mexicana tiene la obligación de invertir hasta donde sea posible en tecnologías que incluyan filosofías de conservación del medio ambiente y de ahorro en el consumo de energéticos.

PEMEX con el objeto de cumplir con esta necesidad, da origen a la tecnología "IMP-OXIMER" como una filosofía de modernización para

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	16/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	BASES DE DISEÑO HOJA 2 DE 26
---	--

proteger el entorno ecológico, implementando esta tecnología en sus refinерías del país como una opción para el tratamiento cáustico de gasolinas catalíticas.

4.2.1.1. FUNCIÓN DE LA PLANTA

La función de la planta de tratamiento cáustico para gasolina catalítica con tecnología OXIMER es endulzar la corriente de gasolina catalítica proveniente de una planta TCC.

4.2.1.2. TIPO DE PROCESO

El proceso OXIMER consiste en tres etapas: prelavado del hidrocarburo, extracción-oxidación y regeneración de sosa.

Prelavado de hidrocarburo

El hidrocarburo con ácido sulfhídrico y mercaptanos (corriente amarga) se pone en contacto con una solución de hidróxido de sodio, en donde se elimina totalmente el ácido sulfhídrico de la corriente, de no ser así, la presencia de este en la siguiente etapa (oxidación) provocaría un mayor consumo de oxígeno del requerido.

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	16/03/96					
TESIS U.N.A.M						MONTANTE FLORES ODETTE

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	BASES DE DISEÑO HOJA 3 DE 26
---	--

Extracción-oxidación.

La corriente de hidrocarburo libre de ácido sulfhídrico, se mezcla con una segunda solución de hidróxido de sodio + catalizador, efectuándose la extracción de los mercaptanos al transformarse en mercapturos por su solubilidad en la sosa, así como por su oxidación a disulfuros. Posteriormente se recupera el hidrocarburo libre de ácido sulfhídrico y mercaptanos (corriente dulce, separándolo de la solución de sosa y catalizador.

Regeneración de sosa.

La solución de sosa pasa a la etapa final, que comprende su recuperación por medio de la oxidación (en presencia de aire) total de los mercaptanos a disulfuros, los cuales son eliminados en estado gaseoso del proceso. La sosa libre de disulfuros está en condiciones para ser reciclada a la etapa de extracción-oxidación.

4.2.2. CAPACIDAD, RENDIMIENTO Y FLEXIBILIDAD**4.2.2.1. FACTOR DE SERVICIO**

La planta será diseñada para operar 332 días al año para un factor de servicio de 92%.

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	16/03/96					
TESIS U.N.A.M						MONTANTE FLORES ODETTE

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	BASES DE DISEÑO HOJA 4 DE 26
---	--

4.2.2.2. CAPACIDAD

Capacidad de diseño y normal 20, 000 BPD

Capacidad mínima 12, 000 BPD

4.2.2.3. RENDIMIENTO

La planta de tratamiento cáustico OXIMER para gasolinas catalíticas procesa la totalidad de la gasolina, se reciben 20, 000 BPD de gasolina amarga y se obtienen 20, 000 BPD de gasolina dulce. Esta planta presenta un rendimiento del 100%.

4.2.2.4. FLEXIBILIDAD DE OPERACIÓN BAJO CONDICIONES ANORMALES

La planta no deberá operar a falta de energía eléctrica y aire, pero deberá tener facilidades para lograr un paro ordenado. La planta será diseñada para recibir únicamente gasolina.

4.2.2.5. PREVISIÓN PARA AMPLIACIONES FUTURAS

No se tienen previstas ampliaciones futuras.

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	16/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	BASES DE DISEÑO HOJA 5 DE 26
---	--

4.2.3. ESPECIFICACIONES DE LAS ALIMENTACIONES

Destilación ASTM-D-36

	°F
TIE	92.84
10% VOL.	121.28
20% VOL.	133.16
30% VOL.	146.30
40% VOL.	162.68
50% VOL.	182.66
60% VOL.	205.52
70% VOL.	229.28
80% VOL.	254.12
90% VOL.	282.92
95% VOL.	302.54
TFE	346.46

Peso específico 20/4 °C:	0.7135
°API	58.81
Prueba Doctor	Amarga (positiva)
Mercaptanos ppm	89.4 / 200 (máxima)
Azufre total, ppm	3000
Ácido sulfhídrico	< 1

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	16/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	BASES DE DISEÑO HOJA 6 DE 26
---	--

4.2.4. CONDICIONES DE LAS ALIMENTACIONES EN LÍMITES DE BATERÍA (LB).

4.2.4.1. CONDICIONES EN L.B.

Alimentación de gasolina amarga:

CONDICIONES	MÁXIMA	NORMAL	MÍNINIMA
Temperatura °F	129.6	106	106
Presión lb/in ²	113.16	102.9	102.9
Estado físico	Líquido		
Forma de recibo	Tubería		
Procedencia	Planta TCC		
Flujo BPD	20, 000 BPD		

4.2.4.2. ELEMENTOS DE SEGURIDAD EXISTENTES PARA LA PROTECCIÓN DE LÍNEAS DE ALIMENTACIÓN Y DE PRODUCTO.

A verificarse durante la fase de ingeniería de detalle.

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	16/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	BASES DE DISEÑO HOJA 7 DE 26
---	---

4.2.5. ESPECIFICACIONES DE LOS PRODUCTOS

4.2.5.1. CORRIENTE DE GASOLINA DULCE (PRODUCTO) EN L.B.

Mercaptanos ,ppm	5 max
Azufre total, ppm	3000

4.2.6. CONDICIONES DE LOS PRODUCTOS EN LÍMITES DE BATERÍA

Producto: gasolina tratada

CONDICIONES	MÁXIMA	NORMAL	MÍNIMA
Temperatura °F	129.6	106	106
Presión lb/in ²	64.17 PSIG		
Estado fisico	Líquido		
Forma de recibo	Tubería		
Procedencia	Planta TCC		
Flujo BPD	20, 000 BPD		

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	16/03/96					
TESIS U.N.A.M						MONTANTE FLORES ODETTE

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	BASES DE DISEÑO HOJA 8 DE 26
---	---

4.2.7. AGENTES QUÍMICOS

4.2.7.1. SOSA

CONDICIONES	MÁXIMO	NORMAL	MÍNIMO
Temperatura °F	Ambiente		
Presión lb/in ²	23.33 PSIG		
Estado físico	Líquido		
Forma de recibo	Tubería		
Procedencia	Fuera del L.B.		
Flujo BPD	intermitente		

4.2.7.2. CATALIZADOR

IMP-OM-1 (FTALOCIANINA DE COBALTO SULFONADA)

CONDICIONES	MAX.	NORMAL	MIN.
Estado físico:	Sólido		
Forma de recibo:	Tambores		
Cantidad.	La requerida		

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	16/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	BASES DE DISEÑO HOJA 9 DE 26
---	---

4.2.8. EFLUENTES

4.2.8.1. MANEJO DE EFLUENTES LÍQUIDOS

Los cáusticos gastados se envían fuera del L.B, a una planta de tratamiento de sosas gastadas de la refinería. No se incluirá tratamiento de efluentes en esta planta.

La planta de tratamiento de sosas gastadas de la refinería contará con 5 secciones de proceso fundamentales, en los cuales se realizarán las siguientes operaciones:

- 1) Tratamiento preliminar, que consiste de una separación de las grasas y aceites presentes en las corrientes de sosas gastadas por medio de separadores de placas corrugadas.
- 2) Oxidación de sulfuros y mercapturos, la cual se lleva a cabo en la torre de oxidación, formada de cuatro cámaras y provistas de difusores internos, mediante la inyección de aire, con 100% de exceso se efectúa la oxidación.
- 3) Sistema de aireación y absorción de disulfuros.
- 4) Separación de fenoles, cresoles y naftalenos; estos componentes se separan de los efluentes de sosas gastadas por su paso a través de un acidificador y separador de fases.

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	16/03/96					
TESIS U.N.A.M						MONTANTE FLORES ODETTE

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	BASES DE DISEÑO HOJA 10 DE 26
---	---

5) neutralización de efluente, ésta se llevará a cabo con la adición de hidróxido de sodio (NaOH) al 5% peso hasta alcanzar un pH neutro. Una vez efectuada la neutralización del efluente, será descargado para su posterior tratamiento biológico o bien podrá descargarse al sistema de drenajes de la refinería.

4.2.8.2. MANEJO DE EFLUENTES GASEOSOS

El exceso de aire contaminado con trazas de disulfuros, se extrae mediante un control de nivel donde se burbujea en un tanque lavador de lecho acuoso que capta los disulfuros e hidrocarburos enviándose después a la atmósfera, el agua de este tanque una vez saturado de impurezas se manda al drenaje químico.

4.2.9. INSTALACIONES REQUERIDAS DE ALMACENAMIENTO

4.2.9.1. ALIMENTACIONES

ALIMENTACIONES	No. DE TANQUES
Agentes químicos	
Sosa cáustica al 4% y 6% en peso	1
Sosa cáustica al 10%, 14% y 19% en peso	1
NOTA: La alimentación de la gasolina catalítica proviene de la TCC y sólo para mantener un flujo de entrada constante.	

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	16/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	BASES DE DISEÑO HOJA 11 DE 26
---	---

4.2.9.2. PRODUCTOS

PRODUCTOS	No. DE TANQUES	CAPACIDAD
Sosa gastada	1	
Gasolina tratada	1	100,000 barriles

4.2.10. SERVICIOS AUXILIARES**4.2.10.1. VAPOR**

VAPOR DE BAJA PRESIÓN EN L.B	
Presión	29.87 lb/in ²
Temperatura	Saturado (269.6 °F)
Disponibilidad	La requerida
Fuente de suministro	Por tubería en L.B

4.2.10.2. RETORNO DE CONDENSADO

CONDICIONES DE RETORNO DE CONDENSADO	
Presión mínima	14.22 lb/in ²
Temperatura máxima	Saturada (269.6 °F)

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	16/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	BASES DE DISEÑO HOJA 12 DE 26
---	--

4.2.10.3. AGUA DE SERVICIOS Y USOS SANITARIOS

Fuente de suministro	Tubería
Presión en L.B	49.78 lb/in ²
Temperatura en L.B	Ambiente
Disponibilidad	La requerida

4.2.10.4. AGUA DE ENFRIAMIENTO

Fuente de suministro:	Tubería
Sistema de enfriamiento	Torre de enfriamiento
Presión de suministro en L.B.	49.78 lb/in ²
Temperatura de suministro en L.B.	89.6 °F
Disponibilidad	La requerida
Presión de retorno en L.B. (MIN.)	34.14 lb/in ² man
Temperatura de retorno en L.B. (MAX)	109.4 °F
Factor de incrustación para intercambiadores de calor.	0.00089 h ft ² °F/BTU

4.2.10.5. AGUA POTABLE

Fuente de suministro: garrafones

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	16/03/96					
TESIS U.N.A.M						MONTANTE FLORES ODETTE

PROCESO OXIMER; OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	BASES DE DISEÑO HOJA 13 DE 26
---	--

4.2.10.6. AGUA PARA CALDERA

No se requiere

4.2.10.7. AGUA DE PROCESO

Fuente de suministro	Tubería
Análisis	Condensado limpio
Presión en L.B.	14.22 lb/in ²
Temperatura de suministro en L.B	Saturado (269.6 °F)
Disponibilidad	La requerida

4.2.10.8. AGUA CONTRA INCENDIO

Presión de L.B. mínima.	99.57 lb/in ² man en cualquier punto
Presión de L.B. máxima	142.24 lb/in ² man en cualquier punto
Disponibilidad	La requerida

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	16/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	BASES DE DISEÑO HOJA 14 DE 26
---	---

4.2.10.9. AIRE DE INSTRUMENTOS Y AIRE DE PLANTA

	AIRE DE INSTRUMENTOS	AIRE DE PROCESO
Suministrado	PEMEX	PEMEX
Generado	Refinería	Refinería
¿Se integrará a algún sistema general fuera de L.B?	Sí, al sistema de servicio de la planta TCC	Sí, al sistema de servicio de la planta TCC
Capacidad extra req.	Ninguna	Ninguna
Presión del sistema	99.57 lb/in ² man	La requerida
Punto de rocío	-104 °F	-104 °F
Impurezas (fierro, aceite, etc.)	Ninguna	Ninguna

4.2.10.11. COMBUSTIBLE

No se requiere. Se usará gas de la red para los servicios de inertizado, presurización y barrido de líneas y equipo

4.2.10.12. REFRIGERACIÓN

No se aplica.

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	16/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	BASES DE DISEÑO HOJA 15 DE 26
---	--

4.2.10.13. INERTES

Naturaleza	Nitrógeno
Sólo se usará para arranque. No se considera en el paquete de ingeniería básica.	

4.2.10.14. ALIMENTACIÓN DE ENERGÍA ELÉCTRICA

Fuente de suministro	CFE
Tensión	13,800 /4,160 /480 /220 /127
Número de fases	3 /3 /3 /1
Frecuencia	60 ciclos
Factor de potencia min.	0.85
Acometida	Subterránea

4.2.10.15. ALIMENTACIÓN DE ENERGÍA ELÉCTRICA DE EMERGENCIA

Fuente de suministro	proporcionado por la refinería
Sólo se empleará en caso de falla de electricidad, para arrancar bombas de relevo para enviar la gasolina a tanques de almacenamiento.	

4.2.10.16. TELÉFONOS

Por otros.

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	16/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	BASES DE DISEÑO HOJA 16 DE 26
---	---

4.2.10.17. DESFOGUE

Será la responsabilidad del departamento de ingeniería de detalle.

4.2.11. SISTEMA DE SEGURIDAD

4.2.11.1. SISTEMAS CONTRA INCENDIO

Cumpliendo con las normas y especificaciones requeridas por PEMEX, Norma NFPA.

