



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA
DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO

DETERMINACION DE ALTERNATIVAS PARA LA PRODUCCION DE
GASOLINAS REFORMULADAS CON CARACTERISTICAS
ECOLOGICAS EN LA REFINERIA DE SALAMANCA, GTO., 1995-2010.

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL GRADO DE
MAESTRO EN CIENCIAS EN INGENIERIA
QUIMICA (REFINACION Y PETROQUIMICA)
P R E S E N T A:
ING. P E D R O G A R C I A G O M E Z

México, 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.

TESIS

COMPLETA



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA
DIRECCIÓN

LIC. ANTONIO DÍAZ GARCÍA
Jefe de la Unidad de Registro e Información,
Ciudad Universitaria
Presente.

Me es grato informarle que el alumno Pedro García Gómez, presentará próximamente su examen para obtener el grado de Maestría en Ingeniería Química (Procesos) ante el siguiente Jurado:

Presidente:	Dr. Martín Hernández L.
Primer Vocal:	Dr. Enrique Bazúa Rueda
Secretario:	Dr. Javier Audry Sánchez
Primer Suplente:	Ing. Celestino Montiel M.
Segundo Suplente:	M. en C. José Antonio Razo (Pemex)

Sin otro particular de momento, aprovecho la ocasión para enviarle un cordial saludo.

Atentamente
"POR MI RAZA HABLARÁ EL ESPÍRITU"
Ciudad Universitaria, D. F. 25 de septiembre de 1995.


DR. ANDONI GARRIZ RUIZ
Director.

C.c.p. Integrantes del Jurado
C.c.p. Coordinador de Área
C.c.p. Departamento de Control Escolar
C.c.p. Interesado
*ggm.



UNIVERSIDAD NACIONAL
AVENIDA DE
MEXICO

COMITÉ ASESOR DEL CONVENIO
UNAM/PEMEX-REFINACIÓN/IMP.
P R E S E N T E

FACULTAD DE QUÍMICA.
DEPTO. ADMINISTRACIÓN
INDUSTRIAL.

Por este medio me permito hacer de su conocimiento que el día de hoy, sábado 19 de agosto de 1995, he recibido el primer borrador terminado al 100% de la tesis intitulada **"Determinación de Alternativas para la Producción de Gasolinas Reformuladas en la Refinería de Salamanca, Gto."**, que presentará el Sr. Ing. Pedro García Gómez para obtener el grado de **Maestro en Ciencias (Ingeniería Química Procesos de Refinación y Petroquímica)**.

Una vez realizada la última revisión por el que suscribe y hechas las correcciones que hayan resultado pertinentes, el borrador definitivo será entregado al Jurado examinador que habrá de designarse por parte de la Coordinación de la Maestría en Ingeniería Química.

Sin otro particular, me es grato reiterar a Ustedes las seguridades de mi muy distinguida consideración y reconocimiento.

A T E N T A M E N T E

"POR MI RAZA HABLARÁ EL ESPÍRITU"

Cd. Universitaria, D.F., a 19 de agosto de 1995


DR. CARLOS E. ESCOBAR TOLEDO

Director de la Tesis

✓ c.c.p.-Ing. Armando Leal Santana.-Subdirector de Producción.-PEMEX-REFINACIÓN.-Presente.

✓ c.c.p.-Ing. Alfonso Flores Rodríguez.-Gerente de la Refinería de Salamanca, Gto.-Presente.

c.c.p.-Ing. Gildardo Gómez Basurto.-Gerente de Control de Producción.-PEMEX-REFINACIÓN.-Presente.(Fax 722 29 96).

c.c.p.-Ing. Adán Gutiérrez Villar.-Subgerente de Desarrollo Humano.-PEMEX-REFINACIÓN.-Presente.

c.c.p.-Dr. Sergio Trejo Martínez.-Coordinador de la Maestría en Ingeniería Química.-Facultad de Química.Presente

RESUMEN DE TESIS ("DETERMINACION DE ALTERNATIVAS PARA LA PRODUCCION DE GASOLINAS REFORMULADAS CON CARACTERISTICAS ECOLOGICAS EN LA REFINERIA DE SALAMANCA, GTO., 1995-2010").

En ésta tesis se pretende modelar el comportamiento tecnológico y analizar las consecuencias beneficio/costo en la Refinería de Salamanca para incrementar el octano de las gasolinas automotrices con marcada disminución de la gasolina que utiliza plomo y con las mejores tecnologías para evitar la formación de contaminantes atmosféricos, a través de las llamadas gasolinas reformuladas.

El modelo tendrá que tomar en cuenta la forma en que la refinería se irá expandiendo en capacidad para que cada uno de los procesos existentes en la actualidad y adicionando, en su caso, nuevos procesos de tal manera de satisfacer la demanda de tales gasolinas en cantidad y calidad durante un horizonte de planeación que cubre el período 1995-2010. La operación de la refinería en cada período de dicho horizonte, deberá realizarse a mínimo costo, simulando la entrada de diferentes unidades o la ampliación a la capacidad de las actuales, en diferentes períodos. Ello conllevará a calcular relaciones beneficio/costo al satisfacer o no la demanda de gasolinas programadas para la refinería en cantidad y calidad. Al mismo tiempo deberá respetarse la condición de no exceder el monto de recursos presupuestales en cada período del horizonte. La parametrización de las dos restricciones anteriores

(demanda a satisfacer y presupuesto), permitirá tomar las decisiones respecto del esquema de Refinación que se obtenga del modelo en cada período. Al mismo tiempo , se creará un submodelo cuyo comportamiento es no lineal, para conocer con precisión la operación de mezclado de diferentes corrientes para obtener el producto final deseado.

INDICE GENERAL

AUTORIZACION	i
AGRADECIMIENTOS	ii
DEDICATORIA	iii
CONTENIDO (INDICE GENERAL)	iv
CAPITULO 1. INTRODUCCIÓN	
1.1 Introducción	2
1.2 Planteamiento del Objetivo	21
CAPITULO 2. ESTRUCTURA ACTUAL DE LA REFINERIA DE SALAMANCA	
2.1 Estructura Actual de la Refinería	30
2.2 Descripción de los Procesos	32
CAPITULO 3. ESTUDIO PARA RESOLVER LOS PROBLEMAS DE PRODUCCIÓN EN LA REFINERÍA DE SALAMANCA	
3.1 Estudio para Resolver los Problemas de Producción en la Refinería de Salamanca	84
3.2 Caso-Base. Operaciones Presentes	85
3.3 Caso 1. Unidades Existentes para Incrementar Producciones	90
3.4 Caso 2. Mejorar la Calidad de los Productos	96
3.5 Caso 3. Conversión de Residuales a Productos Ligeros	100
3.6 Tecnologías para Satisfacer las Gasolinas Reformuladas	107
CAPITULO 4. ALTERNATIVAS ESTRATEGICAS	
4.1 Planeación Estratégica	135
4.2 Alternativas Estratégicas	141
4.3 Herramientas para Resolver Alternativas Estratégicas	148
CAPITULO 5. ESTRUCTURACION DE ECUACIONES	
5.1 Estructuración de Ecuaciones	158
5.2 Estructuración de Ecuaciones por Componentes	206
CAPITULO 6. ANALISIS DE RESULTADOS	
6.1 Presentación	235
6.2 Modelo de programación óptima de la producción	235
6.3 Comentarios sobre la Solución Optima	256
6.4 Modelo de Maximización de gasolinas	265

6.5 Comentarios sobre la Solución Optima	286
--	-----

CAPITULO 7. SOLUCIÓN AL SISTEMA DE MEZCLADO DE COMPONENTES PARA GASOLINA REFORMULADA.

7.1 Situación Actual de los Combustibles para el transporte	288
7.2 Combustibles Reformulados	292
7.3 Tecnología del Mezclado	300
7.4 Principios del Mezclado	301
7.5 Cambios de Volumen en el Mezclado	309
7.6 Destilación	313
7.7 Presión de Vapor	319
7.8 Número de Octano	323
7.9 Utilización de la Programación Matemática para el Mezclado de Gasolinas	338
7.10 Modelo de Programación Lineal para el Mezclado de Gasolinas	343
7.11 Resultados Obtenidos con el Mezclado	349

CAPITULO 8. CONCLUSIONES

8.1 Conclusiones	358
------------------	-----

ANEXO I	368
----------------	-----

ANEXO II	393
-----------------	-----

BIBLIOGRAFIA	400
---------------------	-----

AGRADECIMIENTOS

Gracias a Petróleos Mexicanos por brindarme la oportunidad de superarme.

Con agradecimiento especial por su apoyo a:

Ing. Alberto Alcaraz Granados
Ing. Alfonso Flores Rodríguez
Ing. José Rentería Soto
Ing. Francisco Angeles Ortiz
Ing. Ezequiel Rodriguez Otal
Ing. Armando Marín Marín
Ing. Luis Miguel Rodríguez Otal
Ing. Wilfrido Mendizábal R.
Ing. Nefthalí Cobos Cuervo
Ing. Hector Oviedo Estrada

Agradezco la valiosa colaboración para la realización de este trabajo a:

Ing. Nicolás Ruiz Fuentes
Ing. Juan Daniel González Herrera
Ing. Raúl Manzo Charome
Ing. Rafael García Jolly

El autor desea hacer patente su profundo agradecimiento a su director de tesis, Dr. Carlos E. Escobar Toledo, por su paciencia, dedicación y orientación para que este trabajo se culminara; cubriendo todos los aspectos trazados en los objetivos iniciales.

A los maestros de la Maestría de la Facultad de Química.

A mis compañeros de la Maestría.

DEDICATORIA

Con amor por su apoyo en todo momento a mi esposa Sandra Patricia
y a mis hijos Pedro Tomás, Jesús Alejandro y Sandra Elisa.

A mis padres y hermanos.

A la memoria de:

Sr. Tomás Pardo Jiménez

Ing. Javier López Pineda

CAPÍTULO 1

INTRODUCCIÓN

1.1 INTRODUCCION

A lo largo del tiempo, Petróleos Mexicanos ha producido diferentes tipos de gasolinas. Desde 1938 hasta mediados de los años 80's seguían las tendencias requeridas por las características mecánicas del motor y satisfacer las necesidades existentes del parque vehicular.

En 1986, como resultado de los estudios para el mejoramiento de su calidad y buscando disminuir la contaminación ambiental, aparecen por este motivo las gasolinas Nova Plus y Extra Plus.

A partir de la temporada invernal de 1989, se distribuyen gasolinas oxigenadas mediante una mezcla de Metil-Terbutil-Eter (MTBE) que mejora la combustión de los automotores a la altura de 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 y 470,000 toneladas por año respectivamente, el costo de esta medida significó para Petróleos Mexicanos 73 millones de dólares anuales(3).

Las cifras respecto a la contaminación en el Valle de México, sus soluciones y una discusión más completa a este respecto, ha sido motivo de un estudio realizado por el Instituto Mexicano del Petróleo (IMP) en colaboración con el laboratorio de los Álamos en E.U.

Actualmente, 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, al consumidor de los vehículos de los modelos 1991, que vienen equipados con un convertidor catalítico, con lo que se disminuye considerablemente la emisión de gases de óxidos de nitrógeno (No_x), principal promotor de la formación de ozono, monóxido de carbono (CO) e hidrocarburos no quemados que se envían a la atmósfera.

Las nuevas reglamentaciones en la especificación de las gasolinas se han proyectado para mejorar y controlar la calidad del aire, pero impactarán notablemente en la forma de elaborar las gasolinas; así, los contenidos de hidrocarburos aromáticos, olefinas ligeras y butanos, habrá que limitarlos, y al ser éstos componentes de alto octano, deberán de ser sustituidos por otros que, evitando el golpeteo de los motores, sus emisiones sean inocuas para la salud. Tal es el caso de los oxicompuestos, Metil-Terbutil-Eter (MTBE), Etil-Terbutil-Eter (ETBE), Ter-Amil-Eter (TAME), metanol y alcohol etílico; así como hidrocarburos ramificados. Todos estos hidrocarburos y compuestos tendrán un proceso de "internalización" en los costos de operación de las Refinerías de tal manera que el consumidor no se verá limitado en sus demandas. No obstante, se espera que los precios sean concomitantes con los costos y que por este medio pueda existir una ligera disminución de la demanda en el largo plazo.

En lo que se refiere a las gasolinas ligeras son desventajosas porque exhiben muy alta reactividad atmosférica, presentan una mayor tendencia a generar

emisiones por su alta Presión de Vapor Reid (PVR) y esta fracción como consecuencia, es en parte generadora de la contaminación por ozono.

Por otra parte, algunos aromáticos exhiben mayor reactividad atmosférica y por consiguiente, son más contaminantes como el benceno y el tolueno, por lo que es necesario disminuir su contenido actual en la gasolina. El benceno se restringe por ser un hidrocarburo aromático tóxico que al contaminar el aire ha demostrado ser precursor de cáncer en los seres humanos; los aromáticos y olefinas se controlan porque al entrar en combustión, los hidrocarburos no quemados reaccionan fotoquímicamente con los No_x , promoviendo la formación de ozono y por otra parte incrementan el contenido de residuos de carbón en las emisiones. En lo relativo a su volatilidad, es decir su PVR, se reduce para minimizar las emisiones de compuestos orgánicos volátiles, condición que se presenta durante las operaciones de carga y descarga del producto en los centros de producción, en las estaciones de servicio y en el tanque de combustible del vehículo ya sea en operación o cuando se llena de combustible.

Durante los últimos años y principalmente en los Estados Unidos se viene hablando de Gasolinas Reformuladas. Estos combustibles responden a los planteamientos de Acta de Aire Limpio (Clear Air Act) y se comercializarán en este país a partir de 1996. Estos energéticos serán reformulados con el fin de reducir las emisiones de compuestos precursores de la

formación de ozono, de contaminantes tóxicos a la salud así como obtener el máximo aprovechamiento de la energía. En su preparación se tomarán en cuenta:

- Los costos
- La salud
- El impacto ambiental, y
- El uso eficiente de la energía

En México se pretende llevar a cabo la elaboración de las gasolinas Reformuladas en el corto plazo siguiendo muy de cerca la composición de las gasolinas de esta misma naturaleza, de acuerdo a las normas norteamericanas.

Dentro de las características químicas que se han establecido en las gasolinas reformuladas se encuentran: el contenido de bencenos aromáticos y olefinas, en las físicas se establece una menor volatilidad controlada ésta a través de su presión de vapor. Posteriormente se examinarán en esta tesis las especificaciones que tales gasolinas tendrán a partir de 1996, de acuerdo a las intenciones de Pemex-Refinación(3).

Finalmente, las gasolinas deben ser formuladas para satisfacer el buen funcionamiento del diseño del motor, su máximo aprovechamiento en el mismo y la prevención del deterioro del medio ambiente. Todo lo anterior es un compromiso entre los fabricantes de automóviles, el producto de las gasolinas (Pemex-Refinación) y el usuario de los vehículos.

No obstante estas medidas, la responsabilidad de disminuir significativamente los niveles de contaminación, sobre todo en las grandes ciudades, no solo es responsabilidad de Pemex-Refinación y de los fabricantes de los automotores sino también del usuario, que debe, para obtener los mejores resultados, mantener en condiciones optimas su vehículo.

Como se puede observar en las gráficas al final del capítulo (A, B y C), para un mejor aprovechamiento de estas gasolinas, la relación aire combustible utilizando un catalizador de tres vías en los escapes de los motores (convertidor catalítico), muestra un estrecho margen de operación óptima de los motores(21).

Por lo que respecta a las tendencias para el futuro de las tecnologías tanto para motores como para combustibles se ha seguido estudiando la estrategia sobre la evolución de unos y de otros. A partir del catalizador de tres vías se han realizado muy pequeños avances sobre estas tecnologías, y en los estudios de prospectiva se está partiendo de nuevas tecnologías aún hipotéticas desde el inicio, independientemente de los problemas ambientales específicos en las grandes ciudades.

Por ejemplo las "emisiones cero" de los automóviles podría ser la mejor respuesta a ciudades altamente contaminadas y con un tráfico terrestre sobrecargado.

Actualmente el número total de vehículos en el mundo alcanzan una cifra de 600 millones de los cuales más de las dos terceras partes se encuentran en los países que

pertenecen a la OECD (Organización para la Cooperación y Desarrollo Económico). En estos países se considera que habrá un moderado incremento hasta el año 2010. En cambio el crecimiento más alto se espera que se lleve a cabo en los países en desarrollo como resultado de su desarrollo económico. Un escenario optimista indica que en tales países se podrá llegar a los 300 millones de vehículos.

El consumo total de combustibles para el transporte fue aproximadamente de 1750 millones de toneladas para 1993.

Se espera que en los próximos 15 años ésta demanda permanezca aproximadamente constante en los Estados Unidos pero que se incrementará en otras regiones del mundo. En los países de mayor industrialización el bajo incremento en la demanda se debe a la saturación del espacio combinado con un progreso gradual en la eficiencia del combustible en los vehículos.

Por su parte el incremento en la demanda esperada en los países en desarrollo entre 1993 y 2010 se acercará al 90%. Por su puesto esto nos remite a preguntarnos cuestiones tales como la posibilidad de que éstos países obtengan los capitales requeridos para desarrollar su sector transporte.

Debemos hacer énfasis que el consumo unitario por vehículo ha ido aumentando en eficiencia desde 20 lts. por cada 100 Kms. en 1970 a menos de 10 lts. por cada 100 Kms. en 1993. En Europa el consumo ha caído de 12 a 18 litros por cada 100 Km.

La próxima etapa que se espera es bajar aún más los consumos de combustibles los cuales se piensa se estimularán

gracias a los límites en la emisión de CO₂ cuya regulación es ya un hecho.

Sin embargo las mejoras adicionales no pueden ser vistas en términos de los tres contaminantes gaseosos que son ya mejor controladas a través del catalizador de tres vías (CO, HC, NO_x). Parece claro que los nuevos enfoques basados en los controles de la calidad del aire reemplazarán el simple control de las emisiones. Por ejemplo el ozono es uno de los más importantes factores en la calidad del aire en muchas ciudades del hemisferio. Es necesario un análisis detallado de los hidrocarburos (HC) más reactivos para controlar la formación del ozono en la atmósfera ya que su reactividad varía de 1.0 para el metano mientras que para el butadieno es de 700.

Hay una correlación muy significativa entre la composición química de los combustibles y los hidrocarburos que se evaporan o los que permanecen sin quemarse. Esta es la razón por la cual la reformulación de nuevos combustibles es cada vez más necesaria para mejorar la calidad del aire.

Por su parte la toxicidad de las emisiones también se ha estado estudiando. En la actualidad el CO y cinco especies de hidrocarburos están bajo investigación : Benceno, Butadieno, Formaldehído, acetaldehído y Aromáticos Polinucleares. La concentración de estos hidrocarburos en las emisiones está también correlacionada claramente con la composición de los combustibles.

Resumiendo, las oportunidades para mejorar la calidad del aire en el futuro debe basarse en tres tecnologías que deben estar interrelacionadas y son :

- Una combustión más limpia en los motores .
- Un avance en la conversión catalítica de los gases de escape.
- La Reformulación de la gasolina.

Actualmente como ya hemos expresado la tecnología del catalizador de tres vías elimina el CO y los hidrocarburos no quemados oxidándolos a CO₂ y agua .Simultáneamente los NO_x se reducen a N₂. También como ya hemos observado la eliminación de estos tres contaminantes solo es posible si la combustión se alcanza en un estrecho rango de la relación aire/combustible está centrada en la estequiometría .Esto requiere un control electrónico muy preciso de la mezcla aire-combustible. Tal como se muestra en las gráficas (A, B y C), idealmente más del 90% de CO,HC y NO_x se elimina cuando el catalizador ha alcanzado la temperatura óptima de operación , por lo cual el catalizador de tres vías tiene dos defectos : 1).-su eficiencia es pobre bajo condiciones frías hasta no alcanzar un rango de temperatura de 250°C ; 2).-requiere que los motores incrementen su consumo de combustible entre 7 y 12%.

Además bajo condiciones frías la composición de los hidrocarburos no quemados se correlaciona con la composición de los combustibles , por lo tanto los nuevos avances en investigación y desarrollo se está llevando a cabo sobre nuevos catalizadores que puedan ser controlados a través del

calentamiento del motor para eliminar el problema de la operación en frío .

Nuevos diseños de motores con 4 y 2 pistones que utilicen gasolina o diesel son actualmente soluciones alternativas que ofrecen mejor economía del combustible que los motores convencionales de 4 pistones con catalizadores de tres vías.

El motor de diesel automotriz es ampliamente desarrollado en Europa y se reconoce como una solución válida para la economía del combustible y de emisiones bajas. Se ha probado que el consumo disminuye en promedio entre un 15 y 25%, los que compiten con los motores de inyección directa los cuales se han empezado a comercializar

Los motores diesel pertenecen a la familia de los motores que operan abajo de la relación estequiométrica. El principio de alta eficiencia de combustión se obtiene por una relación aire/combustible abajo de la relación estequiométrica . El mismo enfoque se aplica a los motores de gasolina pero para un buen control de la combustión es necesario alcanzar un control y diseño avanzado del motor.

Una generación de motores de gasolina de 2 pistones de inyección directa representa uno de los futuros más promisorios para nuevos motores . Estos motores combinan la ventaja de mejor economía del combustible con otra muy significativa a la que se refiere a la relación potencia/peso y tamaño.

Podríamos mencionar otras tres tecnologías avanzadas las cuales podrían tener un éxito importante al que representa la reformulación de gasolinas. Estas tecnologías son :

- El catalizador de tres vías calentado directamente por energía eléctrica .
- Filtros de partículas para diesel con una estrategia de regeneración apropiada.
- Un catalizador que reduzca las emisiones de NO para el diesel y para los motores de gasolina que trabajan abajo de la relación estequiométrica .

A través de éstas tres tecnologías pueden esperarse muy bajos niveles de emisiones , pero podrían requerir especificaciones adecuadas del combustible , aunque menos severas que la reformulación de gasolinas . Una vez que éstas cuestiones técnicas hayan sido desarrolladas , la comercialización de éstas tecnologías serían una cuestión de relación costo-beneficio entre el automóvil , el tratamiento posterior y la industria de Refinación.

Por lo que se refiere a la reformulación de gasolinas en los Estados Unidos el conjunto de resultados más completos ha sido publicado por el "American Auto-OPil program". La Tabla siguiente resume los resultados los cuales son de interés general para la relación de la composición del combustible y la contaminación. La contaminación se divide en tres categorías :

- Las emisiones gaseosas directas CO,HC,NO_x, las cuales ya están sujetas a varias regulaciones;
- La formación de ozono resultante de la descomposición de los hidrocarburos;
- La emisión de 4 especies tóxicas :Benceno, Butadieno, Formaldehído y Acetaldehído.

REFORMULACION DE GASOLINA

PARAMETRO	CO	HC	NO _x	OZONO	TOXICOS*
AROMATICOS 45 a 20%	-13%	-6%	=	=	-==++
OLEFINAS 20 a 5%	=	6%	-6%	-10%	==+==
MTBE 0 al 5%	-11%	-5%	=	=	==+==
T90% 182 a 138°	=	-22%	5%	-10%	-----

*Benceno, Butadieno, Formaldehido, Acetaldehido

De la tabla anterior puede observarse que la reformulación es algo complejo y que nadie puede esperar una composición del combustible que reduzca en forma absoluta todas las fuentes de contaminación. Si los compuesto nocivos mencionados(*), pueden ser reducidos, entonces la disminución de aromáticos y MTBE y T90% pueden tener un efecto positivo contaminante.

Desafortunadamente, el MTBE el cual se usa para mantener el nivel del octanaje cuando los aromáticos se reducen , tiende a incrementar las emisiones de aldehídos que es un tóxico.

Además la gasolina reformulada tiende a incrementar su consumo.

En Europa, la Comunidad Europea, se tiene definida una calidad estándar para la premium sin plomo, comunmente llamada "Eurosuper" con RON>95 y MON>85 ,la estrategia sobre las gasolinas se está llevando acabo para promover una calidad estándar lo cual quiere decir un comportamiento avanzado de los motores garantizados sobre pruebas de los motores y de los vehículos. Esta estrategia que no impone límites detallados a la composición si no más bien a los

niveles de comportamiento puede considerarse como una alternativa de enfoque de la reformulación ..

Esta misma estrategia trae consigo beneficios al consumidor y menores restricciones a la industria de la refinación. No obstante que este nivel requerido de comportamiento solo puede alcanzarse con un paquete eficiente de aditivos .

De todo lo anterior puede desprenderse que los próximos 10 años que las técnicas sobre los motores progresará en términos de la economía del combustible ,al mismo tiempo que controlar las emisiones de CO₂ como una muy importante prioridad.

Aquellos combustibles limpios y eficientes pueden alcanzar ambos objetivos. No obstante hay que tomar en cuenta que las metas deben ser puestas en términos del comportamiento de los motores y no en términos de la composición del combustible .

Por todo lo anterior, la estrategia de la reformulación de la gasolina no parece ser la más eficiente.

En lo que se refiere a utilizar combustibles alternativos a los obtenidos a partir del crudo solo se puede justificar sobre la base de un largo plazo, principalmente a través de biomasa, en el corto plazo esto parece imposible debido a problemas económicos y agrícolas a nivel mundial.

Los combustibles gaseosos, LPG y CNG, han demostrado tener un comportamiento anticontaminante muy grande, especialmente a bajas temperaturas, no obstante estos

combustibles requieren motores especiales para poder aprovechar el potencial de estos combustibles gaseosos .Entre sus utilizaciones más adecuadas están los taxis (LPG), o los camiones urbanos (CNG).

La investigación al respecto sigue su curso en conjunto con lo de los carros eléctricos.

Finalmente los combustibles que se pueden considerar realmente como vectores energéticos tienen otras funciones que cubrir tales como recaudación de impuestos y otros problemas locales .Estas "externalidades" deben ser tomadas en cuenta en lo que se refiere a cada situación específica de cada país en el mundo.Las múltiples dimensiones en el campo de los combustibles debe ser tomada en cuenta por todos los actores involucrados en el problema :

- Las industrias de Refinación, los fabricantes de motores y automóviles .
- El Gobierno Federal.
- Los consumidores.

Por último, para cumplir con los fines de la presente introducción hemos elaborado un breve resumen sobre el panorama de la industria de la refinación en el mundo entre los años de 1984 y 1994 con la finalidad de compararla con la de México. Las tablas 1.1 y 1.2 proporcionan las cifras de la capacidad mundial de refinación y del procesamiento del crudo y líquidos.

CAPACIDADES DE REFINACION EN EL MUNDO											
(Miles de barriles por día)											
Región	1984	1985	1986	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994
USA	15660	15460	15565	15915	15655	15570	15675	15695	15120	15035	15240
CANADA	2015	2075	2080	1870	1855	1850	1880	1905	1950	1860	1860
MEXICO	1350	1350	1350	1515	1515	1680	1680	1525	1525	1520	1520
AMERICA LATINA	6465	5690	5655	5730	5740	5865	5925	6000	6060	6170	6145
EUROPA OCCIDENTAL	15725	15005	14690	14555	14360	13985	13970	14175	14270	14200	14370
EX. UNION SOVIETICA	12000	12000	12260	12260	12260	12300	12300	12300	10120	10110	10240
EUROPA ORIENTAL	2435	2435	2530	2560	2655	2975	2975	2955	2740	2715	2610
MEDIO ORIENTE	3515	3810	3850	4150	4340	4455	5025	4355	4840	4955	5270
AFRICA	2540	2555	2550	2630	2810	2810	2860	2860	2785	2820	2855
CHINA	2150	2150	2170	2230	2340	2470	2890	2890	3050	3335	3415
JAPON	4975	4975	4705	4565	4365	4200	4385	4610	4740	4810	4845
LEJANO ORIENTE	5540	5490	5640	5600	5595	5865	5945	6320	6765	7085	7125
TOTAL	74370	72995	73045	73580	73490	74025	75510	75590	73965	74615	75495

Tabla 1.1 Fuentes: BP Statistical Review of World Energy. June 1995.
Anuario Estadístico 1993 -PEMEX.
Memoria de Labores 1994 -Petroleos Mexicanos.

PROCESAMIENTO DE CRUDO A REFINERÍAS POR REGIONES											
(Miles de Barriles por Día)											
Región	1984	1985	1986	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994
USA	12045	12000	12715	12855	13245	13400	13410	13300	13410	13615	13870
CANADA	1435	1395	1380	1440	1530	1560	1600	1535	1485	1550	1570
MEXICO	1354	1406	1364	1406	1411	1468	1555	1579	1289	1320	1357
AMERICA LATINA	4575	4285	4310	4410	4640	4745	4800	4665	4735	4835	4915
EUROPA OCCIDENTAL	10270	9980	10520	10395	10740	11615	11905	12535	12905	13060	13015
EUROPA ORIENTAL	12005	11725	11990	12030	12070	11950	11235	10085	8240	7060	6170
MEDIO ORIENTE	3320	3665	3765	3935	4285	4350	4340	3800	4325	4825	5155
AFRICA	1795	1850	1920	2000	2100	2185	2355	2360	2355	2330	2410
CHINA	1765	1785	1865	1950	2035	2110	2155	2280	2450	2570	2525
JAPON	3355	3120	2990	2910	2990	3175	3435	3655	3880	3980	4165
LEJANO ORIENTE	3985	4285	4500	4580	5000	5340	5595	6000	6460	6800	7115
TOTAL	55904	55476	57319	57911	60026	61898	62385	61794	61534	61945	62267

Tabla 1.2 Fuentes: BP Statistical Review of World Energy. June 1995.
Anuario Estadístico 1993 -PEMEX.
Memoria de Labores 1994 -Petroleos Mexicanos.

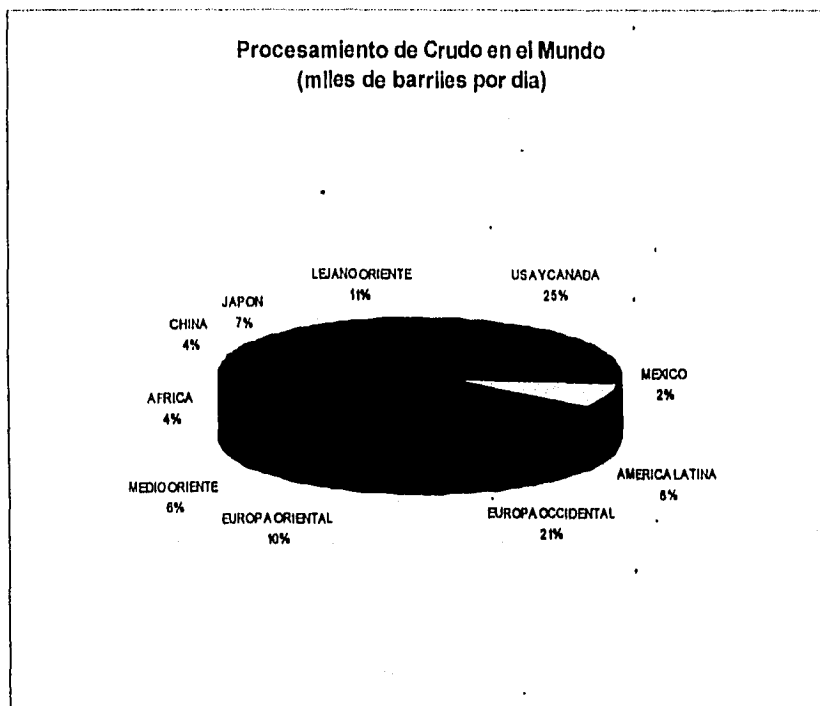
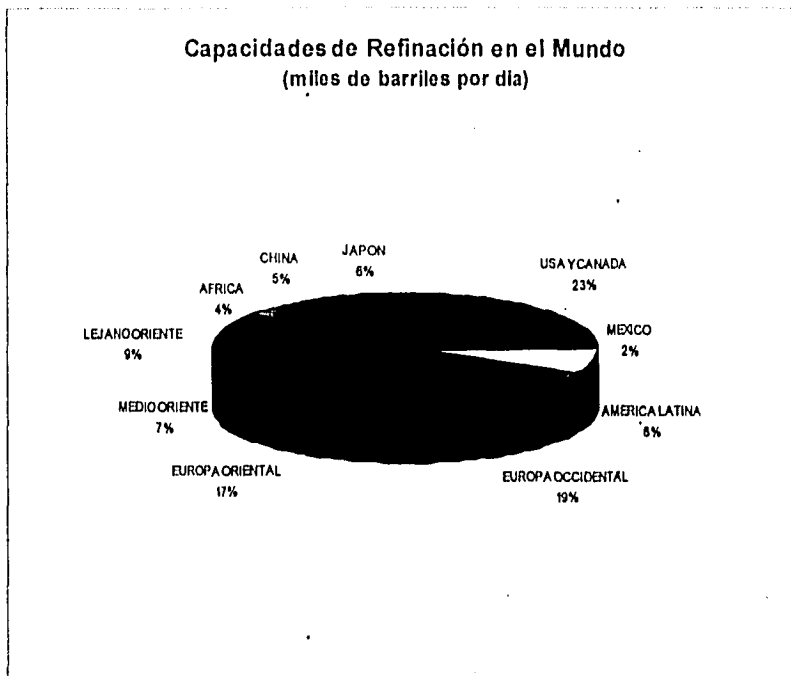


Figura 1. Fuentes: BP Statistical Review of World Energy, June 1995.
 Anuario Estadístico 1993 -PEMEX.
 Memoria de Labores 1994 -Petroleos Mexicanos.

Puede observarse que México representó en 1994 el 2% de la capacidad total de refinación y que el procesamiento total de crudo y líquidos representó el 2.2% del total de crudo y líquidos alimentados a las refinerías en el mundo, respectivamente. La figuras 1 y 2 ilustran lo descrito anteriormente, de las mismas puede notarse que se encuentran concentradas la mayor parte en E.U.A., Europa Occidental, Europa Oriental y Japón.

La capacidad de refinación del Medio Oriente es ligeramente superior a la de Japón y la de México es inferior a la de Canadá y apenas comparable con Brasil y Venezuela.

El mismo fenómeno se puede observar para el procesamiento de los crudos. El promedio del procesamiento del crudo y líquidos representa el 83% de la capacidad mundial de refinación.

Por lo que respecta al consumo aparente mundial de gasolinas en el mundo, en la tabla 1.3 puede notarse nuevamente la supremacía de los Estados Unidos, Europa Occidental y Japón quienes en conjunto consumieron en 1984 el 75% del total indicado en dicha tabla, mientras México el 2.2%. Para 1990 los países antes mencionados consumieron el 72% y México el 2.6% y en 1994 el 69% y 2.6%, respectivamente.

CONSUMO APARENTE DE GASOLINAS EN EL MUNDO												
(Miles de Barriles por día)												
Región	1984	1985	1986	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	tmac % (1984-1994)
USA	7060	7080	7290	7540	7740	7780	7640	7520	7680	7784	7855	1.07
CANADA	631	643	677	677	657	666	659	636	547	587	622	-0.15
MEXICO	326	340	347	364	364	417	454	487	487	494	497	4.3
EUROPA OCCIDENTAL	3234	3239	3392	3464	3584	3633	3789	3800	3844	3791	3786	1.6

CONSUMO APARENTE DE GASOLINAS EN EL MUNDO												
(Miles de Barriles por día)												
Región	1984	1985	1986	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	tmac % (1984-1994)
JAPON	953	963	1000	1030	1083	1146	1183	1225	1297	1308	1397	3.9
LEJANO ORIENTE	1181	1192	1269	1397	1469	1596	1844	1953	2176	2308	2587	8.15
OTROS PVD	1617	1761	1791	1817	1847	1928	1997	2037	2109	2171	2267	3.4
TOTAL	15002	15218	15766	16289	16744	17166	17566	17658	18140	18443	19011	2.4

Tabla 1.3 Fuentes: BP Statistical Review of World Energy. June 1995.
Anuario Estadístico 1993 -PEMEX.
Memoria de Labores 1994 -Petroleos Mexicanos.

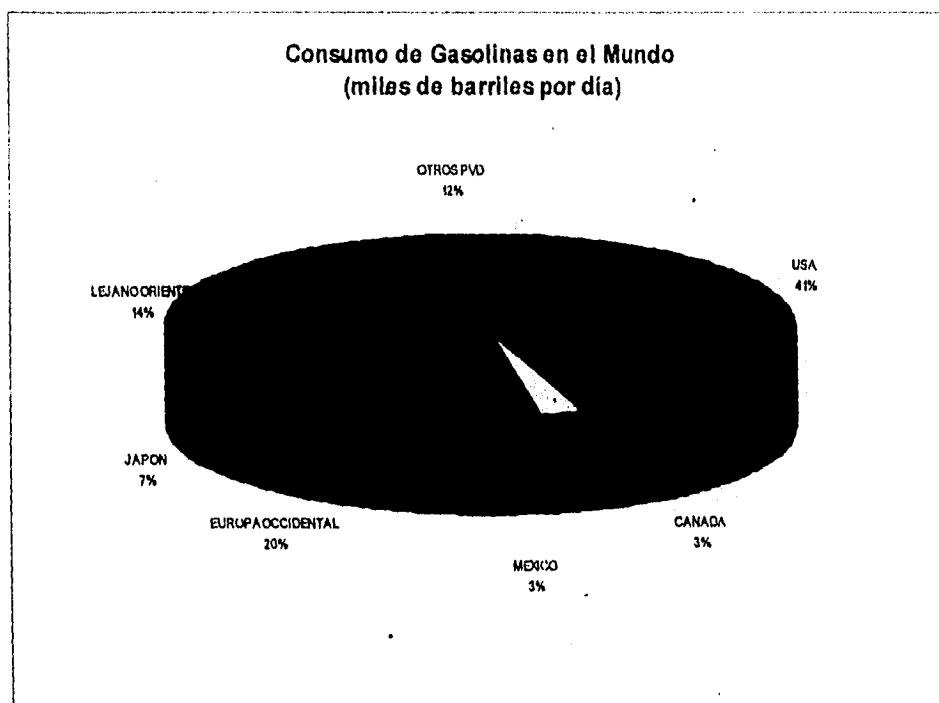


Figura 2. Fuentes: BP Statistical Review of World Energy. June 1995.
Anuario Estadístico 1993 -PEMEX.
Memoria de Labores 1994 -Petroleos Mexicanos.

Observando las tasas anuales medias de crecimiento se puede observar que el crecimiento del consumo entre 1984 y

1994, para Estados Unidos ha sido de 1.07%/año, para Europa el 1.6%/año y México de 4.3%/año. Estas cifras se comparan con el total que se informa en la tabla 1-3 que ha sido de 2.4%/año. Es de sorprender que la tasa anual de crecimiento en los países de Lejano Oriente que incluyen Australasia y otros países en desarrollo de Asia haya sido entre 1984 y 1994 de 8.15% pasando en 1984 de 1.18 millones de bls./día a 2.6 millones de bls./día en 1994.

En la figura 2 se representa la participación de México en el consumo mundial en 1994, donde puede notarse que México representa apenas el 2.6% del total.

En la figura 3, se presenta la demanda total de crudo equivalente de combustible para el transporte, que refuerzan el análisis realizado respecto al consumo de gasolinas a nivel mundial; y en la figura 4 el número de automóviles a nivel mundial, divididos en 3 áreas.

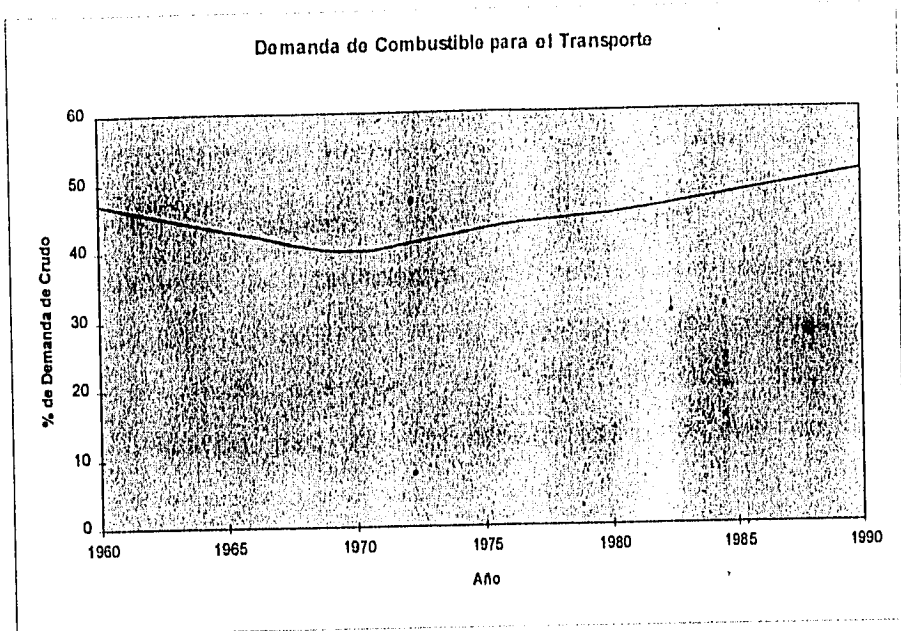


Figura 3. Demanda de combustible para el transporte

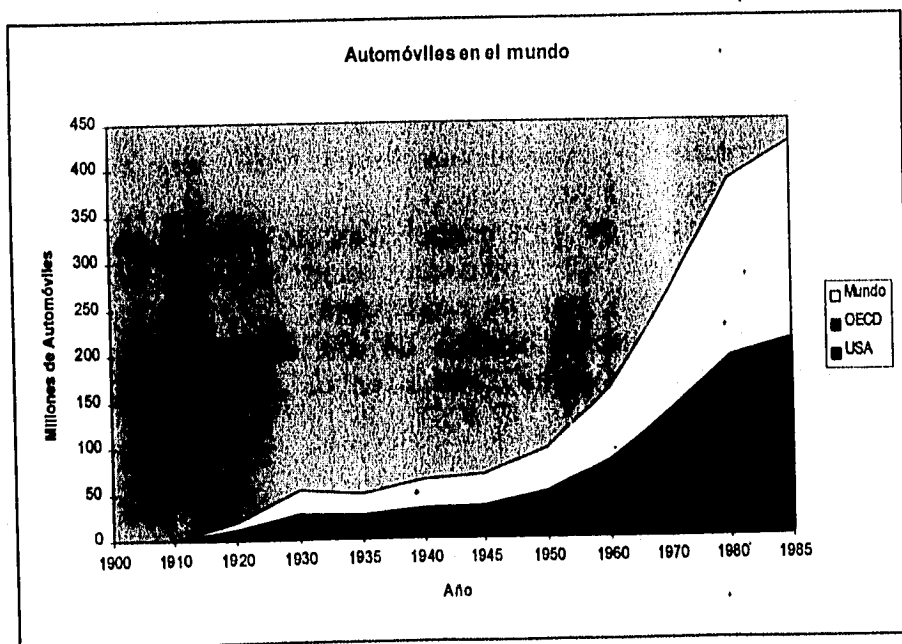


Figura 4. Automóviles en el mundo.

1.2 PLANTEAMIENTO DEL OBJETIVO

En ésta tesis se pretende modelar el comportamiento tecnológico y analizar las consecuencias beneficio/costo en la Refinería de Salamanca para incrementar el octano de las gasolinas automotrices con marcada disminución de la gasolina que utiliza plomo y con las mejores tecnologías para evitar la formación de contaminantes atmosféricos, a través de las llamadas gasolinas reformuladas.

Las tendencias en cuanto a la calidad de las gasolinas son las siguientes:

- Disminución de la presión de vapor, con el objeto de reducir las emisiones evaporativas del combustible.
- Reducción de las olefinas, las cuales son altamente reactivas y tienen gran participación en la formación del ozono atmosférico.
- Reducción de compuestos aromáticos, por su toxicidad y actividad fotoquímica.
- Eliminación de los compuestos de plomo, por el efecto negativo en el funcionamiento de los convertidores catalíticos y por su toxicidad.
- Incremento en el índice de antidetonancia, con el fin de obtener mayores rendimientos de combustible en los vehículos.

La presencia de los compuestos de tipo aromático está correlacionada con las gasolinas de alto octano con origen en la reformación catalítica, determinándose como alternativa la dilución de los aromáticos, mediante la

incorporación de corrientes ricas en parafinas isomerizadas que también poseen un elevado índice de octano.

Por lo que se refiere a la necesidad de incrementar el índice de octano sin adicionar compuestos de plomo, se puede realizar por la isomerización de pentanos y hexanos que son generados en grandes cantidades debido a que se encuentran de origen en el petróleo crudo, en las corrientes producidas en el proceso de reformación catalítica de naftas, tanto en la del tipo de regeneración continua de catalizador como en la semirregenerativa.

Otras alternativas son: la alquilación, la aplicación de aditivos de octano en los procesos de desintegración catalítica y el desarrollo de catalizadores de alta selectividad para estos procesos.

Otro campo de la tecnología que también se ha desarrollado en forma paralela al mejoramiento de combustibles, es sin duda, el de los aditivos los cuales son necesarios para mejorar el comportamiento de los combustibles.

De todos los aditivos oxigenantes que se han probado el Metil-Terbutil-Eter (MTBE) y el Ter-Amil-Etil-Eter (TAME) han demostrado ser los que ofrecen más ventajas para incorporarse como un estándar mundial de igual importancia para la industria de refinación y automotriz.

El modelo tendrá que tomar en cuenta la forma en que la refinería se irá expandiendo en capacidad para que cada uno de los procesos existentes en la actualidad y adicionando,

en su caso, nuevos procesos de tal manera de satisfacer la demanda de tales gasolinas en cantidad y calidad durante un horizonte de planeación que cubre el período 1995-2010. La operación de la refinería en cada período de dicho horizonte, deberá realizarse a mínimo costo, simulando la entrada de diferentes unidades o la ampliación a la capacidad de las actuales, en diferentes períodos. Ello conllevará a calcular relaciones beneficio/costo al satisfacer o no la demanda de gasolinas programadas para la refinería en cantidad y calidad. Al mismo tiempo deberá respetarse la condición de no exceder el monto de recursos presupuestales en cada período del horizonte. La parametrización de las dos restricciones anteriores (demanda a satisfacer y presupuesto), permitirá tomar las decisiones respecto del esquema de Refinación que se obtenga del modelo en cada período. Al mismo tiempo, se creará un submodelo cuyo comportamiento es no lineal, para conocer con precisión la operación de mezclado de diferentes corrientes para obtener el producto final deseado.

De acuerdo a tal objetivo, en el Capítulo 2 se hace una descripción de los procesos actualmente en operación en la Refinería "Ing. Antonio M. Amor" en Salamanca, Gto., para observar su comportamiento actual y tener base bajo la cual se harán recomendaciones tanto para incluir nuevos procesos como para realizar renovaciones y/o ampliaciones en las instalaciones actuales (capítulo 3) que fueron tomadas de un estudio que el IMP y la compañía Fluor Daniel, llevaron a

"cuellos de botella" para mejorar la operación de la Refinería congruente con las restricciones en la especificación de las gasolinas producidas en ella.

En el Capítulo 4, se proponen las alternativas estratégicas de reestructuración de la Refinería con el objetivo de poder formular un modelo matemático como herramienta tanto en la selección de la mejor estrategia como, en general, en la toma de decisiones al respecto.

En el Capítulo 5, se formula un modelo matemático que pretende simular el comportamiento óptimo de la refinería de acuerdo a las estrategias analizadas en el Capítulo 4.

Este modelo se construyó para observar el comportamiento de las variables más importantes en la operación global óptima de la refinería. En realidad se tratan 2 modelos cada uno con una Función Objetivo congruente con las estrategias mencionadas y sujetas a un conjunto de restricciones que describen la operación, las especificaciones de los productos (en particular de la "gasolina reformulada") y de los crudos a tratar, las capacidades de cada unidad, los balances de materia y las demandas de cada producto elaborado sin tomar explícitamente el horizonte de planeación, de tal forma que en su caso, se puedan parametrizar tales demandas en un periodo indeterminado de tiempo que empieza en 1996 y finaliza en el año 2000. Las demandas se calcularán exógenamente a los modelos de acuerdo a un pronóstico econométrico elaborado para tal fin (21).

demandas se calcularán exógenamente a los modelos de acuerdo a un pronóstico econométrico elaborado para tal fin (21).

En el Capítulo 6 se proporcionan los resultados de las simulaciones con Programación Lineal, efectuados para cada estrategia y, en el Capítulo 7 se utiliza un modelo de programación no-lineal para resolver óptimamente el proceso de mezclado de los componentes que formarán parte de la gasolina reformulada. Finalmente, en el capítulo 8 se presentan las conclusiones sobre el trabajo desarrollado.

"CONSUMO DE COMBUSTIBLE, POTENCIA Y TEMPERATURA
 COMO FUNCION DE LA RELACION AIRE/COMBUSTIBLE"

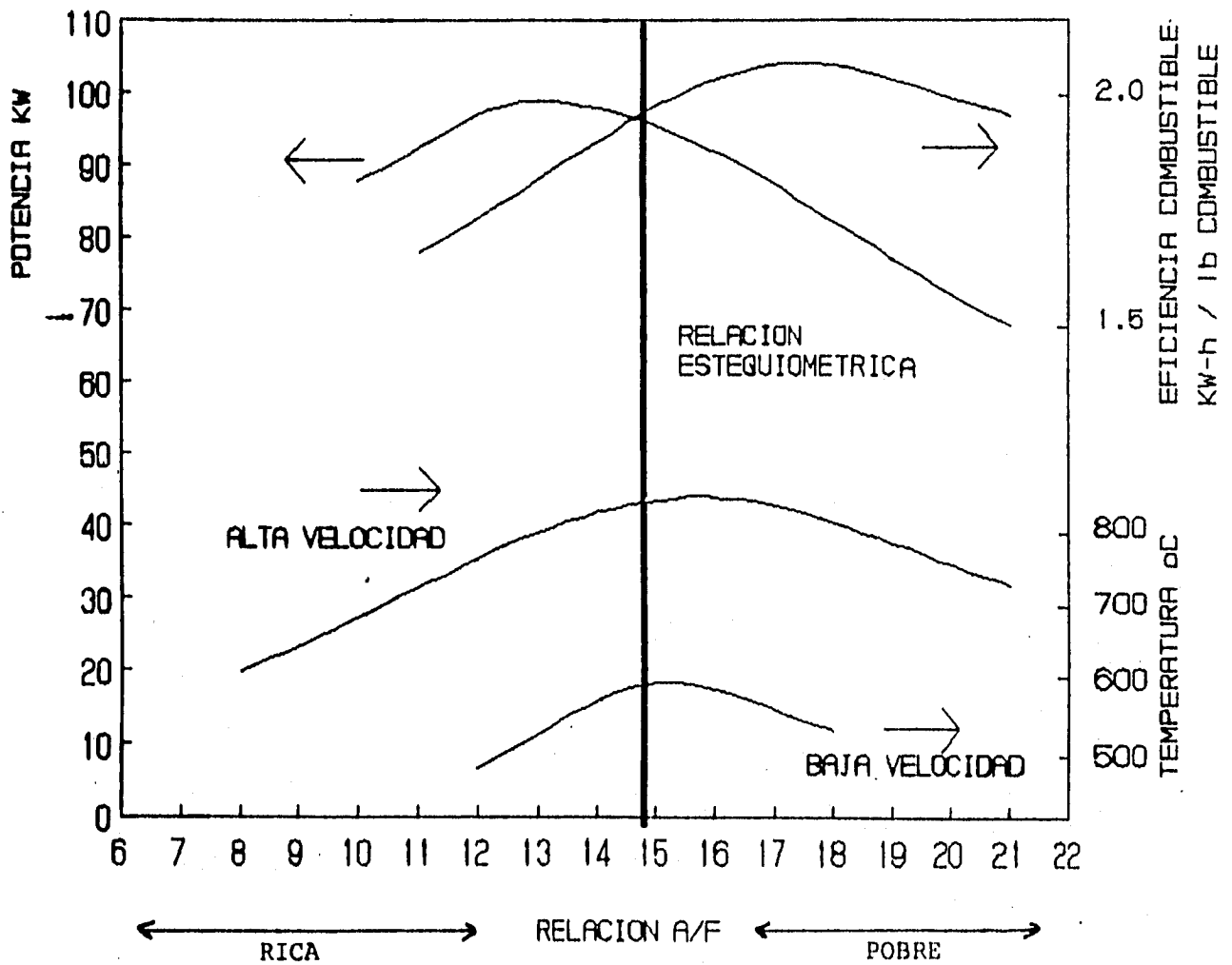


FIGURA A

"CONCENTRACION DE CO, NO, HC (en hexano) EMITIDOS COMO
FUNCION DE LA RELACION AIRE/COMBUSTIBLE"

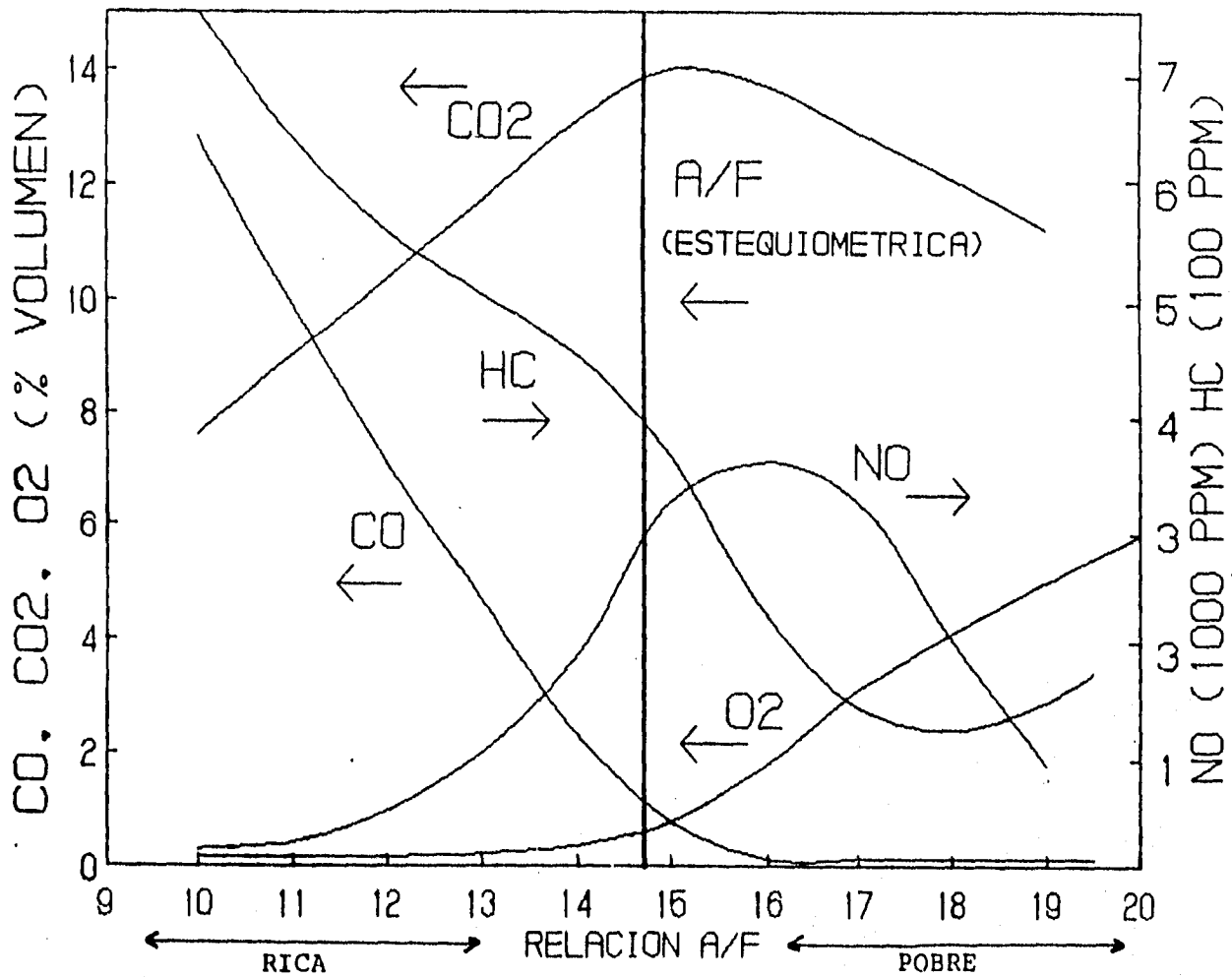


FIGURA B

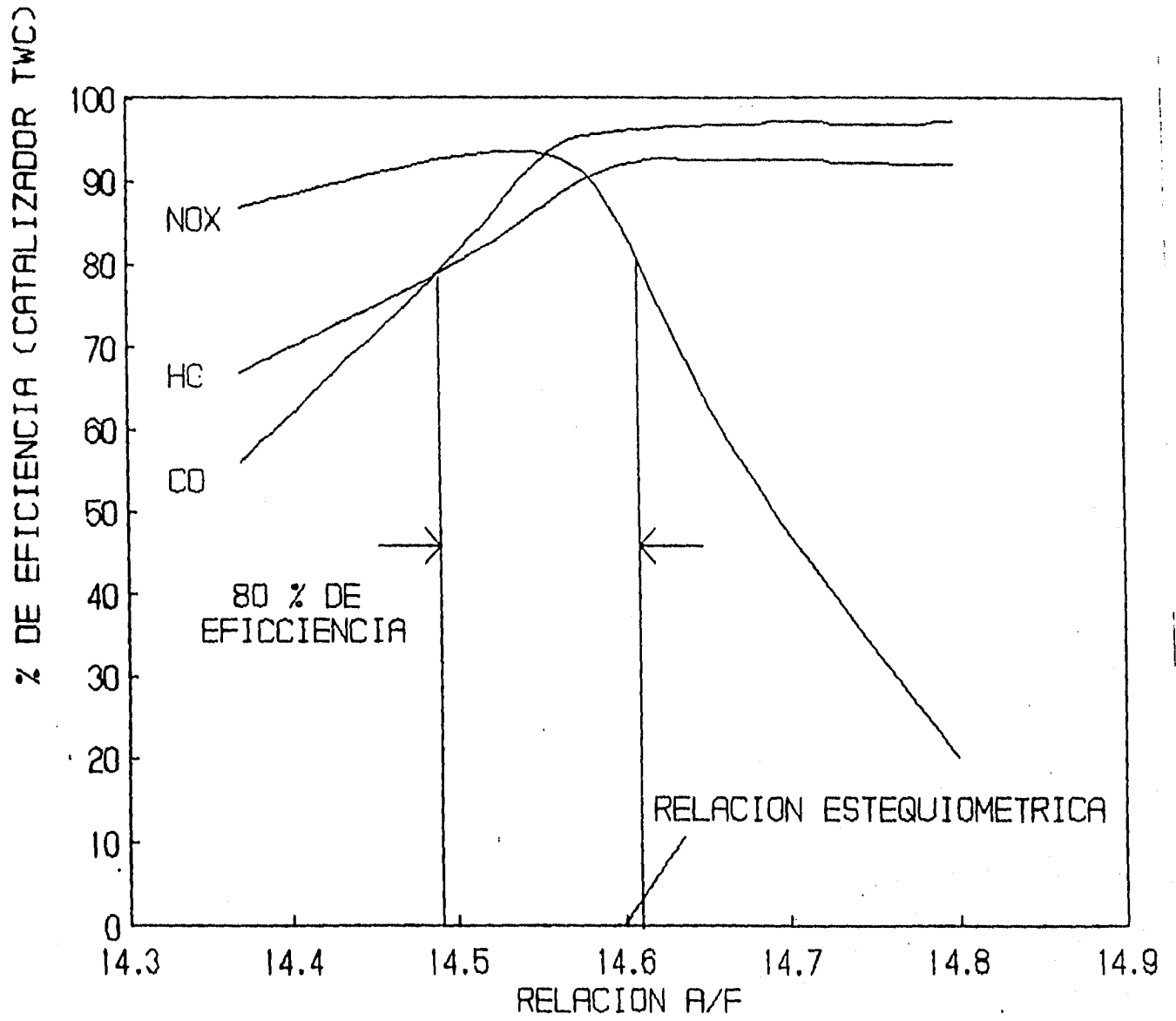


FIGURA C

CAPÍTULO 2

ESTRUCTURA ACTUAL DE LA REFINERÍA DE SALAMANCA

2.1 ESTRUCTURA ACTUAL DE LA REFINERÍA

Petróleos Mexicanos tiene instalada en Salamanca, Gto., la Refinería "Ing. Antonio M. Amor", el 30 de julio de 1950 principió a operar. Desde sus inicios, la industria de la refinación del petróleo ha venido cambiando; la siguiente guía presenta los principales avances en el desarrollo de esta industria:

- Al principio la refinería consistía de una simple destilación por lotes en la que los hidrocarburos eran vaporizados, condensados y separados de acuerdo a los rangos de ebullición de la kerosina, gasóleo y combustible. La destilación continua pronto fue adoptada.
- La desintegración térmica de gasóleos hizo posible que la refinería satisficiera la creciente demanda con un mejor producto (gasolina de alto octano).
- Posteriormente apareció la desintegración catalítica de gasóleos mejorando así la producción de olefinas (sobre la desintegración térmica), gasolina y destilados del gasóleo.
- La reformación catalítica de naftas fue seguida como una manera de elevar el rango de octano en la gasolina principalmente por conversión de naftenos a aromáticos y la isomerización de las n-parafinas.

Como es conocido, los productos que tienen un peso molecular promedio inferior a 300 como la gasolina, turbosina y diesel, tienen un alto valor comercial, mientras que el gasóleo y residuos que tienen mucho más altos pesos moleculares y que representan el 25% en volumen de un crudo tienen un bajo valor comercial.

Es por esto último, que la refinería tiene el interés de obtener productos de bajo peso molecular a partir de los de alto, mediante el uso de nuevas plantas.

Actualmente la refinería "Ing. Antonio M. Amor" cuenta con las siguientes plantas de proceso:

P L A N T A	CARGA DE	CAPACIDAD
	DISEÑO	ACTUAL
	B/D	B/D
Primaria No. 1 "SA"	35000	30000
Primaria No. 2 "RD"	45000	45000
Primaria No. 3 "AS"	110000	90000
Primaria No. 5 "AA"	60000	60000
Estabilizadora "AF1", "AF2"	12500	10000
Estabilizadora "SB"	5000	4000
Estabilizadora "SA"	6000	6000
Estabilizadora "RD"	8000	8000
Preparadora de Carga 1 "RP"	24000	24000
Preparadora de Carga 2 "AS"	44000	34000
Preparadora de Carga 3 "AI"	46000	31000
Alto Vacío "LB"	14000	14000
Alto Vacío "U-1"	14500	14500
Desasfaltadora "LD"	5616	8000
Desasfaltadora "U-2"	9650	9650
Refinación C/Furfural "LF"	6538	8000
Refinación C/Furfural "U-3"	10000	10000
Hidrosulfuradora de Lubricantes "U-4"	10000	7300
Desparafinadora de Lubricantes "LG"	3378	4000
Desparafinadora de Lubricantes "U-5"	5500	10000
Repasadora de Naftas "RN"	14000	14000
Hidrosulfuradora de Naftas "HDS-1"	8000	8000
Hidrosulfuradora de Naftas "HDS-2"	25000	25000
Reformadora de Naftas 1 "RR-1"	8000	8000
Reformadora de Naftas 2 "RR-2"	16800	16800
Desintegración Catalítica "FCC"	40000	45000
Desintegración Catalítica "TCC"	20000	20000
Hidrotatadora de Kerosina "U-7"	14000	13000
Hidrotatadora de Diesel "U-8"	14000	14000
Generadora de Hidrógeno "U-6"	81600 M ³ /D	81600 M ³ /D
Generadora de Hidrógeno "U-9"	385160 M ³ /D	327386 M ³ /D
Hidrosulfuradora de Residuos "U-10"	18500	20500
Tratamiento de Gases Amargos "U-11" Tren Oriente	339000 M ³ /D	339000 M ³ /D
Tratamiento de Gases Amargos "U-11" Tren Poniente	339000 M ³ /D	339000 M ³ /D
Recuperadora de Azufre "U-12" Tren Norte	40 Ton/D	40 Ton/D

P L A N T A	CARGA DE	CAPACIDAD
	DISEÑO B/D	ACTUAL B/D
Recuperadora de Azufre "U-12" Tren Sur	40 Ton/D	40 Ton/D
Planta recuperadora de Vapores "U-13"	6700	6000
Tratamiento Cáustico de Gasolina "SA"	12000	12000
Tratamiento Cáustico de Gasolina "RD"	12000	12000
Tratamiento Cáustico de Gasolina "AA"	12000	12000
Alcohol isopropílico "IPA"	45 Ton/D	52 Ton/D
Planta de Amoniaco No. 1 "PA-1"	220 Ton/D	Fuera de Op.
Planta de Amoniaco No. 2 "PA-2"	907 Ton/D	800 Ton/D
Mezclado de Lubricantes "LX"	4000	6000
Tratamiento de Aceites "LO"	2332	2332
Preparadora y Llenadora de Asfaltos "LA-2"	15000	15000
Llenaderas de Parafinas y Extractos "LU-2"	2000	2000

Fuente: Superintendencia General de Operaciones, RIAMA.

2.2 DESCRIPCIÓN DE LOS PROCESOS.

A continuación se hace una breve descripción de los procesos más importantes de la refinería para la obtención de gasolinas con sus respectivos diagramas de flujo típicos simplificados. No se describen los procesos para la obtención de lubricantes ya que no se tomarán en cuenta para este estudio. Hemos considerado necesaria esta descripción para aquellos lectores que no estén forzosamente familiarizados tanto con la tecnología de refinación como con los procesos que la integran. Existen varias descripciones de estos procesos en las referencias (1). Por otra parte, esta descripción ayudará a un mejor entendimiento de las alternativas que serán descritas y luego modeladas en los capítulos que siguen.

2.2.1 PROCESO DEL CRUDO

La refinería procesa petróleo crudo, materia prima que se recibe por oleoductos de Poza Rica, Ver., centro de distribución de productos que se extraen de diferentes campos del país. El crudo que se recibe en la refinería de Salamanca es el crudo pozoleo proveniente de los yacimientos localizados en Poza Rica, Ver., y se emplea para la obtención de lubricantes y se procesan 63000 B/D y el crudo mezcla proveniente del sur del país y empleado para la obtención de los combustibles demandados, procesándose 155,000 B/D.

En la tabla siguiente puede observarse la composición de los tipos de crudo que se manejan actualmente en la Refinería.

C R U D O :		POZOLEO	MEZCLA	C R U D O :		POZOLEO	MEZCLA
P L A N T A S:		SA	AS, AA,	P L A N T A S:		SA	AS, AA,
		RD	RCC			RD	RCC
PRUEBAS	UNIDADES			PRUEBAS	UNIDADES		
Peso específico a 20/4°C	----	0.872	0.873	Sedimento	Vol	0.4	0.2
Densidad °API a 60/60°F	----	30.0	29.8	Agua y Sedimento	Vol	0.4	0.4
Destilación Hampell:				Agua por Destilación	Vol	0.2	0.2
T.I.E.	°C	38.0	35.0	Cloruros	lb/1000B	28.7	22.0
5 % Vol.	°C	106.0	77.0	Carbon Ramsbottom	1/ peso	4.41	5.13
10 % Vol.	°C	146.0	115.0	Cenizas	1/ peso	0.008	0.004
20 % Vol.	°C	196.0	165.0	Aulfatenos en n-Heptano	1/ peso	3.9	4.9
30 % Vol.	°C	246.0	224.0	Azufre Total	1/ peso	2.19	2.26
40 % Vol.	°C	299.0	282.0	Parafinas, 54.4 °C fusión	1/ peso	2.0	1.4
50 % Vol.	°C	---	338.0	M E T A L E S			
Destilado a 145°C	1/ Vol	17.0	21.6	Hierro	ppm	2.85	1.13

C R U D O :		POZOLEO	MEZCLA	C R U D O :		POZOLEO	MEZCLA
P L A N T A S:		SA	AS, AA,	P L A N T A S:		SA	AS, AA,
		RD	RCC			RD	RCC
PRUEBAS	UNIDADES			PRUEBAS	UNIDADES		
Destilado a 200°C	lVol	20.2	24.4	Cobre	ppm	0.01	0.84
Destilado a 260°C	lVol	32.0	34.2	Niquel	ppm	18.1	22.97
Destilado a 300°C	lVol	40.0	41.0	Vanadio	ppm	96.0	155.0
Destilado a 320°C	lVol	43.8	44.5	Manganeso	ppm	1.43	1.3
Presión de Vapor Reid	lb/in ²	4.0	5.5	Piomó	ppm	3.96	2.17
Temp. de Escurrimiento	°C	-24.0	-24.0	Calcio	ppm	3.7	4.23
Viscosidad a 37.8°C	SSU	65.8	66.8	Factor de Carcaterización	---	11.8	11.00
Viscosidad a 21.1°C	SSU	115.0	100.0	Const. Visc. -Grav.	---	0.8411	0.8422
Ind. de Neutralización	mg KOH/g	0.3	0.4	Poder Calorífico neto	BTU/LB	19367	19504

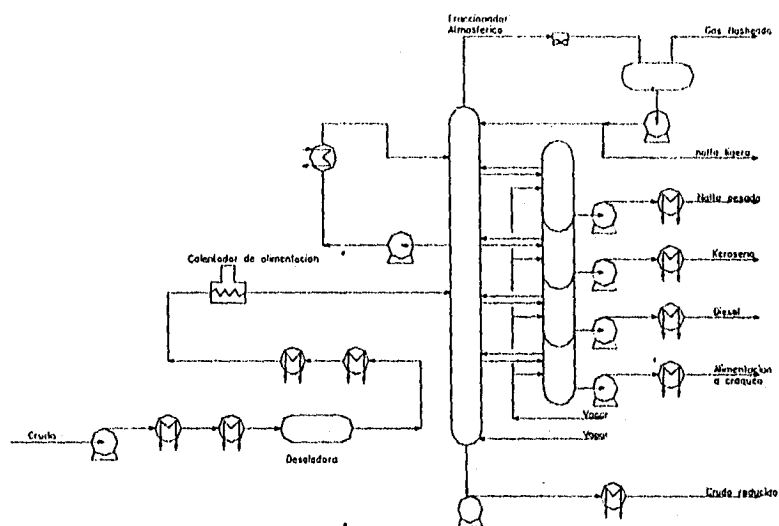
Fuente: (2)

El desalado del crudo se considera normalmente como parte de la unidad de destilación del crudo ya que el calor de algunas de las corrientes en la destilación del crudo es usada para calentar el crudo en el proceso de desalado.

Primero, el agua es mezclada con el crudo para disolver los cristales de sal y para diluir la salmuera presente en el crudo. Se agregan uno o más aditivos químicos para facilitar la separación de la fase acuosa del crudo.

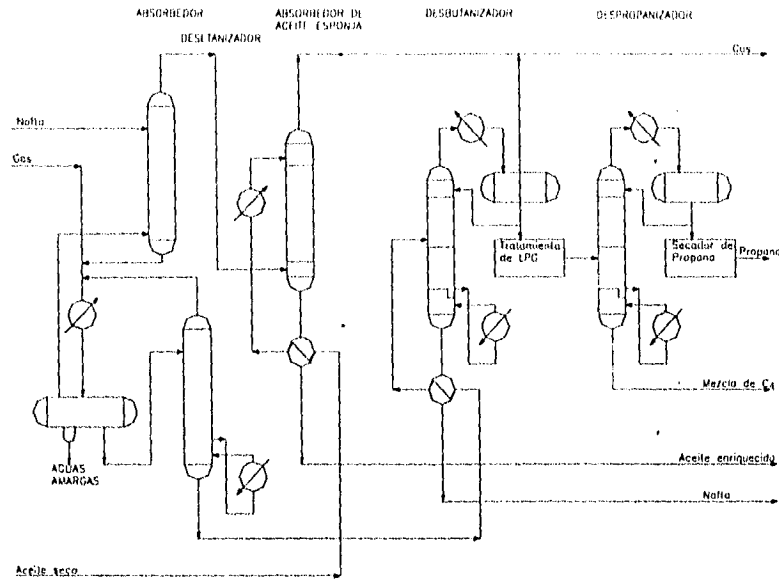
El crudo es calentado por intercambio de calor con otras corrientes y finalmente pasa por un calentador de fuego directo donde se lleva a la temperatura deseada para entrar a la torre de destilación atmosférica. La finalidad básica de la destilación atmosférica del crudo es la de separar el crudo en fracciones convenientes para procesarlas posteriormente. El orden de los cortes producidos en una planta de destilación atmosférica de crudo son:

PRODUCTO	DESTINO
Gases	A planta recuperadora de vapores produciendo gas combustible mas LPG
Nafta Ligera	A tratamiento cáustico para mezclas de gasolinas, a repasadora de naftas y a ahí a Hidrotratamiento y luego a Reformación catalítica.
Nafta pesada	Como diluyente para asfalto FR-3 ¹ ó como base Turbosina, Hidrotratamiento, Reformación.
Kerosina	Como base Turbosina a Hidrotratamiento, como diáfano a ventas.
Diesel	A Hidrotratamiento y después a ventas.
Gasóleo atmosférico	Como carga a FCC
Residuo atmosférico	a la unidad de destilación a vacío



Destilación atmosférica de crudo.

¹Se trata de un asfalto rebajado con nafta.



Planta de gas saturado

REQUERIMIENTOS OPERACIONALES

Los siguientes valores pueden ser usados para la destilación atmosférica del crudo:

SERVICIO	CANTIDAD
Energía eléctrica	0.5 KWH/Bl
Combustible	100 KBTU/Bl
Vapor	25 LB/Bl.

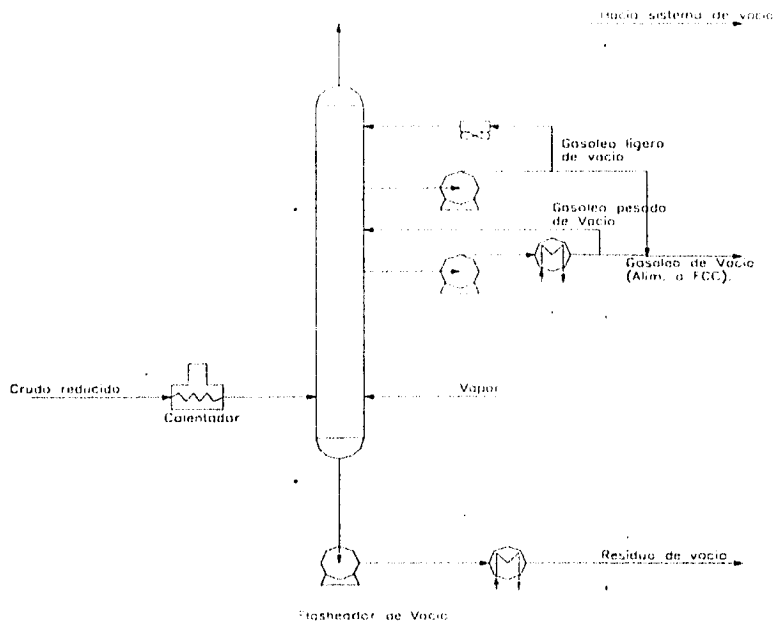
COSTO DE CAPITAL

Para una planta de 100,000 B/D de crudo , el valor promedio es de 38 millones de dólares U.S. (valor a principios de 1991).

2.2.2 UNIDADES DE VACÍO

El crudo reducido de las plantas de la destilación atmosférica del crudo o residuo atmosférico se emplea como carga en las plantas de destilación al vacío para la obtención de aceites lubricantes crudos y en las plantas preparadoras de carga produciendo gasóleos y un residuo. Los gasóleos sirven de carga para la Desintegración Catalítica y el Residuo tiene varios usos como se observa en la siguiente tabla; los cortes producidos son:

PRODUCTOS	DESTINO
Gasóleo de vacío	a desintegración Catalítica.
Cortes de lubricantes	a almacenamiento.
Residuo de vacío para "combustibles"	a Hidrodesintegradora de Residuos y a Combustóleo.
Residuo de vacío para "lubricantes"	a Desasfaltizadoras y/o a Combustóleo.



Destilación de vacío

REQUERIMIENTOS OPERACIONALES

SERVICIO	CANTIDAD
Energía eléctrica	0.3 KWH/Bl
Combustible	100 KBTU/Bl
Vapor	25 LB/Bl.

COSTO DE CAPITAL

Para una planta de 60,000 B/D, el valor promedio era de 30 millones de dólares U.S. a principios de 1991.

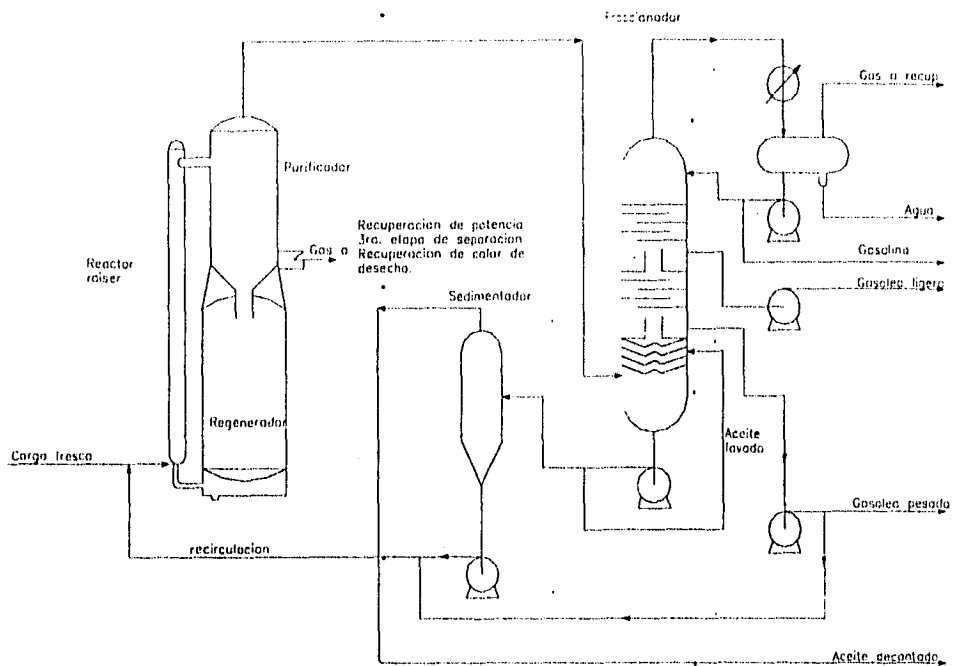
2.2.3 DESINTEGRACIÓN CATALÍTICA

Por muchos años la desintegración catalítica ha sido el proceso más usado en la Industria de Refinación del petróleo, convirtiendo las moléculas grandes en moléculas medianas y pequeñas (gasolina y destilados de los gasóleos). La gasolina catalítica es el componente de mayor volumen en la mezcla actual (pools) de gasolina en la refinería.

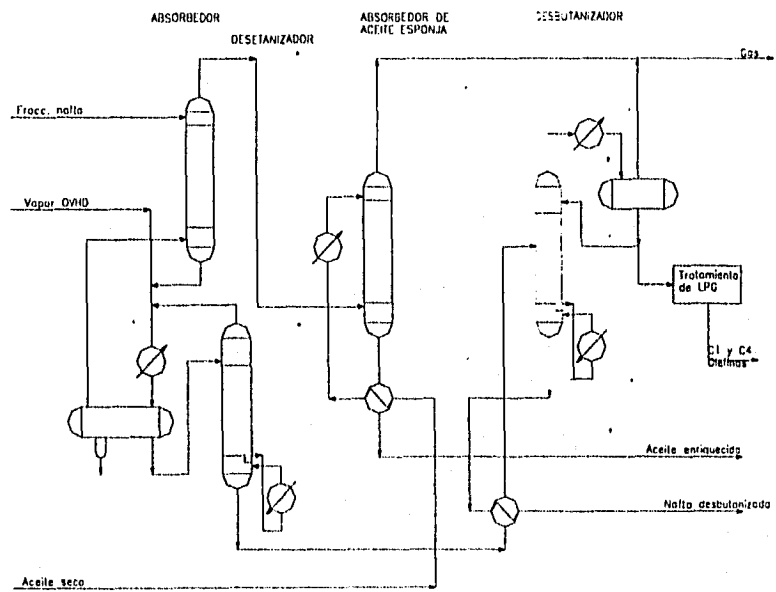
La carga fresca y la recirculación entra en una línea vertical llamada elevador de desintegración donde éstas se combinan con catalizador y son impulsadas por fluidización, el catalizador pasa al regenerador ayudado por ciclones donde es liberado de los vapores de hidrocarburos quedando así regenerado el catalizador. Los vapores son separados en gas, gasolina, destilados y recirculados en un fraccionador.

El catalizador que es un catalizador zeolítico a base de sílica-alúmina que fluye de la cámara de separación al regenerador donde su actividad es parcialmente restablecida por la combustión del coque depositado en él.

Los gases de combustión son separados del catalizador por medio de ciclones y son utilizados en la recuperación de calor o de energía ya que las unidades de desintegración catalítica son la mejor fuente de olefinas en la refinería y una planta de gas insaturado se considera como parte de ella.



Unidad de desintegración catalítica fluidizada



Planta de gas insaturado.

Su carga son los diesel pesados de la destilación atmosférica y los gasóleos de vacío de las preparadoras de carga. Los datos de correlación para la carga a desintegración catalítica son:

- Factor de caracterización, K
- Gravedad API
- % de azufre
- Carbón
- Conversión
- Coque y gas

Los productos obtenidos y su destino son los siguientes:

P R O D U C T O	D E S T I N O
Gas combustible	A gas combustible
C ₃	a LPG
C ₃ ⁼	a planta de alcohol isopropílico
C ₄ ⁼	a LPG
iC ₄ ⁼	a LPG
iC ₄	a LPG
C ₄	a LPG
Gasolina	a tratamiento Merox ² y después al pool de gasolinas.
Aceite cíclico ligero	a hidrotatamiento de diesel o a Hidrodesintegradora de residuos o a Combustóleo como diluyente.
Residuo (aceite decantado)	a Hidrodesintegradora de residuos o a Combustóleo.

REQUERIMIENTOS OPERACIONALES

Los requerimientos varían dependiendo del tipo de transmisión para el soplador de aire, recuperación de energía, uso máximo de aire de enfriamiento, etc. Los valores promedios que pueden ser usados son:

²El tratamiento Merox se describe más adelante.

S E R V I C I O	C A N T I D A D
Energía eléctrica	1.0 KW/Bl.
Combustible	80 KBTU/Bl.
Vapor	20 LB/Bl.
Agua de enfriamiento	400 GAL/Bl..
Catalizador	0.3 LB/Bl.

COSTOS DE CAPITAL

Para una planta de desintegración catalítica de 50,000 B/D de capacidad, en enero de 1991 tenía un valor promedio de 86 millones de dólares U.S. (los costos fluctúan entre 66 y 117 millones).

2.2.4 HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS PARA DESULFURIZACION

El hidrotreatmento de naftas se requiere para preparar carga para la Reformación Catalítica.

Todas las cargas a reformación contiene azufre lo que es un veneno para los metales nobles presentes en los catalizadores de reformación.

La principal finalidad del hidrotreatmento de esas naftas es para reducir el contenido de azufre a un nivel tolerable.

Máximos niveles de contaminantes para la carga a Reformación

S U S T A N C I A	PPM (PESO)
Azufre	0.05
Nitrógeno	0.5
Plomo	10.0
Arsénico	2.0
Agua	10.0
Cloruros	1.0

El proceso consiste de un calentador de carga, un reactor, separadores de alta y baja presión, un compresor de recirculación, y un separador de nafta tratada. Si se llegara a tener una carga altamente insaturada, se requeriría un reactor adicional antes del reactor principal, acetilenos y dienos pueden estar presentes, con el objeto de

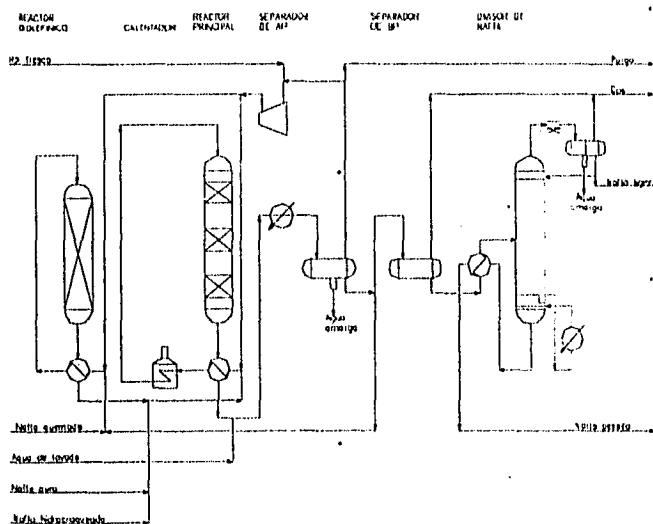
prevenir que la temperatura aumente súbitamente debido a las reacciones altamente exotérmicas que ahí ocurren.

Los datos pueden ser segregados por el tipo de carga. Sus bases de datos de correlación son:

- Para la carga: $^{\circ}$ API, %S, H_2 , No. de Octano Research (RON), No. de Octano Motor (MON).
- Para el producto: $^{\circ}$ API, S %peso, % rendimiento, RON, MON.

Una cuestión que es importante para la reformadora es la composición de la carga con respecto a los tipos de hidrocarburos, esto cambia el curso del hidrotratamiento.

Los rendimientos del reformado son muy dependientes del análisis de Parafinas, Olefinas, Naftenos y Aromáticos (PONA) de la carga a reformación.



Hidrotratadora de naftas.

REQUERIMIENTOS OPERACIONALES

S E R V I C I O	C A N T I D A D
Energía eléctrica	0.2 KW/Bl
Combustible	30 KBTU/Bl
Vapor	15 LB/Bl.

COSTO DE CAPITAL

Un costo promedio de 16 millones de dólares U.S. fue estimado para una planta de 30,000 B/D a principios de 1991.

2.2.5 REFORMACIÓN CATALÍTICA

Desde su introducción, la reformación catalítica ha sido el principal medio para incrementar la demanda del octano. En sus inicios la reformadora producía gasolina de 65 a 80 de número de octano (RON), hoy en día produce gasolinas de 100 octanos o más, principalmente como resultado del desarrollo de catalizadores. La reformadora opera bajo presión para ayudar a modificar sus productos. Los aromáticos en general y el benceno en particular deben ser reducidos para satisfacer lo estipulado por el Acta de Aire Limpio (CAA), ya que la función principal de la reformación ha sido la de producir aromáticos.

La producción de benceno puede reducirse aumentando el punto inicial de ebullición de la carga a reformación para eliminar las principales fuentes del benceno, como el ciclohexano y el metilciclopentano. La producción de otros aromáticos puede reducirse disminuyendo el punto final de ambos carga o reformado o por extracción con solvente de el reformado. Pero cualquiera de estas acciones resultaría en una disminución tanto del octano como en el volumen del reformado. Otra opción podría ser la de reducir la severidad (del octano del reformado producido), resultando en más reformado pero de menor octano. Muy pocos naftenos permanecen en el reformado, por lo que es evidente que el incremento en el octano del reformado es debido al aumento

en el contenido de aromáticos, y la disminución en el octano al contenido de parafinas.

Las principales reacciones que ocurren en la reformación catalítica son:

1. Dehidrogenación de naftenos a aromáticos.
2. Dehidrociclización de parafinas a aromáticos.
3. Isomerización de n-parafinas a isoparafinas y de naftenos, tal como metilciclopentano a ciclohexano.
4. Hidrodesintegración de parafinas de cadenas largas a parafinas más pequeñas.
5. Demetilización de parafinas.
6. Dealquilación de aromáticos.

Las dos primeras reacciones resultan en un aumento en el número de moléculas en dirección hacia adelante de la reacción y son por lo tanto sensibles a la presión del sistema. Las otras reacciones no suelen ser afectadas por la presión.

Las primeras reformadoras operaban a presiones de 900 psi. La presión de operación ha disminuido a través de los años a el punto que la nuevas unidades son diseñadas para 100 psi o menos, el hidrógeno es recirculado para evitar la formación y depósito de coque en el catalizador.

En los inicios de la reformación catalítica aparecía que los aromáticos eran producidos casi completamente por la dehidrogenación de naftenos y eran concentrados en el reformado de C_5^+ por el hidrocracking de parafinas a butanos y ligeros.

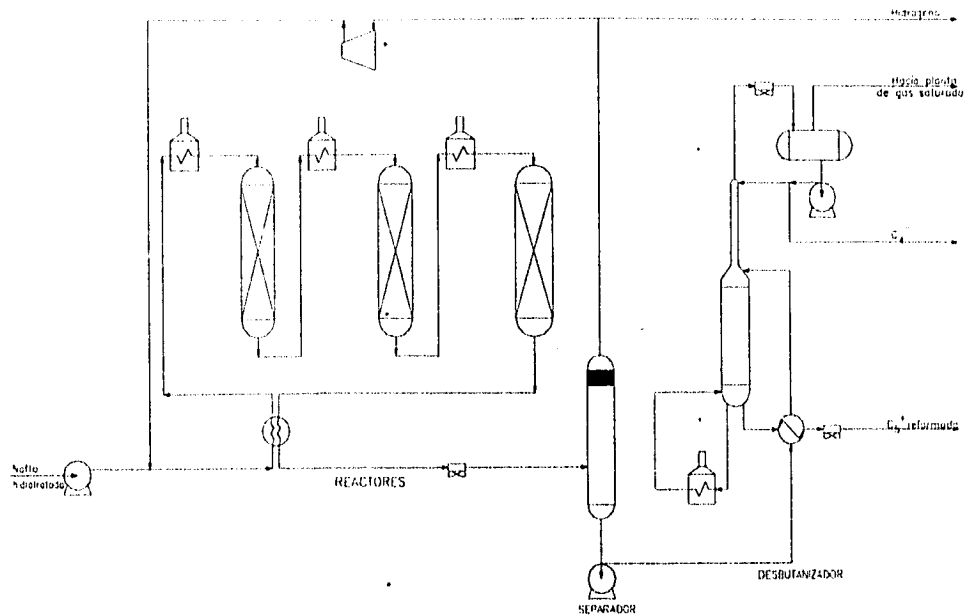
Con los catalizadores de hoy a base de Platino-Estaño, y a baja presión de operación, se tiene una producción de aromáticos provenientes de las parafinas.