4.2.11.2. PROTECCIÓN DE PERSONAL

Cumpliendo con las normas y especificaciones requeridas por PEMEX.

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	16/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	BASES DE DISEÑO HOJA 17 DE 26
---	---

4.2.12. DATOS GENERALES, CLIMATOLÓGICOS Y METEOROLÓGICOS. SALAMANCA, GTO.

Latitud	20° 34' N
Longitud	101° 12' N
Altitud (s.n.m)	5665 ft
Zona sísmica	clasificación B
Comunicación	por carretera, por ferrocarril
	aeropuerto
Distancia a la capital del estado	64.3 mi
Distancia a la Cd. de México, D.F.	
por carretera	211.3 mi
por ferrocarril	mi
CLIMA	
Temperatura promedio anual	
bulbo seco	° F
bulbo húmedo	82.40 ° F
Temperatura promedio mes	
más caliente (mayo)	90.00 ° F
más frío (enero)	46.20 ° F
máxima extrema (16/12/62)	109.00 ° F
mínima extrema (22/12/54)	24.80 ° F
máxima extrema promedio anual	84.40 ° F
mínima extrema promedio anual	55.40 ° F
Información proporcionada en el INEGI	

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	16/03/96					
TESIS U.N.A.M						MONTANTE FLORES ODETTE

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	BASES DE DISEÑO HOJA 18 DE 26
---	--

Datos generales, climatológicos y meteorológicos.

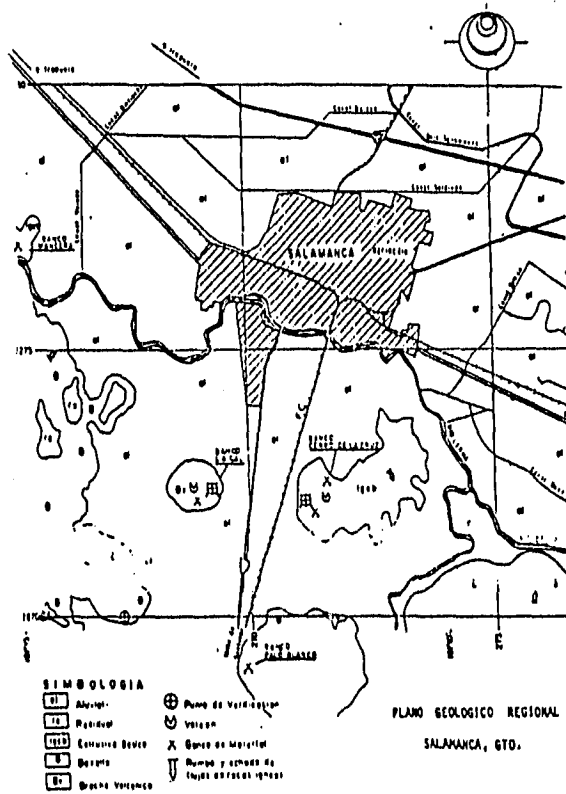
CLIMA	
Presión: media anual	14.7 lb/in ²
media en (enero)	14.72 lb/in ²
media en (abril)	14.7 lb/in ²
media en (julio)	14.7 lb/in ²
media en (octubre)	14.7 lb/in ²
atmósferica	12.2 lb/in ²
atmósferica corrosiva	si (proveniente de la refinería)
ESTADO METEOROLÓGICO	
No. de días: despejados	159.07
medio nublados	116.42
con tormentas eléctricas	15
con granizo	2
Dirección de los vientos: vientos dominantes	NE a SO
vientos reinantes	E a O
Velocidad del viento: media de los viento dominantes	4.5 mi/h a 26.9 mi/h
máxima de los vientos reinantes	47 mi/h
Humedad: máxima	100 % a 80.6 ° F
mínima	7 % a 53.6 ° F
Precipitación: media anual	28.0 in
máxima en 24 horas	3.2 in
Información proporcionada en el INEGI	

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	16/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

<p>PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE</p>	<p>BASES DE DISEÑO HOJA 19 DE 26</p>
--	---

4.2.13. LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA

La Ciudad de Salamanca es cabecera del municipio del mismo nombre uno de las zonas social y económica más importante de la entidad. Se localiza entre los 20° 34' de latitud norte y 101° 12' de longitud oeste, teniendo una altura sobre el nivel del mar 1722.00 m



REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	16/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	BASES DE DISEÑO HOJA 20 DE 26
---	--

4.2.13.1. PREVISIONES FUTURAS

Ninguna.

4.2.14. BASES DE DISEÑO ELÉCTRICO

4.2.14.1. CÓDIGO DE CLASIFICACIÓN DE ÁREAS

La clasificación de áreas será de acuerdo a las Normas:

NEMA, NEC, API Y PEMEX.

4.2.14.2. RESISTIVIDAD ELÉCTRICA DEL TERRENO

Pendiente

4.2.14.3. CARACTERÍSTICAS DE ALIMENTACIÓN A MOTORES

POTENCIA	VOLTS	FASES	CICLOS
< 3/4	127	1	60
< 3/4	220	3	60
de 1200	480	3	60
de 201 a 2000	4160	3	60

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	16/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	BASES DE DISEÑO HOJA 21 DE 26
---	--

4.2.14.4. CORRIENTE PARA ALUMBRADO

Pendiente

4.2.14.5. CORRIENTE PARA INSTRUMENTOS DE CONTROL

Pendiente

4.2.14.6. DISTRIBUCIÓN DE CORRIENTE DENTRO DE LÍMITE DE BATERÍA (AÉREA O SUBTERRÁNEA)

Pendiente

4.2.15. BASES DE DISEÑO PARA TUBERÍAS**4.2.15.1. SOPORTES DE TUBERÍA Y TRINCHERA**

Pendiente

4.2.15.2. DRENAJE

Pendiente

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	16/03/96					
TESIS U.N.A.M						MONTANTE FLORES ODETTE

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	BASES DE DISEÑO HOJA 22 DE 26
---	--

4.2.15.3. MAQUETA Y DIBUJO

No se requiere

4.2.16. BASES DE DISEÑO CIVIL**4.2.16.1. SOLICITUDES POR VIENTO Y SISMO**

Se acepta el Manual de Diseño de Obras Civiles de la Comisión Federal de Electricidad por Sismo y Viento, complementándose con las especificaciones de PEMEX y los comentarios y/o adicionales del IMP.

4.2.16.2. NIVEL DE PISO TERMINADO

Pendiente

4.2.16.3. NIVEL FREÁTICO

Pendiente

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	16/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	BASES DE DISEÑO HOJA 23 DE 26
--	--------------------------------------

4.2.16.4. INFORMACIÓN GENERAL SOBRE TIPO DE SUELO

4.2.16.4.1. CLASIFICACIÓN DE ZONA DE TEMBLORES. Tipo "B"



REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	16/03/96					
TESIS U.N.A.M.					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	BASES DE DISEÑO HOJA 24 DE 26
---	--

4.2.16.5. EDIFICIOS O CONSTRUCCIONES DENTRO DE L.B.

Cuarto de control (sistema eléctrico, instrumentación y motores), incluye oficina y sanitario.

4.2.17. BASES DE DISEÑO PARA INSTRUMENTOS

4.2.17.1. EL TABLERO DE CONTROL

Control distribuido.

4.2.17.2. INSTRUMENTACIÓN DE CAMPO

Electrónica (para procesamiento de datos), analógica y neumática. Si se requiere totalización continua de flujo de las corrientes de datos.

4.2.17.3. LA CALIBRACIÓN DE LA INSTRUMENTACIÓN SERÁ EN LAS SIGUIENTES UNIDADES:

Sistema inglés:

Presión	lb/in ²
Temperatura	°F
Fluidos: líquidos	BPD
Gases	ft ³ /h (a 68 °F y 14.7 psia)

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	16/03/96					
TESIS U.N.A.M						MONTANTE FLORES ODETTE

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	BASES DE DISEÑO HOJA 25 DE 26
---	---

4.2.18. BASES DE DISEÑO DE EQUIPO

4.2.18.1. BOMBAS

Tipo de accionadores	Motor eléctrico
Sobrediseño descado	10 %

4.2.18.2. RECIPIENTES

La presión de diseño será 10% o 28.446 lb/in² (2 kg/cm²) arriba de la presión máxima de operación, la que resulte mayor.

4.2.18.3. CAMBIADORES DE CALOR

Información sobre factores de incrustación en el IMP

Servicio:	Rd (hm ² °C/kcal)	Rd (h ft ² °F/BTU)
Agua de enfriamiento	0.0006	0.00089
Condensado	0.0001	0.00016
Gasolina y gas L.P	0.0002	0.00030
Vapor de baja presión	0.0001	0.00015

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	16/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	BASES DE DISEÑO HOJA 26 DE 26
---	---

4.2.19. NORMAS, CÓDIGOS Y ESPECIFICACIONES

Norma, Código o Especificación	
Recipientes a presión	ASME
Tubería	ANSI
Electricidad	NEMA
Ruido	PEMEX, NOM
Contaminación	NOM
Seguridad	API, ASME, NFPA
Cambiadores	TEMA, ASME, ANSI
Bombas	API
Instrumentación	ISA

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	16/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

4.3. CRITERIOS DE DISEÑO

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	CRITERIOS DE DISEÑO HOJA 1 DE 9
---	---

REV.0

CRITERIOS DE DISEÑO

4.3.1. CRITERIOS DE DISEÑO

4.3.1.1. CRITERIOS GENERALES DE DISEÑO DE LA PLANTA

El diseño de la planta de Tratamiento Cáustico OXIMER de gasolinas catalíticas se desarrollará en base a los siguientes criterios generales y de diseño; derivados de los puntos señalados en el documento bases de diseño correspondiente.

4.3.1.1.1. CAPACIDAD

La capacidad normal y de diseño de la planta será de 20 000 BPD y la mínima de 12 000 BPD a la carga.

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	15/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	CRITERIOS DE DISEÑO HOJA 2 DE 9
---	---

4.3.1.1.2 .TIPO DE CARGA

La planta procesará una corriente de gasolina proveniente de la planta TCC, que tiene las características que se establecen en las bases de diseño.

4.3.1.1.3. TIPO DE PROCESO

El tratamiento cáustico de gasolina se llevará a cabo mediante el proceso OXIMER desarrollado en México por el IMP, el cual requiere el uso del catalizador IMP-OM-1 organo-metálico para promover la oxidación de mercapturos a disulfuros en un medio alcalino, usando aire como fuente de oxígeno a temperaturas y presiones bajas.

Debido a la naturaleza de la gasolina catalítica se contará con un sistema de inyección de inhibidor antioxidante, para evitar la formación de gomas en el producto durante su almacenamiento.

El proceso IMP-OXIMER consiste de tres etapas que son el prelavado, extracción-oxidación y regeneración de sosa.

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	15/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	CRITERIOS DE DISEÑO HOJA 3 DE 9
---	--

4.3.1.1.4 . INTEGRACIÓN

La corriente de gasolina de carga se recibirá a través de tuberías provenientes de la planta TCC. La gasolina tratada se enviará por tuberías a los tanques de almacenamiento de producto fuera del L.B.

4.3.2. CRITERIOS DE DISEÑO DE EQUIPO

4.3.2.1. RECIPIENTES

Los recipientes serán diseñados para mejorar los flujos mínimos y máximos indicados en las bases de diseño, así como las posibles variaciones en las condiciones de temperatura y presión.

La presión de diseño de estos equipos será del 10% o 2 Kg/cm², arriba de las condiciones máximas de operación, la que resulte mayor.

4.3.2.2. MEZCLADORES ESTÁTICOS

Los mezcladores estáticos se diseñarán de tal forma que permitirán el control adecuado entre las fases, provocando la dispersión de la fase pesada (sosa) en la fase ligera (hidrocarburo). Para el desarrollo de las reacciones en forma

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	15/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	CRITERIOS DE DISEÑO HOJA 4 DE 9
---	--

homogénea, y de tal manera que posteriormente las fases se separen con facilidad; el diseño de los mezcladores se hará tomando como base un tiempo de residencia para el contacto de las fases.

4.3.2.3. EQUIPOS DE RELEVO Y ACCIONADORES DE EQUIPO MECÁNICO

Se hará una selección de equipos de relevos y accionadores que permita cumplir con el factor de servicio de la planta, también establecido en las bases de diseño.

Se considerará la selección de los accionadores tratando de maximizar el uso del motor eléctrico y la utilización de una bomba para cada servicio con su relevo correspondiente para asegurar la operación continua.

4.3.3. CRITERIOS POR SECCIONES

4.3.3.1. SECCIÓN DE PRELAVADO

4.3.3.1.1. CRITERIOS GENERALES

El prelavado de gasolina se llevará a cabo con una solución de sosa al 6% en peso (9 °Be) que reaccionará con el ácido sulfhídrico presente en la gasolina,

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	15/03/96					
TESIS U.N.A.M						MONTANTE FLORES ODETTE

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	CRITERIOS DE DISEÑO HOJA 5 DE 9
---	---

eliminándolo así totalmente y evitando de esta manera que su presencia cause efectos adversos en la oxidación de mercaptanos. La relación de gasolina-sosa será de 5/1 en volumen en bases a pruebas de laboratorio, cuyos resultados fueron proporcionados por el IMP.

La corriente de gasolina contiene pequeñas cantidades de ácidos orgánicos como fenoles, cresoles, etc., los cuales son agentes tensoactivos que ocasionan la formación de jabones cáusticos, que a su vez se manifiestan como natas que pueden recubrir las partículas de catalizador, disperso en la solución de sosa cáustica en la parte de endulzamiento, reduciendo la actividad del catalizador. Estos compuestos son removidos en esta etapa.

4.3.3.1.2. CRITERIOS DE EQUIPOS

Mezcladores de prelavado.

Los mezcladores de prelavado se diseñarán con un tiempo de residencia de 1 segundo, contará con un sistema de retrolavado, para remover gomas preformadas y compuestos surfactantes que minimizan el mezclado y la continuidad del proceso. Se darán las facilidades necesarias para la limpieza de estos equipos, mediante un retrolavado con agua durante 5 min.

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	15/03/96					
TESIS U.N.A.M						MONTANTE FLORES ODETTE

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	CRITERIOS DE DISEÑO HOJA 6 DE 9
---	--

Con la finalidad de dar flexibilidad al proceso se instalarán dos contactores que operarán el 50% de la carga de gasolina-sosa cada uno, cuando alcance la máxima caída de presión permisible, el 100% de la corriente gasolina-sosa se procesará en un sólo contactor durante la limpieza del equipo.

Recipientes.

El separador de prelavado se diseñará para un tiempo de residencia de 20 minutos, será provisto de facilidades que permitan eliminar compuestos surfactantes que se acumulen en la interfase hidrocarburo-sosa, que pudieran formarse como resultado de reacciones secundarias entre la sosa y la gasolina. Se contará con un tanque para recolectar las impurezas de la interfase del hidrocarburo-sosa y las sosas gastadas durante el paro de la Planta de Tratamiento de Sosas Gastadas.

Filtros

Con el fin de eliminar cualquier impureza sólida que contenga la corriente de gasolina de alimentación se tendrá un filtro tipo canasta.

Bombas

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	15/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	CRITERIOS DE DISEÑO HOJA 7 DE 9
---	--

Para el servicio de recirculación de sosa en esta sección, se contará con dos bombas, una de operación y otra en relevo, cuya capacidad permitirá cumplir con la relación de hidrocarburo-sosa de 5/1 en volumen.

4.3.3.2. SECCIÓN DE ENDULZAMIENTO-REGENERACIÓN

4.3.3.2.1. CRITERIOS GENERALES.

En esta sección para el endulzamiento de la gasolina se llevará a cabo la conversión de mercaptanos a mercapturos y estos a su vez en disulfuros así como la regeneración continua de la sosa mediante la oxidación catalítica.

Se utilizará una solución de sosa al 19% en peso (25 °Be), mezclada con aire y con un catalizador de oxidación (IMP-OM-1) en una concentración de 150 a 250 ppm. La relación gasolina sosa será de 2/1 en volumen. el flujo de aire será considerado 2 veces el estequiométrico teórico requerido para la remoción de mercaptanos.

4.3.3.2.2. CRITERIOS DE EQUIPO

Mezclador estático de endulzamiento.

Los mezcladores de endulzamiento se determinarán con un tiempo de residencia de 1.8 segundos. Contarán con un sistema de retrolavado para remover gomas preformadas y compuestos surfactantes que minimizan el

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	15/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	CRITERIOS DE DISEÑO HOJA 8 DE 9
---	--

mezclado y la continuidad del proceso. Se darán facilidades necesarias para la limpieza de estos equipos, mediante un retrolavado con agua de proceso durante 5 minutos.

Con la finalidad de dar flexibilidad al proceso se instalarán dos contactores que operarán el 50% de la carga de gasolina-sosa cada uno, cuando alcance la máxima caída de presión permisible, el 100% de la corriente gasolina-sosa se procesará en un solo contactor durante la limpieza del equipo.

Recipientes

El separador de endulzamiento se diseñará para un tiempo de residencia de 20 minutos y será provisto de facilidades que permitan eliminar compuestos surfactantes que se acumulen en la interfase hidrocarburo-sosa, los cuales se forman como resultado de reacciones secundarias entre la sosa y la gasolina.

El tanque de endulzamiento deberá ser equipado por un sistema de desfogue para eliminar el exceso de aire que posteriormente será tratado.

Con el objeto de lavar el aire contaminado que se envía a la atmósfera se diseñará un tanque cuya función es remover impurezas, mediante disolución en agua, burbujeando el aire contaminado a través de un tubo distribuidor.

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	15/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	CRITERIOS DE DISEÑO HOJA 9 DE 9
---	--

Se contará con un tanque para recolectar las impurezas de la interfase hidrocarburo-sosa, las sosas gastadas durante el paro de la unidad y el agua de lavado.

Bombas

Para el servicio de recirculación de sosa en la sección se contará con dos bombas, una de operación y otra de relevo.

La reposición de sosa al 19 % se llevará a cabo con una bomba cuya capacidad permite reponer la solución cáustica en breve tiempo, esta bomba estará ubicada fuera del L.B

El envío de la corriente de gasolina producto se llevará a cabo mediante dos bombas, una de operación y otra de relevo.

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	15/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

4.4 . DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	DESCRIPCIÓN DEL PROCESO HOJA 1 DE 7
---	--

REV.0

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

4.4.1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

4.4.1.1. GENERALIDADES

La unidad de tratamiento cáustico de gasolina catalítica estará diseñada para procesar 20, 000 barriles de alimentación proveniente de la planta TCC con el proceso IMP-OXIMER.

El objetivo de esta planta es endulzar la corriente de gasolina eliminando el H₂S residual, mercaptanos y ácidos orgánicos, mediante el tratamiento con sosa, de tal forma que el producto cumpla con las especificaciones establecidas en el documento bases de diseño.

El proceso incluye dos secciones: sección de prelavado, la cual tiene como finalidad remover el ácido sulfhídrico contenido en la corriente de gasolina,

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	15/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	DESCRIPCIÓN DEL PROCESO HOJA 2 DE 7
---	--

esto se realizará mediante la conversión de este ácido a sulfuro de sodio por medio de una solución de sosa y la Sección de endulzamiento-regeneración en la cual se efectúa la remoción de mercaptanos con regeneración de sosa.

4.4.2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

Para obtener una mejor comprensión de esta descripción ver el diagrama de flujo de proceso rev.0.

La corriente de gasolina de carga se recibirá a través de tuberías provenientes de la planta TCC. La gasolina tratada se enviará por tuberías a los tanques correspondientes de almacenamiento de producto con que cuenta la refinería.

Todos los servicios requeridos serán proporcionados por la refinería, tomándose directamente de los cabezales de servicio correspondiente.

4.4.2.1. SECCIÓN DE PRELAVADO

El prelavado de gasolina se llevará a cabo con una solución de sosa al 6% en peso (9 °Be) que reaccionará con el ácido sulfhídrico presente en la

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	15/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	DESCRIPCIÓN DEL PROCESO HOJA 3 DE 7
---	---

gasolina eliminándolo totalmente y evitando de esta manera que su presencia cause efectos adversos en la posterior sección de oxidación.

1. Aumento en el consumo de sosa cáustica, con la consecuente disminución de la capacidad de extracción.
2. Aumento en el consumo de oxígeno.
3. Reducción de la eficiencia de reacción.

La corriente de gasolina proveniente de la planta TCC se recibe a una presión de 100 lb/in² man. y una temperatura de 100° F, esta temperatura se mantendrá constante durante todo el proceso. Con el fin de eliminar compuestos de erosión que contenga la gasolina; ésta se hace pasar a través de un filtro tipo canasta (FG-101). La gasolina filtrada se mezcla con una corriente de recirculación de solución cáustica al 6% en peso y se introduce al mezclador de prelavado (ME-101 AB), donde el ácido sulfhídrico reacciona con la solución cáustica para formar sulfuro de sodio, el cual es soluble en la solución cáustica.

Cabe destacar que una concentración mayor de solución cáustica (6 % en peso) traería como consecuencia la aceleración de la reacción de mercaptanos a mercapturos, dado que la sosa de esta sección no se

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	15/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	DESCRIPCIÓN DEL PROCESO HOJA 4 DE 7
---	--

regenera se consumiría innecesariamente. Por el contrario, si la concentración de sosa fuese menor a este valor la reacción del H_2S con sosa para producir sulfuro de sodio disminuiría y su conversión total se llevaría a cabo en la sección de endulzamiento generando los problemas ya mencionados.

Con el objeto de manejar el flujo requerido de solución de sosa al 6% en peso, se cuenta con un relacionador de flujo gasolina cuyo punto de ajuste será de $5/1^*$, este relacionador actuará cuando se presenten variaciones de flujo de carga.

La corriente efluente del mezclador estático se envía al separador de prelavado (FA-101), donde la gasolina se extrae como fase ligera por la parte superior del recipiente para ser enviada a la Sección de Endulzamiento-Regeneración. La solución cáustica, se extrae del separador de prelavado por la parte inferior de éste y se recircula mediante la bomba GA-101/R para unirse nuevamente a la corriente de gasolina que entrará posteriormente al mezclador de prelavado (ME-101 AB).

* DATO OBTENIDO POR EL IMP

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	15/03/96					
TESIS U.N.A.M						MONTANTE FLORES ODETTE

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	DESCRIPCIÓN DEL PROCESO HOJA 5 DE 7
---	--

Debido a que la sosa de esta sección no se regenera, la sosa gastada, resultado de las sucesivas recirculaciones, requiere purgarse parcialmente al saturarse, y se repone para mantener la concentración adecuada de 6% en peso, la sosa de reposición proviene de fuera de límites de batería.

4.4.2.2. SECCIÓN DE ENDULZAMIENTO-REGENERACIÓN

El objetivo de esta sección es efectuar la oxidación de los mercaptanos la cual se realiza en dos etapas: en la primera se lleva a cabo la remoción de mercaptanos de la gasolina mediante su conversión a mercapturos con una solución de hidróxido de sodio al 19% en peso (25 ° Be). en la segunda etapa, en donde se efectúa la regeneración de sosa cáustica, se oxida en presencia del catalizador para formar los disulfuros correspondientes.

Los disulfuros formados no son solubles en la solución de sosa, por lo cual se separan de la misma y vuelven a incorporarse a la corriente de hidrocarburo regenerando simultáneamente la sosa cáustica.

La gasolina proveniente del separador de prelavado se mezcla con sosa de recirculación al 19% en peso, conteniendo catalizador IMP de ftalocianina de cobalto sulfonada en concentración de 150 a 250 ppm en peso. El

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	15/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	DESCRIPCIÓN DEL PROCESO HOJA 6 DE 7
---	--

control de la relación volumétrica hidrocarburo/sosa, se lleva a cabo mediante un relacionador de flujo cuyo punto de ajuste es de 2/1°. También se le inyecta a esta corriente (6), una corriente de aire a control de flujo, proveniente de fuera de límite de batería, con el propósito de realizar la regeneración de la sosa por medio de la reacción de oxidación catalítica. Posteriormente la solución de hidrocarburo-sosa-aire se alimentan al mezclador ME-102 AB, a una presión de 50 lb/in² man, en estos mezcladores se llevan a cabo las siguientes reacciones: a) conversión de mercaptanos a mercapturos, b) adicionalmente se efectúa la oxidación catalítica de los mercaptanos disueltos en la solución de sosa a disulfuros, debido a que los disulfuros son insolubles en la solución de sosa, tienden a separarse de la misma y se incorporan a la corriente de gasolina regenerándose de esta manera la solución de sosa.

El efluente del mezclador estático de la sección de endulzamiento se alimenta al separador de endulzamiento FA-102, que opera a una presión de 40 lb/in² man. La solución de sosa se extrae por el fondo del recipiente y se envía por medio de una bomba de recirculación de sosa (GA-102/R), a

* DATO OBTENIDO EN EL IMP.

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	15/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	DESCRIPCIÓN DEL PROCESO HOJA 7 DE 7
---	--

mezclarse nuevamente con la corriente de gasolina proveniente de la sección de prelavado.

El exceso de aire contaminado, con trazas de disulfuros, se extrae mediante un control de nivel, (LC) y se envía al tanque lavador de aire FA-105, donde se burbujea mediante un distribuidor en lecho acuoso con el fin de liberarlo de disulfuros y de trazas de hidrocarburos arrastrados, para su venteo a la atmósfera. El agua de este tanque una vez saturada, se envía a drenaje químico .

El catalizador es un sólido que se encuentra disperso en la solución de sosa y su reposición, para mantener la concentración adecuada, se efectuará intermitentemente a través del tanque de alimentación del catalizador (FA-103).

La gasolina dentro de las especificaciones se extrae como fase ligera del separador de endulzamiento (FA-102) y se envía a almacenamiento fuera de límite de batería mediante la bomba GA-103/R, con previa adición de un inhibidor de formación de gomas que es agregado mediante la bomba GA-104/R y el tanque FA-104.