Para los diseños actuales de los procesos de regeneración continua de catalizador las condiciones de operación son:

1. Presión del reactor, 100 psig
2. LHSV, 1.6 hr^{-1}
3. Rel H_2/HC , molal, 2-3
4. RONC, 100-107

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

Para una planta Reformadora Semiregenerativa convencional.- La nafta tratada se mezcla con el hidrógeno de recirculación, es calentada a la temperatura de reacción, y se alimenta al primer reactor. El efluente de este reactor es recalentado antes de entrar al segundo reactor. Esta secuencia se repite para uno o más reactores adicionales. El efluente del último reactor es enfriado y entra a un separador donde la corriente rica en hidrógeno es separada. Una parte de esta corriente se comprime y se recircula para unirse con la carga de nafta fresca; el hidrógeno restante puede ser usado para otros procesos en la refinería. El líquido del separador es fraccionado produciendo un reformado estabilizado, butanos y corrientes más ligeras.



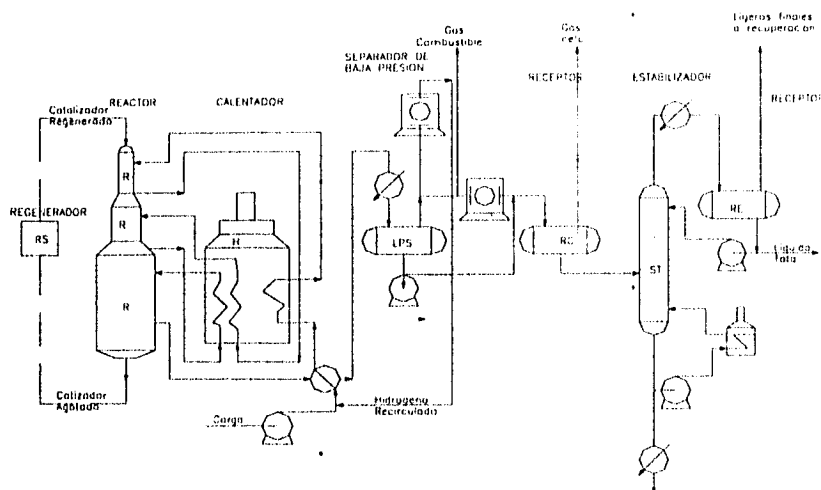
Unidad reformadora semiregenerativa.

El catalizador es regenerado intermitentemente, cada vez que su actividad cae a un nivel predeterminado.

Para una reformadora de regeneración continua de catalizador, CCR (UOP).- En este proceso los reactores se encuentran uno sobre otro y el catalizador fluye por gravedad de un reactor a otro. la corriente de proceso sale del primer reactor; es calentada, y entra al próximo reactor, una porción de catalizador es removida en forma intermitente y es desplazado (neumáticamente) a el regenerador.

El catalizador fluye por gravedad a través del regenerador, y el catalizador regenerado es enviado a la parte superior del reactor, completando así el ciclo del

catalizador. De esta manera , la actividad del catalizador se mantiene a un alto nivel.



Proceso de reformación continua UOP (Platforming).

CORRELACIÓN DE DATOS

Debido a su importancia, una gran cantidad de datos sobre la reformación catalítica son usados:

- Propiedades de la carga: °API, TIE, TFE, PONA, RON
- Presión del reactor
- % en volumen de reformado
- Propiedades del reformado: RON, °API, % aromáticos
- Hidrógeno
- % peso de: C₁, C₂, C₃, iC₄, n-C₄.

REQUERIMIENTOS DE OPERACIÓN

Los requerimientos de operación para la reformación catalítica son, aproximadamente, tomando como base por cada barril de carga:

S E R V I C I O	C A N T I D A D
Energía eléctrica	1.0 KWH/Bl
Combustible	300 KBTU/Bl
Vapor	40 LB.
Agua de enfriamiento	100 GAL.

COSTOS DE CAPITAL

Para una unidad de 30,000 B/D de capacidad tiene un valor promedio de 45 millones de dólares U.S. a principios de 1991. Esta inversión varía de 37.3 a 54.4 millones.

2.2.6 PLANTAS DE HIDROTRATAMIENTO DE DESTILADOS

El hidrotratamiento es un término general aplicado a los procesos donde una carga es mejorada al pasar por un catalizador a base de Cobalto-Molibdeno en presencia de hidrógeno. El objetivo es reducir el contenido de azufre en la carga, además de reducir el contenido de nitrógeno, olefinas saturadas y aromáticos. Lo más reciente es la necesidad de bajar el contenido de aromáticos en el diesel. El azufre es el más fácil de eliminar, le sigue el nitrógeno y finalmente los aromáticos.

La saturación de olefinas coincide en parte con el azufre y el nitrógeno, ya que el hidrógeno es el factor vital en este proceso, encontramos que la presión parcial del hidrógeno necesaria para la desulfurización aumenta de 70-110 psi para una nafta virgen hasta 350-600 psi para un gasóleo de vacío. Las cargas craqueadas necesitan más hidrógeno que una carga virgen en los mismos rangos de ebullición. Las temperaturas empleadas están en los rangos de 625-750°F (330-399°C). El consumo de hidrógeno en ft³ estándar por barril (SCFB) está en los rangos de 10-50 SCFT para una nafta sin tratar, y hasta 300 SCFB para gasóleos pesados.

El nitrógeno es reducido a un nivel aceptable, como en el hidrotratamiento de una carga catalítica, puede requerir

de 600-1,100 SCFB. Esto es que la reducción de aromáticos en el diesel baja a 10-12% y requerirá una operación de una sola etapa cerca de 1,800 psi o una operación de dos etapas de aproximadamente 1200 psi. El consumo de hidrógeno en ambos casos será cerca de 1,100 SCFB.

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

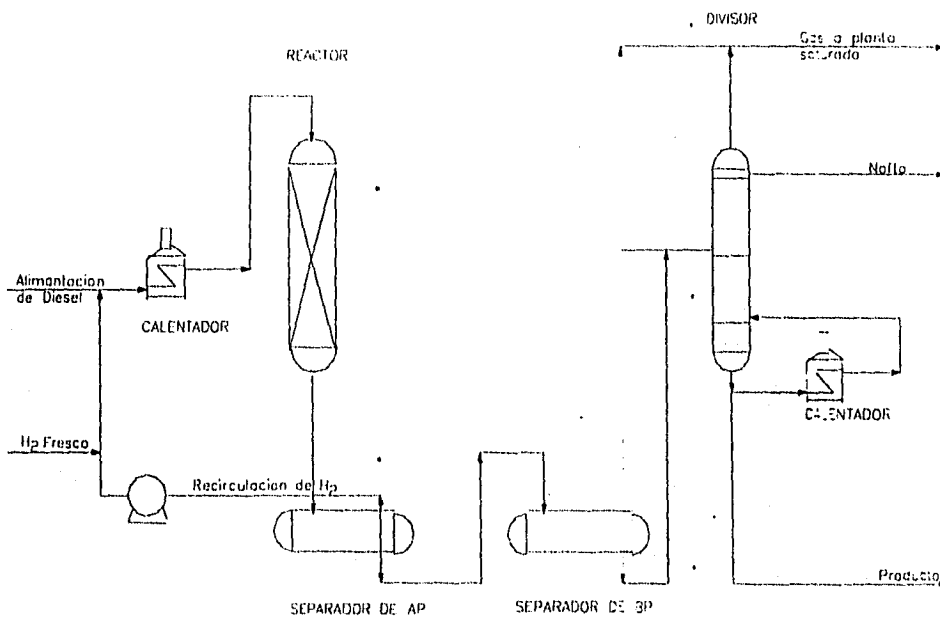
La corriente de alimentación es combinada con hidrógeno de recirculación más hidrógeno de reposición y es calentada en un calentador a fuego directo y luego a un reactor de lecho fijo. El efluente del reactor pasa a un separador a alta presión donde se separa la fase líquida y en una corriente de hidrógeno de recirculación. El líquido de alta presión es vaporizado en un separador de baja presión produciendo una corriente de gas y en un líquido que es alimentado a un fraccionador. El gas es enviado a una planta de gas para la recuperación de hidrocarburos C₃ y C₄. El líquido es fraccionado en un producto hidrotratado y en un compuesto de bajo punto de ebullición producido en el reactor.

CORRELACIÓN DE DATOS.

Los datos para el hidrotratamiento han sido separados por el tipo de carga como sigue:

PRODUCTO	CARGA	PRODUCTO	SCFB
Kerosina	K, °API, %S	K, °API, %S	H ₂
Turbosina	K, °API, %S	°API, %S	H ₂
Diesel	°API, %S	°API, %S	H ₂
Gasóleos	K, °API, %S	K, °API, %S	H ₂

Quando se considere añadir una unidad de hidrotratamiento en la refinería, es importante determinar con anticipación la cantidad de hidrógeno que necesita la hidrotratadora para alcanzar el objetivo deseado, sería necesario hacer un balance de hidrógeno en la refinería para saber la disponibilidad de hidrógeno para la adición. El resultado puede ser que se requiera otra fuente de hidrógeno.



Unidad de hidrotratamiento de diesel.

REQUERIMIENTOS OPERACIONALES

La siguiente tabulación de requerimientos operacionales para el hidrot ratamiento es para los siguientes productos, (los valores son unidades por barril de carga):

PRODUCTO	ELECTRICIDAD	COMBUSTIBLE	VAPOR	AGUA ENFTO.	HIDROGENO
	KW	KBTU	LB	GAL	SCFB
Kerosina	1.7	8.5	6.9	-	25-140
Turbosina	1.7	8.5	6.9	-	25-140
Diesel	1.7	8.3	6.8	-	50-200
Gasóleo ligero	1.5	34.5	7.2	-	100-200
Gasóleo pesado	1.3	16.3	7.8	-	200-300
Ac. cíclico de catalíticas.	1.4	24.0	7.2	400	100-900

En caso de hidrot ratar la carga a catalíticas, el objetivo es reducir el % de carbón y el nitrógeno. la cantidad de hidrógeno requerido puede tener un rango de 600 a 1,100 SCFB.

COSTOS DE CAPITAL

Para una unidad de hidrot ratamiento con capacidad de 30,000 B/D de carga se tiene un valor aproximado de 25 millones de dólares U.S., para las unidades de hidrot ratamiento de destilados ligeros (kerosina, turbosina y diesel).

Son necesarios 16 millones de dólares U.S. como inversión para hidrot ratar gasóleos. Para una hidrot ratadora de carga a catalítica tendría un valor de 37 millones de dólares U.S.

2.2.7 HIDRODESINTEGRADORA DE RESIDUOS (H-OIL)

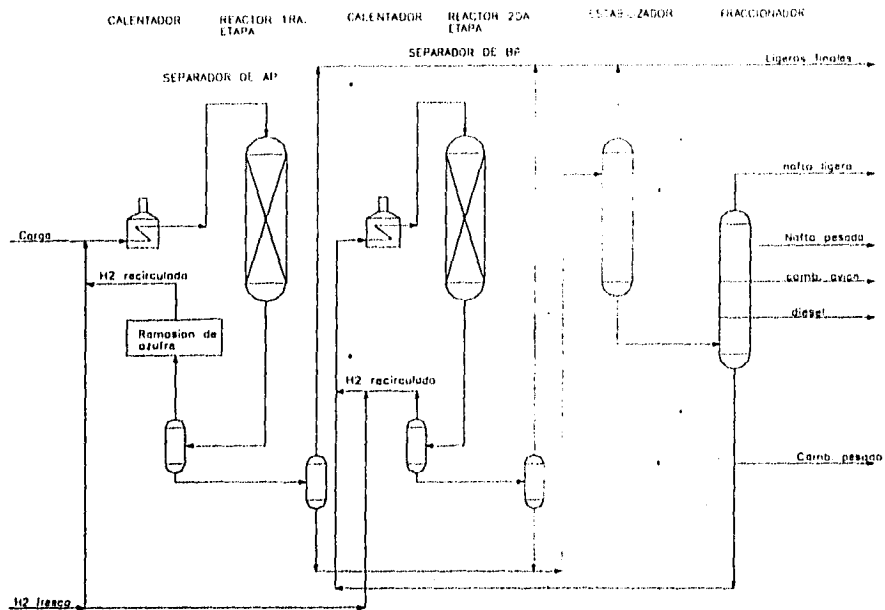
La Hidrodesintegración es un proceso de desintegración catalítica utilizando un catalizador a base de Cobalto-Molibdeno bajo condiciones de una alta presión parcial de hidrógeno. Puede producir una alta conversión de cargas refractarias (resistentes a la desintegración) a productos de bajo peso molecular. las presiones empleadas pueden alcanzar hasta 3,000 psi, y las temperaturas están en el rango de 600 a 800 °F . El consumo de hidrógeno es generalmente de 1,000 a 2,000 ft³/Bl estándar (SCFB) para la producción de turbosina o diesel y de 1,500 -2,500 SCFB para una conversión completa de la carga a gasolina y ligeros.

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

la Hidrodesintegración consiste de una o dos etapas de reactores, dependiendo de la calidad de la mezcla y del objetivo del procesamiento, seguido por separadores de alta y baja presión, un estabilizador y un fraccionador de productos.

La mayoría de las hidrodesintegradoras son reactores de lecho fijo. La Hidrodesintegración es un proceso muy versátil, pero es costoso debido a su alta presión de operación y alto consumo de hidrógeno, en contraste con

otros procesos (coquización, desasfaltización), la Hidrodesintegración disminuye la relación carbón-hidrógeno por la adición de hidrógeno antes de la remoción del carbón.



Hidrodesintegradora de residuos.

CORRELACIÓN DE DATOS

La base de datos para una Hidrodesintegradora es:

Para la carga se necesitan conocer: $^{\circ}$ API y la constante de caracterización (K), cantidad de hidrógeno alimentado y conocer los rendimientos de los productos tales como:

PRODUCTOS	DESTINO
Gases amargos	a planta recuperadora de vapores (U-13)
Nafta	a gasolina
Kerosina	a turbosina y luego a ventas
Diesel	a diesel y luego a ventas
Residuo	a Combustóleo

REQUERIMIENTOS OPERACIONALES

El consumo de combustible y de electricidad en Hidrodesintegración varía con la cantidad de hidrógeno que se consume como se muestra en la siguiente tabla (unidades por barril de carga).

Servicios de la Hidrodesintegradora:

FT ³ /BARRIL ESTD.	ELECTRICIDAD (KW)	COMBUSTIBLE (KBTU)
1,000	8.4	92.7
1,200	9.3	116.9
1,400	10.3	141.2
1,600	11.2	165.4
1,800	12.2	189.7
2,000	13.1	213.9
2,200	14.1	238.2
2,400	15.0	262.5
2,600	16.0	286.7
2,800	16.9	311.0
3,000	17.9	335.2

COSTOS DE CAPITAL

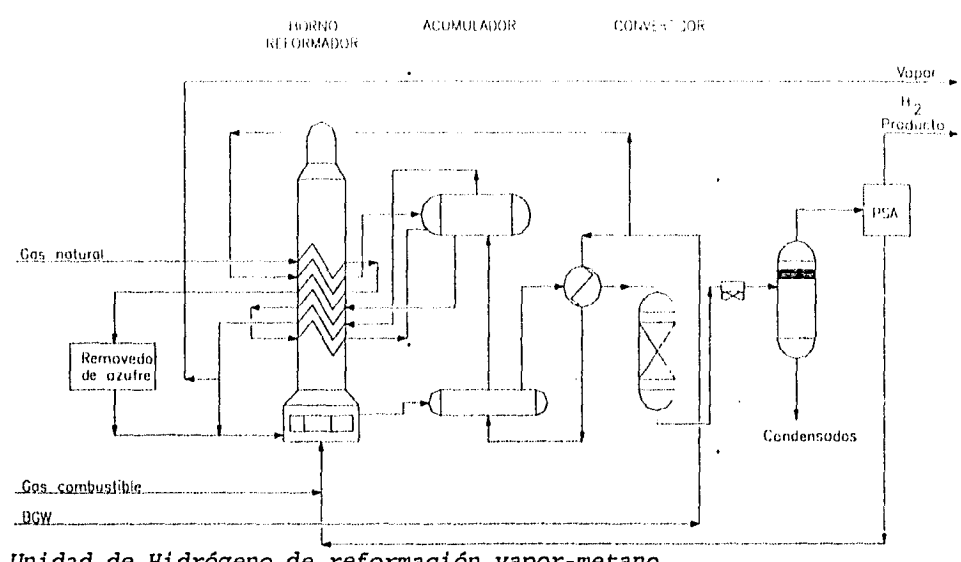
Se considera un costo de 90 a 100 millones de dólares U.S. para una planta de 30,000 B/D a principios de 1991.

2.2.8 PLANTAS GENERADORAS DE HIDROGENO

El hidrógeno es producido por la reformación con vapores de gas natural, LPG o nafta. Algunas consideraciones están siendo dadas por la oxidación parcial presentadas en algunas refinerías con la adición de su propio suministro de H₂. Nuestra consideración aquí será limitada a la reformación con vapores de gas natural.

La figura siguiente, presenta un diagrama de flujo simplificado del proceso de una planta de hidrógeno típica de reformación vapor-metano.

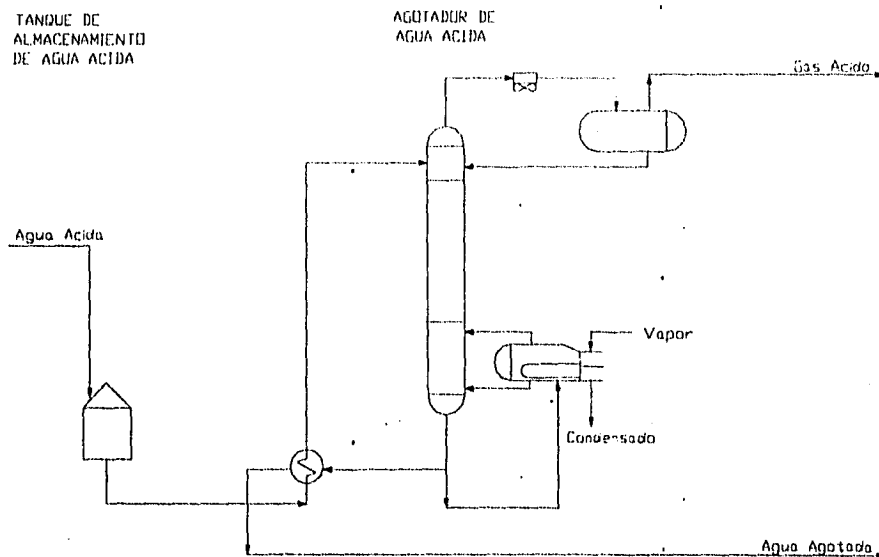
El consumo de gas natural para la alimentación sería un promedio de 315,000 BTU por miles de pies cúbicos estándar (MSCF) de hidrógeno; para combustible, cerca de 182,000. Las necesidades de vapor y electricidad varían con el tipo de compresor empleado. El costo de capital para una planta produciendo 100 MMSCFD de hidrógeno podría tener un costo cerca de \$ 60 millones al inicio de 1991, incluyendo remoción de CO₂ y metanación.



Unidad de Hidrógeno de reformación vapor-metano.

2.2.9 SEPARACIÓN DE AGUA AMARGA

Agua conteniendo H_2S y/o NH_3 y algunas veces fenoles, es producido por muchas de las unidades en la refinería incluyendo la destilación del crudo, estabilizadora de naftas, hidrotratadora de naftas, hidrocraqueadora, FCC, etc. Un diagrama de flujo típico simplificado del proceso se muestra en la siguiente figura:



Separador de aguas amargas.

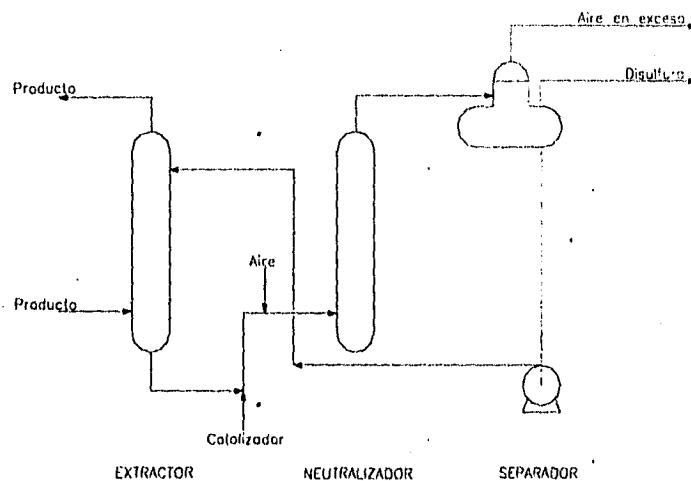
El costo de capital y los requerimientos operacionales de un separador de agua amarga varía con el volumen del agua a ser tratada, a la concentración de H_2S y/o NH_3 en el agua y si cada gas es recuperado por separado.

REQUERIMIENTOS OPERACIONALES

SERVICIO	CANTIDAD
Energía eléctrica	0.6-1.8 KW por gpm
Vapor	100-200 LB/Hr por gpm
Costo de capital	10-20 millones para 1000 gpm

2.2.10 DESULFURIZACION DE CORRIENTES ACIDAS

El endulzamiento que aquí se refiere sirve para la conversión de mercaptanos (RSH) a disulfuros (RSSR). En el caso del LPG (C_3 's y C_4 's), el mercaptano es extraído en una columna y la solución regeneradora en una segunda columna donde el disulfuro forma un estrato separado de la solución regeneradora. El azufre contenido en el LPG es reducido por la cantidad de mercaptanos extraídos. Un ejemplo típico de este proceso se ilustra en la siguiente figura.

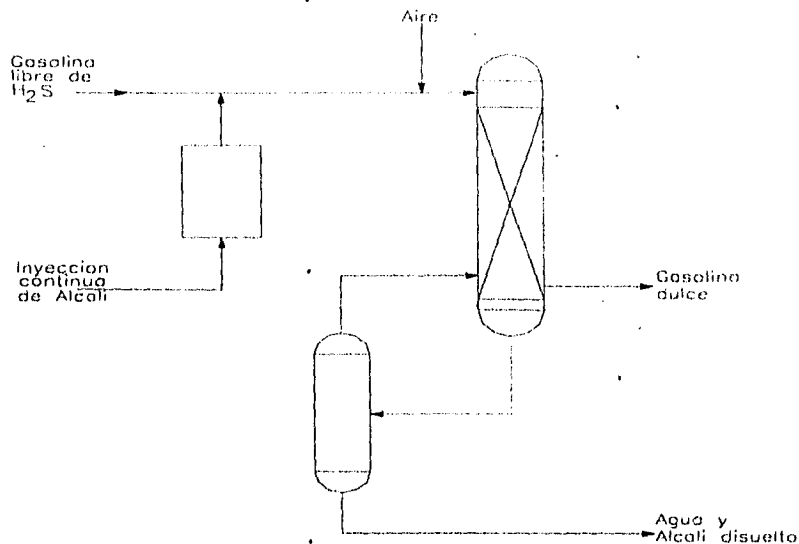


Tratamiento Merox-Unitad LPG

En el caso de naftas, turbosina, etc. los mercaptanos son transformados en un reactor de lecho fijo. Los disulfuros restantes permanecen en el hidrocarburo líquido

"endulzado", de esta manera no hay reducción en el contenido de azufre.

La siguiente figura es representativa de este proceso.



Tratamiento Merox-Naftas/Destilados

Los requerimientos operacionales para endulzamiento consiste de energía eléctrica y productos químicos. La energía eléctrica es menor que 0.1 KWH por barril de carga, y el costo de los productos químicos es menor a un dolar por barril. El costo de capital es cerca de 2 millones para una tratadora de LPG de 10,000 B/D al inicio de 1991 y cerca de 3 millones para "endulzar" 10,000 bls. de nafta o turbosina.

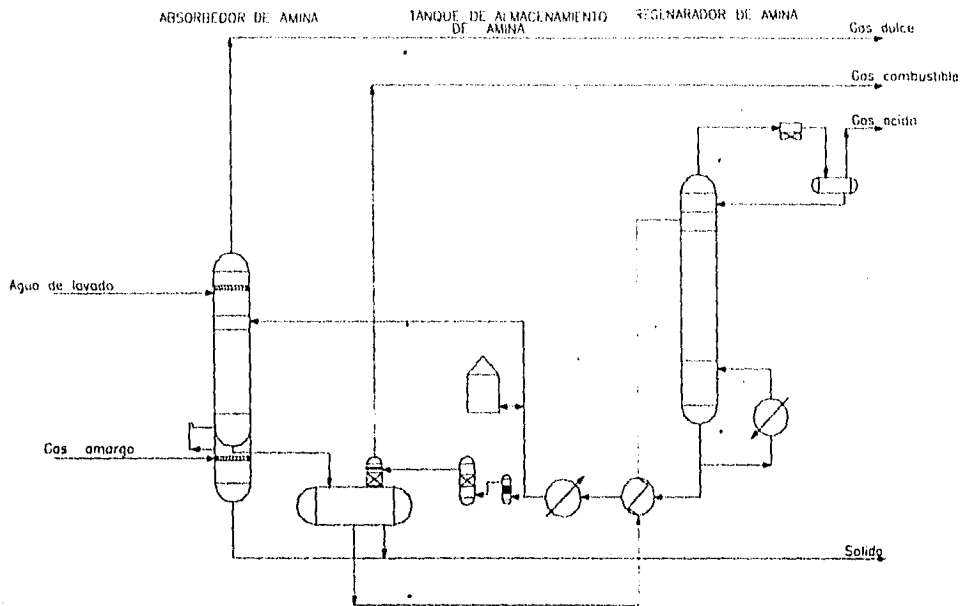
2.2.11 ELIMINACIÓN DEL GAS ÁCIDO

Hay tres categorías generales de procesos disponibles para remover o eliminar los gases ácidos de las corrientes de gas de refinería.

1. Solventes químicos (aminas o carbonato de potasio).
2. Solvente físico (carbonato de propileno, metanol, glicoléter, etc.)
3. Adsorbentes sólidos

Hay algunas aminas usadas individualmente o en combinación para encontrar los requerimientos del proceso individual para la remoción selectiva o no selectiva de H_2S y CO_2 . Los solventes químicos en general tienen un alto requerimiento de calor (para descomponer los compuestos químicos formados) que hacen solventes físicos, pero tiene un bajo requerimiento de energía debido a las bajas relaciones de circulación de solución.

El siguiente diagrama de flujo simplificado del proceso, es típico para una unidad de endulzamiento tipo amina.



Planta de endulzamiento de gas

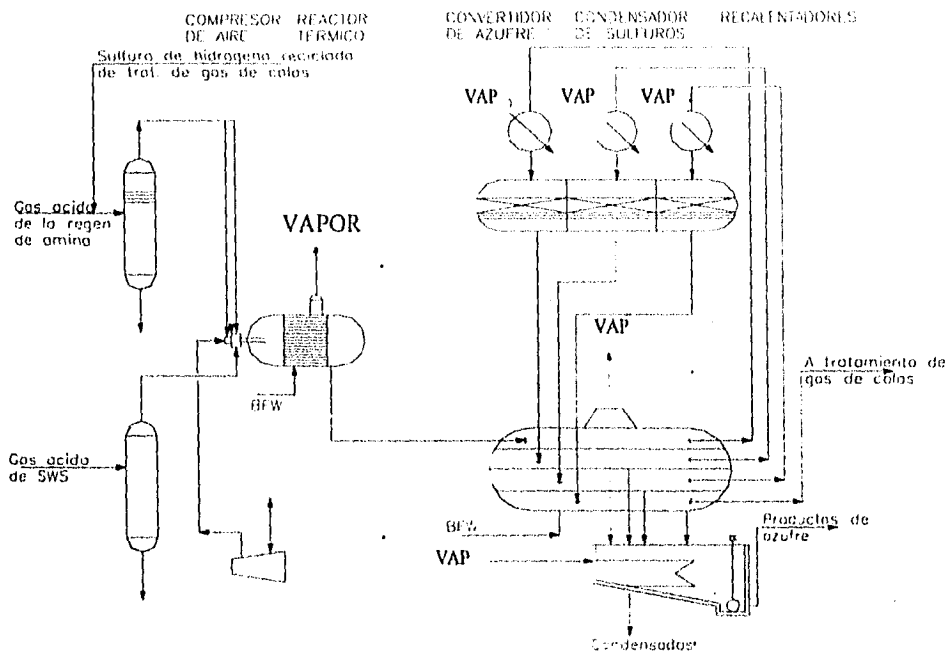
Algunos valores típicos en términos de millones de pies cúbicos estándar por día (MMSCFD) de gas ácido removido son como sigue:

	Electricidad (KWH)	Vapor (LB,K)
Físicas	380	60
Químicas	4-6	8000-10000

El costo de capital de una unidad para remover 100 MMSCFD de gas ácido podría tener cerca de 15 millones al inicio de 1991.

2.2.12 RECUPERACIÓN DE AZUFRE

Esto se refiere a la conversión de H_2S en una corriente de gas a azufre elemental. El proceso CLAUS es el que se describe a continuación. Esto comprende la combustión de una tercera parte de el H_2S a SO_2 (limitando la entrada de aire) el cual se combina con las dos terceras partes restantes y pasadas sobre un catalizador donde se forma el azufre fundido y es separado de la corriente de gas. La corriente de gas es enfriada (por generación de vapor) y pasada sobre otra cama de catalizador. Este ciclo es repetido tantos como para 4 camas de catalizador en algún momento. La corriente de gas a la salida de la unidad Claus aún contiene H_2S y/o SO_2 , así que requiere un tratamiento adicional para cumplir con las reglamentaciones federales y/o las ambientales de estado.



Unidad de recuperación de azufre.

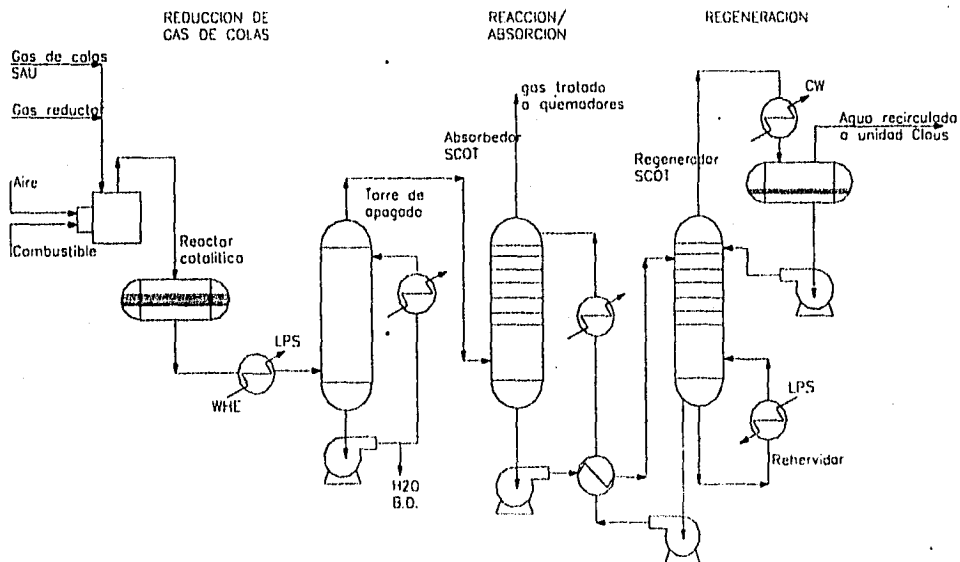
Los requerimientos operacionales para una unidad de Claus por ton larga de azufre producido son aproximadamente los siguientes:

1. 40 KWH de energía eléctrica
2. 5000 gal de agua de enfriamiento
3. 750 gal de agua de alimentación al calentador.

El costo de capital de una unidad produciendo 100 ton grandes de azufre por día podría ser cerca de 5 millones al inicio de 1991.

2.2.13 ELIMINACIÓN DE AZUFRE DEL GAS DE FONDOS

Esto se refiere a una unidad diseñada para reducir más adelante el contenido de azufre de el gas de fondos de una unidad Claus. Esto es impráctico el intentar recuperar más del 98% del contenido de azufre en la misma unidad Claus; del 94 al 96% es lo típico. Con la condición de requerir remover de 99 a 99.8 %, algún proceso adicional del gas de salida se requiere. Como resultado, una familia de 12 o poco más o menos de procesos comerciales han sido desarrollados para este propósito.



La figura anterior, es un ejemplo de una unidad de eliminar azufre en el gas de fondos. Los requerimientos

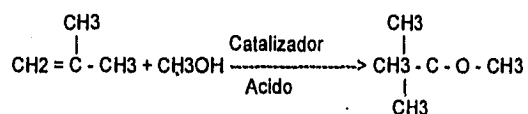
operacionales varían tanto con la situación específica y el proceso que no se presenta una generalización. El costo de capital de una unidad para eliminar azufre en el gas de fondos parece ser cercanamente igual a el costo de la unidad Claus cuando esta es una adición; cerca de .75% de que, cuando sea instalada junto con la unidad Claus.

2.2.14 PLANTA MTBE

Con el objeto de cumplir con la reglamentaciones vigentes y mantener el índice de octano necesario para el funcionamiento de los motores, la industria de la Refinación se ha orientado a la producción de combustibles oxigenados.

El uso del Metil-TerButil-Eter (MTBE) en la gasolina ha sido aceptada para proporcionar el oxígeno a la gasolina.

En la reacción de eterificación, el metanol se combina con una Olefina reactiva para formar un éter. La más conocida de esas reacciones es la del Isobutileno con Metanol para formar MTBE.



La reacción se lleva a cabo en fase líquida con catalizador multifuncional que es una resina de intercambio iónica ácida impregnada con un metal noble. La reacción es exotérmica (-17,250 BTU/LBMOL).

La resina ácida selectiva y cuantitativamente remueve todo el Isobutileno de la corriente de olefinas C₄ por reacción con metanol, sobre el catalizador de intercambio

reacción con metanol, sobre el catalizador de intercambio iónico para producir MTBE. Las otras olefinas C_4 no reaccionan. Los oxigenados residuales en la corriente C_4 sin tratar pasa a la unidad de alquilación donde puede ser reducido hasta 20 ppm.

En el diagrama de flujo simplificado se muestra una unidad típica de MTBE usando un esquema de dos reactores. Todo el equipo es construido de acero al carbón y diseñado para presiones y temperaturas modestas. El calentamiento de la carga se efectúa con vapor de baja o media presión.

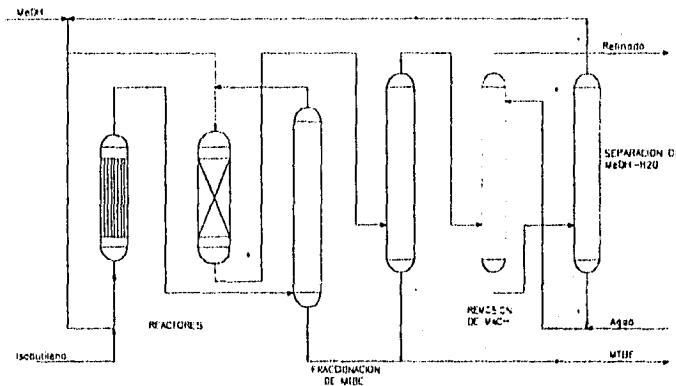
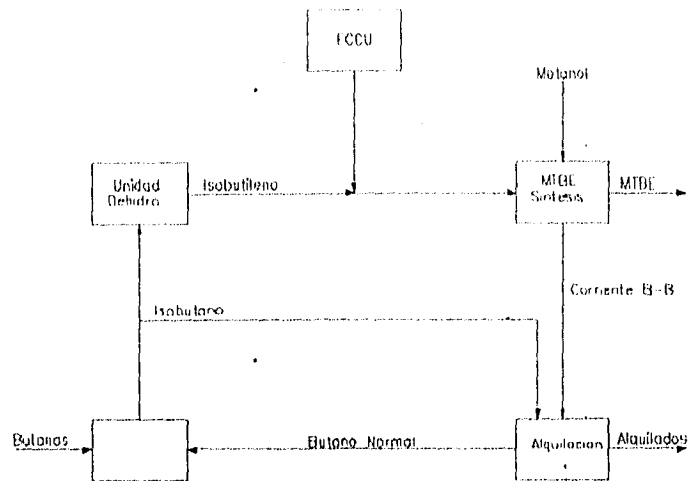


Diagrama de Flujo de Proceso, Planta MTBE.

La integración de tal unidad en la refinería se ilustra en la siguiente figura.



La adición de una planta de metanol a este esquema daría a la refinería completa independencia de otros procesos. El costo de producción de MTBE depende del contenido de Isobutileno en la carga a la unidad.

REQUERIMIENTOS OPERACIONALES.

SERVICIO	CANTIDAD
Energía eléctrica	1,8 KWH/BL
Vapor	225 GAL/BL
Agua de enfriamiento	1,200 GAL/BL

COSTO DE CAPITAL.

Este es otro proceso el cual es muy sensible al precio de la materia prima el cual representa el 85-95% del costo de producción. El resto del costo de producción es dividido

más o menos igual entre los costos variables (excluyendo la materia prima) y los costos fijos.

Para producir un barril de MTBE se requiere 0.66 Bls de Isobutileno y 0.37 Bls de metanol. Una planta que produce 12,500 Bls/día de MTBE a partir de Isobutileno podría tener un costo de \$ 23 millones de dólares al inicio de 1991.

2.2.15 ALQUILACION

La alquilación es un proceso para producir compuestos del orden de las gasolinas a partir de los hidrocarburos C_3 y C_4 .

El tipo de alquilación a considerar es por la adición de Isobutano a olefinas preferentemente butilenos, pero también podría ser propileno y amilenos.

El alquilado tiene una gran importancia para la preparación de gasolinas de alto octano como una preocupación ambiental para la reducción del contenido de aromáticos y olefinas en la gasolina, el alquilado no contiene ninguno de estos.

La alquilación es catalizada por un ácido fuerte ya sea ácido sulfúrico (H_2SO_4) o ácido fluorhídrico (HF).

La calidad del alquilado depende de:

1. Relación Isobutano/Olefina.
2. Temperatura.
3. Grado de mezclado.
4. Acido fuerte.
5. Composición de la carga.

DESCRIPCION DEL PROCESO.

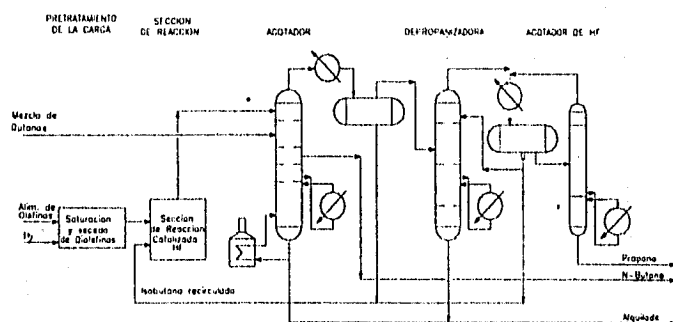
El proceso de alquilación con HF opera a temperaturas logradas por el agua de enfriamiento (80-110°F) bajo presión suficiente que permita la evaporación de hidrocarburos en el

reactor para mejorar la refrigeración necesaria para mantener tales temperaturas.

Como las reacciones se llevan a cabo en una fase líquida, es necesario mantener un control de mezclado muy completo de ácido e hidrocarburos debido a los coeficientes de difusión desfavorables, seguido por una separación de fases de ácido de hidrocarburos.

El ácido es recirculado mientras el hidrocarburo es fraccionado para recircular el isobutano rico necesario a la carga (olefinas) tan alto como 10:1 o más a través del reactor para minimizar las probabilidades de formación de polímeros ya que las olefinas son químicamente reactivas los cuales fácilmente polimerizan.

Son producidos propano, n-butano y alquilado (ver diagrama de flujo).



Unidad de Alquilación de HF

La preparación de la carga de hidrocarburos es muy importante ya que le afecta principalmente la humedad y el azufre.

Se recomienda una unidad de Hidrogenación Selectiva de carga a la Unidad de Alquilación. La finalidad es convertir las di-olefinas a mono-olefinas.

Como parte benéfica, hay algo de isomerización de buteno-1 a buteno-2, la cual produce un mejor alquilado.

Hay un gran interés en los amilenos alquilados, los cuales irían directamente a la gasolina debido a las necesidades de disminuir las olefinas y el PVR en la gasolina; la tabla muestra lo anterior:

	AMILENOS MEZCLADOS	AMILENOS ALQUILADOS
MOL Wt	70.0	110.9
(RTM)/2	87.4	89.7
PVR	19.4	1.0
GRAV. ESP.	0.644	0.703
VOLUMEN RELATIVO	1.0	1.51

La siguiente tabla presenta correlaciones y rendimientos para especies de olefinas como carga a una unidad HF alquilación.

Composición de la carga, %	HF				
	Propileno	100			44.0
Butilenos		100		56.0	72.2
Amilenos			100		9.3
Relación de volúmenes					
Isobutano/Olefina	1.37	1.16	1.05	1.25	1.21
Alquilado/Olefina	1.73	1.79	1.62	1.76	1.8
Octano del alquilado					
RON	92	95.5	91.5	93.5	94.0
MON	90	92.0	90.0		

Consumo y Rendimiento para el proceso de Alquilación con HF.

REQUERIMIENTOS OPERACIONALES.

Los requerimientos operacionales para una planta HF alquilacion son aproximadamente:

SERVICIO	CANTIDAD
Energía eléctrica	3.1 KWH/BL
Combustible	325 KBTU/BL
Vapor	36 LB/BL
Agua de enfriamiento	2300 GAL/BL

COSTOS DE CAPITAL.

A diferencia de la mayoría de las unidades de proceso, la capacidad de una planta de alquilación es expresada en términos de la producción de alquilado.

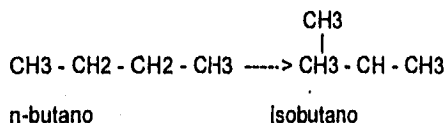
De datos publicados escalados a 10,000 BLS/DIA de alquilado y al inicio d e 1991, tenemos que la unidad de ácido fluorhídrico cuesta \$ 25 millones de dólares.

ESTA TESIS DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

2.2.16 ISOMERIZACION

La isomerización es un proceso intermedio del tipo preparación de carga. Dos procesos de isomerización son de interés, la Isomerización de Butanos y la Isomerización de C₅/C₆. En la Refinería de Salamanca se instalará una unidad de Isomerización de Butanos.

Esta es la estructura de una isomerización, donde el esqueleto de carbón de la molécula es reordenado sin cambios en la fórmula molecular.



Esta es una reacción en equilibrio. La composición de la mezcla en equilibrio es una función de la temperatura, a baja temperatura favorece la formación del isobutano.

La velocidad a la cual se alcanza el equilibrio es también determinada por la temperatura. La velocidad se incrementa con la temperatura. Por lo tanto, la temperatura a la cual el proceso opera es importante para dar una conversión satisfactoria a isobutano a una velocidad razonable.

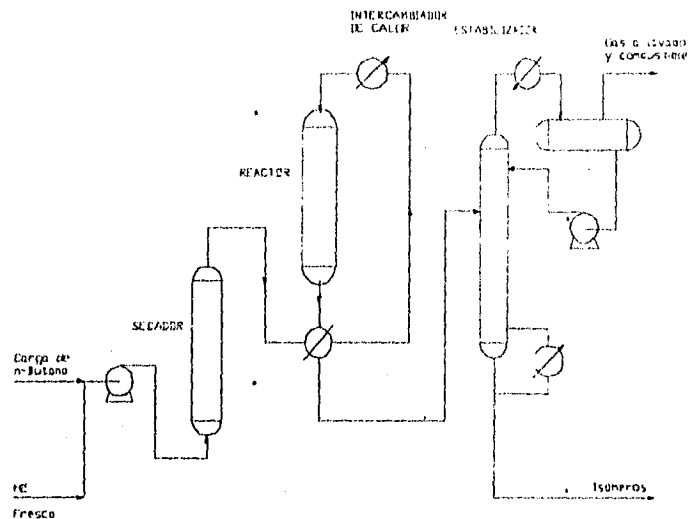
DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

Como se observa en el diagrama de flujo el proceso es simple pero puede incluirse una torre Deisobutanizadora en el esquema, la posición relativa de la torre Deisobutanizadora dependerá de la concentración de isobutano en la carga. Si la concentración es de 30% o más, es ventajosa para la carga, ambas cargas, fresca y recirculada se alimentan a la torre Deisobutanizadora, entonces se extrae un corte lateral abajo de la zona de carga se tiene una alta concentración de butano normal que va como carga al reactor. El catalizador usado es de platino soportado en alúmina tipo cloruro el cual lo protege del agua, azufre y fluoruros. Saliendo del secador, la carga se une con una corriente de gas de recirculación la cual el hidrógeno ha sido añadido para minimizar los depósitos de coque en el catalizador. Esta corriente mezclada se calienta a la temperatura de reacción y pasa a través de un catalizador de lecho fijo y luego a un separador. El gas del separador se recircula.

El líquido del separador es estabilizado para eliminar pequeñas cantidades de hidrocarburos ligeros como resultado de reacciones secundarias. Además se inyecta a la carga un cloruro orgánico para reponer el cloro eliminado del catalizador como HCl, los hidrocarburos ligeros del estabilizador son pasados por un tratamiento cáustico antes de enviarse al sistema de combustible.

El rendimiento volumétrico de isobutano formado puede ser más grande que el volumen de butano convertido debido a la alta selectividad de el catalizador y a la relación de la gravedad específica de normal a iso de 1.038. Con un diseño razonable de la torre Deisobutanizadora, al menos el 95% del isobutano puede ser recuperado en una corriente superior conteniendo al menos 95% de isobutano.



REQUERIMIENTOS OPERACIONALES.

Para una sola unidad de isomerización las necesidades por barril de carga son aproximadamente:

SERVICIO	CANTIDAD
Energía eléctrica	1 KWH
Vapor	36 LBS
Combustible	120,000 BTU

incluyendo una torre Deisobutanizadora, los requerimientos totales son:

SERVICIO	CANTIDAD
Energía eléctrica	3,5 KWH
Combustible	420,000 BTU

con un calentador a fuego directo en la torre Deisobutanizadora.

COSTOS DE CAPITAL

Los datos en la literatura son limitados, solo aparece que para una unidad de isomerización de butanos de 10,000 BLS/DIA al inicio de 1991 podría tener un costo cercano a los \$ 5 millones de dólares. La adición de una torre Deisobutanizadora a la unidad podría tener un costo de casi \$20 millones de dólares.

CAPÍTULO 3

**ESTUDIO PARA RESOLVER LOS PROBLEMAS DE PRODUCCION EN LA
REFINERIA DE SALAMANCA, GTO.**

3.1 ESTUDIO PARA RESOLVER LOS PROBLEMAS DE PRODUCCION EN LA REFINERÍA DE SALAMANCA, GTO.

En este capítulo se describe la factibilidad, para mejorar la sección de combustibles de la refinería "Ing. Antonio M. Amor" en Salamanca. La sección de lubricantes no fue incluida en este estudio. Basado en el estudio realizado por el Instituto Mexicano del Petróleo (IMP) y la Compañía Flúor Daniel (FD).

Los objetivos del estudio fueron para los siguientes casos:

1. "Evaluar la factibilidad para resolver los problemas de producción de la refinería" (cuellos de botella).
2. "Plan para el mejoramiento de los productos refinados para combustibles ambientalmente más amigables de una manera congruente para resolver los cuellos de botella".
3. "Conversión de residuales a productos ligeros para los cambios futuros en la demanda".

El estudio está basado en el desarrollo de dos casos base: Caso-Base Operaciones actuales y Modificaciones planeadas más tres nuevos casos definiendo la secuencia para implementar los cambios requeridos.

3.2 CASO-BASE-OPERACIONES PRESENTES

Se toma como base la configuración actual de la refinería para establecer los modelos del estudio para resolver los cuellos de botella considerando que, las especificaciones de los productos de la refinería son las actuales. La carga total para las operaciones presentes es:

Crudo mezcla (para combustibles)	155,000 B/D
Crudo pozoleo (para lubricantes)	63,000 B/D
Total del crudo	<u>218,000 B/D</u>
Gasóleos de vacío (VGO) importado	14,908 B/D

MODIFICACIONES PLANEADAS

La configuración de la Refinería para este caso consiste de las unidades de los procesos del Caso-Base más la nuevas unidades planeadas y modificaciones de las unidades.

Los cambios para las operaciones de refinería consisten de:

- Planta de Destilación Primaria del crudo # 3 "AS" será resuelto su cuello de botella incrementando su carga de 90,000 B/D a 110,000 B/D de crudo para "combustibles".
Esto resultará en que las unidades de vacío para este crudo trabajarán casi a la capacidad de diseño pero no requieren de modificaciones.
- Se agregará una Planta Oximer para kerosina de 25,000 B/D.
- La Planta Hidrotratadora de diesel U-8 cambiará a hidrotratar kerosina sin que se requiera hacer modificaciones en la planta. La planta U-8 fue diseñada para el hidrotratamiento de ambos productos.

- Se adicionará una planta Hidrotratadora de Diesel U-14 de 25,000 B/D.
- Se instalará una planta MTBE de 1,114 B/D de producto, es decir 48,500 Ton/año.
- Se adicionará una Planta Oximer de Nafta (CDU-3) de 15,000 B/D.
- Se adicionará una Planta Oximer de Nafta (TCC) de 10,000 B/D.
- Se adicionará una Planta Oximer para LPG del crudo @ 4,000 B/D.
- La adición de Regeneración Continua de Catalizador (CCR) a RR-2
- Se adicionará una planta de Tratamiento Caústico Oximer para Gas LP de TCC @ 6,000 B/D

La carga total para el Caso-Base más modificaciones planeadas es:

Crudo mezcla para "combustibles"	175,000 B/D
Crudo pozóleo para "lubricantes"	<u>63,000 B/D</u>
Total de crudo	238,000 B/D
Gasóleo de vacío (VGO) importado	0 B/D
Metanol	385 B/D

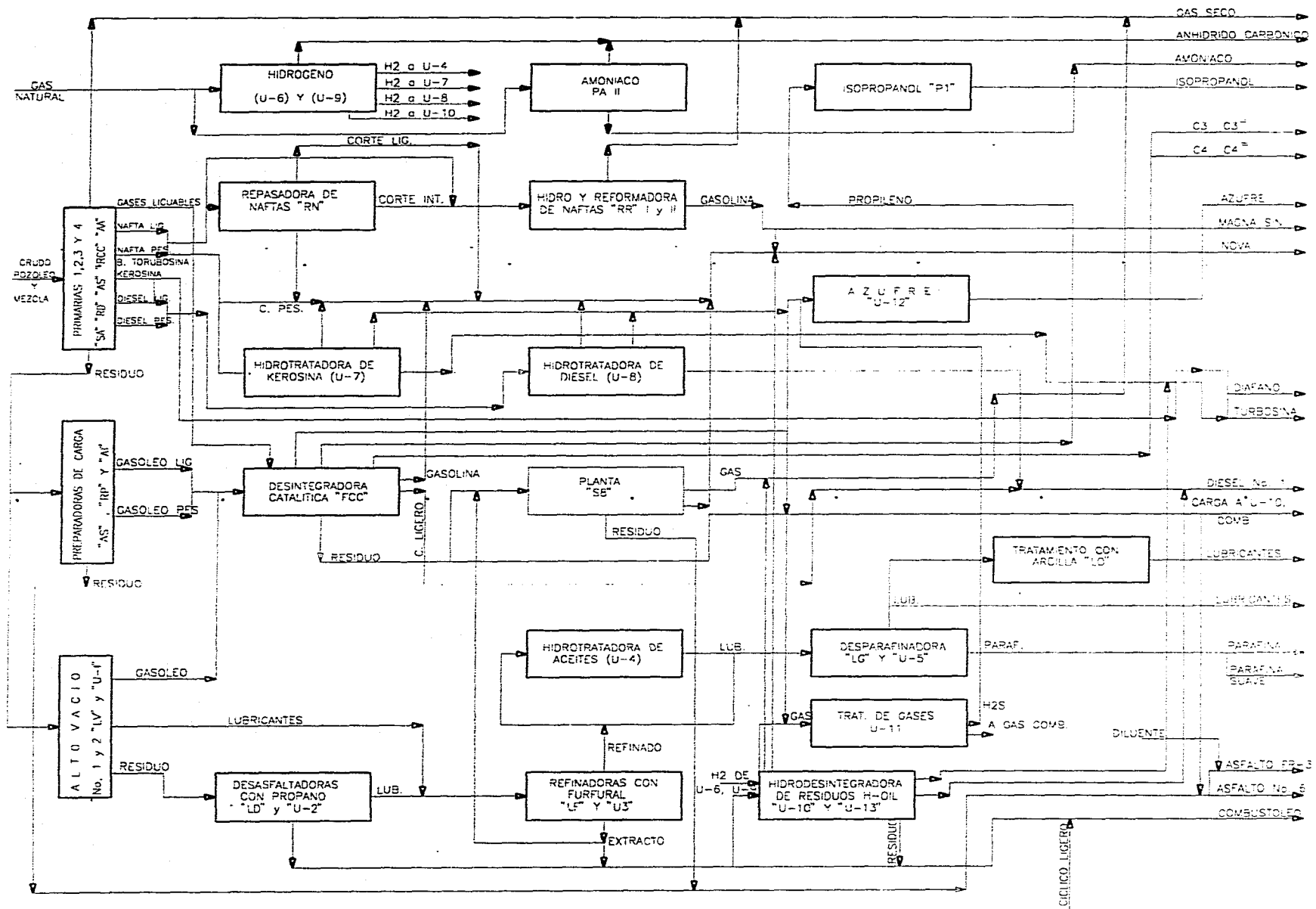
Los productos principales para el Caso-Base más las modificaciones planeadas son:

Propileno	1,970 B/D
LPG	11,441 B/D
Gasolina -Nova	aprox. 75-80% de gasolina
-Magna Sin aprox.	<u>20-25% de gasolina</u>
Total de gasolina	81,871 B/D
Kerosina	2,106 B/D
Turbosina	38,666 B/D
Diesel	24,760 B/D
Lubricantes	16,963 B/D
Combustóleo	46,894 B/D
Asfalto	12,906 B/D

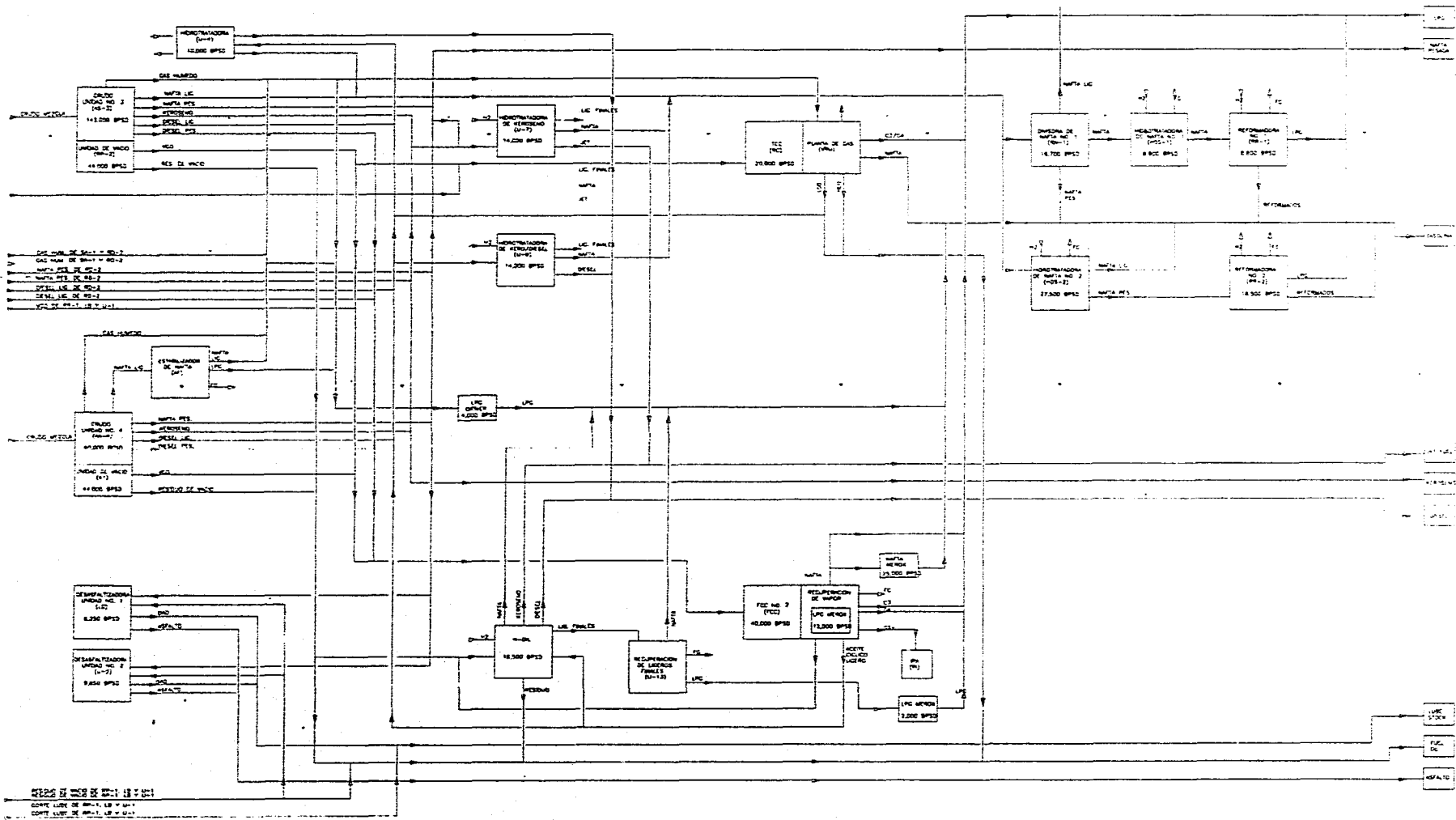
Este "Caso-Base más Modificaciones Planeadas" serán las bases para comparar la factibilidad económica para los casos 1, 2 y 3. Usando los precios unitarios de las corrientes de alimentación sus costos son aproximadamente US \$3'902,390 por día. Los valores de productos sobre la misma base son aproximadamente US \$4'326,624 por día. Esto produce una diferencial anual de carga a producto de aproximadamente \$ 142'457,939. Este diferencial no incluye costos de mantenimiento y de operación, depreciación, costos globales de refinería, y costos similares, por lo que el margen bruto de la Refinería sería:

Margen Bruto=Venta de Productos-Costo Crudos

La diferencia será usada para comparar el caso 1 con el Caso Modificaciones Planeadas, y cada caso subsecuente con el caso anterior.



Caso-Base (Operación Actual)



Caso-Base (Con Unidades Pileadas)

3.3 CASO-1.- UNIDADES EXISTENTES PARA INCREMENTAR PRODUCCIONES.

El objetivo de este caso es resolver los cuellos de botella en las plantas existentes en operación de la refinería de Salamanca y teniendo una inversión mínima.

Se mantienen las especificaciones de los productos de la refinería ya que las plantas de destilación del crudo y de vacío podrían resolver fácilmente cuellos de botella al incrementar la carga del crudo, pero éste queda limitado por la capacidad de la tubería de oleoductos, se considera por diseño que la cantidad de crudo pozóleo (lubricanero) es de 80,000 B/D, que permita el crecimiento en la demanda de lubricantes.

Para resolver el cuello de botella general de la refinería tiene como limitante la capacidad actual de los oleoductos que llegan a la refinería.

La capacidad máxima de los oleoductos son:

L-20"Φ 175,000 B/D (crudo mezcla para comb.)

L-16"Φ 90,000 B/D (crudo pozóleo para lub.).

Ajustando en factores de servicio para la diferencia esperada (oleoductos al 100% y la refinería al 92%) y fijando la sección de lubricantes a 80,000 B/D se establece la máxima carga a la refinería como sigue:

Para sección lubricantes: 80,000 B/D

Para sección combustibles 208,000 B/D

Las unidades para resolver cuellos de botella son los siguientes:

•Planta de destilación de crudo para "combustibles # 3 "AS". Podrá resolver el cuello de botella si incrementa su carga de 110,000 B/D a 143,000 B/D. Esto nos resultaría en unidades de vacío para "combustibles" funcionando muy cerca de la capacidad de diseño, pero sin necesidad de hacer modificaciones.

•La planta repasadora de naftas RN-1, podrá resolver el cuello de botella incrementando carga de 15,000 B/D a 16,700 B/D.

•Las plantas hidrodesulfuradoras de naftas y reformadoras resolverán los cuellos de botella como sigue:

-La planta HDS-1 aumentará carga de 8000 a 8900 B/D

-La planta HDS-2 aumentará carga de 25000 a 27500 B/D

-La planta RR-1 aumentará carga de 8000 a 8800 B/D

-La planta RR-2 aumentará carga de 16800 a 18500 B/D

Un nuevo tren de azufre de 160 ton/día y una nueva unidad generadora de hidrógeno se requieren para la adición de la planta Hidrotratadora de diesel U-14 e incrementar la producción de productos de refinería.

La planta primaria # 3 "AS" produce rendimientos diferentes de las corrientes de destilación directa en el Caso-Base como el comparado con el diseño de el IMP/Foster Wheeler de 100,000 B/D, y como se muestra a continuación:

PRODUCTO	CASO-BASE % VOL	DISENO IMP/FW (100,000 B/D % VOL:
Nafta ligera	23	17
Nafta Pesada (Nafta)		4
Nafta Pesada (Kerosina)	10	
Kerosina	10	17
Diesel Ligero	8	11
Diesel Pesado	7	11
Residuo Atmosférico	41	39

La producción total de nafta para el Caso-Base de 23% vol. es reducido a 21% vol. por el diseño IMP/FW, el total

de kerosina es reducido de 20% vol. a 17% vol., mientras el total de diesel aumenta. El residuo atmosférico restante básicamente no cambia. El Caso-1 es el objetivo para las especificaciones de los productos hoy en día para la refinería de Salamanca.

Los mejores rendimientos de gasolina y la economía más favorable se alcanzará en este caso manteniendo las destilaciones del Caso-Base con los más altos rendimientos de nafta.

Esto también permite un desarrollo de inversión mínima para el Caso-1 ya que las destilaciones del Caso-Base son las adecuadas para las unidades posteriores con menos modificaciones que las requeridas por las destilaciones del IMP/FW.

La planta primaria número 3 "AS" requerirá entonces ser operada a dos diferentes condiciones cuando se expanda a 143,000 B/D. La carga total para el Caso-1 más la modificaciones planeadas es aproximadamente:

•Crudo mezcla para "combustibles"	208,000 B/D
•Crudo pozoleo para "lubricantes"	80,000 B/D
•Total del crudo	288,000 B/D
•Metanol	444 B/D

Los productos principales para el Caso-1 serán aproximadamente:

•Propileno	1,970 B/D
•LPG	13,486 B/D
•Gasolina -Nova, aprox.	65-70 % de gasolina
-MagnaSin, aprox.	30-35 % de gasolina
•Total de gasolina	97,035 B/D
•Kerosina	10,814 B/D
•Turbosina	38,666 B/D

• Diesel	29,075 B/D
• Lubricantes	19,742 B/D
• Combustóleo	63,493 B/D
• Asfalto	12,906 B/D

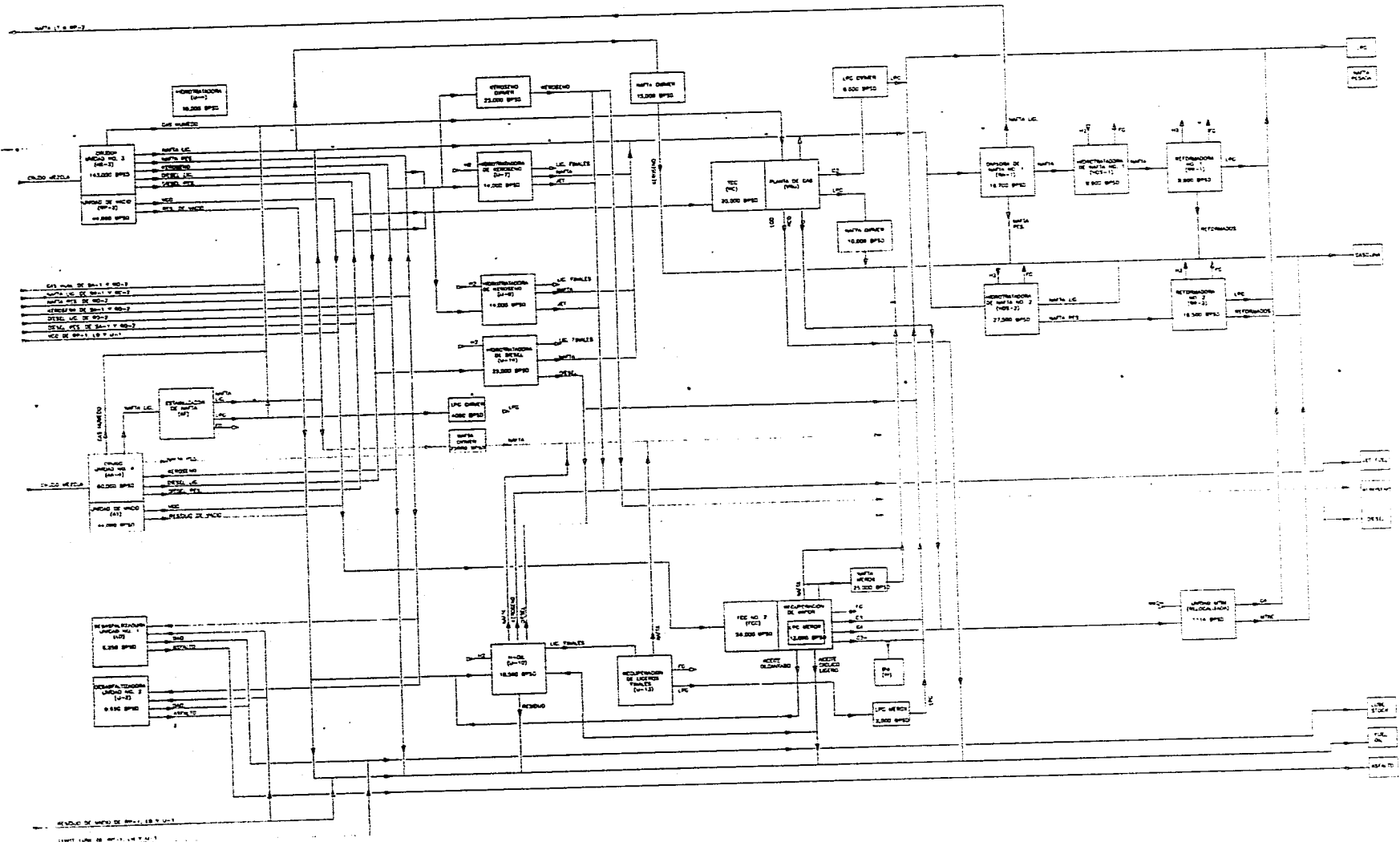
La calidad de los productos se mantienen sin cambio para el Caso-Base, excepto para la calidad de las corrientes de mezclado total de gasolina, la que tendríamos un grado de octano limpio más abajo. Esto debido a el gran volumen de endulzamiento, la nafta que será mezclada directamente hacia el pool de gasolina. El octano del pool se puede recuperar aumentando el aditivo de plomo (TEL) para la gasolina NOVA, cumpliendo con las especificaciones actuales.

También se tiene planeado un cambio de catalizador en la Unidad de Desintegración Catalítica (FCC) para elevar el grado de octano limpio del pool de gasolina, y como soporte para la producción de MagnaSin posteriormente.

Adicionalmente, si alimentamos un exceso de crudo pozoleo o lubricantero a la sección de combustibles y no es deseable, los porcentajes de los productos mencionados serán disminuidos, y la pérdida de octano limpio de la gasolina será marginalmente mejorada.

Los costos de capital estimados de las nuevas unidades y resolviendo los "cuellos de botella" de las unidades existentes es aproximadamente \$ 37'800,000 (1993 US dólares). Usando los precios unitarios de las corrientes de alimentación, los costos son aproximadamente \$ 4'725,633 por día y el valor de los productos son aproximadamente \$ 5'164,661. Esto produce un diferencial anual de carga a producto de aproximadamente \$ 147'425,359, obteniendose un incremento de \$ 4'967,420; sobre el "Caso-Base más

Modificaciones Planeadas". Con lo que se produciría un sólo periodo de pago de 7.6 años.



Caso 1

3.4 CASO-2. MEJORAR LA CALIDAD DE LOS PRODUCTOS.

El objetivo final para el Caso-2 es el de producir mejor calidad de combustibles (combustibles más amigablemente ambientales). La carga de crudo alimentado a la refinería está sin cambio del Caso-1, ya que la conversión de los automóviles nacionales a combustibles sin plomo tomaría muchos años, se necesitará seguir produciendo ambos combustibles con plomo y sin plomo por un período largo. El Caso-2 describe a la refinería al final del período de conversión requerida. El programa conceptual muestra las etapas planeadas entre el Caso-1 y la terminación del Caso-2. Es de esperarse que esta transición puede llevarse algunos años.

Esto ha sido estimado que actualmente del 10% al 15% de todos los automóviles en México necesitan Magna Sin (combustible sin plomo) y que este porcentaje sería del 50% a fines de 1995.

En este caso, nuevas unidades serán adicionadas para mejorar la calidad de todos los productos y serán integrados a la refinería. Una necesidad actual es la de producir combustóleo de 2.0% en peso de azufre, resolviendo para este Caso-2 la adición de una planta de desulfurización de residuo de vacío, Esta planta también producirá aproximadamente 10,000 B/D de gasóleos de la carga de residuo de vacío. La TCC procesará este gasóleo, así como una cantidad menor de diesel pesado de la destilación atmosférica del crudo.

Los cambios principales esperados para el Caso-2 son:

Unidades agregadas / Resolver cuellos de botella.		Nuevas capacidades
•Desulfurización de residuo de vacío	Nueva unidad	30,000 B/D
•Hidrotratadora de carga a la catalítica	Nueva unidad	62,200 B/D
•FCC No. 2	Resuelve cuello de botella. (fue de 41,000 B/D)	56,000 B/D
•Hidrotratadora de kerosina	Nueva unidad	27,200 B/D
•Hidrotratadora selectiva de C ₄	Nueva unidad	11,700 B/D
•Unidad de alquilación de HF	Nueva unidad	10,350 B/D
•Isomerización C ₄	Nueva unidad	3,250 B/D
•Hidrotratadora de naftas	Nueva unidad	54,000 B/D
•Unidad de isomerización C ₅ /C ₆	Nueva unidad	13,400 B/D
•Reformadora	Nueva unidad	46,000 B/D

*Estas nuevas unidades fueron clasificadas de acuerdo al tamaño para las necesidades del Caso-3 para minimizar el último costo total.

La hidrotratadora de destilados (U-8) operará en el Caso-2 entre la kerosina y diesel.

Unidades removedoras de servicios

•Oximer de gasolina	Fuera de servicio
•Oximer de nafta CDU-3	Fuera de servicio
•Oximer de nafta CDU-4	Fuera de servicio
•Oximer de nafta, TCC	Fuera de servicio

Las unidades Oximer son recomendadas para cerrar el Caso-2, como un resultado de incompatibilidad con las especificaciones de la nueva gasolina y turbosina.

La carga total para el Caso-2 es aproximadamente:

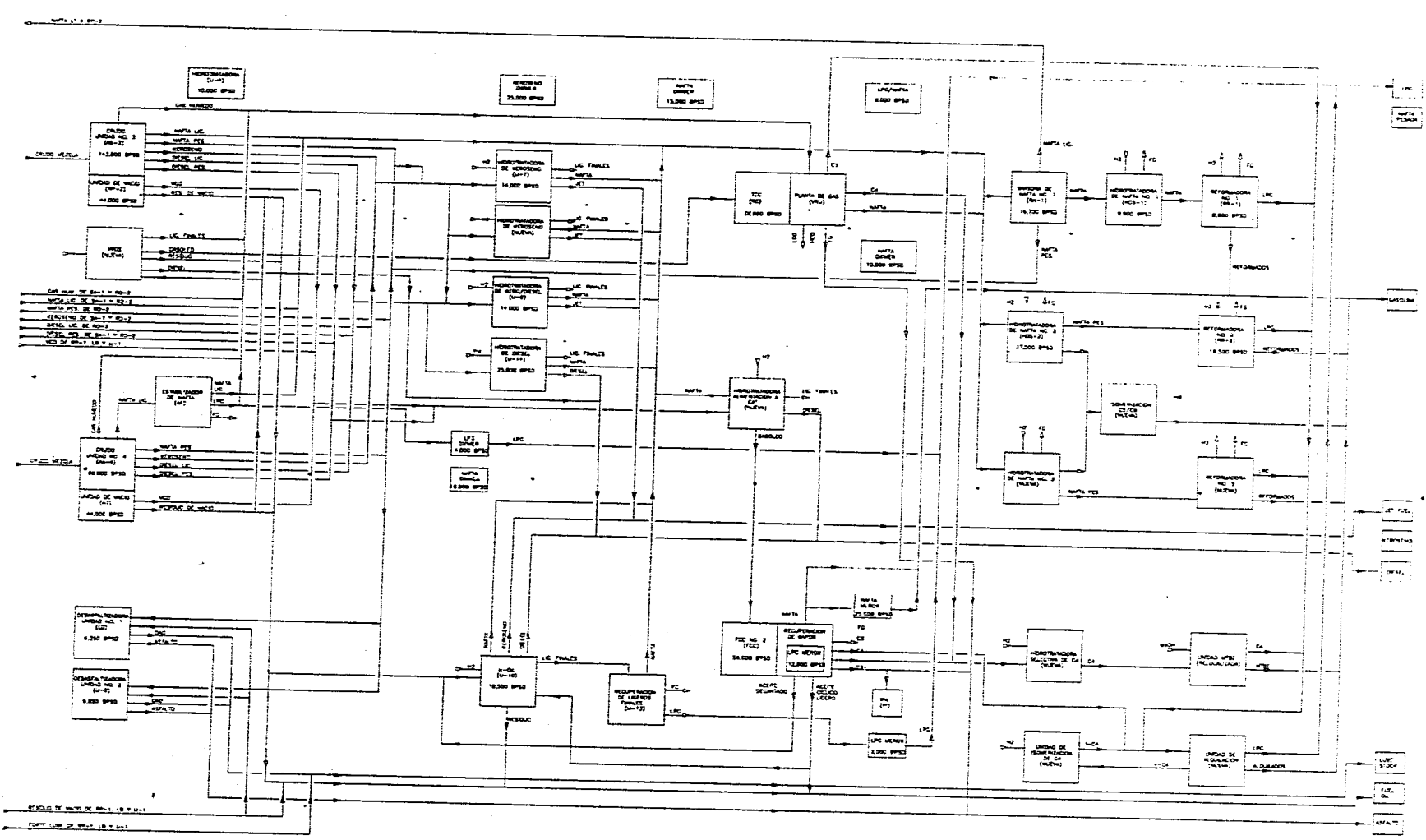
•Crudo mezcla para "combustible"	208,000 B/D
•Crudo pozoleo para "lubricantes"	<u>80,000 B/D</u>

• Total de crudo	288,000 B/D
• Metanol	502 B/D

Los productos principales para el Caso-2 serán aproximadamente:

• Propileno	1,970 B/D
• LPG	7,584 B/D
• Gasolina	
-Nova	0 % de gasolina
-Magna Sin	0 % de gasolina
-Mejorada sin plomo	<u>100 % de gasolina</u>
• Total de gasolina	103,944 B/D
• Turbosina (0.04 % peso azufre)	51,379 B/D
• Diesel (0.04 % peso azufre)	40,041 B/D
• Lubricantes	19,742 B/D
• Combustóleo (2.0 % peso azufre)	48,384 B/D
• Asfalto	12,906 B/D

El costo de capital estimado para el Caso-2 es aproximadamente \$ 813'900,000 (1993 US dólares). Usando los precios unitarios de las corrientes de alimentación, sus costos son aproximadamente 4'835,592 por día y el valor de los productos es aproximadamente 5'965,325. Esto produce un incremento de 231'939,134 sobre el Caso-1. Esto produciría un solo período.



Caso-2

3.5 CASO-3. CONVERSION DE RESIDUALES A PRODUCTOS LIGEROS

El propósito del Caso-3 es convertir los residuos a productos ligeros, eliminando el combustóleo como producto. Existe la política de substituir combustóleo por gas natural para usarse como combustible en la refinería, para plantas de fuerza en las termoeléctricas que opera la CFE, y para otros usuarios. El tiempo para la realización del proyecto no esta aún definida pero, podría llevarse a cabo antes de que el Caso-2 se implemente totalmente.

El análisis para el Caso-3 muestra la refinería al final del periodo en que se llegará a implantar el proyecto. En este periodo, la carga de crudo de alimentación a la refinería no cambia al Caso-1. Para este caso se adicionará una planta nueva de coquización retardada para convertir el residuo de la unidad de vacío a productos ligeros (reduciendo o eliminando combustóleo como producto). La carga a la coquizadora será de los fondos y de la unidad desulfuradora de residuos de vacío, así como residuo de H-Oil y residuo de vacío, con todo esto se pretende reducir la producción de combustóleo a cero para este caso.

Semejante al Caso-2, la TCC procesará gasóleos de la unidad desulfuradora de residuo de vacío y diesel pesado de las unidades de crudo. Los principales cambios esperados para el Caso-3 son los siguientes:

Unidades agregadas/ Resolver cuellos de botella	Nueva	capacidad
Coquización retardada	Nueva unidad	36,000 B/D
Hidrotratadora de diesel	Nueva unidad	30,000 B/D

De igual manera al Caso-2, la hidrotratadora de destilados (U-8) será operada entre kerosina y diesel para el Caso-3. El flujo total de carga para el Caso-3 es:

• Crudo mezcla para "combustible"	208,000 B/D
• Crudo pozoleo para "lubricantes"	<u>80,000</u> B/D
• Total de crudo	288,000 B/D
• Metanol	502 B/D

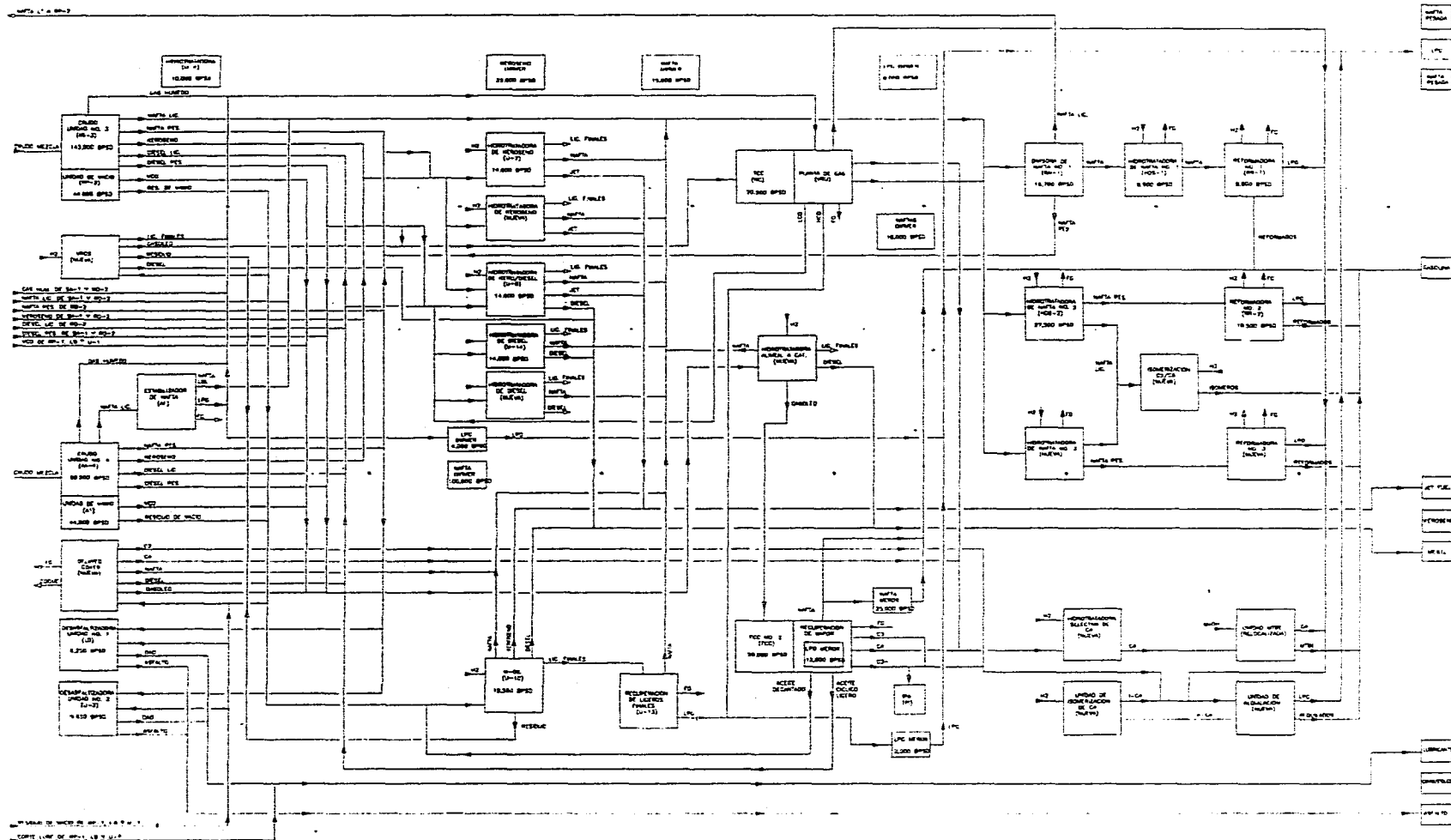
Los principales productos para el caso 3 serán:

• Propileno	1,970 B/D
• LPG	9,499 B/D
• Gasolina -Nova	0 % de gasolina
• -Magna Sin	0 % de gasolina
• -Mejorada sin plomo	<u>100 %</u> de gasolina
• Total de gasolina	121,078 B/D
• Turbosina (0.04 % peso azufre)	51,379 B/D
• Diesel (0.04 % peso azufre)	63,741 B/D
• Lubricantes	19,742 B/D
• Combustóleo (2.0 % peso azufre)	0 B/D
• Asfalto	12,906 B/D
• Coque	1,267 MT/D

La inversión para el Caso-3, es aproximadamente de \$254'400,000 (1993 US dólares). Los costos de las corrientes de alimentación usando sus precios unitarios aproximadamente de \$ 4'864,967 por día y el valor de los productos es aproximadamente \$ 6'478,428. Esto produce una diferencial anual de carga a producto de aproximadamente \$ 541'800,080. Es decir, un aumento de \$ 162'435,587 sobre el Caso-2. Por tanto, se produciría un periodo de pago de 1.6 años.

En la tabla siguiente se muestra un resumen de la factibilidad económica de los cuatro casos:

	Caso Base	Caso-1	Caso-2	Caso-3
Inversión requerida		37,800,000	813,900,000	254,400,000
Insumos (corriente de alimentación)	3,902,390	4,725,633	4,835,592	4,864,967/día
Valor de los Productos	4,326,624	5,164,661	5,965,325	6,478,428/año
Periodo de Recuperación de la Inversión		7.6 años	3.5 años	1.6 año



Caso-3

RESUMEN DE CASOS -CAPACIDAD DE LAS UNIDADES DE PROCESO

UNIDADES EXISTENTES CUELLO DE BOTELLA NUEVAS UNIDADES			CAPACIDAD DE DISEÑO	ALIMENTACION A LA UNIDAD DE PROCESOS/FLUJO DE PRODUCTOS			
				BPSD	CASO BASE BPSD	CASO-1 BPSD	CASO-2 BPSD
FLUJO DE CRUDO PARA COMB. A LA REFINERIA			170000	155000	208,000	208,000	208,000
FLUJO DE CRUDO PARA LUB. A LA REFINERIA			80000	61,000	80,000	80,000	80,000
TOTAL A REFINERIA			250000	218,000	288,000	288,000	288,000
UNIDAD DE CRUDO PARA	AS-3	CARGA	110,000	90,000	143,000	143,000	143,000
COMBUSTIBLES	AA-4	CARGA	60,000	65,000	65,000	65,000	65,000
UNIDAD DE CRUDO PARA	SA-1	CARGA	35,000	30,000	35,000	35,000	35,000
LUBRICANTES	RD-2	CARGA	45,000	31,000	45,000	45,000	45,000
UNIDAD DE VACIO PARA	RP-2	CARGA	44,000	36,927	44,000	44,000	44,000
COMBUSTIBLES	A1	CARGA	46,000	30,943	45,617	42,778	42,778
	RP-1	CARGA	24,000	1,763	-	-	-
UNIDAD DE VACIO PARA	RP-1	CARGA	24,000	-	9,893	9,893	9,893
LUBRICANTES	LB	CARGA	14,000	14,000	14,000	14,000	14,000
	U-1	CARGA	14,500	14,500	14,500	14,500	14,500
DESULFURIZACION DE RESIDUOS DE VACIO	NUEVA	CARGA	-	-	-	30,000	30,000
COQUIZACION RETARDADA	NUEVA	CARGA	-	-	-	-	35,763
UNIDADES DESASFALTADORAS	LD	CARGA	6,250	6,250	6,250	6,250	6,250
CON PROPANO	U-2	CARGA	9,650	9,650	9,650	9,650	9,650
HIDROT. DE CARGA. A CAT.	NUEVA	CARGA	-	-	-	62,222	62,222
FCC. NO. 2	FCC	CARGA	40,000	41,000	41,000	58,000	56,000
UNIDAD TCC	RCC	CARGA	20,000	20,000	19,600	13,732	20,000
UNIDAD DE H-OIL	U-10	CARGA	18,500	18,500	18,500	18,500	18,500
OXIMER DE ERKOSINA	-	CARGA	25,000	-	19,814	0	8
HIDROTRATADORA DE KEROSENA	U-7	CARGA	14,000	14,000	14,000	14,000	14,000
	U-8	CARGA	14,000	-	14,000	10,248	10,248
	NUEVA	CARGA	-	-	-	27,321	27,321
HIDROTRATADORA DE DIESEL	U-4	CARGA	10,000	7,298	-	-	-
	U-4	FEBD	14,000	14,000	-	3,752	3,752
	U-14	FEBD	25,800	-	24,858	25,000	25,000
	NUEVA	FEBD	-	-	-	-	29,663
HIDROT. SELECTIVA DE C4	NUEVA	FEBD	-	-	-	9,978	11,654
UNIDAD MTR	RELOCAL.	PRODUCTO	1,114	-	985	1,114	1,114
UNIDAD DE ALQUILACION HF	NUEVA	PRODUCTO	-	-	-	8,046	10,344
UNIDAD DE ISOM. DN C4	NUEVA	CARGA	-	-	-	1,854	3,255
MERX/OXIMER DE NAFTA	CDU3	CARGA	15,000	-	11,376	0	0
	CDU8	CARGA	10,000	9,770	10,000	0	0
	FCC	CARGA	25,000	25,000	25,000	25,000	25,800
	TCC	CARGA	10,000	-	9,181	0	0
REPASADORA DE NAFTAS	RN-1	CARGA	14,000	15,000	16,700	16,700	16,700
HIDROTRATADORA DE NAFTA	HDR-1	CARGA	8,000	8,000	8,907	8,907	8,907
	HDS-2	CARGA	25,000	25,000	27,500	27,500	27,500
	NUEVA	CARGA	-	-	-	36,126	54,078
UNIDAD DE ISOMERIZACION C5/C6	NUEVA	CARGA	-	-	-	11,512	13,378
REFORMADORA	RR-1	CARGA	8,000	7,902	8,798	8,798	8,798
	RR-2	CARGA	16,800	16,800	18,480	18,480	18,480
	NUEVA	CARGA	-	-	-	30,707	45,967

Fuente: (4)

RESUMEN DE CASOS - FLUJO DE ALIMENTACION Y PRODUCTOS.

	CASO BASE	CASO-1	CASO-2	CASO-3
	BPSD	BPSD	BPSD	BPSD
FLUJO DE CRUDO COMB. A REFINERIA	155,000	208,000	208,000	208,000
FLUJO DE CRUDO LUB. A REFINERIA	63,000	80,000	80,000	80,000
TOTAL REFINERIA	218,000	288,000	288,000	288,000
ALIMENTACION				
CRUDO MEZCLA	218,000	288,000	288,000	288,000
VGO IMPORTADO A UNIDAD TCC	14,908	0	0	0
METANOL	0	444	502	502
n-BUTANO	0	0	0	0
PRODUCTO				
PROPILENO	1,804	1,970	1,970	1,970
LPG	12,525	13,486	7,581	9,499
GASOLINA	82,304	97,035	103,944	121,078
NAFTA PESADA DE UNIDAD DE CRUDO	2,745	0	0	0
KEROSENO	19,164	10,814	0	0
JET FUEL	16,223	38,665	51,379	51,379
DIESEL	25,560	29,075	40,041	63,741
LUBE STOCK	16,963	19,742	19,742	19,742
FUEL OIL	41,689	63,493	48,384	0
ASFALTO	12,906	12,905	12,905	12,906
COQUE T/D	0	0	0	1,267

Fuente: (4)

PROGRAMA DEL PLAN MAESTRO

ANOS	1	2	3	4	5-6	7-8	DESPUES DEL 8
CASO	CASO BASE	CASO-1		CASO-2			CASO-3
NOTAS	OPERACION	PLANEADO	RESOLVER CUELLO DE BOTELLA	CALIDAD DEL PRODUCTO MEJORADO (SIN PLOMO/BAJO EN AZUFRE)	CONVERSION DE RESIDUOS		
FLUJO DE ALIMENTACION DE CRUDO	218,000	218,000	288,000	288,000	288,000	288,000	288,000
UNIDADES ADICIONADAS		OXIMER DE Kerosina OXIMER DE NAFTA HIDROTRAT. DIESEL MTBE OXIMER LPG OXIMER NAFTA TCC OXIMER LPG TCC	TREN DE AZUFRE RECUP. DE H ₂	HDS NAFTAS REFORMADORA ISOM. C ₄ /C ₆ TREN DE AZUFRE	HDS Kerosina ALQUILACION HDS SELECT. C ₄ PLANTA DE H ₂ ISOM. C ₄	HDS CARGA A FCC HDS DE RESIDUOS TREN DE AZUFRE	COQUIZADORA RETARD. HDS DIESEL PLANTA DE HIDROGENO
UNIDADES PARA RESOLVER CUELLOS DE BOTELLA		UNIDAD CRUDO # 3 (EXP. A 110,000)	U. CRUDO #3 EXP.A 143,000 REFORMADORAS			FCC REVAMP	
UNIDADES ELIMINADAS			RP-1 A LUB. U-4 A LUB.	OXIMER NAFTA OXIMER NAFTA TCC	OXIMER Kerosina		

Fuente: (4)

RESUMEN DE ESPECIFICACIONES DE PRODUCTOS PRINCIPALES

PRODUCTO	CASO-1	CASO-2	CASO-3
MAGNA SIN			
PVR (PSIA)	6.5 Max (Verano)	6.5 Max (Verano)	6.5 Max (Verano)
Azufre (PPM PESO)	1000 Max	150 Max	150 Max
(R+M)/2	87 min	88 Min	88 Min
90% Dest. (°C)	190 max	166 Max	166 Max
Olefinas (% vol.)	informe	10 Max	10 Max
Aromáticos (% vol.)	informe	30 Max	30 Max
Benzeno (% vol.)	4.9 Max	2.0 Max	2.0 Max
Plomo (g/gal)	0.010 Max	Nada	Nada
TURBOSINA			
Azufre (ppm peso)	3000 Max	400 Max	400 Max
Punto de Humo (mm)	-	25 Min	25 Min
TFE (°C)	300 Max	288 Max	288 Max
T.de Inflam. (°C)	38 Min	38 Min	38 Min
Gravedad (API)	37 Min/51 Max	37 Min/51 Max	37 Min/51 Max
Congelación (°C)	-50 Max	-50 Max	-50 max
DIESEL			
Gravedad (API)	-	30 Min	30 Min
Azufre (% Peso)	0.3 Max	0.04 max	0.04 Max
T. De Inflam. (°C)	41 Min	66 Min	66 Min
90% Dest. (°C)	350 max	338 max	338 Max
Ind. De Cetano	45 Min	45 Min	45 min
COMBUSTOLEO			
Gravedad (API)	-	11 Min	
Azufre (% Peso)	-	2.0 Max	
Metales	-	400 Max	
Viscosidad (SSF @ 122 °F)	475/550	300 Max	

Fuente: (4)

3.6 TECNOLOGIAS PARA SATISFACER LAS GASOLINAS REFORMULADAS

Para satisfacer los requerimientos de calidad ambiental de acuerdo a las especificaciones dadas en la tabla

anterior, las tecnologías que deben ser utilizadas son las siguientes ;

A) REDUCCION DE LA PRESION VAPOR REID (PVR)

Reducir la PVR es críticamente importante para satisfacer las reglamentaciones de las emisiones de la nueva gasolina .