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	15/03/96					
TESIS U.N.A.M						MONTANTE FLORES ODETTE

4.5. LISTA DE EQUIPO

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	LISTA DE EQUIPO HOJA 1 DE 1
---	--

LISTA DE EQUIPO CON PREDIMENSIONAMIENTO		
CLAVE	SERVICIO	CARACTERÍSTICAS
FA-101	Separador de prelavado	8.5 ft DI x 33.0 ft T-T
FA-102	Separador de endulzamiento	9.0 ft DI x 29.0 ft T-T
FA-103	Tanque de alimentación de catalizador	2.0 ft DI x 4.0 ft T-T
FA-104	Tanque de alimentación de inhibidor de gomas	3 ft DI x 7.5 ft T-T
FA-105	Tanque lavador de aire	2.0 ft DI x 4.0 ft T-T
FG-101	Filtro de gasolina	2.5 ft DI x 4.5 ft T-T
GA-101/R	Bomba de recirculación de sosa (Sección de prelavado)	130.0 GPM x $\Delta P = 38 \text{ lb/in}^2$
GA-102/R	Bomba de recirculación de sosa (Sección de endulzamiento)	335.24 GPM x $\Delta P = 56 \text{ lb/in}^2$
GA-103 /R	Bomba de gasolina tratada	670.8 GPM x $\Delta P = 74 \text{ lb/in}^2$
GA-104 /R	Bomba dosificadora de formación de gomas	1.0 GPM x $\Delta P = 103 \text{ lb/in}^2$
ME-101 AB	Mezclador de prelavado	4 in DI x 6 ft T-T
ME-102 AB	Mezclador de endulzamiento	6 in DI x 7 ft T-T

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	15/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

4.6. BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

CORRIENTE DESCRIPCION	1 (LIQUIDA)		2 (LIQUIDA)		3 (LIQUIDA)		4 (LIQUIDA)	
	GASOLINA NO TRATADA		GASOLINA TRATADA		GASOLINA/ SOSA A MEZCLADOR DE PRELAVADO		GASOLINA/ SOSA A SEPARADOR DE PRELAVADO	
	lbmol/h	%mol	lb/mol	%mol	lb/mol	%mol	lb/mol	%mol
COMPONENTE								
H2S		1 ppm				1 ppm		1 ppm
GASOLINA	1958	100	1958	100	1958	38.05	1958	38.05
NaOH					88.94	1.73	88.94	1.73
AGUA					3098.94	60.22	3098.94	60.22
MERCAPTANOS		89 ppm		5 ppm		84 ppm		84 ppm
DISULFUROS								
FENOLES Y CRESOLES								
TIOFENOLES								
AZUFRE TOTAL		3000 ppm		3000 ppm		3000 ppm		3000 ppm
TOTAL lbmol/h	1958		1958		5145.88		5145.88	
FLUJO TOTAL lb/h	21494		211494		270835		270835	
TEMPERATURA F	100		100		100		100	
PRESION psig	100		63.9		95		95	
PESO MOLECULAR	108		108		52.63		52.63	
DENSIDAD RELATIVA A 60 F	0.74		0.74		0.79		0.79	
BPD A 60 F	20000		20000		20000		20000	
DENSIDAD A P Y T								
lb/r3	45.22		45.22		48.28		48.28	
GPM	583.3		583.3		699.6		699.6	
r3/s	1.3		1.3		1.56		1.56	
cp (BTU/lb F)	0.5		0.5					
VISCOSIDAD cp	0.47		0.47					
COND. TERM								
BTU/h r2 (rR)	0.05		0.05					

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

CORRIENTE DESCRIPCION	5 (LIQUIDA)		6 (LIQUIDA)		7 (LIQUIDA)		8 (LIQUIDA)	
	SALIDA DE GASOLINA DEL FA-101		GASOLINA/SOSA A ME-102 AB		GASOLINA/ SOSA A FA-102		SOSA RECIRCULACION SECCION DE PRELAVADO	
COMPONENTE	lbmol/h	%mol	lb/mol	%mol	lb/mol	%mol	lb/mol	%mol
H2S								
GASOLINA	1958	100	1958	18.42	1958	18.42		
NaOH			828.39	7.79	828.39	7.79	88.94	2.79
AGUA			7845.85	73.79	7845.85	73.79	3098.94	97.21
MERCAPTANOS		84 ppm		49 ppm		5 ppm		
DISULFUROS						84 ppm		
FENOLES Y CRESOLES								
TIOFENOLES								
AZUFRE TOTAL		3000 ppm		3000 ppm		3000 ppm		
TOTAL lbmol/h	1958		10632.24		10632.24		3187.88	
FLUJO TOTAL lb/h	21494		385863		385863		59339	
TEMPERATURA F	100		100		100		100	
PRESION psig	85		50		40		85	
PESO MOLECULAR	108		36.29		36.29		18.61	
DENSIDAD RELATIVA A 60 F	0.74		0.9		0.9		1.07	
BPD A 60 F	20000		29982.86		29982.86		3997.71	
DENSIDAD A P Y T								
lb/ft ³	45.22		55.04		55.04		65.89	
GPM	583.3		874.5		874.5		116.6	
ft ³ /s	1.3		1.95		1.95		0.26	
cp (BTU/lb F)	0.5						0.94	
VISCOSIDAD cp	0.47						0.92	
COND. TERM								
BTU/h ft ² (FR)	0.05							

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

CORRIENTE DESCRIPCION	9 (LIQUIDA)		10 (LIQUIDA)					
	SOSA RECIRCULADA		SALIDA DE LA GASOLINA					
	SECCION DE ENDULZAMIENTO							
	lbmol/h	%mol	lb/mol	%mol				
COMPONENTE								
H2S								
GASOLINA	828.39	9.55	1958	100				
NaOH	7845.85	90.45						
AGUA							5 ppm	
MERCAPTANOS							84 ppm	
DISULFUROS								
FENOLES Y CRESOLES								
TIOFENOLES								
AZUFRE TOTAL							3000 ppm	
TOTAL lbmol/h	8674.24		1958					
FLUJO TOTAL lb/h	174360.898		211494					
TEMPERATURA F	100		100					
PRESION psig	40		40					
PESO MOLECULAR	20.1		108					
DENSIDAD RELATIVA A 60 F	1.21		0.74					
BPD A 60 F	9994.29		20000					
DENSIDAD A P Y T								
lb/ft ³	74.61		45.22					
GPM	291.5		583.3					
ft ³ /s	0.65		1.3					
cp (BTU/lb F)	0.88		0.5					
VISCOSIDAD cp	2.5		0.47					
COND. TERM								
BTU/h ft ² (Fft)			0.05					

**4.7. REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS
AUXILIARES**

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	SERVICIOS AUXILIARES HOJA 1 DE 7
---	---

4.7.1. LISTA DE REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES.

A continuación se presenta una lista de los requerimientos de Servicios Auxiliares y agentes químicos para el proceso de Tratamiento Cáustico de Gasolinas Catalíticas "OXIMER".

1. Agua de proceso que se requiere para:

se requiere para:

- Dilución de gasolina (al 6% y 19%)
- Retrolavado de tanques
- Lavado de aire.

2. Aire

3. Catalizador de oxidación

4. Inhibidor de formación de gomas

5. Solución de sosa al 20%

6. Energía eléctrica

REVISION	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	15/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	SERVICIOS AUXILIARES HOJA 2 DE 7
---	--

SERVICIO: AGUA DE PROCESO

CONDICIONES DE SUMINISTRO: CONDENSADO LIMPIO

PRESIÓN: 14.22 lb/in²

TEMPERATURA: 100 °F EN L.B¹

CONDICIONES DE RETORNO: A tratamiento de sosas gastadas

CONSUMO

CLAVE	EQUIPO	NORMAL		MÁXIMO	
		LPM	GPM	LPM	GPM
CONDENSADO LIMPIO ARRANQUE					
S/C	SEC. DE PRELAVADO (5) (2)	0.5124	0.135	0.564	0.1485
S/C	SEC. ENDULZAMIENTO(6) (3)	0.0195	0.0045	0.021	0.006
	TOTAL	0.5319	0.1395	0.585	0.1545
FA-105	TANQUE LAV. DE AIRE (4)	0.184	0.048	0.23	0.06
ME-101 AB	MEZCLADOR DE PRELAV (1)			2.5	0.659
ME-102 AB	MEZCLADOR DE END. (1)			6.620	1.75
	TOTAL			9.35	2.5

Notas:

1. El retrolavado de los mezcladores no es simultáneo y es llevado a cabo durante 5 minutos cada vez que la carga de presión de los contactores es de 9.954 lb/in². El valor reportado considera que el lavado se realiza cada 30 días.
2. El valor reportado representa un consumo continuo estimado, que considera una reposición cada 72 hrs del 30% de volumen de sosa circulante en la sección de prelavado.
3. El valor reportado representa un consumo continuo estimado, que considera reposición cada 15 días del volumen de sosa en el separador de Endulzamiento.
4. Agua para burbujeo de flujo intermitente. El consumo reportado representa un flujo continuo, el agua se suministra durante 36 segundos cada 5 días.
5. Agua para diluir sosa de 20% a 6% en peso.

¹ Condiciones de Suministro por Pemex en la Sección de Servicios.

REVISION	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	15/03/96					
TESIS U.N.A.M						MONTANTE FLORES ODETTE

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	SERVICIOS AUXILIARES HOJA 3 DE 7
---	---

6. Agua para diluir sosa de 20% a 19% en peso.

SERVICIO: AIRE A SECCIÓN DE ENDULZAMIENTO

CONDICIONES DE SUMINISTRO: PRESIÓN: 71.11 lb/in²

TEMPERATURA: 100 °F

CONDICIONES DE RETORNO: A LA ATMÓSFERA.

CONSUMO

CLAVE	EQUIPO	NORMAL	MÁXIMO
ME-102 AB	MEZCLADOR DE ENDULZAMIENTO	8,833.92 ft ³ /día	12, 179 ft ³ /día

NOTAS:

1. FLUJO A 40°F Y 14.22 lb/in².
2. AIRE PROVENIENTE DE LA SECCIÓN DE SERVICIOS FUERA DE LIMITE DE BATERÍA.

REVISION	0-PREL.	1	2	3	4	5
FECHA	15/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	SERVICIOS AUXILIARES HOJA 4 DE 7
---	---

**SERVICIO: CATALIZADOR DE OXIDACIÓN
(FTALOCIANINA DE COBALTO SULFONADA (1)(3))**

**CONDICIONES DE SUMINISTRO: PRESIÓN: ATMOSFÉRICA
TEMPERATURA: ATMOSFÉRICA**

CONSUMO (2)

<u>CLAVE</u>	<u>EQUIPO</u>	<u>NORMAL</u>	<u>MÁXIMO</u>
FA-103	TANQUE DE ALIMENTACIÓN DE CATALIZADOR	0.15 lb/día	0.20 lb/día

NOTAS:

1. La solución de sosa al 19% tendrá de 150 a 250 ppm de catalizador.
2. Flujo intermitente, el valor indicado representa un consumo continuo cada 15 días.
3. Densidad aparente 0.34 lb/ft³
4. Requerimientos para arranque: 1.0824 lb (máximo).

REVISION	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	15/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	SERVICIOS AUXILIARES HOJA 5 DE 7
---	---

SERVICIO: INHIBIDOR DE FORMACIÓN DE GOMAS

CONDICIONES DE SUMINISTRO:

PRESIÓN: ATMOSFÉRICA

TEMPERATURA: ATMOSFÉRICA

CONSUMO (2)

CLAVE	EQUIPO	NORMAL		MÁXIMO	
		LPM	GPM	LPM	GPM
FA-104	TANQUE DE ALIMENTACIÓN DE INHIBIDOR DE GOMAS	0.081	0.018	0.783	0.207

NOTAS:

1. Características del inhibidor de gomas: Kerobit ; temp. amb; viscosidad 35 mPas.
2. Inhibidor a base de butilfenoles.
3. El contenido del inhibidor es de 10 ppm en la corriente de hidrocarburos tratados para el flujo normal.
4. El contenido del inhibidor es de 100 ppm en la corriente de hidrocarburos tratados para el flujo máximo.
5. El suministro es en tambores.
6. El consumo reportado considera una dilución de 9 H.C/ Inhibidor en volumen.

REVISION	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	15/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	SERVICIOS AUXILIARES HOJA 6 DE 7
---	---

SERVICIO: SOLUCIÓN DE SOSA CÁUSTICA

CONDICIONES DE SUMINISTRO: PRESIÓN: ATMOSFÉRICA

TEMPERATURA: ATMOSFÉRICA

CONDICIONES DE RETORNO: A TRATAMIENTO FUERA DEL L.B

CONSUMO (2)

CLAVE	EQUIPO	NORMAL		MÁXIMO	
		LPM	GPM	LPM	GPM
S/C	SECCIÓN DE PRELAVADO (1)(2)(5)	0.1809	0.047	0.199	0.052
S/C	SECCIÓN DE ENDULZAMIENTO (1)(3)(4)(6)	0.0194	0.005	0.0214	0.005

NOTAS:

1. Flujo intermitente, el valor reportado representa un flujo continuo.
2. Reposición cada 72 horas del 30 % del volumen de sosa en sección de prelavado.
3. Reposición de sosa al 6% peso se prepara fuera del límite de batería
4. Reposición de sosa al 19% peso se prepara fuera del límite de batería.
5. Requerimientos de arranque de 756.31 Gal. al 20% en peso.
6. Requerimientos de arranque de 3047.36 Gal. al 20% en peso

REVISION	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	15/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	SERVICIOS AUXILIARES HOJA 7 DE 7
---	---

SERVICIO: ENERGÍA ELÉCTRICA (60 CICLOS)**POTENCIA**

<u>CLAVE</u>	<u>DESCRIPCIÓN</u>	<u>VOLTS</u>	<u>FASES</u>	<u>HP</u>	
GA-101/R	BOMBA DE RECIRCULACIÓN	440	3	7.5	
GA-102/R	BOMBA DE RECIRCULACIÓN	440	3	20	
GA-103/R	BOMBA DE GASOLINA TRATADA	440	3	50	
GA-104/R	BOMBA DE INHIBIDOR DE GOMAS	440	3	1	

NOTAS:

1. Consumo a confirmar por el fabricante.
2. Incluye relevos

REVISION	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	15/03/96					
TESIS U.N.A.M						MONTANTE FLORES ODETTE

4.8. HOJAS DE DATOS

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	HOJAS DE DATOS DE PROCESO DE RECIPIENTES HOJA 1 DE 2
---	---

PLANTA: PROCESO OXIMER		TESIS: U.N.A.M	
LOCALIZACIÓN: SALAMANCA, GTO.		MONTANTE FLORES ODETTE	
CLAVE DEL EQUIPO: FA-101	SERVICIO: SEPARADOR DE PRELAVADO	NO. UNIDADES: 1	
POSICIÓN: HORIZONTAL	TIEMPO DE RESIDENCIA: 20 MIN		
TIPO DE FLUIDO: LÍQUIDO	FLUJO	583.30 GPM	116.60 GPM
GASOLINA/SOSA AL 6% EN PESO	DENSIDAD	45.22 LB/FT ³	65.89 LB/FT ³
VAPOR O GAS	FLUJO	-----	-----
	DENSIDAD	-----	-----
TEMPERATURA:	OPERACIÓN	100 ° F	38 ° C
	MÁXIMA	104 ° F	40 ° C
	DISEÑO	120.9 ° F	55 ° C
PRESIÓN:	OPERACIÓN	85.0 PSIG	6.0 KG/CM ² MAN
	MÁXIMA	106.7 PSIG	6.7 KG/CM ² MAN
	DISEÑO	120.9 PSIG	8.7 KG/CM ² MAN
CAPACIDAD TOTAL:		1872.0 ft ³	53.0 m ³
DIMENSIONES:	LONGITUD T-T	33.0 ft	9.90 m
	DIÁMETRO	8.5 ft	2.59 m
NIVEL:	MÁXIMO	6.5 ft	2.0 m
	NORMAL	4.5 ft	1.40 m
	MÍNIMO	1.0 ft	0.305 m
ALARMA:	ALTO NIVEL	5.0 ft	1.50 m
	BAJO NIVEL	2.0 ft	0.609 m
NIVEL DE PARO:		-----	-----
MATERIALES:	CASCARON	A.C	
	CABEZAS	A.C	
MALLA COALESCEDORA	ESPESOR	6 in	0.152 m
	MATERIAL	A.I	
TIPO CIRCULAR	DIÁMETRO	8.5 ft	2.59 m
TIPO RECTANGULAR	LONGITUD		
	ANCHO		
CORROSIÓN PERMISIBLE	CASCARON	0.25 in	0.64 m
	CABEZAS	0.25 in	0.64 m
 AISLAMIENTO NO	RECUBRIMIENTO INTERNO NO		
RELEV DE ESFUERZOS NO			
BOQUILLAS			
NO.	CANT	ØNOM	SERVICIO
1	2	24"	REGISTRO DE HOMBRE
8	1	2"	VENTEO EN LÍNEA
11	1	7"	ALIMENTACIÓN DE ME-101 AB
17	1	3"	SALIDA DE SOSA A GA-101/R

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	15/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	HOJAS DE DATOS DE PROCESO DE RECIPIENTES HOJA 2 DE 2
---	---

BOQUILLAS			
NO.	CANT	ØNOM	SERVICIO
18	1	7"	SALIDA DE GASOLINA A ME-101 AB
31	2	3"	DRENE
33	1	4"	VÁLVULA DE SEGURIDAD
35	1	2"	CONEXIÓN DE SERVICIO
46	2	2"	INSTRUMENTOS DE NIVEL
47	4	2"	VIDRIO DE NIVEL
50	4	2"	DESNTADORA

NOTAS:

- 1) ACOTACIONES EN ft.
- 2) EL TANQUE OPERA TOTALMENTE LLENO. LOS NIVELES INDICADOS CORRESPONDEN A LA INTERFASE.
- 3) VER ESPECIFICACIONES DE LA MALLA
- 4) 4 BOQUILLAS ASOCIADAS IGUALMENTE A LA ALTURA DEL NNI A PARTIR DE LA MITAD DEL RECIPIENTE HACIA LA SALIDA DE LA GASOLINA.

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	15/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	HOJAS DE DATOS DE MALLA COALESCEDORA HOJA 1 DE 1
---	---

PLANTA: PROCESO OXIMER		TESIS: U.N.A.M	
LOCALIZACIÓN: SALAMANCA, GTO.		MONTANTE FLORES ODETTE	
CLAVE DE EQUIPO: FA-101	SERVICIO: SEPARADOR DE PRELAVADO		
CONDICIONES DE OPERACIÓN:			
TEMPERATURA: 100 °F		PRESIÓN: 85.34 PSIG	
PRESIÓN ATMOSFÉRICA: 12.5 PSIG			
1. FASE VAPOR			
TIPO DE FLUIDO: -----		FLUJO: -----	
VELOCIDAD SUPERFICIAL: -----		PESO MOLECULAR: -----	
DENSIDAD A P Y T: -----		SÓLIDOS PRESENTES: -----	
2. LIQUIDO A LA SUCCIÓN DEL RECIPIENTE:			
FLUJO: 583.33/116.6 GPM		TIPO DE FLUIDO: GASOLINA/SOSA AL 6% PESO	
DENSIDAD A T: 45.22/65.89 lb/ft ³		VISCOSIDAD: 0.47/0.92 cp	
TENSIÓN SUPERFICIAL: -----		TENDENCIA DE ENSUCIAMIENTO: -----	
TIPO DE ARRASTRE:			
GOTA FINA	NORMAL	X	GRUESA
PATRÓN DE FLUIDO DE DOS FASES EN BOQUILLA DE ENTRADA:			
3. REQUERIMIENTOS DE PROCESO:			
CAÍDA DE PRESIÓN PERMISIBLE EN LA MALLA : 0.177 PSIG			
EFICIENCIA DE LA SEPARACIÓN : ALTA			
4. DATOS DEL RECIPIENTE:			
POSICIÓN: HORIZONTAL		MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN: A.C.	
DIMENSIONES:		DIAM. INT. 8.5 ft	LONGITUD T-T 33 ft
ESPACIO LIBRE (DEBAJO DE LA MALLA): -----		ESPACIO ARRIBA DE LA MALLA: -----	
5. DATOS DE LA MALLA SEPARADORA			
DIMENSIONES			
CIRCULAR: DIÁMETRO: 8.5 ft			
RECTANGULAR: LONGITUD : -----		ANCHO: -----	
ESPESOR: 6 in		DIÁMETRO DEL ALAMBRE: 0.006 in	
POSICIÓN: VERTICAL		MATERIAL EN CONSTRUCCIÓN: A.I.	
DENSIDAD: 8.99 lb/ft ³		SUPERFICIE DE CONTACTO: 135 ft ² /ft ³	
SOPORTE DE LA MALLA:		TIPO: PROVEEDOR	MATERIAL: PROVEEDOR
INSTALACIÓN DE LA MALLA:			
DIMENSIONES		TAPA BRIDADA: -----	
REGISTRO DE HOMBRE (TAMAÑO) : 2 REGISTROS DE 24 in			

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	15/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

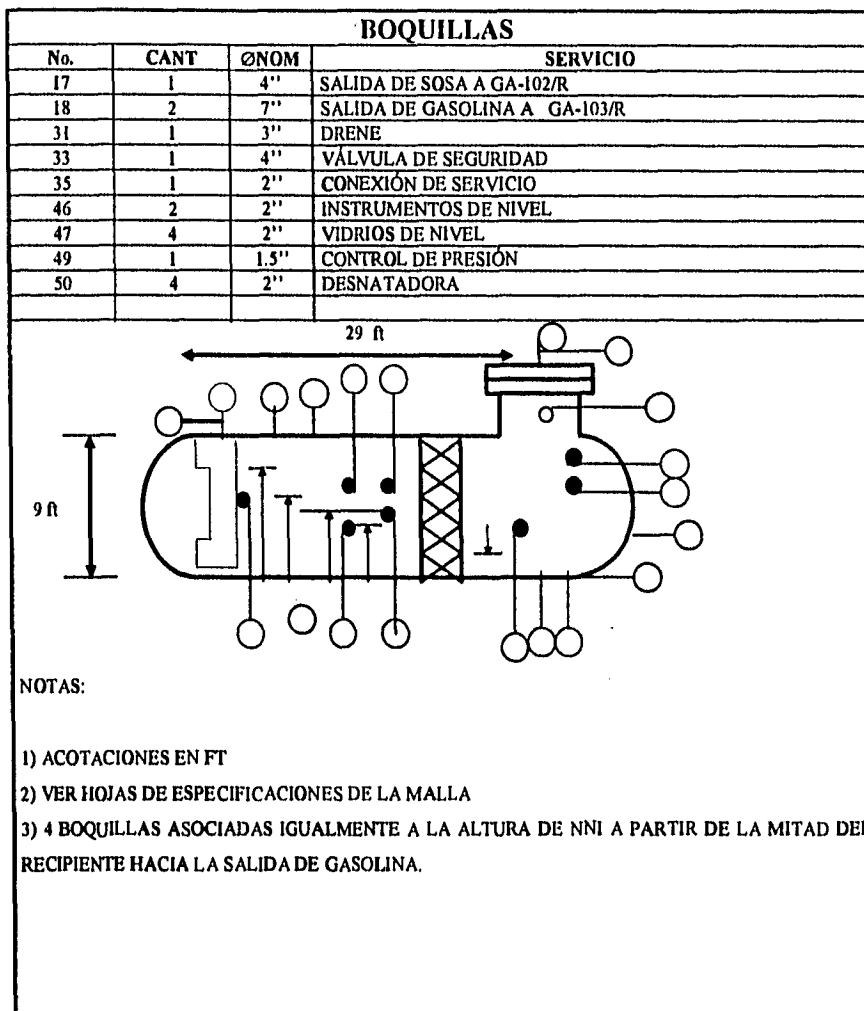
PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	HOJAS DE DATOS DE PROCESO DE RECIPIENTES HOJA 1 DE 2
---	---

PLANTA: PROCESO OXIMER		TESIS: U.N.A.M	
LOCALIZACIÓN: SALAMANCA, Gto.		MONTANTE FLORES ODETTE	
CLAVE DEL EQUIPO: FA-102	SERVICIO: Separador de endulzamiento	No. UNIDADES: 1	
POSICIÓN: Horizontal	TIEMPO DE RESIDENCIA: 20 min		
TIPO DE FLUIDO: Líquido	FLUJO	583.30 GPM	291.50 GPM
Gasolina/Sosa al 19% en peso	DENSIDAD	45.22 lb/ft ³	74.61 lb/ft ³
VAPOR O GAS	FLUJO	-----	-----
	DENSIDAD	-----	-----
TEMPERATURA:	OPERACIÓN	100 ° F	38 ° C
	MÁXIMA	104 ° F	40 ° C
	DISEÑO	131 ° F	55 ° C
PRESIÓN:	OPERACIÓN	40 psig	2.8 kg/cm ² man
	MÁXIMA	150 psig	3.5 kg/cm ² man
	DISEÑO	178 psig	5.5 kg/cm ² man
CAPACIDAD TOTAL:		2392 ft ³	67.8 m ³
DIMENSIONES:	LONGITUD T-T	28.5 ft	8.69 m
	DIÁMETRO	9 ft	2.74 m
NIVEL:	MÁXIMO	7 ft	2.13 m
	NORMAL	4.5 ft	1.37 m
	MÍNIMO	1 ft	0.305 m
ALARMA:	ALTO NIVEL	5 ft	1.50 m
	BAJO NIVEL	1.5 ft	0.457 m
NIVEL DE PARO:		-----	-----
MATERIALES:	CASCARON	A.C	
	CABEZAS	A.C	
MALLA COALESCEDORA	ESPESOR	12 in	0.305 m
	MATERIAL	A.I	
TIPO CIRCULAR	DIÁMETRO	9 ft	2.74 m
TIPO RECTANGULAR	LONGITUD	----	----
	ANCHO	-----	-----
CORROSIÓN PERMISIBLE	CASCARON	0.25 in	0.64 cm
	CABEZAS	0.25 in	0.64 cm
ASLAMIENTO NO	RECUBRIMIENTO INTERNO NO		
RELEV DE ESFUERZOS			
NO			
BOQUILLAS			
No.	CANT	ØNOM	SERVICIO
1	2	24"	REGISTRO DE HOMBRE
7	1	2"	SALIDA DE AIRE
8	1	4"	VENTEO EN LÍNEA
11	1	7"	ALIMENTACIÓN DE ME-102 AB

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	15/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER:
OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO
DEL MEDIO AMBIENTE

HOJAS DE DATOS DE
PROCESO DE RECIPIENTES
HOJA 2 DE 2



REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	15/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	HOJAS DE DATOS DE MALLA COALESCEDORA HOJA 1 DE 1
---	---

PLANTA: PROCESO OXIMER		TESIS: U.N.A.M	
LOCALIZACIÓN: SALAMANCA, GTO.		MONTANTE FLORES ODETTE	
CLAVE DE EQUIPO: FA-102	SERVICIO: SEPARADOR DE ENDULZAMIENTO		
CONDICIONES DE OPERACIÓN:			
TEMPERATURA: 100 °F		PRESIÓN: 39.83 PSIG	
PRESIÓN ATMOSFÉRICA: 12.5 PSIG			
1. FASE VAPOR			
TIPO DE FLUIDO: -----		FLUJO: -----	
VELOCIDAD SUPERFICIAL: -----		PESO MOLECULAR: -----	
DENSIDAD A P Y T: -----		SÓLIDOS PRESENTES: -----	
2. LIQUIDO A LA SUCCIÓN DEL RECIPIENTE:			
FLUJO: 583.33/291.5 GPM		TIPO DE FLUIDO: GASOLINA/SOSA AL 19% PESO	
DENSIDAD A T: 45.22/74.61 lb/ft ³		VISCOSIDAD: 0.47/2.5 cp	
TENSIÓN SUPERFICIAL: -----		TENDENCIA DE ENSUCIAMIENTO: -----	
TIPO DE ARRASTRE:			
GOTA FINA	NORMAL	X	GRUESA
PATRÓN DE FLUIDO DE DOS FASES EN BOQUILLA DE ENTRADA:			
3. REQUERIMIENTOS DE PROCESO:			
CAÍDA DE PRESIÓN PERMISIBLE EN LA MALLA : 0.177 PSIG			
EFICIENCIA DE LA SEPARACIÓN : ALTA			
4. DATOS DEL RECIPIENTE:			
POSICIÓN: HORIZONTAL		MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN: A.C.	
DIMENSIONES:		DIAM. INT. 9 ft	LONGITUD T-T 29 ft
ESPACIO LIBRE (DEBAJO DE LA MALLA): ----		ESPACIO ARRIBA DE LA MALLA: -----	
5. DATOS DE LA MALLA SEPARADORA			
DIMENSIONES			
CIRCULAR: DIÁMETRO: 9.0 ft			
RECTANGULAR: LONGITUD: -----		ANCHO: -----	
ESPESOR: 12 in		DIÁMETRO DEL ALAMBRE: 0.006 in	
POSICIÓN: VERTICAL		MATERIAL EN CONSTRUCCIÓN: A.I.	
DENSIDAD: 8.99 lb/ft ³		SUPERFICIE DE CONTACTO: 135 ft ² /ft ³	
SOPORTE DE LA MALLA:	TIPO: PROVEEDOR	MATERIAL: PROVEEDOR	
INSTALACIÓN DE LA MALLA:			
DIMENSIONES		TAPA BRIDADA: -----	
REGISTRO DE HOMBRE (TAMAÑO) : 2 REGISTROS DE 24 in			

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	15/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	HOJAS DE DATOS DE PROCESOS PARA RECIPIENTES
---	--

NOMBRE: FA-103		HOJA 1 DE 2	
SERVICIO: TANQUE DE ALIMENTACIÓN DE CATALIZADOR		PLANTA: PROCESO OXIMER	
No. UNIDADES: 1		TESIS: U.N.A.M	
POSICIÓN: VERTICAL		MONTANTE FLORES ODETTE	
TIEMPO DE RESIDENCIA: MAX. 4 DÍAS			
TIPO DE FLUIDO:			
LIQUIDO:		NORMAL	MIN
SOSA AL. 19% EN PESO Y	FLUJO GPM	0.0068	0.0054
CATALIZADOR	DENSIDAD lb/ft³	74.61	
VAPOR:		FLUJO GPM	-----
		DENSIDAD lb/ft³	-----
TEMPERATURA:		°F	°C
		OPERACIÓN	100
		MÁXIMA	105
		DISEÑO	130
PRESIÓN:		PSIG	kg/cm²
		OPERACIÓN	12.2
		MÁXIMA	18.3
		DISEÑO	48.0
CAPACIDAD TOTAL:		ft³	m³
		5.21	0.147
DIMENSIONES:		ft	m
		LONGITUD T-T	4.0
		DIÁMETRO	2.0
NIVEL:		MÁXIMO	3.2
		NORMAL	2.0
		MÍNIMO	1.0
ALARMA:		ALTO NIVEL	-----
		BAJO NIVEL	-----
NIVEL DE PARO:		-----	-----
MATERIALES:		CASCARON	AC
		CABEZAS	AC
MALLA SEPARADORA:		ln	cm
		ESPESOR	-----
		MATERIAL	-----
TIPO CIRCULAR:		ft	m
		DIÁMETRO	-----
TIPO RECTANGULAR:		LONGITUD	-----
		ANCHO	-----
CORROSIÓN PERMISIBLE:		ln	cm
		CASCARON	0.24
		CABEZAS	0.24

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	15/03/96					
TESIS U.N.A.M						MONTANTE FLORES ODETTE

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	HOJAS DE DATOS DE PROCESOS PARA RECIPIENTES
---	--

NOMBRE: FA-104		HOJA 1 DE 2	
SERVICIO: TANQUE DE ALIMENTACIÓN DE INHIBIDOR DE GOMAS		TESIS: U.N.A.M MONTANTE FLORES ODETTE	
No. UNIDADES: 1		PLANTA: PROCESO OXIMER	
POSICIÓN: VERTICAL			
TIEMPO DE RESIDENCIA: MAX. 4 HORAS			
TIPO DE FLUIDO:			
LIQUIDO:		NORMAL	MIN
MEZCLA GASOLINA /INHIBIDOR	FLUJO GPM	0.22	0.18
	DENSIDAD lb/ft ³	45.22	
VAPOR:		---	---
	FLUJO GPM	---	---
	DENSIDAD lb/ft ³	---	---
TEMPERATURA:		°F	°C
	OPERACIÓN	100	38
	MÁXIMA	105	40
	DISEÑO	130	54
PRESIÓN:		PSIG	kg/cm ²
	OPERACIÓN	12.2	0.90
	MÁXIMA	41.0	2.8
	DISEÑO	70.4	4.8
CAPACIDAD TOTAL:		ft ³	m ³
		44.20	1.25
DIMENSIONES:		ft	m
	LONGITUD T-T	7.5	2.30
	DIÁMETRO	3	0.90
NIVEL:		6.0	1.80
	NORMAL	3.5	1.15
	MÍNIMO	1.5	0.45
ALARMA:		ALTO NIVEL	---
		BAJO NIVEL	---
NIVEL DE PARO:			
MATERIALES:			
	CASCARON	AC	
	CABEZAS	AC	
MALLA SEPARADORA:		ln	cm
	ESPESOR	---	---
	MATERIAL	---	---
TIPO CIRCULAR:		ft	m
	DIÁMETRO	---	---
TIPO RECTANGULAR:		---	---
	LONGITUD	---	---
	ANCIO	---	---
CORROSIÓN PERMISIBLE:		ln	cm
	CASCARON	0.24	0.6
	CABEZAS	0.24	0.6

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	15/03/96					
TESIS U.N.A.M						MONTANTE FLORES ODETTE

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	HOJAS DE DATOS DE PROCESOS PARA RECIPIENTES
---	--

		HOJA 2 DE 2	
AISLAMIENTO:		NINGUNO	
RECUBRIMIENTO INTERNO:		NINGUNO	
BOQUILLAS			
No.	Ø (in)	SERVICIO	
A	1.5	ALIMENTACIÓN	
B	2	SALIDA INHIBIDOR	
C	2	DRENE	
D	1.5	CONEXIÓN DE SERVICIO	
E	3/4	VIDRIO DE NIVEL	
F		ESCOTILLA ATORNILLADA	
NOTAS:			

REVISIÓN	0-PREL.	1	2	3	4	5
FECHA	15/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	HOJAS DE DATOS DE PROCESOS PARA RECIPIENTES
---	--

NOMBRE: FA-105		HOJA 1 DE 2	
SERVICIO: LAVADOR DE AIRE		PLANTA: PROCESO OXIMER	
No. UNIDADES: 1		TESIS: U.N.A.M	
POSICIÓN: VERTICAL		MONTANTE: FLORES ODETTE	
TIEMPO DE RESIDENCIA: 3 MIN			
TIPO DE FLUIDO:			
LIQUIDO:		NORMAL	MIN
AGUA	FLUJO GPM	28.5	17.1
	DENSIDAD lb/ft³	62	-
VAPOR:	FLUJO GPM	33.5	20.1
AIRE	DENSIDAD lb/ft³	0.18	--
TEMPERATURA:		°F	°C
	OPERACIÓN	100	38
	MÁXIMA	105	40
	DISEÑO	130	54
PRESIÓN:		PSIG	kg/cm²
	OPERACIÓN	12.2	1
	MÁXIMA	41.0	3
	DISEÑO	70.4	4.8
CAPACIDAD TOTAL:		ft³	m³
		12.5	3.84
DIMENSIONES:		ft	m
	LONGITUD T-T	4.0	1.21
	DIÁMETRO	2.0	0.60
NIVEL:		MÁXIMO	3.2
	NORMAL	2.0	0.60
	MÍNIMO	1.0	0.30
ALARMA:		ALTO NIVEL	----
	BAJO NIVEL	----	----
NIVEL DE PARO:			
MATERIALES:		CASCARON	AC
	CABEZAS	AC	
MALLA SEPARADORA:		in	cm
	ESPOSOR	----	----
	MATERIAL	----	----
TIPO CIRCULAR:		ft	m
	DIÁMETRO	----	----
TIPO RECTANGULAR:		LONGITUD	----
	ANCHO	----	----
CORROSIÓN PERMISIBLE:		in	cm
	CASCARON	0.24	0.6
	CABEZAS	0.24	0.6

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	15/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	HOJAS DE DATOS DE PROCESOS PARA RECIPIENTES
---	--

			HOJA 2 DE 2
AISLAMIENTO:			NINGUNO
RECUBRIMIENTO INTERNO:			NINGUNO
BOQUILLAS			
No.	Ø (ln)	SERVICIO	
A	12	REGISTRO DE MANO Y TAPA	
B	1	SALIDA DE AIRE A LA ATMÓSFERA	
C	2	ENTRADA DE AIRE	
D	1	ENTRADA DE AGUA	
E	1	DRENE	
F	2	CONEXIÓN DE SERVICIO	
G	3/4	VIDRIO DE NIVEL	
NOTAS:			

REVISIÓN	0-PREL.	1	2	3	4	5
FECHA	15/03/96					
TESIS U.N.A.M						MONTANTE FLORES ODETTE

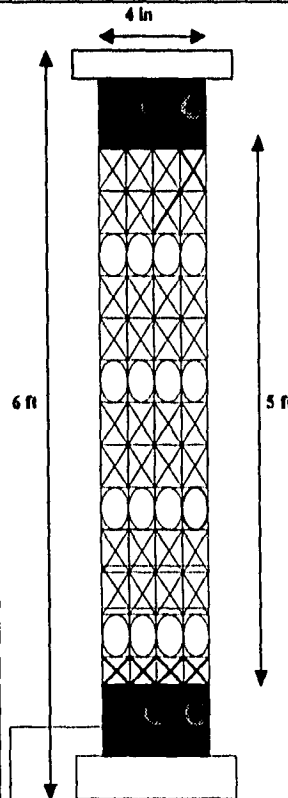
PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	HOJAS DE DATOS DE PROCESOS PARA RECIPIENTES
---	--

				HOJA 2 DE 2
BOQUILLAS				
No.	CANT	Ø (In)	SERVICIO	
1	1	35	TAPA	
8	1	2	VENTEO	
11	1	7	ALIMENTACIÓN	
18	1	7	SALIDA A ME-101 AB	
31	1	1	DRENE	
35	1	2	CONEXIÓN DE SERVICIO	
NOTAS:				
<p>1) CANASTA CILÍNDRICA DE PLACA PERFORADA RECUBIERTA CON MALLA DE FILTRACIÓN TIPO WAGNER O SIMILAR, EL FLUIDO SERÁ DE AFUERA HACIA DENTRO DE LA CANASTA DE ACERO INOXIDABLE ØNOM 18" Y LONGITUD 20 "</p>				

REVISIÓN	0-PREL.	1	2	3	4	5
FECHA	15/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	HOJAS DE DATOS DE PROCESO PARA MEZCLADORES ESTÁTICOS
---	---

CLIENTE: TESIS PROFESIONAL		HOJA 1 DE 1
PLANTA: PROCESO OXIMER		
LOCALIZACIÓN SALAMANCA, GTO.		No. UNIDADES 2
CLAVE DEL EQUIPO: ME-101 AB		TIEMPO DE CONTACTO: 1 seg.
SERVICIO: MEZCLAR GASOLINA CATALÍTICA / SOLUCIÓN DE SOSA AL 6% EN PESO		
MEZCLADOR DE PRELAVADO		
DATOS	GASOLINA	SOL. NaOH (6%)
FLUJO TOTAL	583.3 /349.8 GPM	116.6/58.15 GPM
DENSIDAD	45.22 lb/ft ³	65.89 lb/ft ³
VISCOSIDAD	0.47 cp	0.92 cp
ΔP MÁXIMO: 33 PSIG		
TEMP. DE OPE.	DE 100 °F	HASTA 145 °F
PRESIÓN	DE 95 PSIG	HASTA 128 PSIG
CARACTERÍSTICAS DEL MEZCLADOR		
TIPO: VER NOTAS		
No. DE ELEMENTOS: 12		
POSICIÓN: HORIZONTAL		
LONGITUD DE CADA ELEMENTO: 4 in		
DIÁMETRO INTERIOR: 4 in		
LONGITUD TOTAL: 6 ft		
LONG. ANTES DE BARRAS DE CONTENCIÓN: 5 ft		
NOTAS Y OBSERVACIONES		
1) ACOTACIONES EN PULGADAS		
2) PRESIÓN ATMOSFÉRICA 12.2 PSIA		
3) EL TIPO DE ELEMENTOS SE OBTUVO DE ACUERDO AL CATALOGO DE KOCH "STATIC MIXING".		
4) MATERIAL DE LOS ELEMENTOS: ASI-410		
5) MATERIAL DE LOS TUBOS: A.C. CED. 40		
6) BARRAS MET. DE CONTENCIÓN DE A.I (4)		
7) EL EQUIPO PUEDE IR ELEVADO		



REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	16/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