La PVR de 7.2 se requiere para la elaboración de la gasolina reformulada para controlar los compuestos orgánicos volátiles (VOC).

El butano es el primer componente de la gasolina que es necesario analizar para la reducción de la PVR. Sin embargo, remover el butano del pool de gasolina, elimina un componente de alto octano y fuerza a la refinería a encontrar otro uso para este compuesto. Después del butano, los siguientes componentes que deben ser eliminados para satisfacer las especificaciones de PVR son los hidrocarburos C_5 .Esos hidrocarburos, incluyen los isopentanos y el n-pentano que se encuentran en la nafta primaria, en el isomerado, y en las naftas ligeras de hidrodeseintegración así como en las mezclas de isómeros de pentano y amileno presentes en las naftas ligeras de FCC y de coquizadoras.

La concentración de butano e hidrocarburos C_5 en el pool de gasolina depende de la configuración de los procesos de la refinería y del funcionamiento de las estabilizadoras del producto. La PVR de la gasolina puede reducirse de dos maneras : por eliminación del butano y de los hidrocarburos

C₅ por medio de la fraccionación o reacción de uno u otro o por reducción de la formación de butano y los hidrocarburos C₅.

FRACCIONACION DEL BUTANO

La mayoría de las unidades de refinación tienden a experimentar expansiones ("revamps") sobre sus operaciones en servicio. Como resultado de la operación en el estabilizador del producto, éste puede controlarse suficientemente arriba del valor de diseño para no satisfacer el parámetro típico de diseño de 1% mol de butano en el fondo de la fraccionadora. Con niveles de butano más altos en los componentes de la gasolina estabilizada, el control de la PVR de la gasolina final, es más difícil. Algunos de los problemas asociados con la operación arriba de la capacidad de diseño de la columna de fraccionación, puede solucionarse con una fraccionación avanzada y tecnología de intercambio de calor, que mejoraría sustancialmente la capacidad de las refineries para debutanizar productos y minimizar la PVR.

ALTERNATIVAS PARA LA FRACCIONACION DEL BUTANO

Cuando el control del butano es difícil o costoso, la eliminación de los hidrocarburos C₅, puede ser otra alternativa para satisfacer las especificaciones de PVR en la gasolina terminada. Los isopentanos y el n-pentano se

pueden fraccionar de los componentes de la gasolina y venderse como cargas a petroquímicos. La restricción de disminuir la PVR se podría también llevar a cabo convirtiendo la alta presión de vapor de los amilenos a componentes de la gasolina de baja presión de vapor.

La producción del Metil-Ter-Amil-Eter (TAME) del isoamileno reduce no solo el requerimiento de oxigenantes en la gasolina sino también la PVR del pool como resultado de la eliminación del isoamileno. La alquilación de hidrocarburos C_5 en el refinado del TAME eliminando amilenos del pool, reduce la PVR. La reducción de la formación de butano o hidrocarburos C_5 en la reformación catalítica se efectúa por la disminución de la presión de operación de la reformadora, la cual lleva a bajar la PVR del reformado y por lo tanto a reducir la PVR en el pool de gasolina.

B) REDUCCION DEL BENCENO

La mayor fuente de benceno en el pool de gasolinas proviene de la reformación catalítica que contribuye entre el 50 y 75% del benceno en el pool de gasolina; existe también contribuciones menores de benceno que provienen de la nafta ligera primaria, de la nafta ligera de hidrodeseintegración y de la nafta ligera de la FCC. Por lo tanto, la meta más adicionada para la reducción del benceno es el reformado.

Existen dos enfoques básicos para reducir la producción neta de benceno: 1) minimizar su formación por eliminación

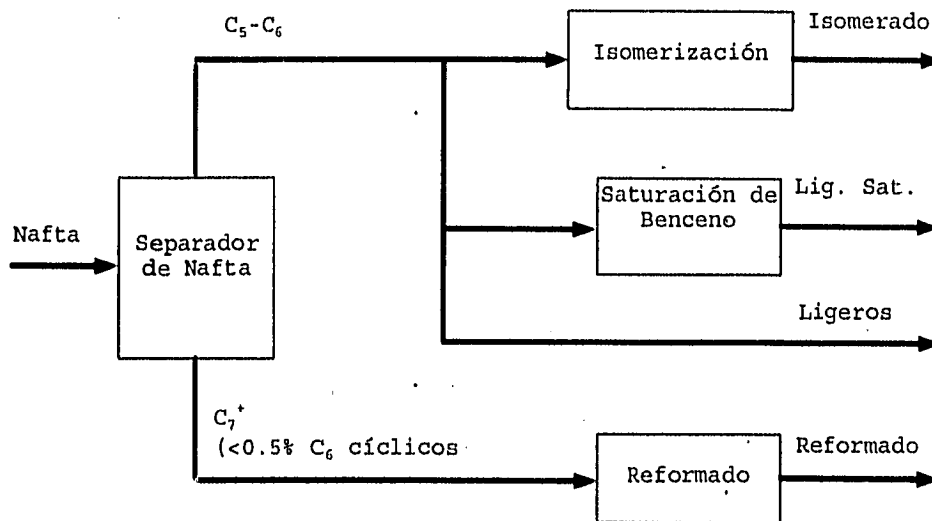
de precursores alimentados a la reformadora y 2) la fraccionación de la corriente de reformado ligero rico en benceno por conversión subsecuente del benceno o su extracción. Prevenir la formación de benceno antes de convertirlo después que es reformado, sería la mejor alternativa, sin embargo; en ciertos casos algunas restricciones prácticas y económicas pueden limitar la posibilidad de las refinerías para implementar esta estrategia.

ELIMINACIÓN DE LOS PRECURSORES

El primer intento para eliminar el benceno consiste en llevar los hidrocarburos cíclicos C_6 (metilciclopentano, hexano y benceno) al domo en el separador de la nafta, esta corriente ligera de C_5 a C_6 se mezcla directamente a la gasolina. Si se requiere utilizar el octano de esta corriente, la nafta ligera se envía a una unidad de isomerización. Finalmente, si el octano de la corriente no se requiere, pero el contenido de benceno de la nafta ligera es también alta, esta corriente puede ser enviada a una unidad de saturación de benceno. Las diferentes opciones para eliminar los precursores del benceno, se muestran en la siguiente figura.

El agotador de nafta se diseña para producir una corriente en el fondo que contenga el 0.5% de cíclicos C_6 en la carga a la reformadora. Una fraccionación relativamente fuerte se

requiere para minimizar el C_7 que fue llevado a la carga de la unidad de isomerización y



así alcanzar la recuperación de C_6 cíclico deseado. Típicamente es necesaria una torre de 40 platos que opera con una relación de reflujo a carga de 0.5 a 0.7. El benceno en el domo del separador puede ser saturado en una unidad de isomerización ad hoc.

PROCESAMIENTO DEL REFORMADO LIGERO.

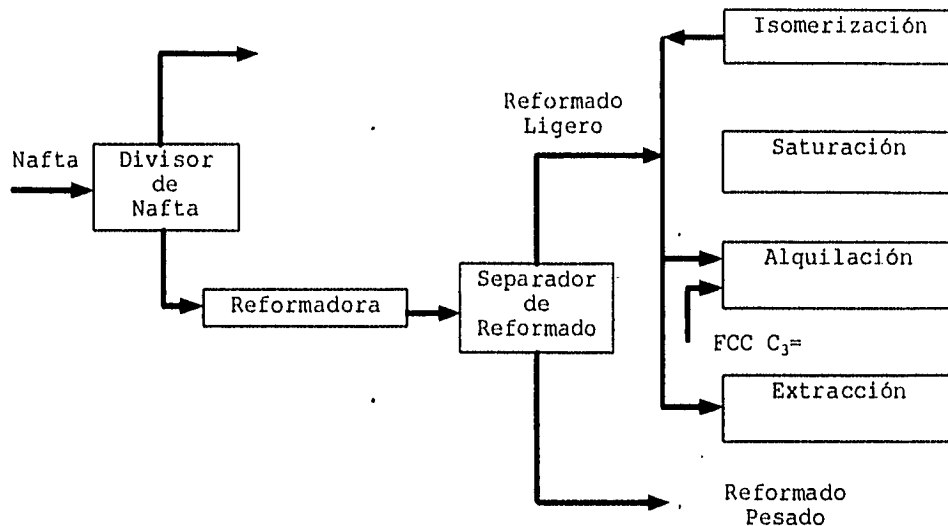
El procesamiento de reformado ligero es una alternativa más directa para el control del benceno que la eliminación del precursor del benceno. Para elegir entre el procesamiento del reformado ligero o la eliminación del precursor para la reducción del benceno, se deben considerar tres variables:

- El nivel del benceno permitido en el pool regulado.
- La tendencia de producción de benceno de la reformadora.
- El esquema de flujo global de refinería y el tipo de crudo a procesar.

Si fuese necesaria la reducción del benceno abajo del 1% en volumen en el reformado, entonces la eliminación del precursor puede no ser suficiente si la presión de operación de la reformadora es alta, la producción de benceno puede llevarse a caso después de la remoción del precursor debido al flujo de la dealquilación de hidrocarburos más pesados a cíclicos C_6 seguidos por la conversión del benceno que se incrementa con la presión). El procesamiento del reformado ligero también podría ser necesario si el esquema de flujo de la refinería depende fuertemente sobre la reformadora como un componente del pool de gasolina, si el crudo usado es altamente cíclico o si la carga a reformación viene de otras unidades y de otros procesos en el que el control exacto de precursores del benceno es difícil. Existen cuatro opciones básicas de utilidad para eliminar el benceno del reformado ligero:

- Saturación
- Saturación con izomerización
- Alquilación con propileno
- Extracción

La saturación del benceno a ciclohexano se puede realizar en una unidad simple de una sola posición o en una unidad de isomerización diseñada adecuadamente. El saturador de benceno hidrogena selectivamente al benceno a ciclohexano



y minimiza reacciones laterales y el consumo consecuente de hidrógeno, sin embargo, la conversión de benceno a naftenos C_6 (ciclohexano y metilciclopentano) ocasiona una pérdida de octano de 30 RON y normalmente reduce el octano de la corriente de reformado ligero por 5 ó 6 números de octano.

La unidad de isomerización combina la saturación del benceno con la isomerización de las parafinas C_6 no convertidas presentes en el reformado ligero. La ganancia neta resultante en octano es aproximadamente 5 RON en una unidad de isomerización de un paso. La isomerización para eliminar benceno consume ligeramente más hidrógeno que una simple saturación del benceno y produce un producto con una PVR ligeramente más alta.

Otra opción viable para eliminar el benceno de la gasolina producida en una FCC (planta de desintegración catalítica) es para alquilar el benceno en la fracción del

reformado ligero con propileno. Además de producir un octano comparable a la de la unidad de la isomerización, la alquilación del benceno es la única ruta de conversión del benceno que hace que no requiera hidrógeno. La economía de una estrategia benceno-alquilación depende del valor y disponibilidad del propileno.

Finalmente, la opción de extracción es una de las mejores elecciones para las refinerías que producen petroquímicos debido a la recuperación del benceno. La factibilidad de instalar una nueva extracción y fraccionación del benceno indica una rentabilidad potencialmente atractiva basado en la inversión dentro de los límites de batería, sin embargo, los costos de las servicios junto con los costos ambientales de seguridad y sus respectivas regulaciones para manejar corrientes concentradas de benceno pueden ser elevados. En general, la opción de extracción será poco rentable para las refinerías que comercializan benceno o las que pueden entrar al mercado a través de plantas ya existentes para procesar benceno.

C) REQUERIMIENTOS DE OXIGENANTES

Los requerimientos legislados para el uso de oxígeno en los combustibles oxigenados (Oxyfuels) y la gasolina reformulada (RFG) crea una demanda significativa de oxigenantes. Las refinerías han estado planeando la forma de proveerse comprando sus requerimientos de oxigenantes a través de MTBE, Etanol, y ETBE. Se han implantado proyectos

basados en la deshidrogenación del butano para el MTBE o el ETBE a las refinerías. El etanol derivado de la biomasa puede también proporcionar una parte del total de los oxigenantes requeridos por la CAA, sin embargo, la disponibilidad de oxigenantes en el mercado en la fase de la demanda de la gasolina reformulada representa una variable sujeta a incertidumbre para las refinerías.

Agregar oxigenantes también afecta la producción de hidrógeno en las reformadoras e incrementa la producción de gasolina debido a la demanda de octano de la reformadora, las necesidades de hidrógeno disminuye como resultado de añadir oxigenantes de alto octano. Al agregarse oxigenantes se incrementa la producción de gasolina hasta un 15% dependiendo del tipo de oxigenante usado.

ETERES DE FCC Y OLEFINAS DE COQUIZADORA

La refinería puede fabricar oxigenantes en diferentes maneras a partir de el C_3 , C_4 y olefinas C_5 disponibles en la misma. Además de cambios en la planta FCC que pueden incrementar la producción de olefinas dentro de la refinería.

La alquilación de C_5 's es atractiva cuando la capacidad de alquilación existe ya o se hace disponible por el agotamiento de las olefinas C_4 de la carga a alquilación como un resultado de la producción de MTBE. Además, la alquilación de C_5 's puede ser una manera conveniente para reducir el contenido de olefinas y la PVR de el pool de

gasolina. El alquilado derivado de C_5 tiene un octano de mezclado de aproximadamente $90(R+M)/2$ y una PVR de 3 a 6 psi, dependiendo del tipo de proceso de alquilación usado. Existen unidades de alquilación que pueden ser ampliadas para procesar C_5 's, sin embargo, cuando la alquilación de olefinas C_5 se lleva a cabo, se debe tener mucho cuidado en el pretratamiento de la carga para minimizar el consumo de ácido y mantener la calidad del alquilado.

ALCOHOL ISOPROPILICO Y ETER DIISOPROPILICO DE OLEFINAS PROCEDENTES DE LAS FCC

La cantidad total de MTBE y TAME que pueden ser producidos de los isobutilenos y amilenos terciarios de la FCC en una refinería promedio es aproximadamente 6% peso de oxígeno en el pool de gasolina global. El propileno es la única olefina ligera remanente que esta disponible para la producción de oxigenantes. La hidratación de propileno a alcohol isopropílico (IPA) resulta en un incremento substancial en la producción de oxigenante. Una unidad para reciclar IPA, que convierte virtualmente todo el propileno de la FCC a IPA, puede adicionar de 1.3 a 2.0% en peso de oxígeno al pool de gasolina dependiendo del nivel de conversión de la FCC. El alcohol isopropílico tiene número de octano de mezclado de $108(R+M)/2$, que es comparable al MTBE, y tiene un alto contenido de oxígeno (26,000 contra 18.2% en peso para el MTBE).

Los mayores inconvenientes para usar IPA en la gasolina son su alta PVR de mezclado (10 a 15 psi contra 8 a 10 psi

para el MTBE a 2.7% peso de oxígeno), su alta miscibilidad con el agua. Esta alta miscibilidad indica que el IPA no puede ser usado con gasolinas transportadas en sistemas de distribución húmedas.

La producción del éter diisopropílico (DIPE), en lugar de IPA, del propileno de la refinería resulta en un éter que puede ser manejado en la misma forma que el MTBE y TAME. Debido a que el DIPE se produce haciendo reaccionar IPA con propileno, la refinería puede ser completamente autosuficiente y no necesita importar alcohol. El octano de mezclado del DIPE es de $104 (R+M)/2$ y junto con su PVR de mezclado baja que es de 4 a 5 psi, lo hace un oxigenante atractivo. El contenido de oxígeno del DIPE es comparable al del TAME. Una unidad del DIPE que convierta todo el propileno de la FCC agraga de 0.6 a 1.1% en peso de oxígeno al pool de gasolinas, dependiendo del nivel de conversión de la FCC.

MAXIMO DE OXIGENANTES DE LAS OLEFINAS LIGERAS

Puede ser necesario realizar algunos cambios en la unidad de la FCC para incrementar los rendimientos de olefinas ligeras, si se pretende incrementar la producción de oxigenante y alquilado. Usando diferentes catalizadores, se puede mejorar el rendimiento de las olefinas ligeras. También cambiando las condiciones del proceso o expandiendo la unidad de FCC por la incorporación de nuevos avances de

ingeniería y de la tecnología del reactor, se puede incrementar la producción de olefinas ligeras.

Al incrementar la temperatura del reactor de la FCC, se puede aumentar la producción de olefinas ligeras en más de un 50%. Sin embargo, elevando las temperaturas del reactor para incrementar el rendimiento de olefinas ligeras produce un efecto adverso en el rendimiento de la gasolina. Además, elevando la temperatura se incrementa la producción de gas licuado de petróleo (LPG).

La utilización de catalizadores de baja transferencia de hidrógeno en la FCC eleva la producción de olefinas C_3 y C_4 en más de una tercera parte. Existen en desarrollo nuevos catalizadores cuyo objetivo es la producción selectiva del isobutileno y posteriormente para incrementar la producción de isobutileno respecto de la operación actual de las FCC. Alternativamente, las refinerías pueden usar aditivos zeolíticos para incrementar la de olefinas ligeras a aumentar el rendimiento de la gasolina C_5^+ .

LA mejor manera para incrementar el rendimiento selectivo de olefinas ligeras es por combinación de tecnología avanzada de catalizadores con diseño avanzado del reactor. La combinación de esos dos cambios mejora el rendimiento de olefinas ligeras, y la pérdida de rendimiento de la gasolina es pequeña comparado con la utilización de modificaciones en la temperatura para incrementar el rendimiento de olefinas ligeras.

Cada opción para incrementar la producción de olefinas ligeras puede balancear el incremento del rendimiento contra

su costo. Se requerirá una expansión mayor de la sección del reactor si la temperatura se incrementa más allá de los límites de la metalurgia existente. Igualmente, incrementar el rendimiento de los productos ligeros más allá de la capacidad de las secciones de la concentración del gas y fraccionación de la unidad FCC requeriría expansiones significativas. La selección de la operación apropiada de la FCC de entre las opciones viables, depende del diseño de la unidad FCC y el valor relativo que las olefinas ligeras y la gasolina tienen en cada refinería.

El uso de olefinas C_3 , C_4 y C_5 para producir oxigenados tiene un impacto que va a expensas de la producción de alquilados. Por ello, las refinerías deben elegir entre las unidades de alquilación, eterificación e IPA o DIPE. El alquilado es un excelente componente para la reformulación de gasolinas debido a sus propiedades de mezclado y sus impactos limitados sobre las emisiones de la gasolina. Un análisis económico podrá demostrar que la mejor opción es operar la unidad de alquilación a toda su capacidad. La elección final sobre si es preferible maximizar la producción de oxigenantes a expensas de la producción de alquilados se basa en el valor relativo del alquilado y de los oxigenantes.

IMPACTO DE LOS OXIGENADOS SOBRE EL SUMINISTRO DE HIDROGENO

Los éteres y alcoholes son componentes de alto octano que proporcionarían aproximadamente dos números de octano

adicionales para el pool de la gasolina reformulada al nivel legislado de 2% en peso. Esta contribución de octano tiene mucha influencia sobre la operación del reformador catalítico, que es la principal unidad para controlar el octano en el pool de la gasolina.

Una reducción substancial es la severidad de la reformadora (aproximadamente 6 o más RON en promedio), puede dar como resultado la necesidad de adicionar oxigenados al pool de gasolina. Aunque la severidad de la reformación baje y con ello se incremente el rendimiento del reformado, la producción de hidrógeno disminuye. La demanda de hidrógeno aumentará a medida que se le utiliza para eliminar el benceno y azufre en el pool de gasolinas.

IMPACTO DE LOS OXIGANDOS SOBRE LOS PRODUCTOS DE REFINERIA

Al agregar compuestos al pool de gasolinas, se pueden crear otros cambios en la operación de la refinería. Así, adicionar MTBE para satisfacer los requerimientos de oxigenantes de la gasolina reformulada puede incrementar la producción de gasolina entre un 11% a un 15% si la alimentación de crudo se mantiene constante. Si la alimentación de crudo se reduce para compensar este incremento en la producción de la gasolina, la producción de otros productos terminados, especialmente destilados intermedios, disminuyen. Para rebalancear los productos refinados se pueden considerar ajustes en puntos de corte, niveles de severidad de reformación, y cargas para

desintegración de aceites pesados. El impacto de esos cambios sobre las propiedades de la corriente de gasolinas puede reexaminarse a la luz de las especificaciones de la gasolina reformulada.

D) REDUCCIÓN DE TÓXICOS

La reformulación de gasolina causa una reducción en el contenido de aromáticos como un resultado de la reducción del benceno y la adición de oxigenantes. Aunque la legislación actual no ha impuesto un límite directo sobre el contenido de aromáticos de la gasolina reformulada, la cantidad de aromáticos en el combustible influyen en el benceno expulsado la cual afecta las emisiones tóxicas.

La reducción de aromáticos por disminución de la severidad de la reformadora significa eliminar componentes con números de octano en el rango de 105 a 115 RON del pool de gasolina. Además reducir la severidad de la reformadora disminuye la producción de hidrógeno.

E) REDUCCION DE OLEFINAS

Una alta concentración de olefinas en la gasolina, da lugar a una mayor fuente de emisiones de No_x , la mayor fuente de olefinas en el pool de gasolina son las naftas provenientes de la FCC y la coquizadora. La mayoría de las olefinas en las naftas de FCC y coquizadoras son olefinas ligeras que estan en los rangos de los hidrocarburos C_5 y

C₆. La reducción de olefinas se puede alcanzar a través de tres procesos opcionales: Saturación, conversión de las olefinas C₅ a TAME o su alquilación.

Al hidrotrotar las fracciones ligeras de las naftas de la FCC y de la coquizadora, se pueden eliminar las olefinas ligeras que constituye del 40 al 60% del total de contenido de olefinas de esas corrientes. Sin embargo, debido que las olefinas ligeras tienen números de octano mucho más altos que sus correspondientes alifáticos, el proceso de hidrotrotamiento de las naftas ligeras de FCC y de coquizadoras reducirá el octano de esas corrientes y consumiría grandes cantidades de hidrógeno. Además, el hidrotrotamiento no reduce la PVR de la corriente volátil de C₅. Una mejor opción para reducir el contenido de olefinas es destilando las fracciones de C₅ de las naftas de FCC y de coquizadoras convirtiendo los amilenos a alquilado o a través de la esterificación de los amilenos terciarios a TAME y entonces alquilar los amilenos que no reaccionaron, aunque solamente el terciario y no los amilenos normales se convierten a TAME. Para maximizar la producción del TAME, una unidad de isomerización de amileno puede utilizarse para convertir los amilenos normales a isoamilenos, que pueden entonces ser convertidos a TAME.

F) REDUCCION DE AZUFRE

Es ampliamente conocido que el azufre en la gasolina tiene un efecto adverso sobre las emisiones emitidas (por el escape de los vehículos) debido a que el éste causa la desactivación temporal de los convertidores catalíticos. La mayor contribución de azufre al pool son las naftas provenientes de la FCC sin hidrotreamiento y naftas de desintegración térmica. La nafta de la FCC en el pool puede contribuir con más del 90% del total de azufre, cerca de la mitad de los cuales esta en los últimos 10% en volumen de la gasolina FCC. Normalmente el total del corte de nafta proveniente de la FCC, no se hidrotrea debido a que la saturación de las olefinas puede ocurrir con una pérdida consecuente de octano y alto consumo de hidrógeno. El bajo nivel de olefinas en la fracción pesada de la nafta FCC, hace necesaria la hidrodeshulfurización. El tratamiento de esta fracción resulta en un mínimo de pérdidas de octano y bajo consumo de hidrógeno y tiene un máximo impacto sobre el azufre del pool. Por ejemplo, el nivel de azufre de un pool de gasolina promedio que contiene una tercera parte de gasolina FCC, puede reducirse entre 100 a 200 ppm por hidrotreamiento de las "colas" pesadas de dicha gasolina.

Otra manera para reducir el contenido de azufre del pool de gasolina es incrementar el hidrotreamiento del gasóleo de

vacío que es carga a la unidad FCC. El hidrotratamiento de los gasóleos de vacío tienen varias ventajas: incrementa la conversión global de la unidad FCC; disminuye el azufre en todos los productos, no solo la gasolina y disminuyen las emisiones globales de óxidos de azufre (SO_x). Sin embargo, el hidrotratamiento de los gasóleos de vacío es costoso. La unidad opera normalmente a un mínimo de 900 psi, comparado con 400 a 600 psi para una hidrotratadora de naftas FCC. Por otra parte, debido a que el hidrotratamiento de los gasóleos de vacío puede procesar toda la carga a la unidad FCC, la relación relativa de carga es cerca de 15 veces la de una hidrotratadora que procesaría el 10% de la nafta pesada de FCC. El consumo de hidrógeno es otro aspecto importante, ya que éste es de alrededor de 20 veces más grande para hidrotratar gasóleos de vacío que para hidrotratar el 10% de la nafta pesada de FCC.

G) REDUCCION DE LA TEMPERATURA DE DESTILACION AL 90% = T90 (INCREMENTANDO E300)

En una refinería se pueden considerar dos corrientes para reducir T90: la nafta FCC y la nafta de carga a la reformadora. Existen dos opciones para tratar esas corrientes: a) fraccionar las porciones pesadas y la mezcla de ellos hacia los destilados intermedios y, b) desintegrar

esas porciones a componentes ligeros. En realidad no importa la opción que se escoja para reducir T90 de la gasolina, ya que para cualquiera de ellas el impacto más importante para la refinería en la desintegración de la fracción pesada de la gasolina es una demanda adicional sobre el balance de hidrógeno. El efecto de la baja producción de hidrógeno de la reformadora resultante de la adición de oxigenantes, se acompaña además de una nueva demanda de hidrógeno significativa: el hidrot ratamiento y la hidrodeseintegración de nafta pesada.

Para el futuro, la demanda de destilados intermedios se espera que se incremente en forma importante. Si la demanda de gasolina es constante, el aumento en el volumen de la gasolina por la adición de oxigenantes al pool, es probable que cause un desbalance en la relación de la gasolina a destilados intermedios. Para cumplir con la demanda de los destilados, la refinería necesitaría disminuir el punto final de la gasolina y cambiar las "colas" de la gasolina a los destilados. El efecto neto es una reducción de la T90 (incrementar en E-300) en la gasolina.

GASOLINA PESADA A DESTILADOS INTERMEDIOS

El punto final del reformado se puede disminuir enviando la fracción pesada de la nafta primaria o desintegradora a

destilados intermedios. La porción de la nafta primaria cuyo punto de ebullición es 320°F hasta el punto final es un buen componente para el diesel y para la mayoría de crudos, ésta nafta es un componente aceptable para la turbosina. La nafta hidrodeseintegrada en este mismo rango de ebullición es un excelente componente para el diesel tanto para la turbosina como para el diesel.

La fracción pesada de la FCC constituye un problema más difícil. Esta corriente contiene altas concentraciones de aromáticos y altos niveles de azufre y nitrógeno por ello la nafta pesada de la FCC puede usarse como un diluyente para el mezclado de combustibles o puede mezclarse dentro del pool de destilados hasta donde lo permita su índice de octano pobre y alto contenido de azufre. El hidrotratamiento para mejorar las propiedades de esta fracción de la FCC incrementa el consumo de hidrógeno pero facilita esta fracción para usarse en productos destilados de alto valor.

GASOLINA PESADA DESINTEGRADA

Una alternativa para el mezclado o hidrotratamiento de las "colas" o "residuos" pesados de la nafta de FCC es desintegrarla en una hidrodeseintegradora o en la misma unidad FCC. Hidrotratar esta última corriente lleva a hidrotratar el cíclico ligero de amplio rango de ebullición

para poderlo desintegrar aún más, y reciclar una porción de este aceite cíclico ligero hidrotratado hacia la unidad FCC. El hidrotratamiento requerido para este procedimiento es una unidad de severidad media que sature un anillo de la estructura de el doble anillo aromático y así permitir la desintegración adicional en la unidad FCC.

La gasolina pesada o fracción pesada de la nafta hidrodesintegrada puede desintegrarse en una hidrodesintegradora existente o dentro de un esquema de reformación catalítica. altamente selectiva. La ruta posterior permite la producción selectiva de isobutano, con rendimientos de más del 30% de la carga de nafta pesada, y la producción de un alto rendimiento de un componente de la gasolina de baja T90. La eficiencia de la utilización del hidrógeno, estructura rendimientos, y costos de capital para esas opciones que puede evaluarse sobre las bases de las necesidades individuales de las refinerías y desde el punto de vista económico.

H) REDUCCION T50 (INCREMENTO E200)

En la actualidad, no se ha encontrado una forma efectiva para controlar directamente T50 (E200). La adición de oxigenantes al pool de gasolina reduce la T50 (e incrementa E200). Sin embargo, reduciendo la PVR en la gasolina aumenta

la T50 (y disminuye E200). En la práctica la adición de oxigenantes, se espera sea suficiente para controlar la porción intermedia de la curva de la destilación y así controlar la T50.

I) REDUCCION DE AROMATICOS

No se ha impuesto un límite directo respecto del contenido de aromáticos de la Gasolina Reformulada. Sin embargo, los aromáticos hacen que se afecten las emisiones de benceno a la atmósfera, que es una parte importante de las emisiones tóxicas globales, que contribuyen a las emisiones de NO_x.

Las mayores fuentes de aromáticos en el pool de gasolina son el reformado y las naftas de FCC. Una manera de reducir el contenido de aromáticos de la gasolina es la de reducir la cantidad de reformado en el pool. Sin embargo, este cambio afecta la rentabilidad global de la refinería debido a que cualquier cambio en la alimentación a la reformadora reduce la producción de hidrógeno y así fuerza a la refinería a usar otra fuente de hidrógeno más costosa. En muchos casos, reduciendo otros parámetros de la gasolina resulta una mejor forma para compensar los niveles altos de aromáticos en el pool. Considerando lo anterior se podrían realizar los siguientes cambios:

- Para compensar el aumento en emisiones tóxicas de 2.5% en volumen más de aromáticos:
 - Reducir el benceno 0.1% vol,
 - O reducir el azufre 75 ppm,
 - O agregar 1.2% peso más de oxígeno,
 - O reducir la PVR 1,2 psi (sólo en verano)
- Para compensar el incremento en emisiones NO_x de 2.5% vol más de aromáticos:
 - Reducir el azufre 20 ppm,
 - O reducir olefinas 1.5% vol (efecto más alto arriba de 12% vol de olefinas),
 - O Reducir la PVR 1.0 psi (sólo en verano)
- Para compensar el incremento en emisiones VOC de 2.5% vol más de aromáticos.
 - Reducir la PVR por 0.02 psi,
 - O reducir el azufre alrededor de 40 ppm

Si estas medidas no son suficientes para compensar las emisiones de aromáticos, el siguiente paso es reducir directamente los aromáticos, eliminando la nafta pesada de FCC del pool de gasolina.

J) SATISFACER LA DEMANDA DE HIDROGENO

El manejo de hidrógeno es un producto crítico de las refinerías como un resultado de las regulaciones.

El problema proviene de la disminución de la producción de hidrógeno, cuando al mismo tiempo, la demanda de hidrógeno se incrementa.

La producción de hidrógeno de la reformadora disminuye principalmente como un resultado de la baja severidad de ésta. Cuando los oxigenantes se adicionan al pool de gasolina, se requiere menos octano de la reformadora, y la severidad de ésta disminuye. Otra razón por la que la producción de hidrógeno disminuye se debe a la reducción de la carga a reformación resultante de la eliminación de precursores de la formación del benceno o por la reducción del punto final de ebullición de la nafta. El desbalance del hidrógeno, se debe también al aumento del consumo de hidrógeno para satisfacer las especificaciones del benceno, a la reducción de la T90 de la nafta FCC, y por tener que satisfacer los requerimientos del diesel.

El efecto global de la baja producción de hidrógeno acompañada con aumento en la demanda de hidrógeno, puede significar un déficit de 1 a 2 MM ft³/día estándar de hidrógeno por cada 10,000 bls/día de la capacidad del crudo refinado. Las soluciones a éste desbalance de hidrógeno dependen de la configuración de cada refinería. La reformadora continúa siendo la fuente de hidrógeno menos cara en la refinería; y como un resultado de las regulaciones, el objetivo de la operación de la reformadora puede cambiar de ser una productora de octano a una productora de hidrógeno. La reducción en la severidad de la reformadora reduce la producción de hidrógeno pero también

proporciona una forma para obtener hidrógeno. Severidades de reformación más bajas reducen la desactivación del catalizador lo cual permite una disminución en la presión de operación que no es práctica para las severidades de la pre-reformulación de gasolinas. La operación de la reformadora a baja presión incrementa la producción de hidrógeno.

Por otra parte, la presión del reactor de reformación puede mejorar significativamente el balance de hidrógeno de la refinería. Por ejemplo, bajando la presión de la reformadora de 300 a 50 psi incrementa la producción de hidrógeno en más de 400 ft³ estándar por barril, o de 8 a 11 MM ft³/día estándar en una refinería con capacidad nominal de 100,000 bls/día. Además, una presión reducida de operación del reformador proporciona un alto rendimiento de reformado y baja el contenido de benceno del mismo.

Otras maneras de recuperar el déficit de hidrógeno serían:

Una de las más obvias es la de construir o expandir una planta de hidrógeno. Sin embargo, debido a que esas plantas pueden ser costosas y puede incrementar las emisiones de la refinería, por lo que se hace necesario observar las corrientes no tradicionales que contienen hidrógeno para proporcionar en forma suplementaria, el hidrógeno disponible de las fuentes tradicionales. La hidrodésintegración e hidrotratamiento del gas de chimenea y del gas seco

provenientes de FCC, pueden considerarse como nuevas fuentes potenciales de hidrógeno. Otras aplicaciones como adsorción, las criogénicas y las tecnologías de membrana para recuperar hidrógeno de esas corrientes, podrían también ser económicamente atractivas para la elaboración de la Gasolina Reformulada. Lo mismo podría suceder con tecnologías, tales como la deshidrogenación del LPG o la producción de aromáticos del LPG; los cuales son también excelentes fuentes de producción de hidrógeno.

CAPITULO 4

ALTERNATIVAS ESTRATEGICAS

4.1 Planeación Estratégica

La planeación estratégica, se refiere a la utilización del conocimiento y capacidad del ser humano para diseñar el futuro deseado, indispensable cuando se pretende involucrar a un conjunto de decisiones que corresponden a las características de una MISIÓN, y la interrelación de ésta con los OBJETIVOS y METAS que se pretenden alcanzar dentro de una organización.

Esta definición se ha ido adecuando, modificando y reestructurando para enfocarla hacia el entorno de las organizaciones de forma tal de utilizar el paradigma que proporciona la Teoría de sistemas: el ser, el hacer y el devenir, dando lugar a tres polos que se insertan en el conocimiento de un objeto bajo estudio: su definición funcional; su definición ontológica o analítica y su definición genética. Existe por ello una relación circular entre estos tres aspectos básicos de los sistemas: las estructuras cambian un instante cuando éstas se encuentran en funcionamiento, pero cuando el cambio es tan grande que es necesariamente irreversible, entonces un nuevo proceso se desarrolla, dando lugar a una nueva estructura, alcanzando con ello uno de los principios básicos de la planeación estratégica.

La planeación estratégica es un proceso de toma de decisiones, sobre los objetivos más importantes de una organización y las políticas y estrategias que gobernarán la adquisición, uso y disposición de sus recursos, para

alcanzar los objetivos considerados en su misión a través de metas predefinidas.

La planeación estratégica es un conjunto de decisiones que involucran a la organización de una empresa dentro del contexto de un horizonte de largo plazo y que le proporciona herramientas para controlar los disturbios que le presenta el medio ambiente para que pueda prevenirlos con el fin de alcanzar los estados futuros (misión, objetivos y metas) que dicha empresa quiere alcanzar.

La toma de decisiones, no es solamente una operación de análisis y predicción, es el conjunto de acciones que hay que desarrollar en el presente a la luz de un futuro deseado.

El estado de una empresa, debe considerarse como un vector, donde cada uno de sus componentes puede ser uno de sus posibles valores en una de sus varias dimensiones factibles.

La estrategia es una conducta y una trayectoria que debe seguirse para convertirse en el ANTI-AZAR y es un plan unificado comprensible e integrado, para asegurar los objetivos básicos, metas y resultados, que la empresa pretende alcanzar.

De esta manera:

1. Las METAS son aquellos fines que se esperan alcanzar dentro de periodo de tiempo que se representa por el horizonte de planeación(H:P)

2. Los OBJETIVOS, son aquellos fines que pudieran no alcanzarse durante H.P., pero que se esperan alcanzar y hacia los cuales se piensa que el PROGRESO es posible en el marco del H.P.

Considerando las definiciones anteriores, la planeación estratégica se tipifica por:

- a) Una atención más deliberada a la selección de finalidades hacia las cuales, la acción que habrá de planearse estará dirigida en conjunto con un esfuerzo para mejorarla a través de una mejor percepción de aquella.
- b) Una comparación más avanzada y formal de los medios, utilizando los criterios derivados de los fines seleccionados.
- c) Una observación más adecuada de los resultados incluyendo un sistema para llevar a cabo la evidencia del progreso hacia metas específicas.
- d) Una movilización de la Ciencia y Tecnología o de cualquier otro conocimiento especializado, en un marco de información y toma de decisiones.
- e) Un énfasis en la información anterior a la predicción y luego a la persuasión, más que sobre un poder coercitivo y autoritario.
- f) Un incremento en la capacidad de combinar esfuerzos en varias líneas de acción simultáneas; sobre una, otra.
- g) Un marco conceptual lógico de una generalidad creciente que se compromete más con los objetivos fundamentales que es necesario alcanzar.

Para cumplir con los siete postulados anteriores, cinco son al menos las fases de la planeación estratégica.

1. Formular el sistema de riesgos y oportunidades que encara la organización.
2. Especificar los fines perseguidos que representan los objetivos de la planeación para diseñar el futuro deseado.
3. Seleccionar o crear medios de que se servirá la planeación para alcanzar los fines. Estos representan las diferentes trayectorias para aproximarse al futuro deseado.
4. Determinar los recursos que se requerirán y tratar de obtenerlos cuando no estén disponibles, representando así, la planeación de los recursos.
5. Diseñar la implantación y control de las acciones estratégicas formuladas dentro del plan.

4.1.1 La importancia de los pronósticos sobre cambios tecnológicos y la planeación estratégica en la estructura organizacional.

Debido a que tanto los pronósticos sobre cambios tecnológicos y la planeación estratégica, se refieren por si mismos a través de su rol para entender el futuro, es importante integrarlos dentro de la organización. Así podemos definir los principales postulados holísticos, para la planeación estratégica dentro de una organización:

"Si cada parte del sistema, considerada separadamente, se pretende que opere tan eficientemente como sea posible, el sistema, considerando como un TODO, NO OPERARÁ TAN EFICIENTEMENTE, como puede ser posible".

Con ello, los principios holísticos de Coordinación e Integración de la planeación estratégica establecen que:

"...ninguna parte del sistema puede planearse en forma efectiva si ésta se planea independientemente de otra que se encuentra en su mismo nivel..."

"...la planeación efectuada a cualquier nivel de un sistema, no puede ser tan efectiva como la planeación llevada a cabo independientemente a todos los niveles..."

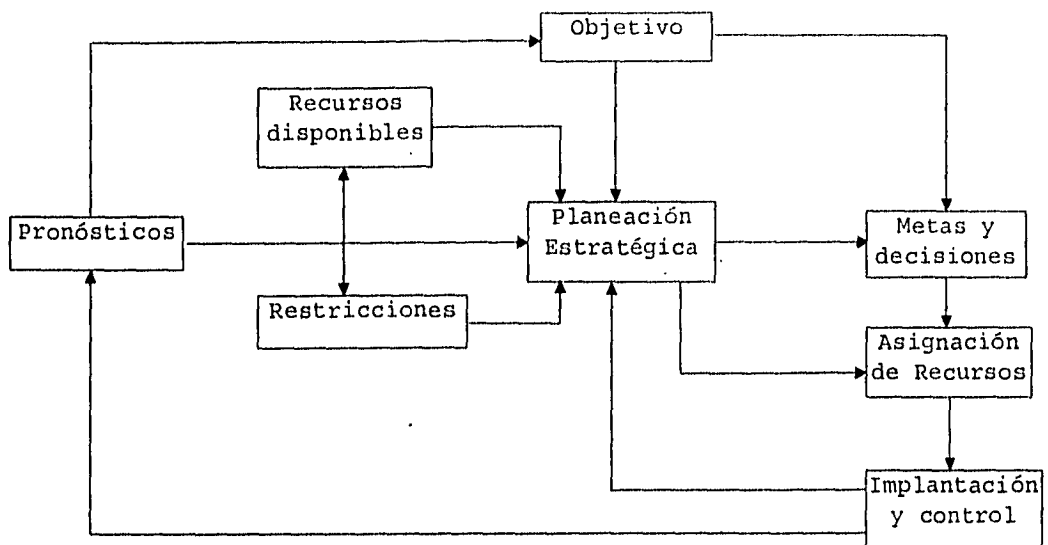
"Toda parte de un sistema debe planearse simultáneamente e interdependientemente".

"Entre más partes del sistema y de los niveles de éste, se planeen simultáneamente e interdependientemente, el resultado de planeación será mejor..."

Aunque la presente tesis no tiene como fin explicar y/o destacar la importancia de la planeación estratégica, a continuación proporcionaremos las razones por las cuales el binomio planeación-pronóstico del cambio tecnológico, ayuda a la mejor toma de decisiones de una organización.

1. Enfoca la atención tanto para preguntarse como para responderse acciones importantes para la empresa.
2. Introduce un conjunto de fuerzas y herramientas que guían la toma de decisiones, en la empresa:
 - Simulando el futuro.
 - Utilizando un enfoque por los sistemas.
 - Forzando y clasificando las oportunidades futuras y los riesgos involucrados.
 - Proporcionando un marco uniforme de toma de decisiones a través de la empresa.
 - Ayudando a medir el comportamiento de la empresa.
 - Ligando un conjunto de funciones de la administración.
 - Llevando acciones estratégicas a los niveles superiores de la organización.
3. Proporcionan un conjunto de beneficios a la empresa estableciendo canales de comunicación y un sentido de participación.

Lo anterior puede escribirse mediante el siguiente diagrama:



En una organización, la capacidad de planear y tomar decisiones se relaciona con:

- 1) Estimar la situación de la empresa y su medio ambiente.
- 2) Determinar la capacidad de producción disponible.
- 3) Pronosticar la capacidad requerida.
- 4) Desarrollar planes alternativos para alcanzar la capacidad requerida.
- 5) Realizar análisis financieros cuantificados.
- 6) Analizar los aspectos cuantitativos de cada alternativa.
- 7) Pronosticar los resultados de cada alternativa.
- 8) Seleccionar una alternativa específica.
- 9) Implantar la alternativa seleccionada.
- 10) Realizar una auditoría y examinar los resultados.

4.2 Alternativas estratégicas

4.2.1 Descripción del problema

Para la presente tesis, hemos utilizado la filosofía que enmarca la misión de Pemex-Refinación de acuerdo a la referencia (34).

Tal y como ya se ha expresado anteriormente, en la década de los noventa, la industria de la refinación del petróleo se enfrentará con nuevos retos tecnológicos y económicos. Las nuevas reglamentaciones en materia ecológica que serán examinadas en el capítulo 7, requerirán productos con especificaciones cada vez más rigurosas de calidad.

La obtención de productos a partir de crudos pesados requerirá de mayor grado de conversión que debe llevar asociada una elevada calidad. Por ello será necesario adicionar plantas de proceso con nuevas tecnologías para la conversión de residuales destilados, lo cual se espera, tendrá un impacto considerable sobre el equipo de procesamiento y en general sobre la seguridad global de la refinería.