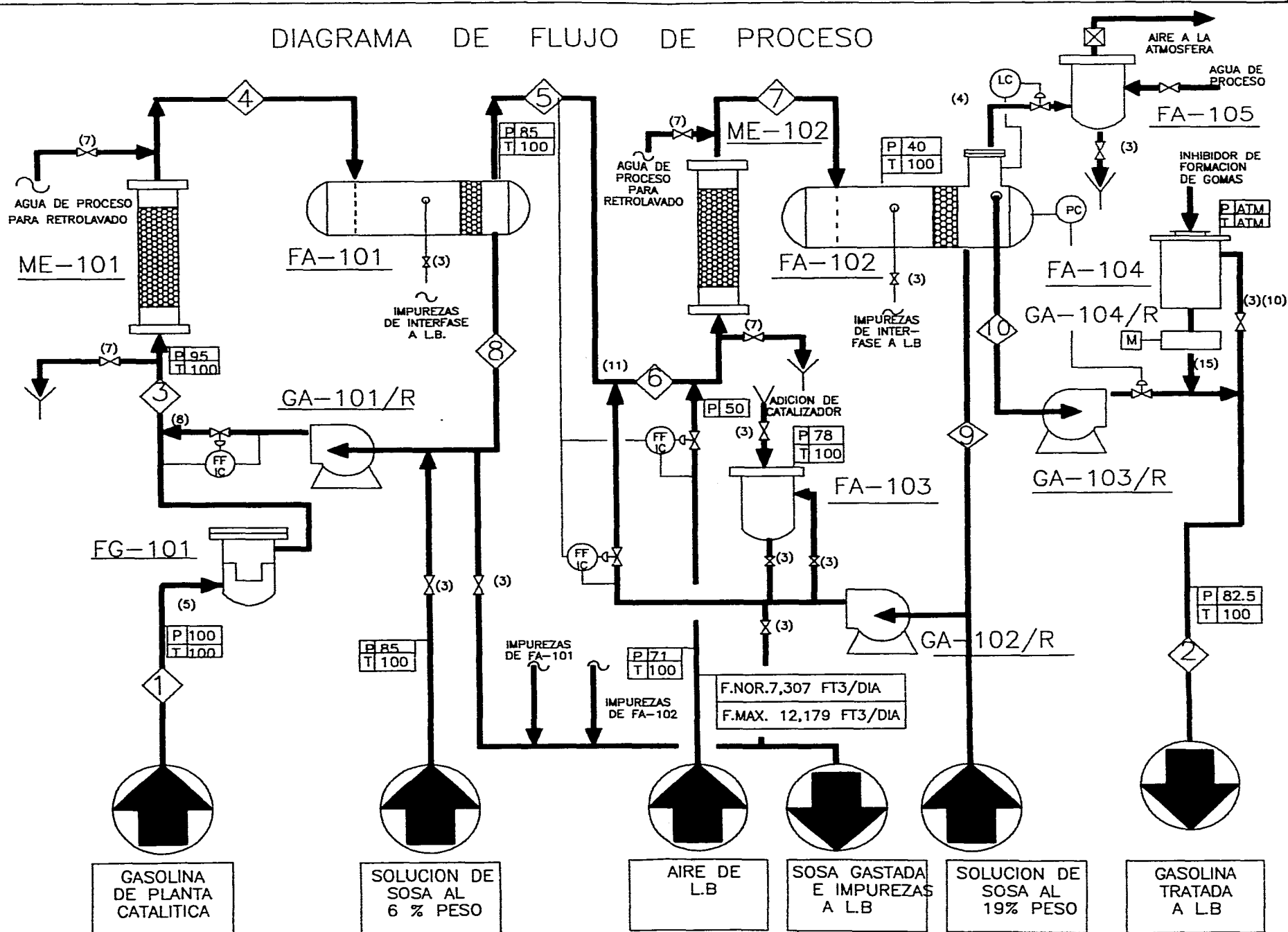
PROCESO OXIMER: OPCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL MEJORAMIENTO DEL MEDIO AMBIENTE	HOJAS DE DATOS DE PROCESO PARA MEZCLADORES ESTÁTICOS
---	---

CLIENTE: TESIS PROFESIONAL				HOJA 1 DE 1	
PLANTA: PROCESO OXIMER					
LOCALIZACIÓN SALAMANCA, GTO.				No. UNIDADES 2	
CLAVE DEL EQUIPO: ME-102 AB				TIEMPO DE CONTACTO: 1.8 seg.	
SERVICIO: MEZCLAR GASOLINA CATALÍTICA / SOLUCIÓN DE SOSA AL. 19% / AIRE					
MEZCLADOR DE ENDULZAMIENTO					
DATOS	F. TOT	DENSID.	μ		
GASOLINA	583.3/349.8	43.22 lb/ft ³	0.47 cp		
SOL. NaOH	291.50/145.8	74.61 lb/ft ³	0.92 cp		
AIRE	12179/8834 ft	0.005 lb/ft ³	-----		
ΔP MÁXIMO: 33 PSIG					
TEMP. DE OPE.	DE 100 °F	HASTA 145 °F			
PRESIÓN	DE 63 PSIG	HASTA 95 PSIG			
CARACTERÍSTICAS DEL MEZCLADOR					
TIPO: VER NOTAS					
No. DE ELEMENTOS: 9					
POSICIÓN: HORIZONTAL					
LONGITUD DE CADA ELEMENTO: 6 in					
DIÁMETRO INTERIOR: 6 in					
LONGITUD TOTAL: 7 ft					
LONG. ANTES DE BARRAS DE CONTENCIÓN: 6 ft					
NOTAS Y OBSERVACIONES					
1) ACOTACIONES EN PULGADAS					
2) PRESIÓN ATMOSFÉRICA 12.2 PSIA					
3) EL TIPO DE ELEMENTOS SE OBTUVO DE ACUERDO AL CATALOGO DE KOCH "STATIC MIXING".					
4) MATERIAL DE LOS ELEMENTOS: ASI-410					
5) MATERIAL DE LOS TUBOS: A.C. CED. 40					
6) BARRAS MET. DE CONTENCIÓN DE A.1 (4)					
7) EL EQUIPO PUEDE IR ELEVADO					

REVISIÓN	0-PREL	1	2	3	4	5
FECHA	16/03/96					
TESIS U.N.A.M					MONTANTE FLORES ODETTE	

4.9. DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO



ODETTE MONTANTE FLORES

TESIS

UNAM

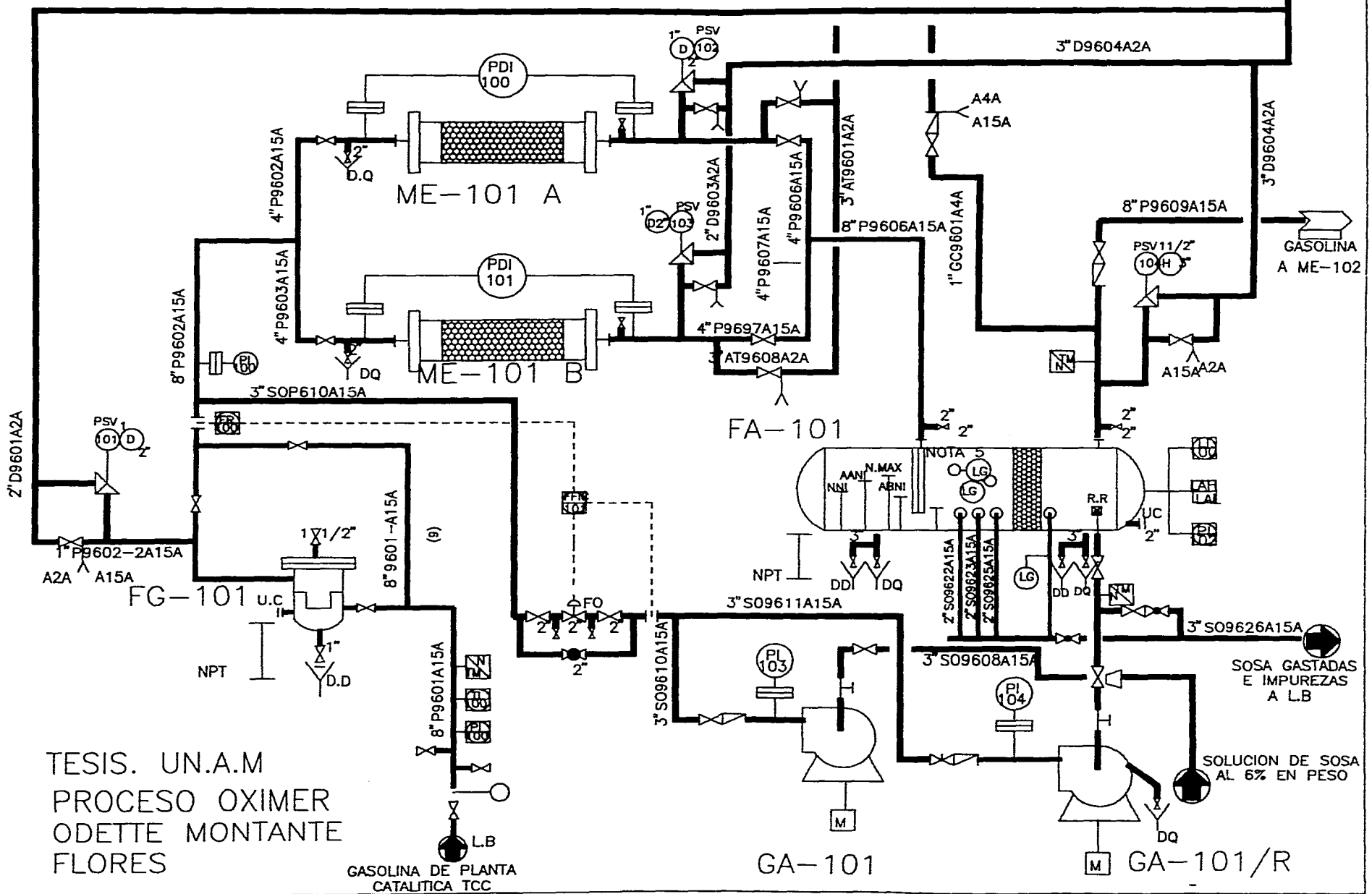
4.10. DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN

DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION
SECCION DE PRELAVADO

AGUA
DE RETROLAVADO

GAS COMBUSTBLE

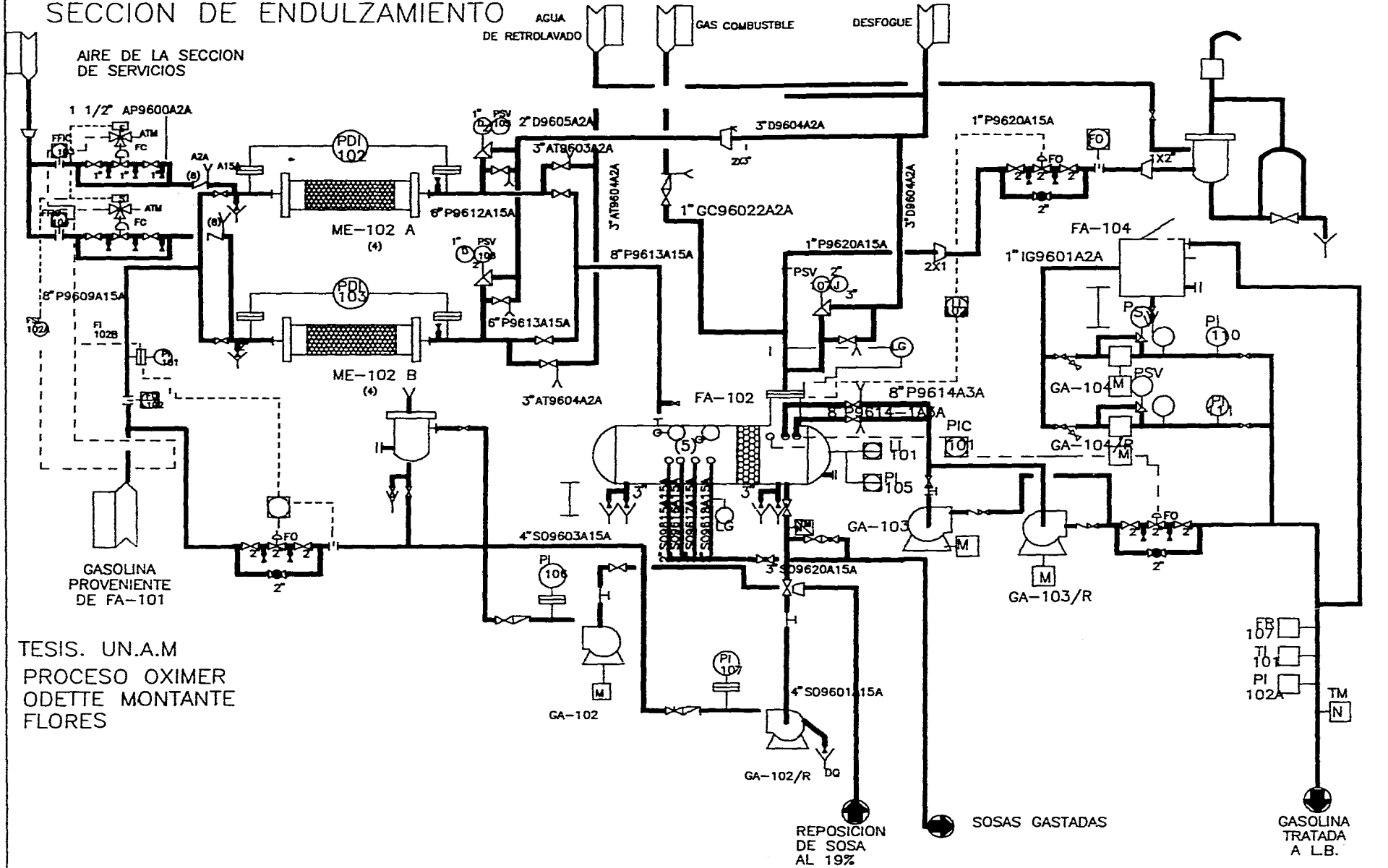
DESFOGUE



TESIS. UN.A.M
PROCESO OXIMER
ODETTE MONTANTE
FLORES

GASOLINA DE PLANTA
CATALITICA
TCC

DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION SECCION DE ENDULZAMIENTO



TESIS. UN.A.M
PROCESO OXIMER
ODETTE MONTANTE
FLORES

CONCLUSIÓN

Se destacan dos aspectos importantes el primero se refiere al proceso desarrollado.

El proceso catalítico de remoción y conversión de mercaptanos presentes en hidrocarburos ligeros, es un sistema interesante desde el punto de vista industrial, ya que permite el endulzamiento y/o desulfuración de destilados desde una mezcla de propano-butano hasta fracciones tipo queroseno mediante el tratamiento a base de soluciones cáusticas de hidróxido de sodio en presencia de un catalizador adecuado a base de quelatos metálicos.

El proceso Oximer y el catalizador IMP-OM-1 han demostrado ser altamente competitivos, tanto en funcionalidad y comportamiento en operación, así como en su costo respecto a los paquetes de compañías extranjeras, es decir, en nuestro país existe el potencial técnico para desarrollar tecnologías en Instituciones Mexicanas como es el caso de Tratamientos de Combustibles. Esto quiere decir, que la tecnología OXIMER-IMP se encuentra a la altura de tecnologías internacionales y es cien porciento nacional, esto implica que las regalías obtenidas por esta tecnología quedan en nuestro país y esto representa a su vez un ahorro de divisas.

Además esta tecnología cuenta con desarrollos recientes de equipos de contactor de tipo estático de alta eficiencia y dispersión controlada que proporciona una elevada área interfacial en un espacio relativamente pequeño. Dentro de estos equipos, los que han tenido mayor aceptación, son el denominado de película en fibra y el formado por un conjunto de elementos metálicos en arreglo de laberinto llamado contactor .

Por otra parte, la Tecnología OXIMER permite a Petróleos Mexicanos un mejor aprovechamiento de sus unidades hidrodesulfuradoras, al procesar hidrocarburos ligeros e intermedios vía tratamiento cáustico.

En lo que se refiere al mejoramiento del ambiente, como se señaló al principio de este trabajo, el 80% de los contaminantes del medio ambiente provienen de los vehículos automotores y una de las soluciones a este problema está en suministrar mejores combustibles y abatir el plomo en la gasolina. Es poco probable que cambiando las gasolinas se resuelva el problema de la contaminación ambiental en la Ciudad de México.

Un factor importante sería retirar de la circulación a los vehículos viejos, pues son la fuente más importante de la contaminación, pero tal medida cuesta mucho ya que representa un problema político y social.

El problema de la contaminación debe abordarse con enfoque múltiple y no a través de medidas aisladas. Los programas deben desarrollarse y analizarse con mucho cuidado.

ANEXO A

ALQUILACIÓN. Proceso de polimerización que une olefinas e isoparafinas; en particular, la reacción de butileno e isobutano utilizando ácido sulfúrico o fluorhídrico como catalizador para obtener un producto de mezclado o para gasolina de baja sensibilidad y elevado octanaje.

CATALIZADOR. Sustancia que hace que una reacción química tenga lugar sin que ella misma cambie químicamente.

CLASIFICACIÓN DE RENDIMIENTO. Método de expresar la calidad de una gasolina de alto octanaje con respecto al isoootano. Esta clasificación se utiliza para combustibles de mejor calidad que el isoootano.

COLAS. En general el residuo de elevado punto de ebullición que se elimina del fondo de una columna de fraccionamiento.

COLAS LIGERAS. Fracciones de hidrocarburos en el intervalo de ebullición del butano y gases más ligeros.

CRAQUEO. Rotura de hidrocarburos de elevado peso molecular a compuestos más ligeros mediante la aplicación de calor. El craqueo en presencia de un catalizador adecuado produce una mejora en el rendimiento y calidad del producto frente al simple craqueo térmico.

DESCABEZADO. Eliminación por destilación de los productos ligeros del crudo de petróleo, quedando en la caldera todos los compuestos más pesados.

DESTILACIÓN ASTM. Destilación intermitente de laboratorio normalizada para naftas y destilados medios realizada a presión atmosférica sin fraccionamiento.

ENDULZADO. Eliminación o conversión a sustancias inocuas de compuestos de azufre de un producto petrolífero mediante cualquiera de los diversos procesos existentes (tratamiento doctor, lavado cáustico y con agua, etc.).

ENSAYO DOCTOR. Método para determinar la presencia de azufre de mercaptanos en productos del petróleo. Este ensayo se utiliza para productos en los que se desea un olor "dulce" por razones comerciales, especialmente naftas; ASTM D-484.

FACTOR DE SERVICIO. Cantidad que relaciona el tiempo real de operación de una unidad de proceso con el tiempo total disponible para su uso. Los factores de servicio incluyen tanto las paradas previstas de las unidades como las inesperadas.

GASOLINA DE OPERACIÓN DIRECTA. Fracción de gasolina no craqueada destilada del crudo. Las gasolinas de operación directa contienen principalmente hidrocarburos parafínicos y tienen índices de octano más bajos que las gasolinas craqueadas procedentes de los mismos alimentos.

ÍNDICE DE OCTANO. Se obtiene como la mitad de la suma de RON más el MON. este índice permite conocer el desempeño esperado del combustible bajo cualquier condición de motor, este índice se reporta como $(R + M)/2$.

ISOMERIZACIÓN. Reordenación de las moléculas de hidrocarburos de cadena lineal para dar productos de cadena ramificada. Los pentanos y hexanos, que son difíciles de reformar, se isomerizan utilizando catalizadores de cloruro de aluminio o metales preciosos para formar componentes de mezcla para gasolinas de alto octanaje. El butano normal puede isomerizarse para proporcionar una porción de isobutano necesario como alimento para procesos de alquilación.

LÍMITES DE LA PLANTA. (L.B). Periferia del área que rodea cualquier unidad de proceso, que incluye el equipo para aquel proceso particular.

NÚMERO DE OCTANO DE CARRETERA. Porcentaje en volumen de isooctano que se requiere en una mezcla de isooctano y n-heptano para dar una detonación incipiente en un motor de automóvil que opera en las mismas condiciones (de carga, velocidad, y grado de avance del encendido de motor), que las del combustible que se está ensayando.

NÚMERO DE OCTANO PARA MOTOR (MON). Porcentaje en volumen de isooctano en una mezcla de isooctano y n-heptano que detona con la misma intensidad que el combustible que se está ensayando. Se utiliza un motor de ensayo estandarizado que opera bajo condiciones estandarizadas (900 rpm). Este ensayo se aproxima a las condiciones de velocidad de crucero de un automóvil; ASTM D-2723.

NÚMERO DE OCTANO DE INVESTIGACIÓN. (RON) Porcentaje en volumen de isooctano en una mezcla de isooctano y n-heptano que detona con la misma intensidad que el combustible que se está ensayando. Se utiliza un motor de ensayo estandarizado que opera bajo condiciones estandarizadas (600 rpm). Los resultados son comparables a aquellos obtenidos en un motor de automóvil que trabaja a baja velocidad; ASTM D-2722.

PRESIÓN DE VAPOR REID. (PVR) Presión de vapor de un producto determinado en un volumen de aire cuatro veces superior al volumen de líquido a 100^o F. La presión de vapor Reid es una indicación de la tendencia a la vaporización

de una gasolina de motor, así como de los peligros de explosión y evaporación; ASTM D-323.

REFORMADO. Conversión de fracciones de nafta en productos de índice de octano superior. El reformado térmico es esencialmente un proceso de craqueo aplicado a naftas pesadas para obtener rendimientos crecientes de hidrocarburos en el intervalo de ebullición de la gasolina. El reformado catalítico se aplica a diversas fracciones de naftas craqueadas de operación directa y consiste principalmente en la deshidrogenación de naftenos a aromáticos. Se utiliza una variedad de catalizadores, como platino, platino-renio, óxidos de aluminio, cromo, molibdeno, cobalto y silicio. Se mantiene una elevada presión parcial de hidrógeno para evitar la formación excesiva de coque.

SELLO DE VAPOR. Una mayor evaporación del combustible durante su almacenamiento, transporte e incluso en el tanque del vehículo, condiciones que dan como resultado una mayor emisión de hidrocarburos a la atmósfera.

SENSIBILIDAD. Diferencia entre el número de octano de investigación y número de octano para motor de una gasolina determinada. El aquilato es un excelente componente de la gasolina de baja sensibilidad.

TEP. (TETRAETILENO DE PLOMO) Cubre dos funciones en las gasolinas, la primera es la de proporcionar la lubricación necesaria al sistema válvula-asiento del motor, esto se debe a que éstos elementos en los autos con metalurgia antigua

presentan en su construcción metales de diferente dureza que requieren del plomo para contrarrestar el desgaste provocado por esta diferencia de resistencia mecánica y el segundo efecto es el incremento del octano en las gasolinas.

BIBLIOGRAFÍA

- ♣ **REFINO DE PETRÓLEO**
TECNOLOGÍA Y ECONOMÍA
JAMES H. GARY, GLENN E. HANDWERK
EDITORIAL REVERTÉ, S.A.
1980, BARCELONA.

- ♣ **MACROECONOMÍA**
EUGENE DIULIO, Ph. D.
EDITORIAL MCGRAW-HILL
1993, MÉXICO.

- ♣ **LA INVESTIGACIÓN DE MERCADOS EN EL CAMPO INTERNACIONAL**
ELMO C. WILSON.
EDITORIAL TEC. S.A.
1968.

- ♣ **FUNDAMENTOS DE FINANZAS**
STEVENSON RICHARD A.
EDITORIAL MCGRAW-HILL
1983, MÉXICO.

- ♣ **MARKETING**
MICHEL BISCAYART
EDITORIAL DEUSTO, 1968.

- ♣ **CHEMICAL MARKET ANALYSIS**
ALAN K. MACKENZIE AND ARTHUR L. THOMAS.
MODULAR INSTRUCTION SERIES
AMERICAN INSTITUTE OF CHEMICAL ENGINEERS.

- ♣ **INFORMACIÓN DEL INEGI**
CENSOS DE POBLACIONES

- ♣ **ANUARIO ESTADÍSTICO DE LA INDUSTRIA MEXICANA**
EDICIÓN 1990, 1991, 1992, 1993, 1994 (ANIQ)

- ♣ **ANUARIO MEXICANO DE LA INDUSTRIA AUTOMOTRIZ**
EDICIÓN 1990 (AMIA)

- ♣ **MEMORIAS DE PEMEX 1990, 1991, 1992, 1993, 1994**

- ♣ **TECNOLOGÍA QUÍMICA DEL PETRÓLEO. PARTE I**
WILLIAM A GRUSE, DONALD R. STEVENS
EDICIONES OMEGA S.A
BARCELONA.

- ♣ EL PETRÓLEO REFINO Y TRATAMIENTO QUÍMICO. TOMO I
PIERRE WUITHIER
EDITORIAL BLUME, 1971.

- ♣ ENCYCLOPEDIA OF CHEMICAL PROCESSING AND DESIGN. TOMO 15
EXECUTIVE EDITOR JOHN J. McKETTE, 1982

- ♣ GAS LIQUID SWEETENING
Dr. R.N. MADDOX
EDITORIAL CAMPBELL PETROLEUM SERIES, 1977.

- ♣ DESULFURACIÓN DE GAS L.P. Y ENDULZAMIENTO DE GASOLINAS Y
DESTILADOS INTERMEDIOS.
PERSI SCHACHT FERNÁNDEZ, ABEL MORENO TOVAR
OSCAR BERMÚDEZ MENDIZABAL.
REVISTA DEL INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO
Vol. XXI, No. 3, JULIO-SEPTIEMBRE 1989

- ♣ PROCESO CATALÍTICO PARA LA REMOCIÓN Y CONVERSIÓN DE
COMPUESTOS MERCAPTÁNICOS EN DESTILADOS LIGEROS DEL
PETRÓLEO.
OSCAR BERMÚDEZ MENDIZABAL
REVISTA DEL IMP.
Vol. XIV, No.4, ABRIL 1982.

♣ LAS GASOLINAS, SUS CARACTERÍSTICAS, SU IMPACTO EN LA OPERACIÓN DE LOS VEHÍCULOS Y EN EL MEDIO AMBIENTE.

ING. NICOLÁS RODRÍGUEZ MARTÍNEZ

REVISTA IMIQ.

AÑO XXXIII Vol.31 NOVIEMBRE-DICIEMBRE 1992

♣ COMPORTAMIENTO A NIVEL PILOTO DE CATALIZADORES PARA LA REDUCCIÓN DE EMISIONES CONTAMINANTES DE VEHÍCULOS A GASOLINA.

CELIA MARIN ROSAS

ERICKA DIAZ ARANDA

MARIA EUGENIA PORRAS SALAZAR.

REVISTA IMIQ.

AÑO XXXIII Vol.31 NOVIEMBRE-DICIEMBRE 1992

♣ UNA ALTERNATIVA PARA REDUCIR LA EMISIÓN DE CONTAMINANTES AL MEDIO AMBIENTE PROVOCADA POR EL CONSUMO DE COMBUSTIBLE TIPO DIESEL.

JORGE ANCHEYTA JÚAREZ, HÉCTOR NARES GARCÍA

JAVIER GARCÍA RAZO

ABEL MORENO TOVAR

REVISTA DEL IMP

Vol. XXIV, No. 1, ENERO-MARZO 1992

♣ EVOLUCIÓN DEL USO DE LAS GASOLINAS Y DIESEL COMO
COMBUSTIBLES EN EL TRANSPORTE.

JOSÉ A. CELESTINOS ISAACS

REVISTA IMIQ

AÑO XXXII Vol.20

MARZO-ABRIL 1991

♣ EL ABC DE INGENIERIA DE PROYECTOS

ING. JOSÉ AGUSTÍN TEXTA MENA

ING. ALEJANDRO ANAYA DURAND

FACULTAD DE QUÍMICA, UNAM, 1993.

♣ ADMINISTRACIÓN DE PROYECTOS

ING. LETICIA LOZANO RIOS

CUADERNO DE POSGRADO No.16

FACULTAD DE QUÍMICA, UNAM.

♣ CRITERIOS PARA LA EVALUACIÓN DE LICENCIADORES OFERENTES
DE LA INGENIERIA BÁSICA DE PROYECTOS INDUSTRIALES..

ING. JULIAN CASTELLANOS. F.

SIMPOSIO SOBRE TRANSFERENCIA DE TECNOLOGÍA, IMIQ.

♣ INSTRUCTIVO PARA ELABORAR LAS BASES DE DISEÑO

INSTRUCTIVOS INTERNOS DE TRABAJO.
I.M.P, MEXICO, 1990.

♣ INFORMACIÓN RECABADA EN EL IMP.

♣ COST-ESTIMATING METHODS
TOMAS J WARD.
AMERICAN INSTITUTE OF CHEMICAL ENGINEERS.

♣ ASTM-D439-88B

♣ ASTM-D86-82

♣ DOCUMENTOS DE BASES DE DISEÑO

♣ MANUAL DEL INGENIERO QUÍMICO
PERRY, 1985.

♣ INGENIERÍA DE PROYECTO
PARA PLANTAS DE PROCESO
RASE & BARROW
CIA. EDITORIAL CONTINENTAL, 1988.