En el último Congreso del Consejo Mundial de la Energía, se analizó la eficiencia energética en varias regiones y países del mundo en el marco de su mejora utilizando tecnologías avanzadas(36). Los factores que afectan la intensidad energética en la industria de la refinación fue analizada distinguiéndose los que corresponden a la complejidad de las refinerías, el tipo de tecnología y

el proceso usado, así como el tipo de carga que se procesa. Para nuestro caso, es necesario poner de relieve que la producción de gasolina reformulada de alto octano es mucho más intensiva en energía que la producción de combustóleo.

Algunas tecnologías y prácticas para hacer un uso más eficiente de la energía son entre otros:

- Precalentamiento de crudo en etapas.
- Bombas mecánicas de vacío, recalentadores y condensadores intermedios en los procesos.
- Coquización fluidizada para gasificación, recuperación de potencia en las turbinas del proceso FCC, unidades para hidrodessintegrar residuos pesados de las recirculaciones.
- Mejora de los catalizadores, principalmente en el proceso de reformación.

4.2.2 Alternativas de procesamiento de crudos pesados

Debido a las oportunidades de inversión que contemplen un procesamiento mayor para el crudo Maya, se consideran las alternativas a utilizar los actuales procesos convencionales con alta conversión de residuales a destilados ("fondos de barril").

Las limitaciones actuales para el procesamiento del crudo Maya en Pemex-Refinación esta restringida por:

- a) Condiciones operativas
 - Diseño y capacidad de las plantas de proceso
 - Balance de energía.
- b) Condiciones de calidad
 - especificaciones de los productos
- c) Condiciones económicas
 - Balance en la obtención de los productos petrolíferos
 - Mayores costos de operación e impactos en los márgenes de utilidad.

Los procesos convencionales ofrecen poca flexibilidad ante cambios en la estructura de la demanda los cuales presentan generalmente, menor rentabilidad por el bajo valor agregado a sus productos.

Por su parte, los procesos de "fondos de barril" satisfacen un mercado de productos destilados más ligeros y en donde existe la flexibilidad para ajustarse a cambios en la estructura de la demanda y para aprovechar ventajas económicas asociadas a diferentes composiciones de la materia prima. Sin embargo, dichos procesos requieren niveles de inversión superiores a los requeridos por los procesos convencionales. Actualmente el aprovechamiento de un crudo Maya es en promedio en el sistema nacional de refinación de 33%. Las refinerías que actualmente se encuentran en operación procesan este crudo en el porcentaje que a continuación se describe:

<u>Refinería</u>	<u>Porcentaje</u>
Cadereyta	40
Madero	43
Salina Cruz	32
Minatitlán	30
Tula	35
Salamanca	23

Ante las ventajas y desventajas que presenta el contar con instalaciones que procesen altos porcentajes de crudo Maya es necesario determinar la factibilidad económica asociada a cada una de las posibles alternativas. Esto sin embargo, no puede realizarse simplemente con la técnica de

Evaluación de Proyectos ya que la refinería a la cual se le asigne la estrategia de procesar más crudo Maya debe observarse como un sistema global, para lo cual la utilización de herramientas de modelación matemática es el paso previo para tomar mejores decisiones. El utilizar sólo a la Ingeniería de Proyectos y consecuentemente su evaluación no garantizarán la optimalidad en la operación de la refinería y pueden llevar a tomar decisiones inadecuadas.

Para la refinería de Salamanca, se ha realizado el estudio "Refinery Debottlenecking Study", conjuntamente con el IMP y la Compañía Fluor Daniel (4) ya descrito en el capítulo 3.

Este proyecto será la base de una de las alternativas que serán analizadas integralmente modelando los diferentes proyectos de recomposición de la Refinería de Salamanca con herramientas de programación matemática, principalmente Programación Lineal (PL).

En general las alternativas tecnológicas para mejorar el aprovechamiento de residuales teniendo como materia prima crudos pesados contiene las siguientes ventajas y desventajas:

Inversiones realizadas al proceso del crudo Maya

Ventajas	Desventajas
<ul style="list-style-type: none"> • Disponibilidad Nacional de Crudo Maya • Incremento de margen de utilidad diferencial de precios del mercado entre crudos ligeros y pesados. 	<ul style="list-style-type: none"> • Menor rendimiento de productos destilados en esquema de proceso convencional • Mayor inversión para lograr esquema de "fondo de barril" al aumentar la complejidad de la refinería.

Por su parte las alternativas tecnológicas para ello, ya han sido descritas en el capítulo 2 y serán discutidas también, por lo que se refiere al mezclado de componentes, para el caso de la gasolina, en el capítulo 7.

No obstante la configuración de las nuevas instalaciones para incrementar el procesamiento de crudo Maya debe ser equilibrada entre la demanda y producción de destilados residuales, por lo que las instalaciones que se propongan para incrementar el proceso del crudo Maya deberán considerar las especificaciones de los productos, las reglamentaciones ambientales y la conservación y uso eficiente de la energía.

Por lo tanto la decisión de realizar inversiones para procesar altos contenidos de crudo Maya deberá basarse en una adecuada planeación estratégica integral y no solamente en sus aspectos técnico-económicos sin llegar a una optimización deseable en su conjunto.

4.2.3 Alternativas estratégicas para la recomposición de la Refinería de Salamanca

a) Tomando en consideración el estudio referido en el capítulo 3, la estructura de la refinería tendría que procesar:

Procesamiento de crudos en la Refinería de Salamanca

	% Volumen Actual
Crudo "Mezcla"	70.83
Maya	31.73
Istmo	22.17
Despuntado (Cangrejera)	15.74
Pentanos + Nafta Ligera (Cangrejera, Cactus y Nuevo Pemex)	1.19
Crudo "Pozoleo"	29.17
Pozoleo	15.34
Olmeca	12.25
Despuntado (a lubricantes)	0.76
Gasolina P. Rica	0.64
Crudo Papaloapan	0.18
Total	100.0

	% Volumen Planeada
Crudo "Mezcla" (sin crudo maya)	34.69
Pozoleo	29.17
Maya (con incremento)	36.14
Total	100.00

* Crudo "Mezcla". En el capítulo 2 se describe su constitución.

Sin embargo, la principal característica de esta alternativa es la adición y recomposición ("Revamps") de varias unidades de proceso, según el caso número 3 del estudio de referencia (4).

Unidad	Cap. Actual	Cap. Futura	Nuevas
Planta Primaria No. 3 (AS)	110,000	143,000	----
Planta Desint. Cat. (FCC)	40,000	56,000	----
Desulf. Residuos de Vacío	----	----	30,000
Coquización Retardada	----	----	35,768
Hidrotrat. carga a FCC	----	----	62,222
Hidrotrat. Kerosina	----	----	27,221
Hidrotrat. Diesel	----	----	29,663
Hidrotrat. C ₁ selectiva	----	----	11,654
Planta MTBE	----	----	1,114
Planta de Alquilación	----	----	10,344
Planta de Isomerización	----	----	3,255
Planta Repasadora Naftas	14,000	16,700	----
Hidrotrat. de Naftas 1	8,000	8,907	----
Hidrotrat. de Naftas 2	25,000	27,500	----
Reformadora I	8,000	8,798	----
Reformadora II	16,800	18,480	----

4.2.4 Alternativa de maximización de gasolinas

Para resolver esta estrategia se utilizaron tanto las mismas plantas propuestas para "revamps", como las nuevas unidades dadas en la alternativa antes mencionada. La composición de entrada de los crudos quedó como sigue:

Crudos alimentados	(B/D)	%
Pozoleo	70,000	29.2
Mezcla (sin Maya)	110,967	46.2
Maya en Mezcla	39,912	16.6
Maya (incremento)	19,188	8.0
Total		100.0

La alternativa consiste entonces en conmutar la proporción de crudo maya que esté disponible para la refinería. En esta alternativa se aumentó la disponibilidad de crudo maya de 39,100 a 59,100 bls/día, 51% de incremento respecto del caso anterior. Sin embargo, de esta disponibilidad, la solución de la presente alternativa deberá mostrar alimentaciones de crudo maya que maximicen el valor de la función objetivo, con la también máxima relación gasolina/crudo total procesado.

4.3 Herramientas para resolver alternativas estratégicas

4.3.1 Planteamiento por medio de la programación lineal (PL)

Un modelo de PL, proporciona un método eficiente para determinar una decisión óptima, (una estrategia óptima, un plan óptimo y un programa de producción) escogida de una gran número de decisiones posibles. La decisión óptima es la que satisface un objetivo de administración, sujeto a varias restricciones.

Por ejemplo, una decisión óptima podría ser la decisión que produzca el más alto o máxima utilidad o el más bajo o mínimo costo.

Los requerimientos para construir un modelo de PL son:

1. Función Objetivo. Debe haber un objetivo (o meta o blanco) que la firma desea alcanzar. Por ejemplo maximizar

utilidades, minimizar costos, maximizar capacidades, minimizar tiempo total, etc.

2.Decisiones. Debe haber cursos alternativos de acción y decisiones, uno de los cuales permite alcanzar el objetivo.

3.Restricciones. Son ecuaciones o inecuaciones que acotan el valor del objetivo y corresponden a:

- Restricciones que comprenden a las especificaciones de calidad de los productos.

- Restricciones de capacidad que comprenden a la capacidad de operación de los procesos.

- Balance de materia

4.La función objetivo y las restricciones son lineales.

Debemos estar en la capacidad de expresar las decisiones del problema, incorporándolas a la función objetivo y a las restricciones sobre decisiones, usando solamente ecuaciones lineales o desigualdades lineales. Es decir debemos estar en capacidad de formular el problema como un modelo de programación lineal.

Soluciones a los modelos de PL

Una solución gráfica para un problema de tres o menos dimensiones es efectiva para entender mejor la estructura de los modelos de PL,. Los gráficos sirven como ayuda para el entendimiento de la solución óptima de los modelos de PL.

Procedimiento gráfico -Maximización

1.Representar gráficamente las restricciones del problema de PL.

2. Ubicar todos los puntos de intersección de la gráfica.
3. Probar todos los puntos de intersección para observar cuál aporta el máximo beneficio.

Procedimiento gráfico -Minimización

1. Representar gráficamente las restricciones del problema de PL.
2. Ubicar todos los puntos de intersección de la gráfica.
3. Probar todos los vértices para analizar cuál aporta el mínimo costo total.

Características de los problemas de programación lineal

Las propiedades básicas de un problema de PL son:

PROPORCIONALIDAD.- En un modelo de PL la función objetivo y cada restricción de las variables de decisión tienen que ser lineales. Es decir, el indicador de eficiencia (utilidad o costo) en la función objetivo y la cantidad de cada recurso usado tienen que ser proporcionales, al valor de cada variable de decisión considerada individualmente.

ADITIVIDAD.- En un modelo de PL es necesario que cada variable sea "aditiva" respecto a la utilidad (o costo) y a la cantidad de recursos usados.

DIVISIBILIDAD.- Para muchos de los problemas propios de los negocios es muy frecuente el caso de que las variables de decisión puedan tener significado físico solamente si tienen valores enteros. Por lo tanto, otra limitación de la PL es que para obtener una solución óptima los niveles fraccionarios de las variables de decisión, tienen que ser descontados.

OPTIMALIDAD.- En un problema de PL una solución de máxima utilidad o mínimo costo siempre ocurre en uno de los vértices del conjunto de soluciones factibles.

Posiblemente la PL sea una de las técnicas que han encontrado mayores aplicaciones para encontrar la mejor alternativa respecto de la planeación estratégica en la Industria de la Refinación.

Metodología de la PL

Un problema de PL se dice estar formulado en su forma estándar si se requieren encontrar los valores de un vector:

$x = (x_1, \dots, x_n)$, que maximiza la función objetivo

$$Z = C'X$$

sujeta a las restricciones (saq):

$$Ax \leq b$$

$$x \geq 0$$

donde A: m.n

 C, x: n.1

 b: m.1

al introducir "m" variables de holgura : X_{n+1}, \dots, X_{n+m} se obtiene

$$\text{Max: } Z = C'X \quad (1)$$

saq

$$\begin{array}{ll} Ax = b & A: m \cdot (m + n) \\ x \geq 0 & C, x: (n + m) \cdot 1 \end{array} \quad (2), (3)$$

se llama solución de base al proceso de seleccionar $n-m$ variables de las n variables originales para igualar a cero y resolver los siguientes m variables restantes. Si los valores de las variables "basicas" no violan las restricciones y además son no-negativas, la solución es llamada factible:

Suponiendo sin pérdida de generalidad, que el problema es factible y que toda solución factible es NO degenerada (es decir cuyo valor en la base sea diferente de cero), se puede definir una partición del vector x en dos subvectores, uno correspondiente a la base (x_B) y el otro no correspondiendo a la base x_N .

Sea la partición de la matriz A en (2), B y N

$$\begin{array}{l} X \\ (m+n.1) \end{array} = \begin{array}{ll} [X_B & X_N] \\ (m.1) & (n.1) \end{array}$$

$$\begin{array}{l} A \\ (m.m+n) \end{array} = \begin{array}{ll} [B & N] \\ (m.m) & (m.n) \end{array}$$

$$\begin{array}{l} C \\ (m+n.1) \end{array} = \begin{array}{ll} [C_B & C_N] \\ (m.1) & (n.1) \end{array}$$

la restricción 2 es:

$$BX_B + NX_N = b$$

$$X_B = -B^{-1}NX_N + B^{-1}b \quad (4)$$

B, no singular. También la función objetivo se reduce a:

$$\lambda = C'_B X_B + C'_N C_N = (C'_N - C'_B B^{-1}N)X_N + C'_B B^{-1}b \quad (5)$$

la base particular a tomar en X_B es la base óptima si y sólomente si:

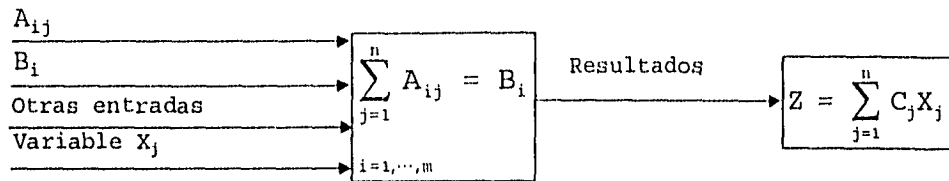
$$C'_N + C'_B B^{-1}N \leq 0 \quad (6)$$

si la condición (6) no se satisface es posible incrementar o mantener la ganancia Z en (5), tomando una "actividad" del conjunto de "actividades" X_N la cual sea más (o igualmente) rentable en el margen que cualquier otra actividad del conjunto X_B .

Llamemos $C'_B B^{-1}N = Z'_N$ y $C'_N - Z'_N = \Delta'_n$, la condición de optimalidad (6), se puede expresar como

$$\Delta'_n = C'_N - Z'_N \leq 0 \quad (7)$$

la siguiente figura ilustra la forma en que se puede encontrar la información con P.L.



En el mezclado óptimo de componentes, el problema se puede escribir:

Sea X_{ij} la cantidad del componente y en la mezcla j , $X_{ij} = 0$; disponibilidad de los componentes:

$$\sum_i X_{ij} \leq S_i$$

Restricciones de demanda:

$$\sum_i X_{ij} \geq D_j$$

Restricciones de calidad:

$$\frac{a_i X_{ij}}{\sum X_i} \leq r; \quad \frac{a_i X_{ij}}{\sum X_i} \geq r$$

Función Objetivo:

$$\text{Max: } Z = \sum_i \sum_j P_{ij} X_{ij}$$

donde P_{ij} es el margen bruto unitario.

Método Simplex

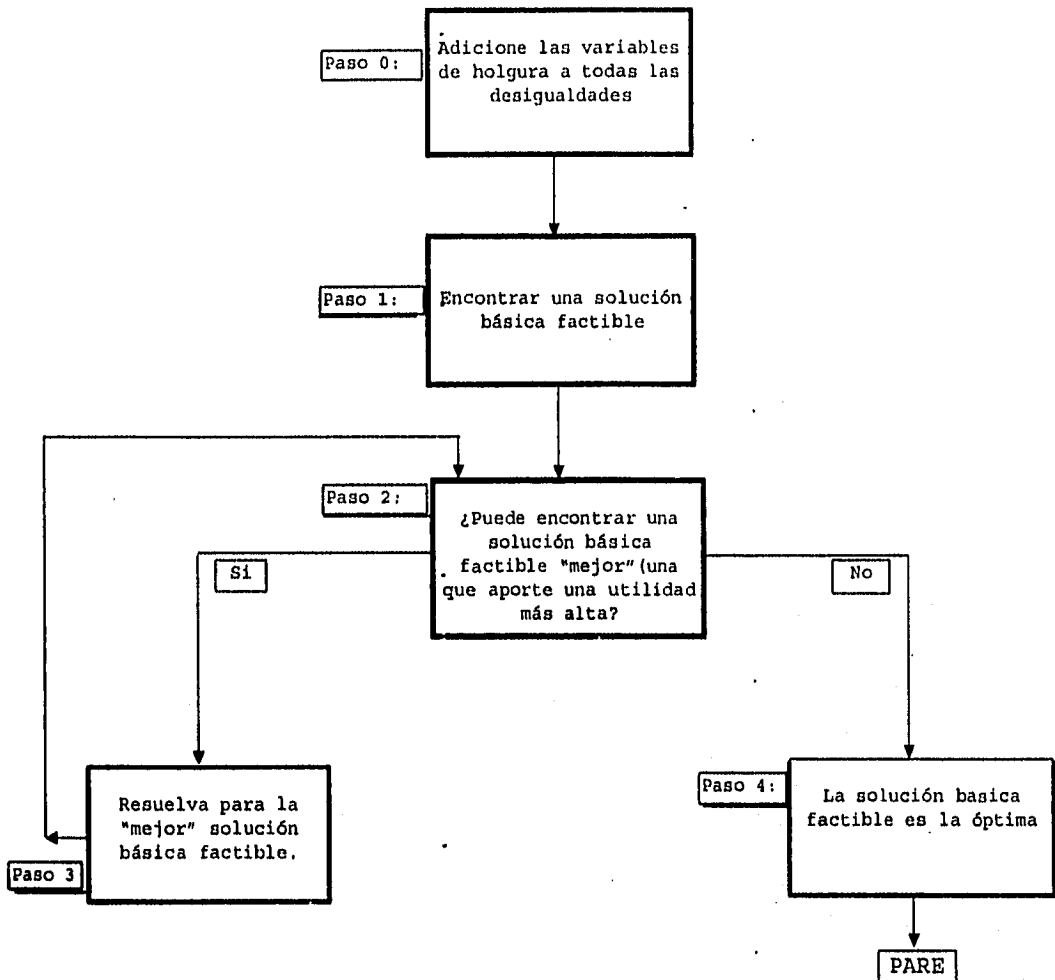
Algunos problemas propios de los negocios que son formulados como problemas de PL, sólo es capaz de encontrar una solución óptima si los problemas tenían dos o más variables de decisión. El método simplex, puede resolver problemas de PL con un gran número de variables y restricciones.

Con el procedimiento gráfico, el método simplex encuentra la solución óptima (mínimo costo o máximo beneficio) en uno de los vértices del conjunto de soluciones factibles. Es decir, haciendo caso omiso del número de variables de decisión y restricciones, el método simplex usa la propiedad clave de un problema de PL, la cual es :

"Un problema de PL siempre tiene una solución que está localizada en uno de los vértices del conjunto de soluciones factibles".

El método simplex es un procedimiento sistemático y eficiente para encontrar y probar soluciones situadas en los vértices de optimalidad. El método simplex para (o termina) una vez se haya encontrado la solución óptima.

Los pasos del método simplex para resolver un problema de PL se ilustra en la siguiente figura.



Otros conceptos usados en Programación Lineal.

Programación Dual.-

A cada problema de programación lineal se le asocia otro problema de programación lineal, llamado el problema de programación dual.

La solución óptima del problema dual proporciona los precios en el mercado o los beneficios de los recursos escasos asignados en el problema original.

La solución óptima del problema dual aporta la solución óptima del problema original y viceversa.

Valor marginal. Es el precio de incrementar en una unidad una restricción que esté en el límite, debido al cambio en la función objetivo.

Para una restricción que no está en el límite el valor marginal es cero.

Precio sombra. Es el valor marginal de una restricción que acota a una sola variable.

Holgura. Nos dice que tanto puede cambiar una restricción sin afectar la solución óptima.

Para una restricción que está en el límite la holgura es cero.

CAPÍTULO 5

ESTRUCTURACION DE ECUACIONES

5.1. ESTRUCTURACION DE ECUACIONES

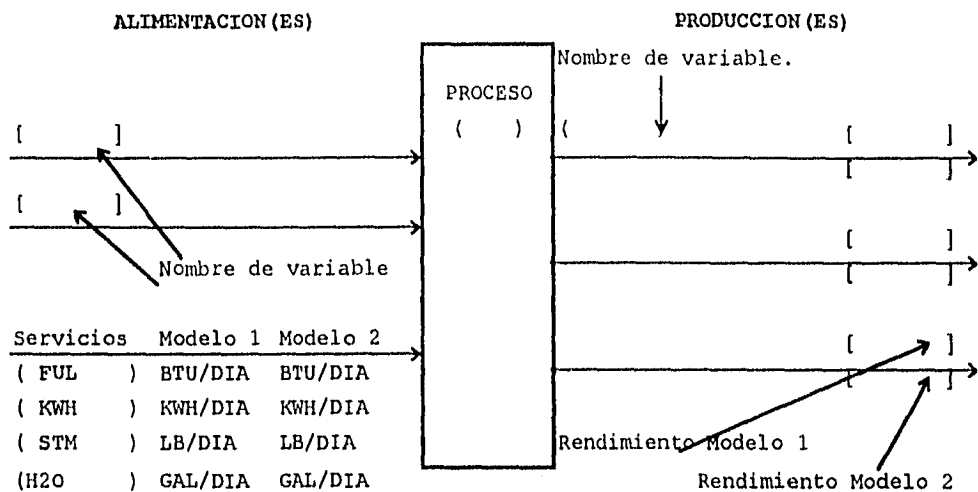
El objetivo de este capítulo es el de modelar los sistemas que componen a la Refinería.

Dada la complejidad de la Refinería se han utilizado bloques en donde se explica el significado del proceso y las plantas que se hallen representadas. Asimismo se observan las corrientes de entrada y de salida en cada bloque y en su caso las necesidades de servicios. Por último se representan en cada caso las ecuaciones e inecuaciones que representen la forma en que matemáticamente se han modelado las plantas, equipos y corrientes incluyendo las restricciones de capacidad y los balances de materia y energía.

Para homogeneizar la presentación, cada bloque, cuando esto es necesario contendrá la información exógena al modelo tales rendimientos, necesidades de servicios desglosados en combustibles, electricidad, vapor, agua de proceso, etc.

Al término del capítulo 4 se encuentra el desarrollo teórico y la metodología para resolver un modelo de programación matemática lineal, basada principalmente en el Método Simplex de Optimización de una Función Objetivo, sujeta a restricciones lineales.

La presentación genérica de los bloques, tiene la siguiente estructura lógica:



Ecuaciones:

= 0 Balance de materia (en peso) o de energía (en unidades de energía, BTU).

≤ Capacidad Restricciones de capacidad.

≥ Demandas Restricciones de demanda.

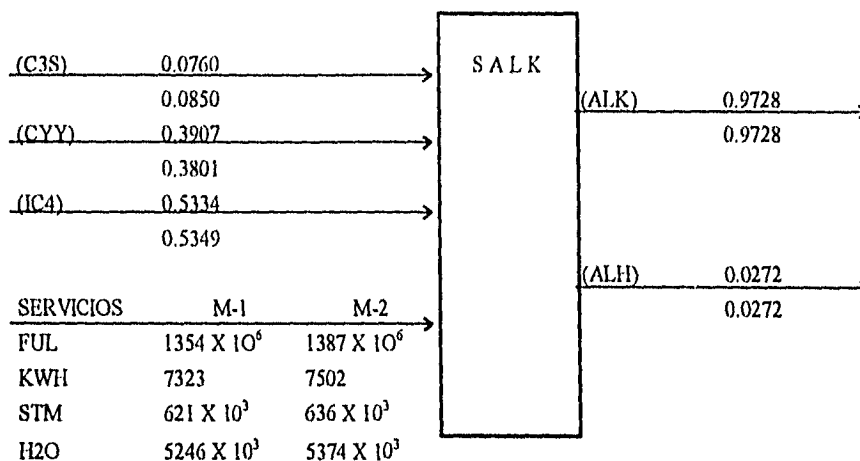
≥ Calidad Restricciones de calidad de productos.

NOTA: Los rendimientos al modelo 1 se refieren a la estructura modificada de Refinería o sea, con nuevas plantas y con la alimentación de crudo normal (Mezcla + Pozóleo).

Los rendimientos al modelo 2 se refiere a la misma estructura pero con alimentación de crudo de Mezcla + Pozóleo + Maya.

Ejemplo:

PLANTA DE ALQUILACION



La ecuación SALK quedaría así:

Modelo 1

$$\begin{aligned} &0.0760 \frac{\text{ton_carga}}{\text{ton_propileno}} * C3S(\text{ton_propileno}) + 0.3907 \frac{\text{ton_carga}}{\text{ton_Nbutileno}} * \\ &CYY(\text{ton_Nbutileno}) + 0.5334 \frac{\text{ton_carga}}{\text{ton_Ibutano}} * IC4(\text{ton_Ibutano}) + \\ &0.2345 \frac{\text{ton_carga}}{10^6_BTU} * FUL_{SALK} (10^6_btu) + 0.0434 \frac{\text{ton_carga}}{WKH} * KWH_{SALK} (KWH) + \\ &0.511 \frac{\text{ton_carga}}{10^3_LB} * STM_{SALK} (10^3_LB) + 0.0605 \frac{\text{ton_carga}}{10^3_GAL} * H2O_{SALK} (10^3_GAL) - \\ &1.028 \frac{\text{ton_carga}}{\text{ton_alquilado}} * ALK(\text{ton_alquilado}) - 36.765 \frac{\text{ton_carga}}{\text{ton_alquil_pes}} * \\ &ALH(\text{ton_alquil_pes}) \leq 1101 \text{ton_carga} \end{aligned}$$

Pero para simplificar la ecuación quedará de la siguiente forma y que será válida para todos los subsistemas:

Modelo 1

$$\begin{aligned} &0.0760 * C3S + 0.3907 * CYY + 0.5334 * IC4 + 0.2345 * FUL_{SALK} \\ &+ 0.0434 * KWH_{SALK} + 0.511 * STM_{SALK} + 0.0605 * H2O_{SALK} - 1.028 * ALK \\ &- 36.765 * ALH \leq 1101 \end{aligned}$$

Modelo 2

$$\begin{aligned} &0.0850 * C3S + 0.3801 * CYY + 0.5349 * IC4 + 0.2378 * FUL_{SALK} \\ &+ 0.0444 * KWH_{SALK} + 0.5187 * STM_{SALK} + 0.0614 * H2O_{SALK} - 1.028 * ALK \\ &- 36.765 * ALH \leq 1113 \end{aligned}$$

Cada bloque se acompañara con una descripción breve de las plantas que corresponden y que, según sea el caso se encuentran agrupadas en el mismo.

Debido a la complejidad de la nomenclatura, a continuación se proporciona la interpretación que debe darse

Debido a la complejidad de la nomenclatura, a continuación se proporciona la interpretación que debe darse a los acrónimos para interpretar el nombre real de la variable.

Nombre de la restricción: "S=" Unidad de proceso, inmediatamente podrán aparecer dos caracteres alfanuméricos, por ejemplo CR= crudo y un carácter numérico "1"; así SCR1, representa el subsistema de la unidad de crudo número 1, o bien pueden aparecer los tres caracteres alfanuméricos después de la restricción como por ejemplo SREF que representa una unidad de Reformación de Naftas.

Nombre de las variables y de los lados derechos, tienen un máximo de cuatro caracteres alfanuméricos y su interpretación se deduce fácilmente de sus tres primeras letras para aquellos que están familiarizados con el proceso en cuestión.

En el anexo I se proporciona una lista de los acrónimos con sus significados.

A continuación en la tabla 5.1 muestra las caracterizaciones de los crudos y de los cortes obtenidos de las pruebas de laboratorio de la Refinería tipo ASTM.

CARACTERISTICAS DE LOS CRUDOS			
	GRAVEDAD ESPECIFICA	0.866895406	0.872897489
	GRADO API	31.72615047	30.6038
	TEXTO	MEZ	POZ
NC1	METANO	0.000	0.000
NC2	ETANO	0.000	0.000
NC3	PROPANO	0.000	0.000
IC4	ISOBUTANO	0.000	0.000
NC4	BUTANO NORMAL	0.002	0.000
LN1	C5-160 NAFTA LIG.	0.070	0.041
MN1	160-350 NAFTA INTERM.	0.128	0.100
HN1	350-400 NAFTA PES.	0.047	0.040
LD1	400-525 DESTILADO LIG.	0.134	0.110
HD1	525-600 DESTILADO PES.	0.064	0.077
GA1	600-650 GASOLEO PES.	0.053	0.041
AR1	RESIDUO ATMOSFERICO	0.502	0.592
LV1	650-850 GOL VACIO	0.140	0.185
HV1	850-1000 GOP VACIO	0.107	0.081
VR1	1000+ RESIDUO DE VACIO	0.255	0.326
*			
NC1	TEMPERATURA DE CORTE	-258.700	-258.700
NC2	TEMPERATURA DE CORTE	-127.400	-127.400
NC3	TEMPERATURA DE CORTE	-43.730	-43.730
IC4	TEMPERATURA DE CORTE	10.740	10.740
NC4	TEMPERATURA DE CORTE	55.000	55.000
LN1	TEMPERATURA DE CORTE	160.000	160.000
MN1	TEMPERATURA DE CORTE	350.000	350.000
HN1	TEMPERATURA DE CORTE	400.000	400.000
LD1	TEMPERATURA DE CORTE	525.000	525.000
HD1	TEMPERATURA DE CORTE	600.000	600.000
GA1	TEMPERATURA DE CORTE	650.000	650.000
LV1	TEMPERATURA DE CORTE	850.000	850.000
HV1	TEMPERATURA DE CORTE	1000.000	900.000
VR1	TEMPERATURA DE CORTE	1178.000	1121.000
NC1	GRAVEDAD ESPECIFICA	0.300	0.300
NC2	GRAVEDAD ESPECIFICA	0.356	0.356
NC3	GRAVEDAD ESPECIFICA	0.508	0.508
IC4	GRAVEDAD ESPECIFICA	0.563	0.563
NC4	GRAVEDAD ESPECIFICA	0.584	0.584
LN1	GRAVEDAD ESPECIFICA	0.642	0.629
MN1	GRAVEDAD ESPECIFICA	0.751	0.719
HN1	GRAVEDAD ESPECIFICA	0.799	0.752
LD1	GRAVEDAD ESPECIFICA	0.826	0.785
HD1	GRAVEDAD ESPECIFICA	0.858	0.822
GA1	GRAVEDAD ESPECIFICA	0.882	0.847
AR1	GRAVEDAD ESPECIFICA	0.971	0.976
LV1	GRAVEDAD ESPECIFICA	0.912	0.880
HV1	GRAVEDAD ESPECIFICA	0.941	0.930

CARACTERISTICAS DE LOS CRUDOS			
	GRAVEDAD ESPECIFICA	0.866895406	0.872897489
	GRADO API	31.72615047	30.6038
	TEXTO	MEZ	POZ
VR1	GRAVEDAD ESPECIFICA	1.020	1.054
*			
LN1	BARRILES/TON	9.827	10.034
MN1	BARRILES/TON	8.402	8.771
HN1	BARRILES/TON	7.891	8.391
LD1	BARRILES/TON	7.634	8.034
HD1	BARRILES/TON	7.347	7.670
GA1	BARRILES/TON	7.148	7.443
AR1	BARRILES/TON	6.497	6.463
LV1	BARRILES/TON	6.917	7.167
HV1	BARRILES/TON	6.699	6.781
VR1	BARRILES/TON	6.182	5.983
*			
LN1	VOLUMEN ESPEFICICO	1.558	1.591
MN1	VOLUMEN ESPEFICICO	1.332	1.391
HN1	VOLUMEN ESPEFICICO	1.251	1.331
LD1	VOLUMEN ESPEFICICO	1.211	1.274
HD1	VOLUMEN ESPEFICICO	1.165	1.216
GA1	VOLUMEN ESPEFICICO	1.134	1.180
AR1	VOLUMEN ESPEFICICO	1.030	1.025
LV1	VOLUMEN ESPEFICICO	1.097	1.136
HV1	VOLUMEN ESPEFICICO	1.062	1.075
VR1	VOLUMEN ESPEFICICO	0.980	0.949
*			
LN1	GRAVEDAD API	89.000	93.639
MN1	GRAVEDAD API	57.040	65.301
HN1	GRAVEDAD API	45.570	56.790
LD1	GRAVEDAD API	39.800	48.778
HD1	GRAVEDAD API	33.370	40.599
GA1	GRAVEDAD API	28.890	35.521
AR1	GRAVEDAD API	14.294	13.524
LV1	GRAVEDAD API	23.700	29.314
HV1	GRAVEDAD API	18.830	20.651
VR1	GRAVEDAD API	7.192	2.750
*			
LN1	% AZUFRE EN PESO	0.012	0.003
MN1	% AZUFRE EN PESO	0.105	0.026
HN1	% AZUFRE EN PESO	0.174	0.055
LD1	% AZUFRE EN PESO	0.599	0.260
HD1	% AZUFRE EN PESO	1.249	0.530
GA1	% AZUFRE EN PESO	1.785	0.920
AR1	% AZUFRE EN PESO	3.037	2.860
LV1	% AZUFRE EN PESO	2.020	1.716
HV1	% AZUFRE EN PESO	2.388	2.204
VR1	% AZUFRE EN PESO	3.792	3.674
*			
LN1	TEMP. MEDIA DE EBULL.	107.500	107.500

CARACTERISTICAS DE LOS CRUDOS			
	GRAVEDAD ESPECIFICA	0.866895406	0.872897489
	GRADO API	31.72615047	30.6038
	TEXTO	MEZ	POZ
MN1	TEMP. MEDIA DE EBULL.	269.700	255.000
HN1	TEMP. MEDIA DE EBULL.	375.000	375.000
LD1	TEMP. MEDIA DE EBULL.	462.500	462.500
HD1	TEMP. MEDIA DE EBULL.	561.800	562.500
GA1	TEMP. MEDIA DE EBULL.	623.700	625.000
LV1	TEMP. MEDIA DE EBULL.	749.900	750.000
HV1	TEMP. MEDIA DE EBULL.	925.200	875.000
VR1	TEMP. MEDIA DE EBULL.	1193.000	1010.500
LN1	RON	71.120	67.500
MN1	RON	51.800	51.630
*			
LN1	MON	69.000	66.100
MN1	MON	49.870	49.530
*			
LN1	(R+M)/2	70.060	66.800
MN1	(R+M)/2	50.830	50.580
*			
LN1	RON + 3.17 GR Pb/GL	87.660	83.800
MN1	RON + 3.17 GR Pb/GL	66.150	66.290
*			
LN1	MON +3.17 GR Pb/GAL	85.410	82.400
MN1	MON +3.17 GR Pb/GAL	64.220	64.190
*			
LN1	(R+M)/2 +3.17 GR Pb/GAL	86.530	83.100
MN1	(R+M)/2 +3.17 GR Pb/GAL	65.190	65.240
*			
LN1	INDICE PVR	21.380	18.228
MN1	INDICE PVR	4.433	4.652
*			
MN1	PARAFINAS VOL %	63.640	63.930
HN1	PARAFINAS VOL %	55.310	56.310
*			
MN1	AROMATICOS VOL %	12.600	11.110
HN1	AROMATICOS VOL %	17.420	14.830
LD1	AROMATICOS VOL %	5.168	4.100
*			
MN1	NAFTN + AROMAT	36.360	36.070
HN1	NAFTN + AROMAT	44.690	43.690
*			
HN1	INDICE DE MEZC. DE VISC.	80.010	80.130
LD1	INDICE DE MEZC. DE VISC.	65.220	65.520
HD1	INDICE DE MEZC. DE VISC.	51.270	51.490
GA1	INDICE DE MEZC. DE VISC.	44.400	44.690
AR1	INDICE DE MEZC. DE VISC.	19.929	22.175
LV1	INDICE DE MEZC. DE VISC.	35.260	35.750
HV1	INDICE DE MEZC. DE VISC.	26.860	28.020

CARACTERISTICAS DE LOS CRUDOS			
	GRAVEDAD ESPECIFICA	0.866895406	0.872897489
	GRADO API	31.72615047	30.6038
	TEXTO	MEZ	POZ
VR1	INDICE DE MEZC. DE VISC.	7.106	9.107
*			
HN1	IND. DEL PTO. DE ESCURR.	0.101	0.105
LD1	IND. DEL PTO. DE ESCURR.	0.389	0.407
HD1	IND. DEL PTO. DE ESCURR.	1.497	1.237
GAL	IND. DEL PTO. DE ESCURR.	3.123	2.872
AR1	IND. DEL PTO. DE ESCURR.	9.683	8.166
LV1	IND. DEL PTO. DE ESCURR.	22.630	20.090
HN1	IND. DE MEZC. DE DIESEL	58.240	53.850
LD1	IND. DE MEZC. DE DIESEL	58.080	59.360
HD1	IND. DE MEZC. DE DIESEL	53.520	54.990
GAL	IND. DE MEZC. DE DIESEL	47.250	49.010
*			
GAL	FACTOR AROMATICIDAD	16.010	15.700
LV1	FACTOR AROMATICIDAD	18.780	18.730
HV1	FACTOR AROMATICIDAD	25.060	24.680
*			
HN1	PUNTO DE HUMO	21.920	22.000
LD1	PUNTO DE HUMO	20.990	22.000
*			
LD1	NITROGENO BASICO	0.002	0.002
HD1	NITROGENO BASICO	0.011	0.010
GAL	NITROGENO BASICO	0.020	0.020
LV1	NITROGENO BASICO	0.038	0.039
HV1	NITROGENO BASICO	0.064	0.068
*			
LN1	% EVAP A 160 F	99.000	99.000
MN1	% EVAP A 160 F	0.001	0.001
HN1	% EVAP A 160 F	0.001	0.001
*			
LN1	% EVAP A 210 F	100.000	100.000
MN1	% EVAP A 210 F	21.670	25.090
HN1	% EVAP A 210 F	0.001	0.001
*			
LN1	% EVAP A 230 F	100.000	100.000
MN1	% EVAP A 230 F	27.150	31.440
HN1	% EVAP A 230 F	0.001	0.001
*			
LN1	% EVAP A 330 F	100.000	100.000
MN1	% EVAP A 330 F	91.840	94.210
HN1	% EVAP A 330 F	0.001	0.001
*			
HN1	% EVAP A 400 F	97.860	97.000
LD1	% EVAP A 400 F	0.005	0.005
*			
HV1	C5 INSOLUBLES HV1	2.503	1.000

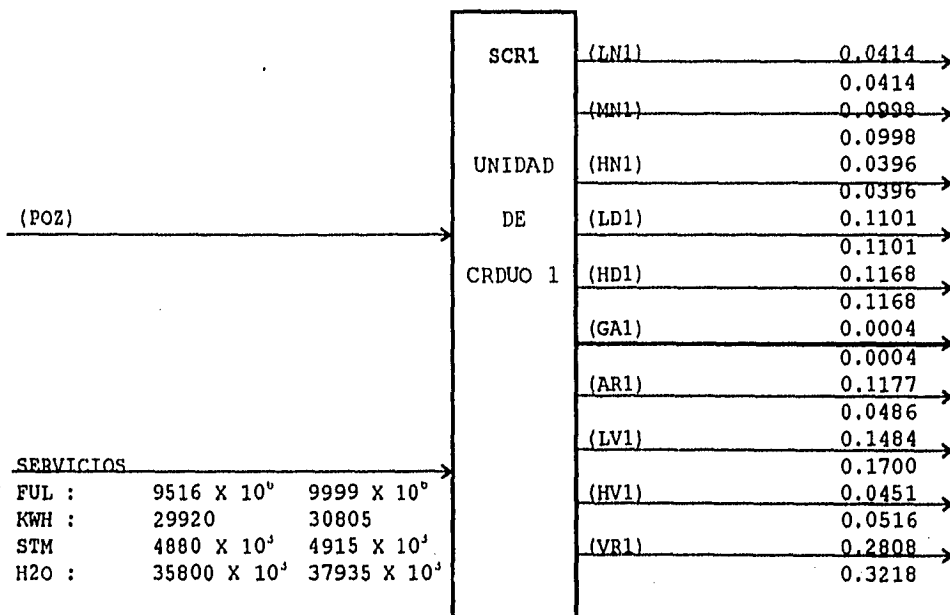
CARACTERISTICAS DE LOS CRUDOS			
	GRAVEDAD ESPECIFICA	0.866895406	0.872897489
	GRADO API	31.72615047	30.6038
	TEXTO	MEZ	POZ
VR1	C5 INSOLUBLES VR1	18.908	11.000
*			

Tabla 5.1

En la representación matemática de cada bloque se ha incluido, sin pérdida de generalidad, la estrategia a través de la cual la refinería estaría operando con sus expansiones y nuevos procesos para el año 2010.

5.1.1. UNIDAD DE CRUDO NO. 1 (SCR1)

Esta unidad procesa 70,000 BLS/DIA de crudo Pozóleo y la conforman dos plantas de Destilación Atmosférica, "SA" y "RD" con sus respectivas Estabilizadoras y una sección de Destilación a Vacío



"SCR1"

Modelo 1

$$\begin{aligned}
 &POZ + 1.017 * FUL_{SCR1} + 0.323 * KWH_{SCR1} + 2.012 * STM_{SCR1} + 0.270 * H2O_{SCR1} \\
 &-24.155 * LN1 - 10.002 * MN1 - 25.25 * HN1 - 9.083 * LD1 - 8.562 * HD1 \\
 &-2500 * GA1 - 8.496 * AR1 - 6.738 * LV1 - 22.173 * HV1 \\
 &-3.56 * VR1 \leq 9695
 \end{aligned}$$

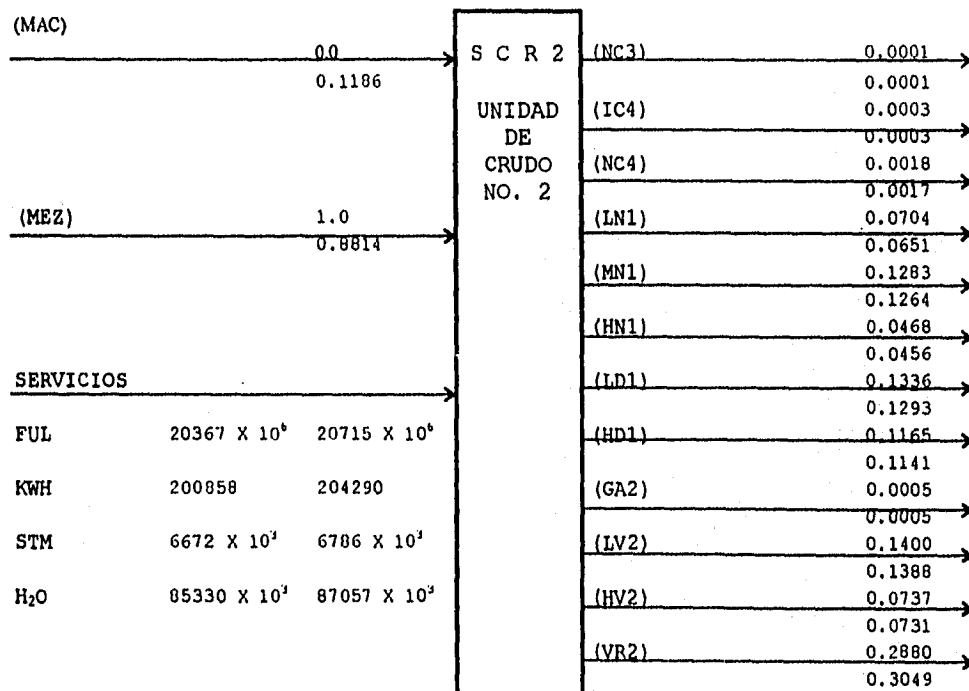
Modelo 2

$$\begin{aligned}
 &POZ + 0.968 * FUL_{SCR1} + 0.314 * KWH_{SCR1} + 1.97 * STM_{SCR1} + 0.255 * H2O_{SCR1} \\
 &-24.154 * LN1 - 10.02 * MN1 - 25.25 * HN1 - 9.083 * LD1 - 8.562 * HD1 \\
 &-2500 * GA1 - 20358 * AR1 - 5.88 * LV1 - 19.38 * HV1 - 3.107 * VR1 \leq 9695
 \end{aligned}$$

5.1.2 UNIDAD DE CRUDO NO. 2 (SCR2).

Esta unidad procesa 170,000 BLS/DIA de crudo. Para el Modelo 1 se considera una alimentación normal de Crudo Mezcla y para el Modelo 2, hay un incremento en el Crudo Maya que forma parte de la composición del mismo Crudo Mezcla.

La unidad esta constituida por dos plantas de Destilación Atmosférica "AS" y "AA" con sus respectivas Estabilizadoras y dos plantas de Destilación a Vacío "RP-2" y "AI".



"SCR2"

Modelo 1

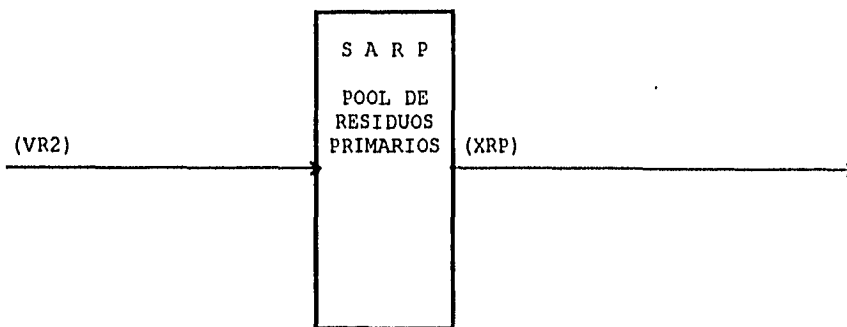
$$\begin{aligned} &MEZ + 1.148 * FUL_{SCR2} + 0.1164 * KWH_{SCR2} + 3.504 * SIM_{SCR2} + 0.274 * H2O_{SCR2} \\ &- 10000 * NC3 - 3333.33 * IC4 - 555.55 * NC4 - 14.208 * LN1 - 7.794 * MN1 \\ &- 21.367 * HN1 - 7.485 * LD1 - 8.584 * HD1 - 2000 * GA2 - 7.143 * LV2 - 13.568 * HV2 \\ &- 3.472 * VR2 \leq 23384 \end{aligned}$$

Modelo 2

$$\begin{aligned} &0.1186 * MAC + 0.8814 * MEZ + 1.136 * FUL_{SCR2} + 0.1152 * KWH_{SCR2} + 3.472 * SIM_{SCR2} \\ &+ 0.2704 * H2O_{SCR2} - 10000 * NC3 - 3333.33 * IC4 - 588.235 * NC4 - 15.361 * LN1 \\ &- 7.911 * MN1 - 21.93 * HN1 - 7.734 * LD1 - 8.764 * HD1 - 2000 * GA2 - 7.205 * LV2 \\ &- 13.68 * HV2 - 3.28 * VR2 \leq 23536.7 \end{aligned}$$

5.1.3 MEZCLADO DE RESIDUOS PRIMARIOS (SARP).

Preparación de la carga a la H-OIL.



"SARP"

modelo 1

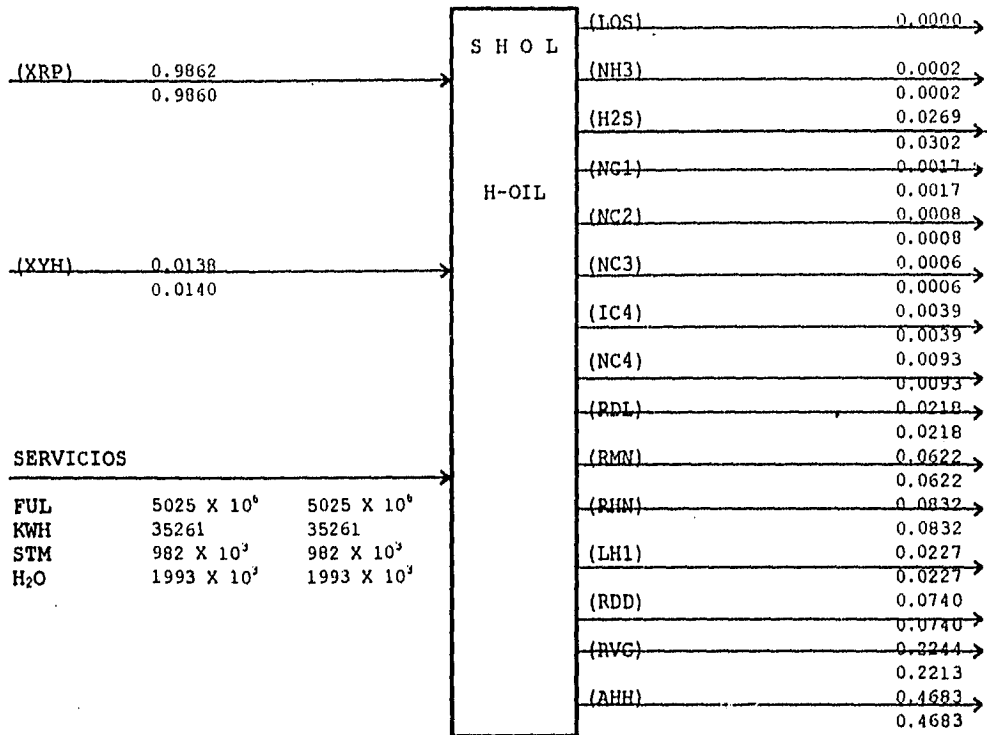
$$VR2 - XRP = 0$$

modelo 2

$$VR2 - XRP = 0$$

5.1.4 UNIDAD DESINTEGRADORA DE RESIDUOS H-OIL (SHOL) .

Con capacidad máxima de 18,000 BLS/DIA. Ya se conoce como planta "U-10".



"SHOL"

Modelo 1

$$\begin{aligned}
 &0.9862* XRP + 0.0138* HYH + 0.568* FUL_{SHOL} + 0.081* KWH_{SHOL} + 2.909* STM_{SHOL} + \\
 &1.433* H2O_{SHOL} - 0.0* LOS - 5000* NH3 - 37.175* H2S - 588.235* NC1 - \\
 &1250* NC2 - 1666.66* NC3 - 256.41* IC4 - 107.527* NC4 - 45.871* RDL - \\
 &16.077* RMN - 12.019* RHN - 44.053* LH1 - 13.513* RDD - 4.456* RVG - \\
 &2.135* AHH \leq 2857
 \end{aligned}$$

Modelo 2

$0.9860 * XRP + 0.0140 * HYH + 0.568 * FUL_{SHOL} + 0.081 * KWH_{SHOL} + 2.909 *$

$STM_{SHOL} + 1.433 * H2O_{SHOL} - 0.0 * LOS - 5000 * NH3 - 33.112 * H2S - 588.235 *$

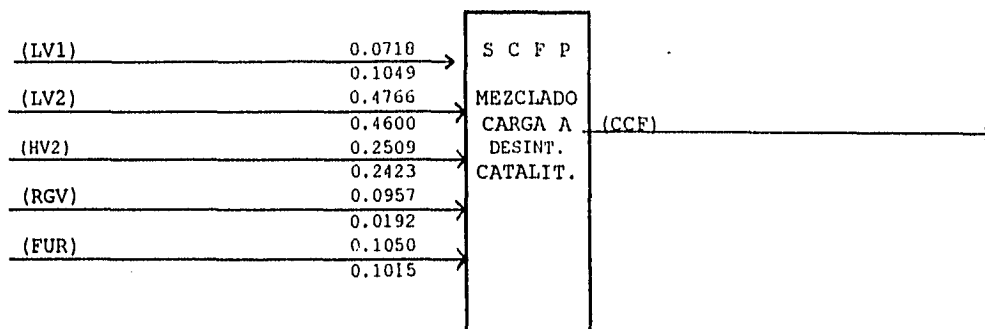
$NC1 - 1250 * NC2 - 1666.66 * NC3 - 256.41 * IC4 - 107.527 * NC4 - 45.871 *$

$RDL - 16.077 * RMN - 12.019 * RHN - 44.053 * LH1 - 13.513 * RDD - 4.519 *$

$RVG - 2.1354 * AHH \leq 2857$

MEZCLADO CARGA A DESINTEGRACION CATALITICA (SCFP).

Mezcla de gasóleos y otras corrientes que pueden emplearse como carga a catalíticas.



"SCFP"

Modelo 1

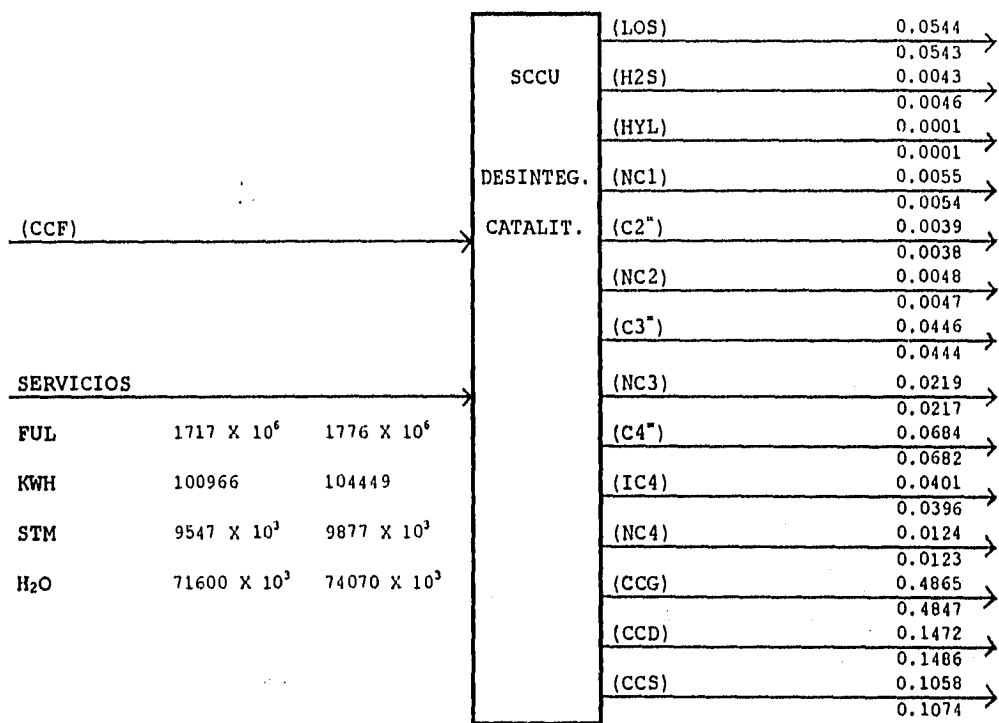
$$0.0718* LV1 + 0.4766* LV2 + 0.2509* HV2 + 0.0957* RGV + 0.1050* FUR - 1.0* CCF = 0$$

Modelo 2

$$0.1049* LV1 + 0.46* LV2 + 0.2423* HV2 + 0.0912* RGV + 0.1015* FUR - 1.0* CCF = 0$$

5.1.6 UNIDAD DE DESINTEGRACION CATALITICA (SCCU).

Esta unidad comprende las dos plantas de Desintegración Catalítica la "FCC" con 45,000 BLS/DIA y la "TCC" con 20,000 BLS/DIA.



"SCCU"

Modelo 1

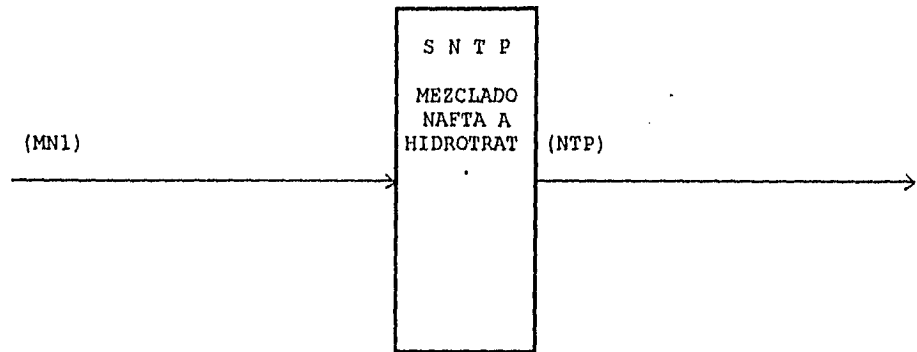
$$\begin{aligned}
 & CCF + 4.027 * FUL_{SCCU} + 0.0685 * KWH_{SCCU} + 0.724 * STM_{SCCU} + 9.658 * H2O_{SCCU} - 18.382 * LOS \\
 & - 232.558 * H2S - 10000 * HYL - 181.818 * NC1 - 25.641 * C2'' - 208.33 * NC2 - 22.421 * C3'' \\
 & - 45.662 * NC3 - 14.619 * C4'' - 24.937 * IC4 - 80.645 * NC4 - 2.055 * CCG - 6.793 * CCD \\
 & - 9.4518 * CCS \leq 9503.35
 \end{aligned}$$

Modelo 2

$$\begin{aligned} & \text{CCF} + 40258 * \text{FUL}_{\text{SCCU}} + 0.0684 * \text{KWH}_{\text{SCCU}} + 0.7237 * \text{STM}_{\text{SCCU}} + 0.0965 * \text{H2O}_{\text{SCCU}} - 18.416 * \text{LOS} \\ & -217.391 * \text{H2S} - 10000 * \text{HYL} - 185.185 * \text{NCL} - 263.158 * \text{C2}^{\circ} - 212.766 * \text{NC2} - 2.252 * \text{C3}^{\circ} \\ & -46.083 * \text{NC3} - 14.663 * \text{C4}^{\circ} - 25.25 * \text{IC4} - 81.3 * \text{NC4} - 2.063 * \text{CCG} - 6.729 * \text{CCD} \\ & -9.311 * \text{CCS} \leq 9495.54 \end{aligned}$$

5.1.7 MEZCLADO DE NAFTA A HIDROTRATAMIENTO (SNT P).

Preparación de la carga a hidrotratamiento.



"SNT P"

Modelo 1

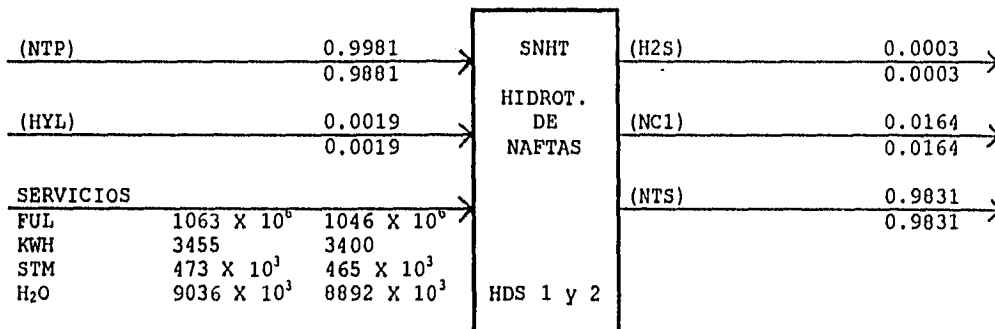
$$MN1 - NTP = 0$$

Modelo 2

$$MN1 - NTP = 0$$

5.1.8 UNIDAD DE HIDRODESULFORIZACION DE NAFTAS (SNHT).

Comprende las plantas "HDS-1" y "HDS-2" con 8,500 BLS. y 25,000 BLS. de capacidad respectivamente.



Modelo 1

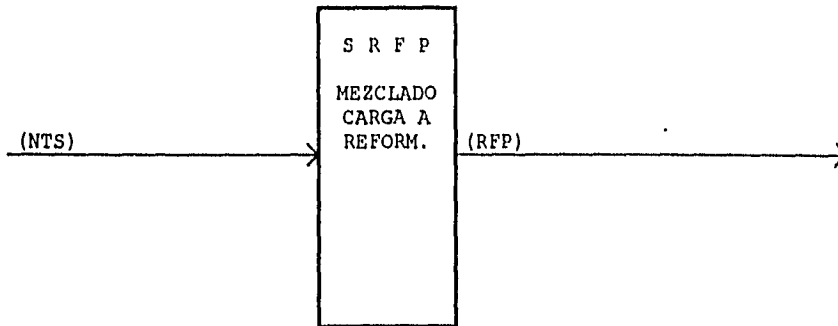
$$0.9981 * NTP + 0.0019 * HYL + 2.288 * FUL_{SNHT} + 0.8703 * KWH_{SNHT} + 6.357 * STM_{SNHT} + 0.3328 * H2O_{SNHT} - 3333.33 * H2S - 60.975 * NC1 - 1.0172 * NTS \leq 5086.3$$

Modelo 2

$$0.9981 * NTP + 0.0019 * HYL + 2.83 * FUL_{SNHT} + 0.87 * KWH_{SNHT} + 6.365 * STM_{SNHT} + 0.3328 * H2O_{SNHT} - 3333.33 * H2S - 60.975 * NC1 - 1.017 * NTS \leq 5086.3$$

5.1.9 MEZCLADO DE CARGA A REFORMACION

Preparación de la carga a reformación.



"SRFP"

Modelo 1

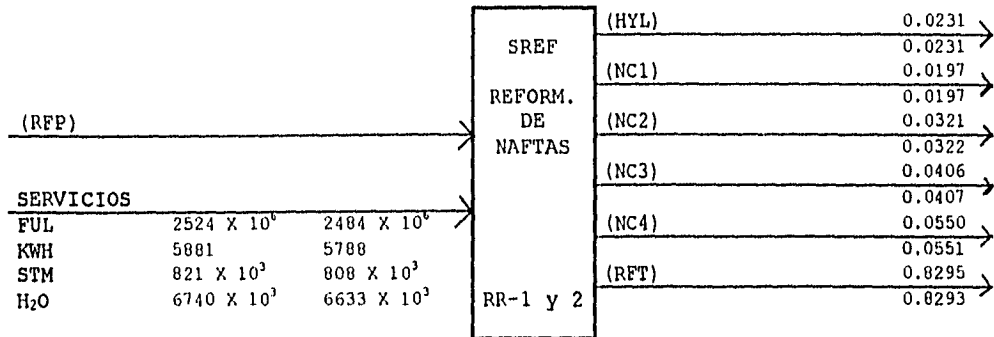
$$\text{NTS} - \text{RFP} = 0$$

Modelo 2

$$\text{NTS} - \text{RFP} = 0$$

5.1.10 UNIDAD REFORMADORA DE NAFTAS (SREF).

En esta unidad se encuentran las reformadoras "RR-1" y "RR-2" con 8,000 BLS. y 16,000 BLS. respectivamente.



"SREF"

Modelo 1

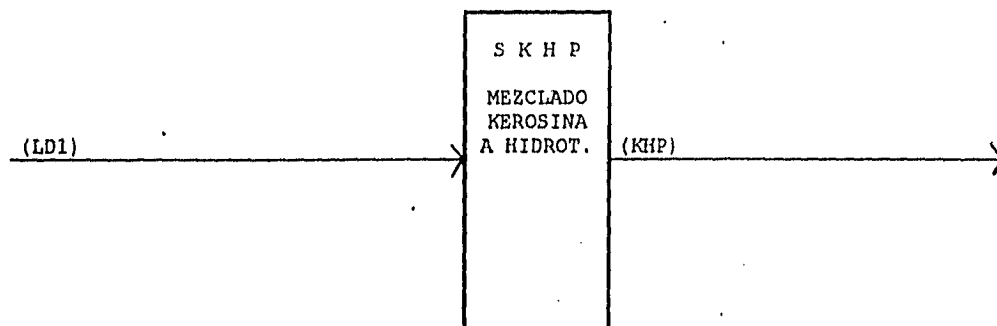
$$RFP + 1.178 * FUL_{SREF} + 0.505 * KWH_{SREF} + 3.621 * STM_{SREF} + 0.441 * H2O_{SREF} - 43.29 * HYL - 50.761 * NC1 - 31.153 * NC2 - 24.63 * NC3 - 18.18 * NC4 - 1.205 * RFT \leq 5116.01$$

Modelo 2

$$RFP + 1.178 * FUL_{SREF} + 0.5056 * KWH_{SREF} + 3.6218 * STM_{SREF} + 0.441 * H2O_{SREF} - 43.29 * HYL - 50.76 * NC1 - 31.056 * NC2 - 24.57 * NC3 - 18.149 * NC4 - 1.206 * RFT \leq 5117.26$$

5.1.11 MEZCLADO DE KEROSINA A HIDROTRATAMIENTO (SKHP).

Preparación de la carga de destilados ligeros a Hidrodesulfurización como la kerosina o turbosina.



"SKHP"

Modelo 1

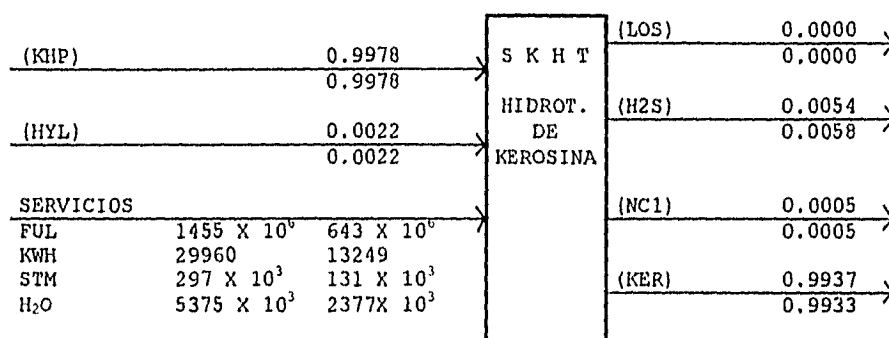
LD1 - KHP = 0

Modelo 2

LD1 - KHP = 0

5.1.12 HIDROTRATADORA DE KEROSINA (SKHT).

La refinería cuenta con dos plantas para hidrosulfurar kerosina (turbosina) que son la "U-7" y "U-8", el modelo elige que es lo más factible.



Modelo 1

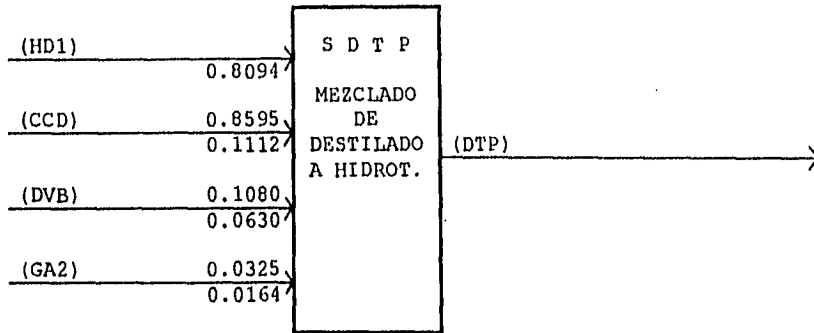
$$0.9978 * KHP + 0.0022 * HYL + 2.011 * FUL_{SKHT} + 0.0977 * KWH_{SKHT} + 9.851 * STM_{SKHT} + 0.544 * H2O_{SKHT} - 0.0 * LOS - 185.185 * H2S - 2000 * NC1 - 1.006 * KER \leq 4509.8$$

Modelo 2

$$0.9978 * KHP + 0.0022 * HYL + 2.103 * FUL_{SKHT} + 0.098 * KWH_{SKHT} + 9.881 * STM_{SKHT} + 0.5446 * H2O_{SKHT} - 0.0 * LOS - 172.414 * H2S - 2000 * NC1 - 1.0067 * KER \leq 4511.41$$

5.1.13 MEZCLADO DE DIESEL A HIDRODESULFURIZACION (SDTP).

Preparación de la carga de Diesel a la Hidrotratadora.



"SDTP"

Modelo 1

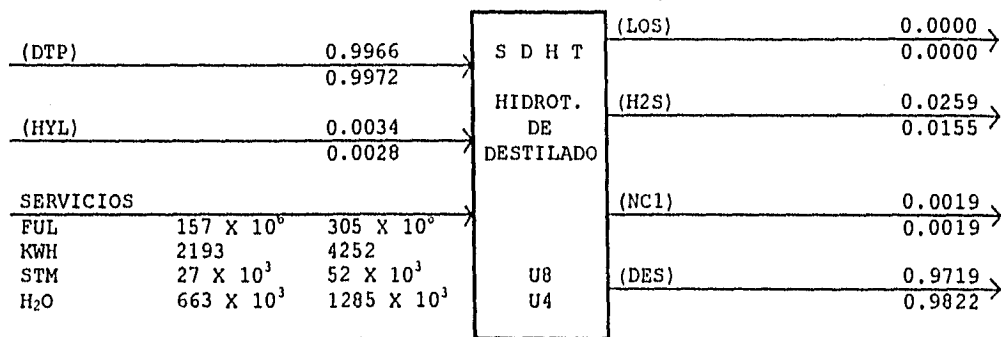
$$0.8595 * CCD + 0.1080 * DVB + 0.0325 * GA2 - 1.0 * DTP = 0$$

Modelo 2

$$0.8094 * HD1 + 0.1112 * CCD + 0.0630 * DVB + 0.0164 * GA2 - 1.0 * DTP = 0$$

5.1.14 UNIDAD HIDRODESULFURADORA DE DIESEL (SDHT).

La refinería cuenta con 3 plantas para hidrotratar diesel que son la "U-4", "U-7" y "U-8", el modelo elige lo más factible.



Modelo 1

$$0.9966 * DTP + 0.0034 * HYL + 2.599 * FUL_{SDHT} + 0.186 * KWH_{SDHT} + 15.113$$

$$* STM_{SDHT} + 0.6155 * H2O_{SDHT} - 0.0 * LOS - 38.61 * H2S - 526.36 * NC1$$

$$-1.029 * DES \leq 5102.2$$

Modelo 2

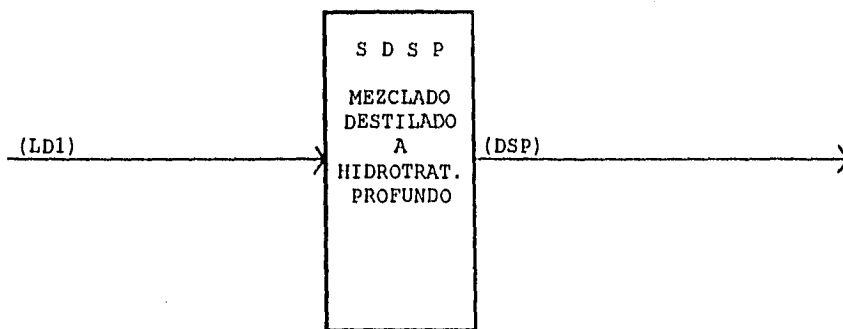
$$0.9972 * DTP + 0.0028 * HYL + 2.433 * FUL_{SDHT} + 0.1745 * KWH_{SDHT} + 14.286$$

$$* STM_{SDHT} + 0.577 * H2O_{SDHT} - 0.0 * LOS - 64.516 * H2S - 526.316 * NC1$$

$$-1.018 * DES \leq 4783.32$$

5.1.15 MEZCLADO DE DIESEL A HIDROTRATAMIENTO PROFUNDO (SDSP).

Preparación de la carga de Diesel para elaborar el Diesel-Sin.



"SDSP"

Modelo 1

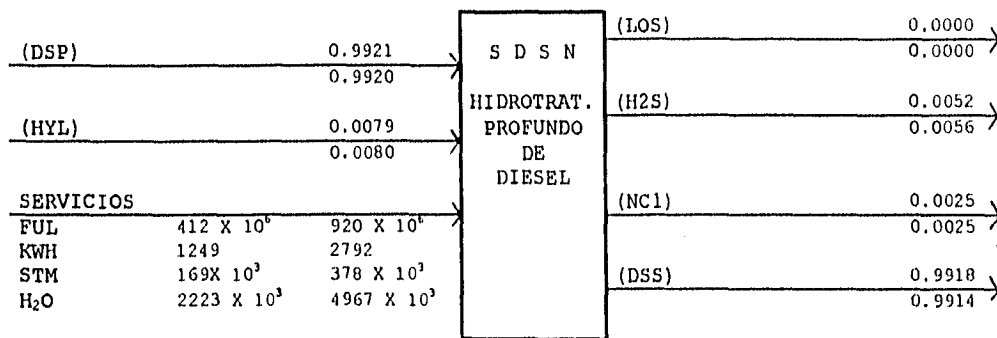
LD1 - DSP = 0

Modelo 2

LD1 - DSP = 0

5.1.16 HIDROTRATAMIENTO PROFUNDO DE DIESEL (SDSN).

Esta es una nueva unidad "U-14", para hidrodesulfurar a mayor profundidad el diesel y será de una capacidad de 25,000 BLS/DIA.



"S D S N"

Modelo 1

$$0.9921 * DSP + 0.0079 * HYL + 2.917 * FUL_{SDSN} + 0.9622 * KWH_{SDSN} + 7.111$$

$$* STM_{SDSN} + 0.5406 * H2O_{SDSN} - 0.0 * LOS - 192.307 * H2S - 400 * NC1$$

$$- 1.0087 * DSS \leq 2942.8$$

Modelo 2

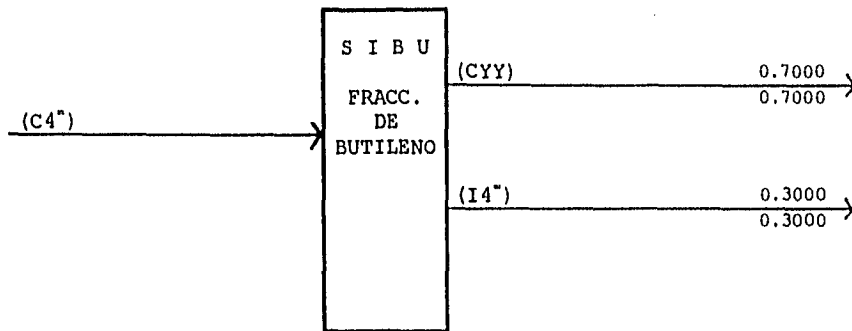
$$0.9920 * DSP + 0.0080 * HYL + 2.92 * FUL_{SDSN} + 0.962 * KWH_{SDSN} + 7.1073$$

$$* STM_{SDSN} + 0.5408 * H2O_{SDSN} - 0.0 * LOS - 178.57 * H2S - 400 * NC1$$

$$- 1.0087 * DSS \leq 2943.3$$

5.1.17 FRACCIONADOR DE BUTILENOS (SIBU).

La unidad esta comprendida dentro de la planta MTBE que sirve para preparar la carga de iso-butileno a dicha planta.



"SIBU"

Modelo 1

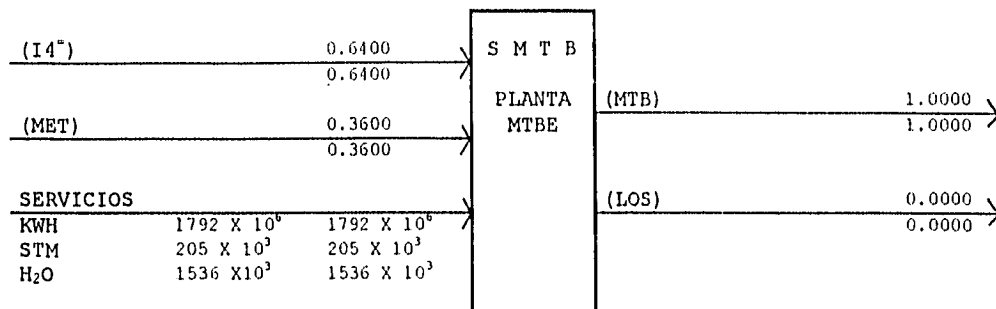
$$1.0 \cdot C4^e - 0.70 \cdot CYY - 0.30 \cdot I4^e = 0$$

Modelo 2

$$1.0 \cdot C4^e - 0.70 \cdot CYY - 0.30 \cdot I4^e = 0$$

5.1.18 PLANTA DE METIL-TERBUTIL-ETER, MTBE (SMTB).

Es una nueva unidad con una capacidad de 830 BLS/DIA.



Modelo 1

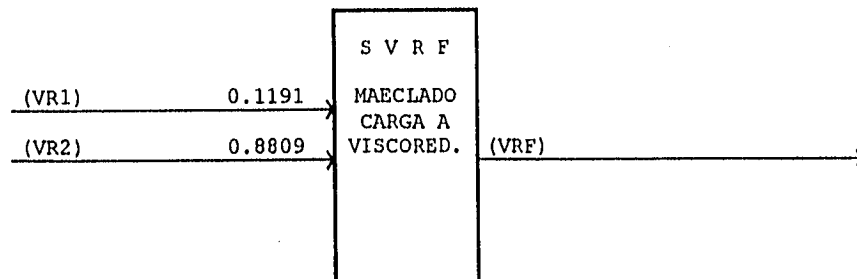
$$0.64 * I4 + 0.36 * MET + 0.0552 * KWH_{SMTB} + 0.483 * STM_{SMTB} + 0.0645 * H2O_{SMTB} - 1.0 * MTB + 0.0 * LOS \leq 99$$

Modelo 2

$$0.64 * I4 + 0.36 * MET + 0.0552 * KWH_{SMTB} + 0.483 * STM_{SMTB} + 0.064 * H2O_{SMTB} - 1.0 * MTB + 0.0 * LOS \leq 99$$

5.1.19 MEZCLADO DE CARGA A VISCOREDUCTORA (SVRF).

Preparación de la carga a la planta Reductora de Viscosidad.



"SVRF"

Modelo 1

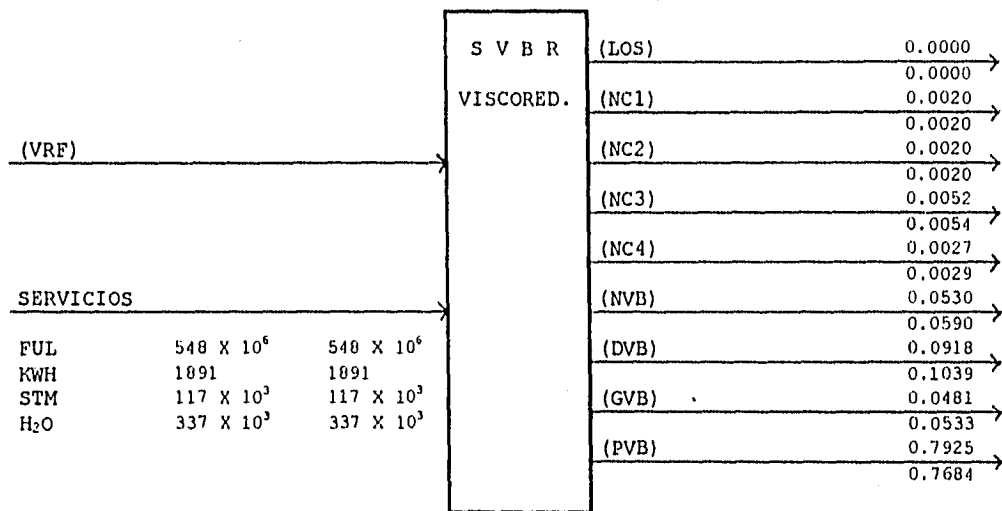
$$0.1191 * VR1 + 0.8809 * VR2 - 1.0 * VRF = 0$$

Modelo 2

$$VR1 - VRF = 0$$

5.1.20 PLANTA REDUCTORA DE VISCOSIDAD (SVBR) .

En la refinería existe la planta Dubbs "SB" que inicialmente operaba como Reductora de Viscosidad y posteriormente como Despuntadora de aceite recuperado.



Modelo 1

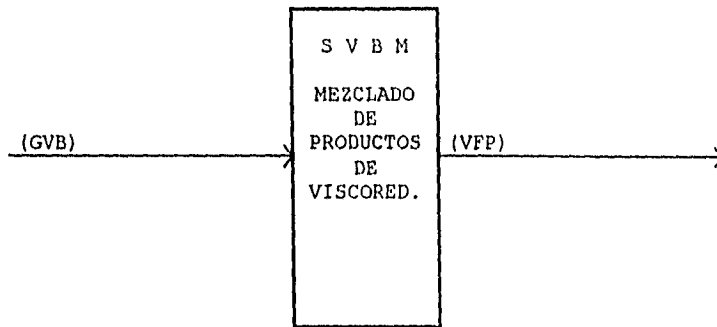
$$\begin{aligned} &VRF + 0.8174 * FUL_{SVRB} + 0.2368 * KWH_{SVRB} + 3.828 * STM_{SVRB} + 1.329 * H2O_{SVRB} \\ &- 0.0 * LOS - 500 * NC1 - 500 * NC2 - 192.3 * NC3 - 370.37 + NC4 \\ &- 18.868 * NVB - 10.893 * DVB - 20.79 * GVB - 1.262 * PVB \leq 444.7 \end{aligned}$$

Modelo 2

$$\begin{aligned} &VRF + 0.835 * FUL_{SVRB} + 0.242 * KWH_{SVRB} + 3.92 * STM_{SVRB} + 1.358 * H2O_{SVRB} \\ &- 0.0 * LOS - 500 * NC1 - 500 * NC2 - 185.185 * NC3 - 344.827 + NC4 \\ &- 16.949 * NVB - 9.625 * DVB - 18.762 * GVB - 1.3014 * PVB \leq 457.8 \end{aligned}$$

5.1.21 MEZCLADO DE PRODUCTOS DE LA VISCOREDUCTORA (SVBM) .

Se refiere solo al manejo del Gasoleo de la Reductora de Viscosidad.



"SVBM"

Modelo 1

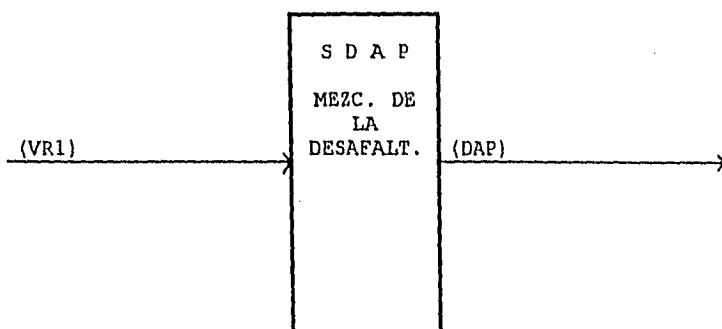
$$GVB - VFP = 0$$

Modelo 2

$$GVB - VFP = 0$$

5.1.22 MEZCLADO DE LA DESASFALTADORA (SDAP).

Preparación de la carga de residuo de Vacío a la Desalfaltadora con propano.



"SDAP"

Modelo 1

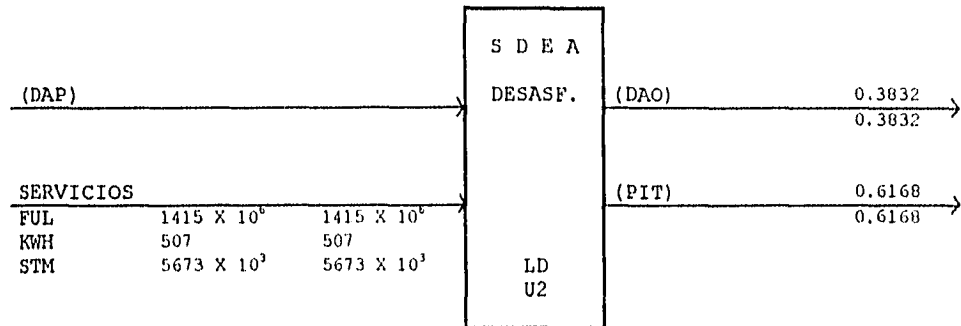
$$VR1 - DAP = 0$$

Modelo 2

$$VR1 - DAP = 0$$

5.1.23 UNIDAD DESASFALTADORA (SDEA).

Esta unidad consta de las plantas "LD" y "U-2" con una capacidad de 8,000 BLS/DIA y 9,650 BLS/DIA respectivamente.



"SDEA"

Modelo 1

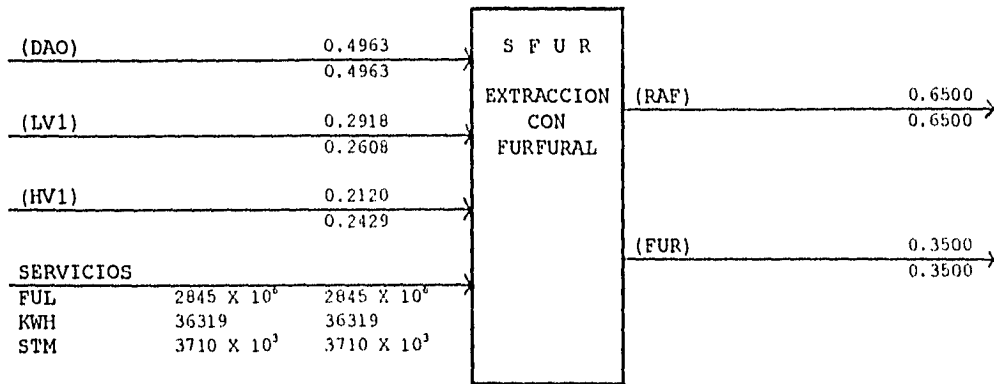
$$DAP + 1.826 * FUL_{SDEA} + 5.097 * KWH_{SDEA} + 0.449 * STM_{SDEA} - 2.609 * DAO - 1.621 * PIT \leq 2584.3$$

Modelo 2

$$DAP + 1.826 * FUL_{SDEA} + 5.097 * KWH_{SDEA} + 0.455 * STM_{SDEA} - 2.61 * DAO - 1.62 * PIT \leq 2584.3$$

5.1.24 UNIDAD DE EXTRACCION CON FURFURAL (SFUR).

Existen dos plantas Refinadoras de Lubricantes con Furfural que son "LF" y "U-3" con capacidad de 8,000 BLS/DIA y de 10,000 BLS/DIA.



"SFUR"

Modelo 1

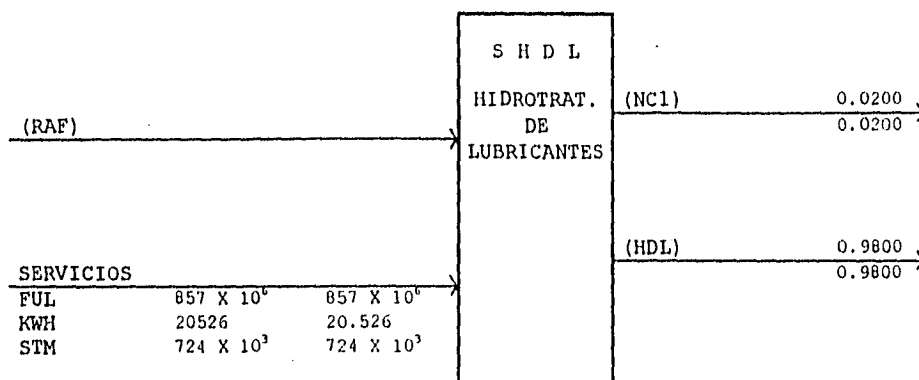
$$0.4963 * DAO + 0.2918 * LV1 + 0.2120 * HV1 + 0.746 * FUL_{SFVR} + 0.0584 * KWH_{SFVR} + 0.572 * STM_{SFVR} - 1.538 * RAF - 2.857 * FUR \leq 2122.44$$

Modelo 2

$$0.4963 * DAO + 0.2608 * LV1 + 0.2429 * HV1 + 0.7465 * FUL_{SFVR} + 0.0585 * KWH_{SFVR} + 0.572 * STM_{SFVR} - 1.538 * RAF - 2.857 * FUR \leq 2123.71$$

5.1.25 HIDROTRATADORA DE LUBRICANTES (SHDL).

La planta "U-4" puede operar para hidrodesulfurar lubricantes.



"S H D L"

Modelo 1

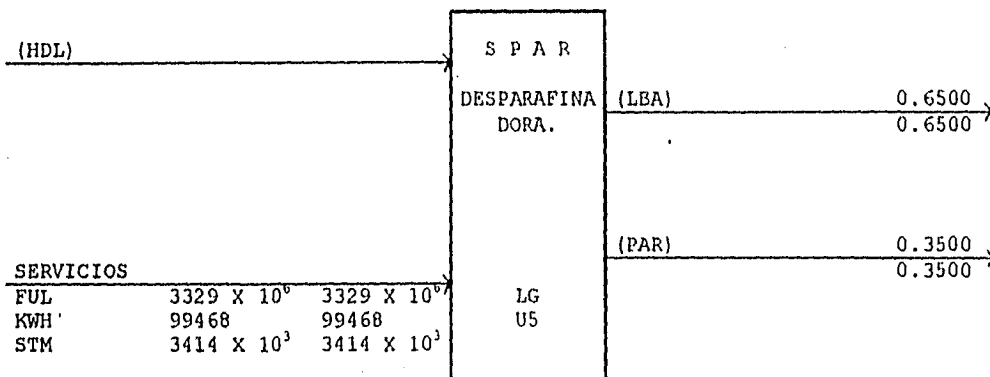
$$\text{RAF} + 1.563 * \text{FUL}_{\text{SHDL}} + 0.0653 * \text{KWH}_{\text{SHDL}} + 1.8508 * \text{STM}_{\text{SHDL}} - 50 * \text{NC1} - 1.02 * \text{HDL} \leq 1340$$

Modelo 2

$$\text{RAF} + 1.5636 * \text{FUL}_{\text{SHDL}} + 0.0653 * \text{KWH}_{\text{SHDL}} + 1.8508 * \text{STM}_{\text{SHDL}} - 50 * \text{NC1} - 1.020 * \text{HDL} \leq 1340$$

5.1.26 DESPARAFINADORA (SPAR).

En esta unidad estan comprendidas las plantas "LG" con 4,000 BLS/DIA y la "U-5" con 10,000 BLS/DIA para desparafinar con solvente los lubricantes.



"SPAR"

Modelo 1

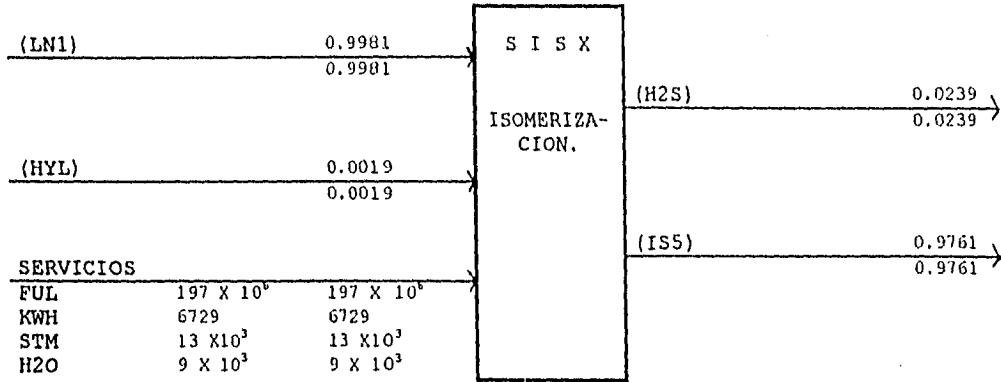
$$\text{HDL} + 0.390 * \text{FUL}_{\text{SPAR}} + 0.013 * \text{KWH}_{\text{SPAR}} + 0.3805 * \text{STM}_{\text{SPAR}} - 1.538 * \text{LBA} - 2.857 * \text{PAR} \leq 1299.16$$

Modelo 2

$$\text{HDL} + 0.390 * \text{FUL}_{\text{SPAR}} + 0.013 * \text{KWH}_{\text{SPAR}} + 0.3805 * \text{STM}_{\text{SPAR}} - 1.538 * \text{LBA} - 2.857 * \text{PAR} \leq 1299.16$$

5.1.27 PLANTA DE ISOMERIZACIÓN (SISX).

Es una planta nueva en la estructura de la refinería.



"SISX"

Modelo 1

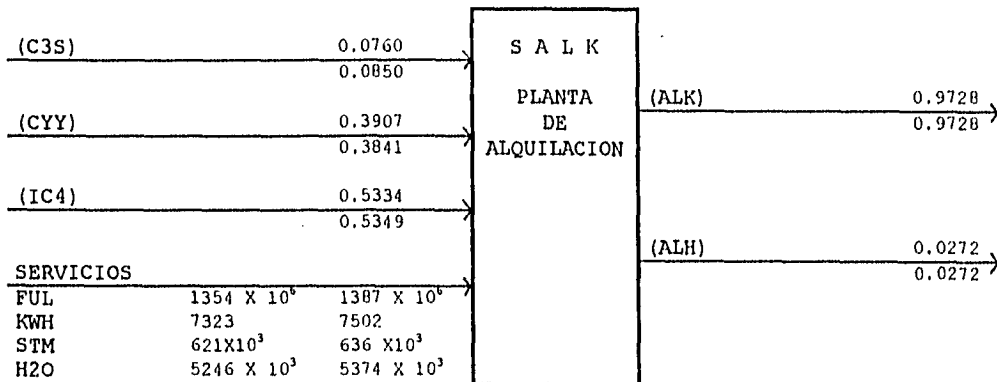
$$0.9981 \cdot LN1 + 0.0019 \cdot HYL + 4.671 \cdot FUL_{SISX} + 0.1368 \cdot KWH_{SISX} + 68.931 \cdot STM_{SISX} + 103.397 \cdot H2O_{SISX} - 41.841 \cdot H2S - 1.024 \cdot IS5 \leq 1214.65$$

Modelo 2

$$0.9981 \cdot LN1 + 0.0019 \cdot HYL + 4.671 \cdot FUL_{SISX} + 0.137 \cdot KWH_{SISX} + 70.783 \cdot STM_{SISX} + 102.24 \cdot H2O_{SISX} - 41.84 \cdot H2S - 1.024 \cdot IS5 \leq 1214.36$$

5.1.28 PLANTA DE ALQUILACION (SALK).

Es una planta nueva para elaborar gasolinas de caracter ecológico.



Modelo 1

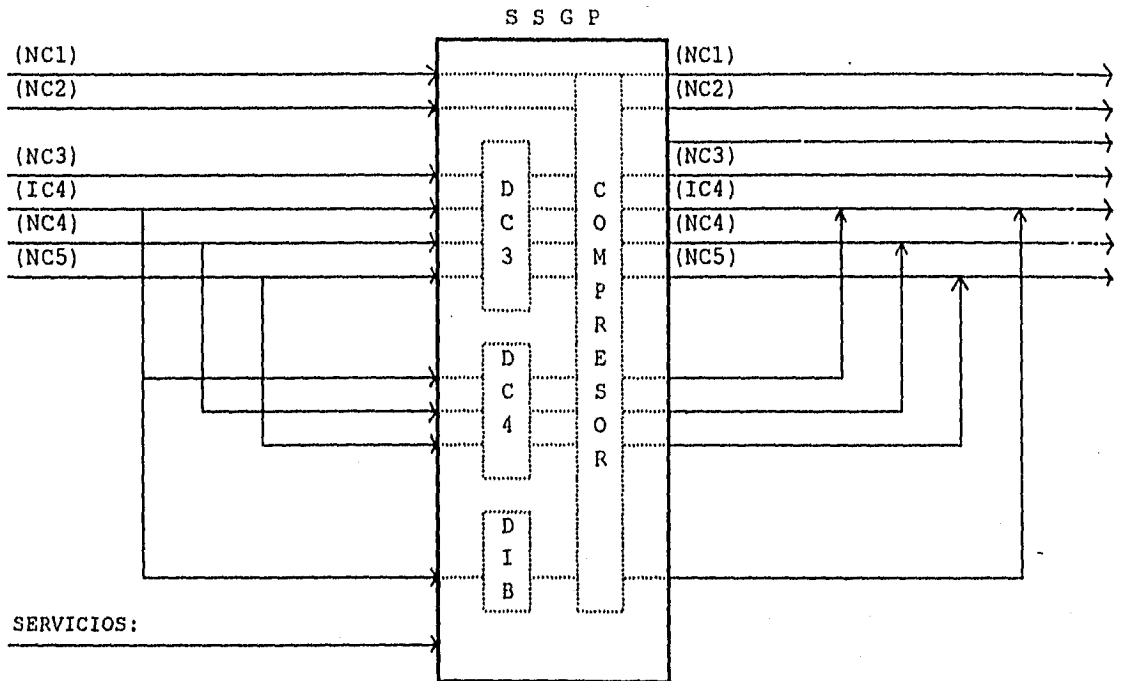
$$0.0760 * C3S + 0.3907 * CYY + 0.5334 * IC4 + 0.2345 * FUL_{SALK} + 0.0434 * KWH_{SALK} + 0.511 * STM_{SALK} + 0.0605 * H2O_{SALK} - 1.028 * ALH - 36.765 * ALH \leq 1101.17$$

Modelo 2

$$0.0850 * C3S + 0.3841 * CYY + 0.5349 * IC4 + 0.2378 * FUL_{SALK} + 0.044 * KWH_{SALK} + 0.5187 * STM_{SALK} + 0.0614 * H2O_{SALK} - 1.028 * ALK - 36.765 * ALH \leq 1113$$

5.1.29 PLANTA DE GAS SATURADO (SSGP)

En lo que respecta al manejo de Gases de Refinería, sólo nos enfocaremos al consumo de servicios por su manejo.



"SSGP"

Modelo 1 Y 2

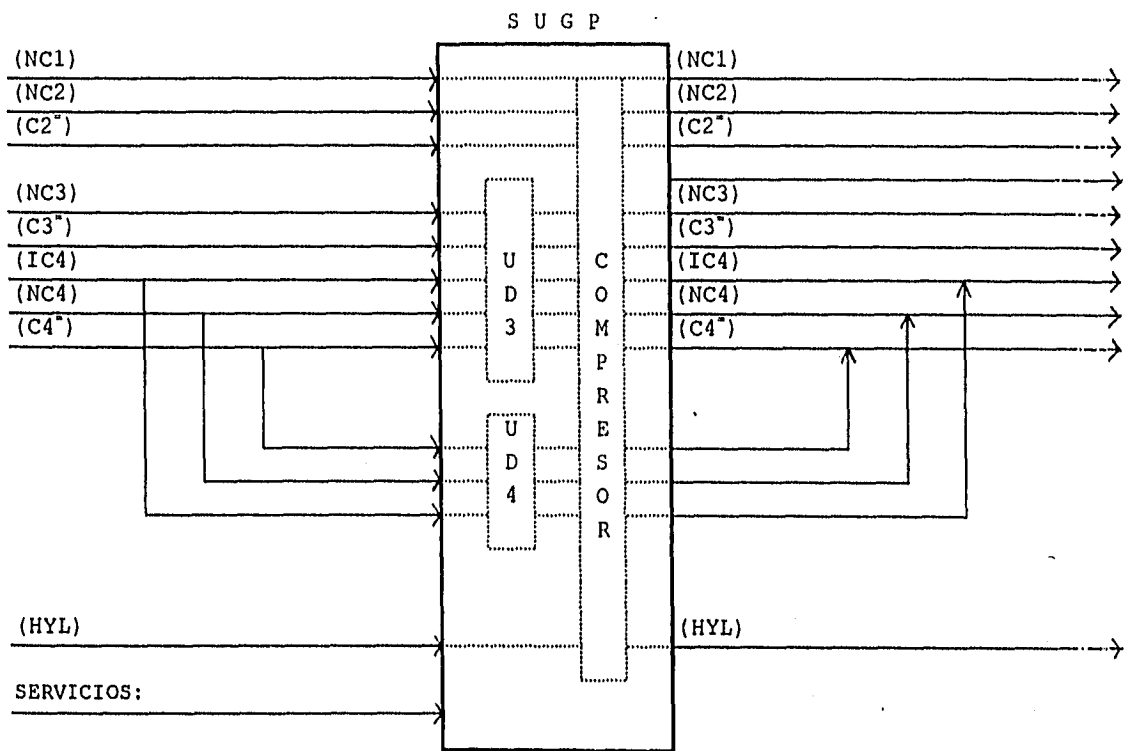
$$FUL_{SSGP} = NC3*7.3 + IC4*6.58 + NC4*6.34 + NC5*5.87$$

$$H2O_{SSGP} = NC3*0.0521 + IC4*0.0470 + NC4*0.0453 + NC5*0.0419$$

$$KWH_{SSGP} = NC1*140.70 + NC2*74.77 + NC3*82.25 + IC4*66.87 \\ + NC4*65.87 + NC5*56.30$$

5.1.30 PLANTA DE GAS INSATURADO (SUGP) .

Se requiere conocer el consumo de servicios para el manejo de los gases insaturados de la refinería.



"SUGP"

Modelo 1 y 2

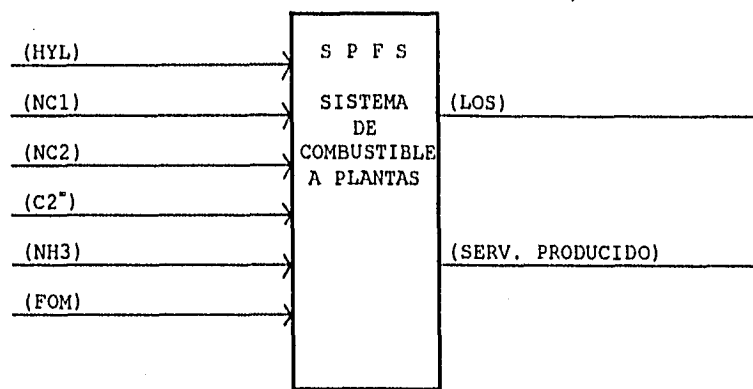
$$FUL_{SUGP} = NC3 \cdot 7.3 + C3^- \cdot 7.3 + IC4 \cdot 6.58 + NC4 \cdot 6.34 + C4^- \cdot 6.34$$

$$H2O_{SUGP} = NC3 \cdot 0.0521 + C3^- \cdot 0.0521 + IC4 \cdot 0.0470 + NC4 \cdot 0.453 + C4^- \cdot 0.0453$$

$$KWH_{SUGP} = NC1 \cdot 140.70 + NC2 \cdot 74.77 + C2^- \cdot 74.77 + NC3 \cdot 82.25 + C3^- \cdot 82.25 + IC4 \cdot 66.87 + NC4 \cdot 65.83 + C4^- \cdot 65.83$$

5.1.31 SISTEMA DE COMBUSTIBLE A PLANTAS (SPFS).

De las diferentes corrientes de gas que se envían a combustible obtenemos el total de combustible en BTU que requiere la Refinería para los diferentes procesos.



"SPFS"

Modelo 1 y 2

Balance de Energía

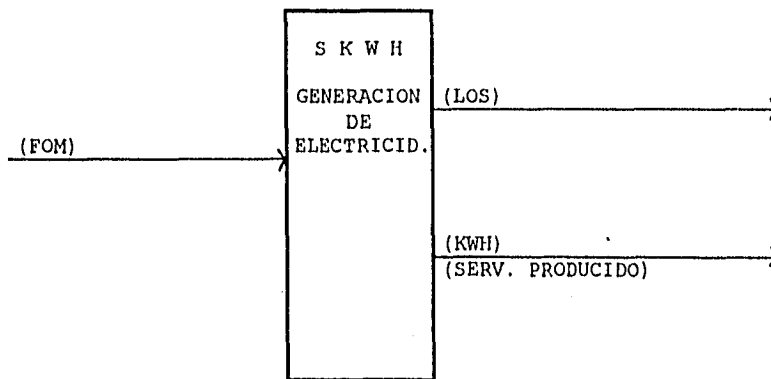
$$FUL = 113.808 * HYL + 47.443 * NC1 + 45.044 * NC2 + 44.742 * C2^* + 17.623 * NH3 + 6.287 * FOM$$

Balance de Masa

$$LOS = HYL + NC1 + NC2 + C2^* + NH3 + FOM * 0.158$$

5.1.32 GENERACION DE ELECTRICIDAD (SKWH).

La Refinería genera su propia corriente eléctrica con una planta de fuerza dividida en dos áreas, Area Norte que genera 1368×10^3 KWH/DIA y el Area Sur que genera 432×10^3 KWH/DIA como máximo, pero para que genere solo lo requerido la expresión se reduce a conocer cuantos barriles de combustóleo necesito quemar para generar un KWH.



"SKWH"

Modelo 1 y 2

$$1 \text{ BL_FOM} * 6.287 \frac{10^6 \text{ BTU}}{\text{BL_FOM}} * \frac{1 \text{ KWH}}{0.0034 \times 10^6 \text{ BTU}} * \text{eficiencia}(\eta) =$$

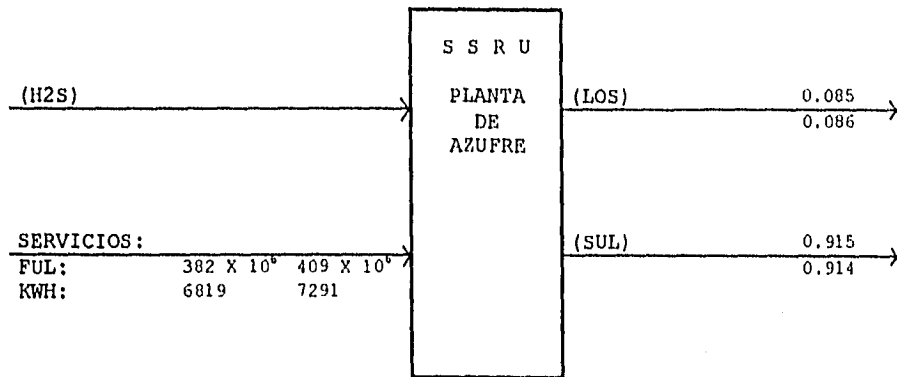
$$\text{FOM}(\text{BLS}) * 1842.614 \frac{\text{KWH}}{\text{BL_FOM}} * 0.30 =$$

$$\text{FOM}(\text{BLS}) * 552.761 \frac{\text{KWH}}{\text{BL_FOM}} = \text{KWH}_{\text{Generados}}$$

$$\text{Ton}_{\text{perdidas}} = 1 \text{ BL_FOM} * \text{GRAV_ESP_FOM} * 0.159 \frac{\text{TON}}{\text{BL}}$$

5.1.33 RECUPERACIÓN DE AZUFRE (SSRU).

La Refinería cuenta con una planta recuperadora de azufre "U-12" que consta de el tren norte y sur con capacidad de 40 TON/DIA cada tren.



"SSRU"

Modelo 1

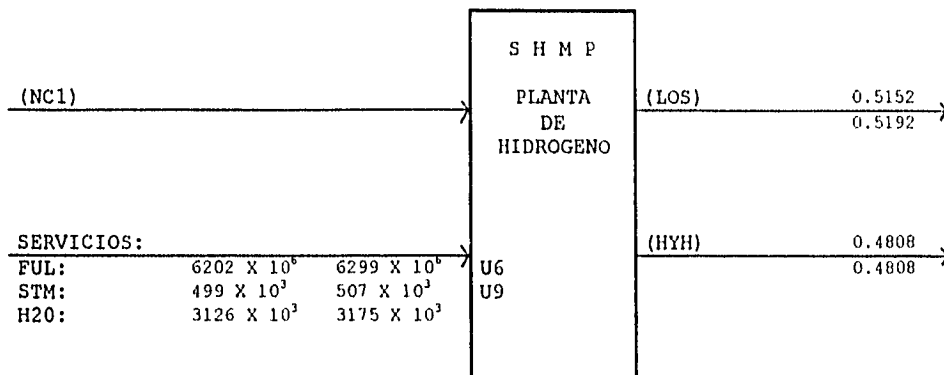
$$1.0 * H2S + 0.4372 * FUL_{SSRU} + 0.0245 * KWH_{SSRU} - 11.765 * LOS - 1.093 * SUL \leq$$

Modelo 2

$$1.0 * H2S + 0.4352 * FUL_{SSRU} + 0.0244 * KWH_{SSRU} - 11.628 * LOS - 1.094 * SUL \leq$$

5.1.34 PLANTA GENERADORA DE HIDROGENO (SHMP)

La Refinería tiene instalada dos plantas generadoras de hidrógeno a partir de gas natural que son "U-6" y la "U-9".



"SHMP"

Modelo 1

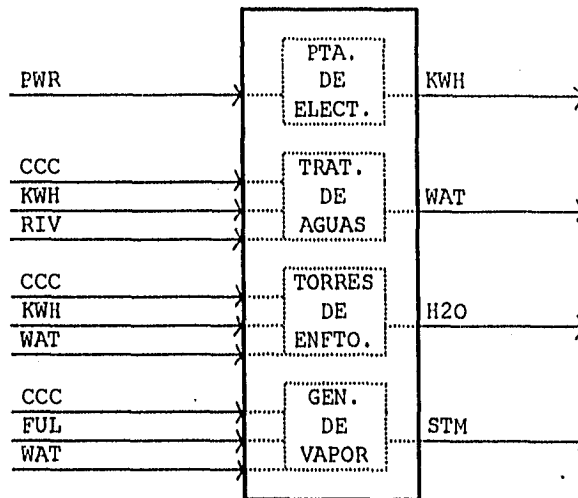
$$1.0 * NC1 + 0.0135 * FUL_{SHMP} + 0.1683 * STM_{SHMP} + 0.0269 * H2O_{SHMP} - 1.926 * LOS - 2.08 * HYH \leq$$

Modelo 2

$$1.0 * NC1 + 0.0135 * FUL_{SHMP} + 0.168 * STM_{SHMP} + 0.0268 * H2O_{SHMP} - 1.926 * LOS - 2.08 * HYH \leq$$

5.1.35 GENERACION DE SERVICIOS (SUTL).

Es la transformación de servicios para su uso en la refinería.



"SUTL"

Para modelo 1 y 2

kWH:

$$-PWR * \frac{1KWH}{PWR} + WAT * 0.065 \frac{KWH}{WAT} + H2O * 0.545 \frac{KWH}{H2O}$$

WAT:

$$-WAT * \frac{WAT}{WAT} + H2O * 0.05 \frac{WAT}{H2O} + STM * 0.1 \frac{WAT}{STM}$$

FUL:

$$STM * 1.135 \frac{FUL}{STM}$$

5.2 ESTRUCTURACION DE ECUACIONES POR COMPONENTE

Los balances para cada variable asociada a cada una de las restricciones son las siguientes:

Ejemplo:

Balance para la nafta ligera (LN1)

Nombre de la restricción: BALLN1

Modelo 1

$$0.0414 \frac{\text{ton_nafta_lig}}{\text{ton_crudo_poz}} * \text{POZ}(\text{ton_crudo_poz}) + 0.0704 \frac{\text{ton_nafta_lig}}{\text{ton_crudo_mez}}$$

$$* \text{MEZ}(\text{ton_crudo_mez}) - 0.9981 \frac{\text{ton_nafta_lig}}{\text{ton_nafta_lig_isom}} * \text{LN1}(\text{ton_nafta_lig_isom})$$

$$- 0.1812 \frac{\text{ton_nafta_lig}}{\text{ton_gas_nova}} * \text{NOV}(\text{ton_gas_nova}) = 0$$

Modelo 2

$$0.0414 \frac{\text{ton_nafta_lig}}{\text{ton_crudo_poz}} * \text{POZ}(\text{ton_crudo_poz}) + 0.0651 \frac{\text{ton_nafta_lig}}{\text{ton_crudo_mez|maya}}$$

$$* \text{MEZ|MAC}(\text{ton_crudo_mez|may}) - 0.9981 \frac{\text{ton_nafta_lig}}{\text{ton_nafta_lig_isom}}$$

$$* \text{LN1}(\text{ton_nafta_lig_isom}) - 0.1807 \frac{\text{ton_nafta_lig}}{\text{ton_gas_nova}} * \text{NOV}(\text{ton_gas_nova}) = 0$$

en forma simplificada quedaría:

Modelo 1

$$0.0414*POZ + 0.0704*MEZ - 0.9981*LN1 - 0.1812*NOV = 0$$

Modelo 2

$$0.0414*POZ + 0.0651*MEZ - 0.9981*LN1 - 0.1807*NOV = 0$$

donde LN1 es la nafta ligera que se alimenta a la Planta de Isomerizadora, ver submodelo SISX.

Nota: así se espresarán los restantes balances de los componentes.

5.2.1 Balance para la nafta intermedia (MN1)

Nombre de la restricción: BALMN1

Modelo 1

$$0.0998*POZ + 0.1283*MEZ - 1.0*MN1 - 0.22*NOV - 0.1729*MAG - 0.0329*MGX = 0$$

Modelo 2

$$0.0998*POZ + 0.1264*MEZ + MAC - 1.0*MN1 - 0.2191*NOV - 0.1728*MAG - 0.0407*MGX = 0$$

donde MN1, es la nafta intermedia que se alimenta a la Planta Hidrotratadora de Naftas; ver submodelo SNTP.

5.2.2 Balance para la nafta pesada (HN1)

Nombre de la restricción: BALHN1

Modelo 1

$$0.0396 * POZ + 0.0468 * MEZ - 0.3803 * JET = 0$$

Modelo 2

$$0.0396 * POZ + 0.0456 * MEZ | MAC - 0.5613 * JET = 0$$

5.2.3 Balance para el destilado ligero (LD1)

Nombre de la restricción: BALLD1

Modelo 1

$$0.1101 * POZ + 0.1336 * MEZ - 1.0 * LD1 = 0,$$

donde:

$$1.0 * SKHP + 1.0 * SDSP - 1.0 * LD1 = 0$$

Modelo 2

$$0.1101 * POZ + 0.1293 * MEZ | MAC - 1.0 * LD1 - 0.0091 * FOM = 0,$$

donde:

$$1.0 * SKHP + 1.0 * SDSP - 1.0 * LD1 = 0$$

esto nos indica que LD1 es el destilado ligero que alimenta a las Plantas Hidrotratadora de Kerosina (ver submodelo SKHP) y al Hidrotratamiento Profundo de Diesel (ver submodelo SDSP).

5.2.4 Balance para el destilado pesado (HD1)

Nombre de la restriccion: BALHD1

Modelo 1

$$0.1168*POZ+0.1165*MEZ-0.3522*DSL-0.7746*DIM=0$$

Modelo 2

$$0.1168*POZ+0.1141*MEZ|MAC-0.8094*HD1-0.3574*DSL-0.7347*DIM=0$$

donde HD1, es el destilado pesado (Diesel) que alimenta a la Planta Hidrotratadora de Diesel (ver submodelo SDTP).

5.2.5 Balance para el gasoleo pesado primario (GA1)

Nombre de la restriccion: BALGA1

Modelo 1

$$0.0004*POZ-0.0010*DIM=0$$

Modelo 2

$$0.0004*POZ-0.0022*DIM=0$$

5.2.6 Balance para el gasoleo pesado primario (GA2)

Nombre de la restriccion: BALGA2

Modelo 1

$$0.0005*MEZ-0.0325*GA2=0$$

Modelo 2

$$0.0005 * MEZ | MAC - 0.0164 * GA2 = 0$$

donde GA2 es alimentado a la Planta Hidrotrotadora de Diesel (ver submodelo SDTP).

5.2.7 Balance para el residuo atmosférico (AR1)

Nombre de la restriccion: BALAR1

Modelo 1

$$0.1177 * POZ - 0.1672 * FOM = 0$$

Modelo 2

$$0.0486 * POZ - 0.0640 * FOM = 0$$

5.2.8 Balance para el gasóleo ligero de vacío (LV1)

Nombre de la restriccion: BALLV1

Modelo 1

$$.1484 * POZ - 1.0 * LV1 - 0.2720 * LSF = 0$$

donde

$$.0718 * SFCF + 0.2918 * SFUR - 1.0 * LV1 = 0$$

Modelo 2

$$0.17 * POZ - 1.0 * LV1 - 0.2720 * LSF = 0$$

donde

$$0.1049 * SFCF + 0.2608 * SFUR - 1.0 * LV1 = 0$$

esto nos indica que LV1 es el gasóleo ligero de vacío que va como carga a la Unidad de Desintegración Catalítica (ver

submodelo SCFP) y además a la Planta Refinadora con Furfural (ver submodelo SFUR).

5.2.9 Balance para el gasóleo ligero devacio (LV2)

Nombre de la restriccion: BALLV2

Modelo 1

$$0.14 * MEZ - 0.4766 * LV2 = 0$$

Modelo 2

$$0.1388 * MEZ | MAC - 0.46 * LV2 = 0$$

donde LV2, va como carga a la Unidad de Desintegración Catalítica (ver submodelo SCFP).

5.2.10 Balance para el gasóleo pesado de vacío (HV1)

Nombre de la restriccion: BALHV1

Modelo 1

$$0.0451 * POZ - 0.2120 * HV1 = 0$$

Modelo 2

$$0.0516 * POZ - 0.2429 * HV1 = 0$$

donde HV1, se alimenta a la Planta Refinadora con Furfural (ver submodelo SFUR).

5.2.11 Balance para el gasóleo pesado de vacío (HV2)

Nombre de la restricción: BALHV2

Modelo 1

$$0.0737 * MEZ - 0.2509 * HV2 = 0$$

Modelo 2

$$0.0731 * MEZ | MAC - 0.2423 * HV2 = 0$$

donde HV2, va como carga a la Unidad de Desintegración Catalítica (ver submodelo SCFP).

5.2.12 Balance para el residuo de vacío (VR1)

Nombre de la restricción: BALVR1

Modelo 1

$$0.2809 * POZ - 1.0 * VR1 = 0$$

donde:

$$0.1191 * SVRF + 1.0 * SDAP - 1.0 * VR1 = 0$$

Modelo 2

$$0.3218 * POZ - 1.0 * VR1 = 0$$

donde:

$$1.0 * SVRF + 1.0 * SDAP - 1.0 * VR1 = 0$$

esto nos indica que VR1 alimenta a la Planta Reductora de Viscosidad (ver submodelo SVRF) y además a la Planta Desasfaltadora (ver submodelo SDAP).

5.2.13 Balance para el residuo de vacío (VR2)

Nombre de la restricción: BALVR2

Modelo 1

$$0.2880*MEZ - 1.0*VR2 - 0.1366*LSF - 0.4798 + FOM = 0$$

donde

$$1.0*SARP + 0.8809*SVRF - 1.0*VR2 = 0$$

Modelo 2

$$0.3049*MEZ|MAC - 1.0*VR2 - 0.1226*LSF - 0.5612 + FOM = 0$$

esto nos indica que en el modelo 1 el residuo de vacío (VR2) alimenta a la Planta H-OIL (ver submodelo SARP) y a la Planta Reductora de Viscosidad (ver submodelo SVRF). Y para el modelo 2 sólo alimenta a la Planta H-OIL (ver submodelo SARP).

5.2.14 Balance para el mezclado de carga a H-OIL (XRP)

Nombre de la restricción: BALXRP

Modelo 1

$$1.0*VR2 - 1.0*XRP = 0$$

Modelo 2

$$1.0*VR2 - 1.0*XRP = 0$$

donde XRP, es la alimentación a la Planta H_OIL (ver submodelo SHOL).

5.2.15 Balance para el propano (NC3)

Nombre de la restricción: BALNC3

Modelo 1

$$0.0001*MEZ + 0.0006*XRP + 0.0216*CCF + 0.0406*RFP + 0.0052 \\ *VRF - 1.0*LPG = 0$$

Modelo 2

$$0.0001*MEZ|MAC + 0.0006*XRP + 0.0217*SCCU + 0.0407*RFP + \\ 0.0054*VRF - 1.0*LPG = 0$$

5.2.16 Balance para el isobutano (IC4)

Nombre de la restricción: BALIC4

Modelo 1

$$0.0003*MEZ + 0.0039*XRP + 0.0401*CCF - 0.533*IC4 - 0.0386 \\ *MAG = 0$$

Modelo 2

$$0.0003*MEZ|MAC + 0.0039*XRP + 0.0396*CCF - 0.5349*IC4 - \\ 0.0386*MAG = 0$$

donde IC4, se alimenta a la Planta de Alquilación (ver submodelo (SALK).

5.2.17 Balance para el n-butano (NC4)

Nombre de la restricción: BALNC4

Modelo 1

$$0.0018*MEZ + 0.0093*XRP + 0.0124*CCF + 0.0550*RFP + \\ 0.0027*VRF - 0.5169*BUT = 0$$

Modelo 2

$$0.0017*MEZ|MAC + 0.0093*XRP + 0.0123*CCF + 0.0551*RFP + \\ 0.0029*VRF - 0.5245*BUT = 0$$

5.2.18 Balance para las pérdidas (LOS)

Nombre de la restricción: BALLOS

Modelo 1

$$0.0 \cdot \text{XRP} + 0.0544 \cdot \text{CCF} + 0.0 \cdot \text{KHP} + 0.0 \cdot \text{DTP} + 0.0 \cdot \text{DSP} + \\ 0.0 \cdot \text{I4}^+ + \text{MET} + 0.0 \cdot \text{VRF} + 0.5192 \cdot \text{NC1} + 0.1585 \cdot \text{FOM} - 1.0 \cdot \text{LOS} = 0$$

Modelo 2

$$0.0 \cdot \text{XRP} + 0.0543 \cdot \text{CCF} + 0.0 \cdot \text{KHP} + 0.0 \cdot \text{DTP} + 0.0 \cdot \text{DSP} + \\ 0.0 \cdot \text{I4}^+ + \text{MET} + 0.0 \cdot \text{VRF} - 1.0 \cdot \text{LOS} = 0$$

5.2.19 Balance para el amoníaco (NH3)

Nombre de la restricción: BALNH3

Modelo 1

$$0.0002 \cdot \text{XRP} - 0.00036 \cdot \text{NH3} = 0$$

Modelo 2

$$0.0002 \cdot \text{XRP} - 0.00035 \cdot \text{NH3} = 0$$

donde el NH3 es el amoníaco que va a combustible (ver submodelo SPFS).

5.2.20 Balance para el ácido sulfhídrico (H₂S).

Nombre de la restricción: BALH2S

Modelo 1

$$0.0269 \cdot \text{XRP} + 0.0043 \cdot \text{CCF} + 0.0003 \cdot \text{NTP} + 0.0054 \cdot \text{KHP} + \\ 0.0259 \cdot \text{DTP} + 0.0052 \cdot \text{DSP} + 0.0239 \cdot \text{LN1} - 1.0 \cdot \text{H2S} = 0$$

Modelo 2

$$0.0302 \cdot \text{XRP} + 0.0046 \cdot \text{CCF} + 0.0003 \cdot \text{NTP} + 0.0058 \cdot \text{KHP} + \\ 0.0155 \cdot \text{DTP} + 0.0056 \cdot \text{DSP} + 0.0239 \cdot \text{LN1} - 1.0 \cdot \text{H2S} = 0$$

donde H_2S , es la alimentación a la Planta de Azufre (ver submodelo SSRU).

5.2.21 Balance para el metano (NC1)

Nombre de la restricción: BALNC1

Modelo 1

$$0.0017 \cdot XRP + 0.0055 \cdot CCF + 0.0164 \cdot NTP + 0.0197 \cdot RFP + \\ 0.0005 \cdot KHP + 0.0019 \cdot DTP + 0.0025 \cdot DSP + 0.0020 \cdot VRF + 0.02 \cdot RAF \\ - 1.0 \cdot NC1 = 0$$

donde:

$$0.026 \cdot SPFS + 1.0 \cdot SHMP - 1.0 \cdot NC1 = 0$$

Modelo 2

$$0.0017 \cdot XRP + 0.0054 \cdot CCF + 0.0164 \cdot NTP + 0.0197 \cdot RFP + \\ 0.0005 \cdot KHP + 0.0019 \cdot DTP + 0.0025 \cdot DSP + 0.0020 \cdot VRF + 0.02 \cdot RAF \\ - 1.0 \cdot NC1 = 0$$

donde:

$$0.026 \cdot SPFS + 1.0 \cdot SHMP - 1.0 \cdot NC1 = 0$$

esto nos indica que NC1 es el metano que va a Combustible (ver submodelo SPFS) y además alimenta a la Planta de Hidrógeno (ver submodelo SHMP).

5.2.22 Balance para el etano (NC2)

Nombre de la restricción: BALNC2

Modelo 1

$$0.0008 \cdot XRP + 0.0048 \cdot CCF + 0.0321 \cdot RFP + 0.0020 \cdot VRF - \\ 0.039 \cdot NC2 = 0$$

Modelo 2

$$0.0008*XRP + 0.0047*CCF + 0.0322*RFP + 0.0020*VRF - 0.038*NC2 = 0$$

donde NC2, es el etano que va a Combustible (ver submodelo SPFS).

5.2.23 Balance para el hidrógeno (HYL)

Nombre de la restricción: BALHYL

Modelo 1

$$0.0001*CCF + 0.0231*RFP - 1.0*HYL = 0$$

donde:

$$0.0019*SNHT + 0.0022*SKHT + 0.0034*SDHT + 0.0079*SDNS + 0.0019*SISX + 0.01*SPFS - 1.0*HYL = 0$$

Modelo 2

$$0.0001*CCF + 0.0231*RFP - 1.0*HYL = 0$$

donde:

$$0.0019*SNHT + 0.0022*SKHT + 0.0028*SDHT + 0.0080*SDNS + 0.0019*SISX + 0.0063*SPFS - 1.0*HYL = 0$$

esto nos indica que HYL alimenta a:

Planta Hidrodesulfuradora de Naftas (ver submodelo SNHT).
Planta Hidrodesulfuradora de Kerosina (ver submodelo SKHT).
Planta Hidrodesulfuradora de Diesel (ver submodelo SDSN).
Planta de isomerización (ver submodelo SISX) y,
al Sistema de Combustible a Plantas (ver submodelo SPFS).

5.2.24 Balance para la carga a desintegración catalítica (CCF)

Nombre de la restricción: BALCCF

Modelo 1

$$1.0 \cdot \text{SCFP} - 1.0 \cdot \text{CCF} = 0$$

donde:

$$0.0718 \cdot \text{LV1} + 0.4766 \cdot \text{LV2} + 0.2509 \cdot \text{HV2} + 0.0957 \cdot \text{RGV} + 0.1050 \cdot \text{FUR} - 1.0 \cdot \text{SCFP} = 0$$

Modelo 2

5.2.25 Balance para el etileno (C2^o).

Nombre de la restricción: BALC2^o

Modelo 1

$$0.0039 \cdot \text{CCF} - 0.0097 \cdot \text{C2}^{\circ} = 0$$

Modelo 2

$$0.0038 \cdot \text{CCF} - 0.0095 \cdot \text{C2}^{\circ} = 0$$

donde C2^o, es el etileno que se envía a Combustible (ver submodelo SPFS).

5.2.26 Balance para el propileno (C3^o)

Nombre de la restricción: BALC3^o

Modelo 1

$$0.0446 \cdot \text{CCF} - 1.0 \cdot \text{PRP} = 0$$

Modelo 2

$$0.0444*CCF - 1.0*PRP = 0$$

5.2.27 Balance para el butileno (C4^w)

Nombre de la restricción: BALC4^w

Modelo 1

$$0.0684*CCF - 1.0*C4^w - 0.4831*BUT = 0$$

Modelo 2

$$0.0682*CCF - 1.0*C4^w - 0.47551*BUT - 0.0118*MGX = 0$$

donde C4^w, se alimenta a la Fraccionadora de Butilenos (ver submodelo SIBU).

5.2.28 Balance para la nafta ligera de H-OIL (RDL)

Nombre de la restricción: BALRDL

Modelo 1

$$0.0218*XRP - 0.0264*MAG = 0$$

Modelo 2

$$0.0218*XRP - 0.0264*MAG = 0$$

5.2.29 Balance para la nafta intermedia de H-OIL (RMN)

Nombre de la restricción: BALRMN

Modelo 1

$$0.0622*XRP - 0.03*NOV - 0.0060*MAG = 0$$

Modelo 2

$$0.0622*XRP - 0.03*NOV - 0.0049*MAG = 0$$

5.2.30 Balance de la nafta pesada de H-OIL (RHN)

Nombre de la restricción: BALRHN

Modelo 1

$$0.0832 * XRP - 0.0436 * NOV = 0$$

Modelo 2

$$0.0832 * XRP - 0.0434 * NOV = 0$$

5.2.31 Balance para la kerosina de H-OIL (LH1)

Nombre de la restricción: BALLH1

Modelo 1

$$0.0227 * XRP - 0.0171 * JET = 0$$

Modelo 2

$$0.0227 * XRP - 0.0256 * JET = 0$$

5.2.32 Balance para el diesel de H-OIL (RDD)

Nombre de la restricción: BALRDD

Modelo 1

$$0.0740 * XRP - 0.0559 * DIM = 0$$

Modelo 2

$$0.0740 * XRP - 0.1233 * DIM = 0$$

5.2.33 Balance para el gasóleo de vacío de HÓIL (RVG)

Nombre de la restricción: BALRVG

Modelo 1

$$0.2244 * XRP - 0.0957 * RVG = 0$$

Modelo 2

$$0.2213 * XRP - 0.0912 * RVG = 0$$

donde RVG, se alimenta a la Unidad de Desintegración Catalítica (ver submodelo SCFP).

5.2.34 Balance para el residuo de H-OIL (AHH)

Nombre de la restricción: BALAHH

Modelo 1

$$0.4684 * XRP - 0.2009 * FOM = 0$$

Modelo 2

$$0.4683 * XRP - 0.1864 * FOM = 0$$

5.2.35 Balance para la gasolina catalítica (CCG)

Nombre de la restricción: BALCCG

Modelo 1

$$0.4865 * CCF - 0.3091 * NOV - 0.8130 * MGX = 0$$

Modelo 2

$$0.4847 * CCF - 0.34 * NOV - 0.7761 * MGX = 0$$

5.2.36 Balance para el aceite cíclico ligero de catalítica (CCD)

Nombre de la restricción: BALCCD

Modelo 1

$$0.1472 * CCF - 0.8595 * CCD - 0.0998 * FOM = 0$$

Modelo 2

$$0.1486 * CCF - 0.1112 * CCD - 0.1323 * FOM = 0$$

donde CCD, se alimenta a la Planta de Hidrotratadora de

Diesel (ver submodelo SDTP).

5.2.37 Balance para el aceite decantado de catalítica (CCS)

Nombre de la restricción: BALCCS

Modelo 1

$$0.1058*CCF - 0.5743*LSF = 0$$

Modelo 2

$$0.1074*CCF - 0.581*LSF = 0$$

5.2.38 Balance para el mezclado de la carga a hidrotratadora de naftas (NTP)

Nombre de la restricción: BALNTP

Modelo 1

$$1.0*MN1 - 0.9981*NTP = 0$$

Modelo 2

$$1.0*MN1 - 0.9981*NTP = 0$$

donde NTP, es la carga de nafta a la Planta Hidrotratadora de Naftas (ver submodelo SNHT).

5.2.39 Balance para la nafta hidrotratada (NTS)

Nombre de la restricción: BALNTS

Modelo 1

$$0.9831*NTP - 1.0*NTS = 0$$

Modelo 2

$$0.9831*NTP - 1.0*NTS = 0$$

donde NTS, alimenta al pool de carga a Planta Reformadora de Naftas (ver submodelo SRFP).

5.2.40 Balance para la carga a reformación (RFP)

Nombre de la restricción: BALRFP

Modelo 1

$$1.0*NTS - 1.0*RFP = 0$$

Modelo 2

$$1.0*NTS - 1.0*RFP = 0$$

donde RFP, alimenta a la Planta Reformadora de Naftas (ver submodelo SREF).

5.2.41 Balance para el reformado (RFT)

Nombre de la restricción: BALRFT

Modelo 1

$$0.8295*RFP - 0.0311*NOV - 0.6043*MAG - 0.1043*MGX = 0$$

Modelo 2

$$0.8293*RFP - 0.0211*NOV - 0.6011*MAG - 0.1216*MGX = 0$$

5.2.42 Balance para la carga a hidrotratadora de kerosina (KHP)

Nombre de la restricción: BALKHP

Modelo 1

$$1.0*LD1 - 0.9978*KHP = 0$$

Modelo 2

$$1.0*LD1 - 0.9978*KHP = 0$$

donde KHP, es la kerosina que se alimenta a la Planta Hidrotratadora de Kerosina (ver submodelo SKHT).

5.2.43 Balance para la kerosina hidrotratada (KER)

Nombre de la restricción: BALKER

Modelo 1

$$0.9937*KHP - 0.5999*JET - 0.1615*DIM = 0$$

Modelo 2

$$0.9933*KHP - 0.4090*JET - 0.1398*DIM = 0$$

5.2.44 Balance para la carga a la hidrotratadora de diesel (DTP)

Nombre de la restricción: BALDTP

Modelo 1

$$1.0*(CCD+DVB+GA2) - 0.9966*DTP = 0$$

Modelo 2

$$1.0*(HD1+CCD+DVB+GA2) - 0.9972*DTP = 0$$

donde DTP, es la mezcla de diesel que alimenta a la Planta Hidrotratadora de Diesel (ver submodelo SDHT).

5.2.45 Balance para el diesel hidrotratado (DES)

Nombre de la restricción: BALDES

Modelo 1

$$0.9719*DTP - 0.1432*DSL - 0.0070*DIM = 0$$

Modelo 2

$$0.9822*DTP - 0.1359*DSL = 0$$

5.2.46 Balance para la carga de diesel a hidroratamiento profundo

Nombre de la restricción: BALDSN

Modelo 1

$$1.0*LD1 - 0.9921*DSP = 0$$

Modelo 2

$$1.0*LD1 - 0.9920*DSP = 0$$

donde DSP, es la carga a la Planta de Hidrotratamiento Profundo de Diesel (ver submodelo SDSN).

5.2.47 Balance para el diesel-sin (DSS).

Nombre de la restricción: BALDSS

Modelo 1

$$0.9918*DSP - 0.5046*DSL = 0$$

Modelo 2

$$0.9914*DSP - 0.5067*DSL = 0$$

5.2.48 Balance para el n-butileno (CYY)

Nombre de la restricción: BALCYY

Modelo 1

$$0.70*C4 - 0.3907*CYY = 0$$

Modelo 2

$$0.70*C4 - 0.3801*CYY = 0$$

donde CYY, es el n-butileno que se alimenta a la Planta de Alquilación (ver submodelo SALK).

5.2.49 Balance para el isobutileno (I4^w)

Nombre de la restricción: BALI4^w

Modelo 1

$$0.30 \cdot C4^w - 0.64 \cdot I4^w = 0$$

Modelo 2

$$0.30 \cdot C4^w - 0.64 \cdot I4^w = 0$$

donde I4^w, alimenta a la Planta MTBE (ver submodelo SMTB)

5.2.50 Balance para el MTBE (MTB)

Nombre de la restricción: BALMTB

Modelo 1

$$1.0 \cdot (I4^w + MET) - 0.0498 \cdot MGX = 0$$

Modelo 2

$$1.0 \cdot (I4^w + MET) - 0.0498 \cdot MGX = 0$$

5.2.51 Balance para la preparación de carga a la reductora de viscosidad (VRF)

Nombre de la restricción: BALVRF

Modelo 1

Modelo 2

$$1.0 \cdot VR1 - 1.0 \cdot VRF = 0$$

5.2.52 Balance para la nafta de la reductora de viscosidad (NVB)

Nombre de la restricción: BALNVB

Modelo 1

$$0.053*VRF - 0.0043*NOV = 0$$

Modelo 2

$$0.059*VRF - 0.0047*NOV = 0$$

5.2.53 Balance para el diesel de la reductora de viscosidad (DVB)

Nombre de la restricción: BALDVB

Modelo 1

$$0.0918*VRF - 0.1080*DVB = 0$$

Modelo 2

$$0.1099*VRF - 0.0630*DVB = 0$$

donde DVB, se alimenta a la Planta Hidrotratadora de Diesel (ver submodelo SDTP).

5.2.54 Balance para el gasóleo de reductora de viscosidad (GVB)

Nombre de la restricción: BALGVB

Modelo 1

$$0.0481*VRF - 1.0*GVB = 0$$

Modelo 2

$$0.0533*VRF - 1.0*GVB = 0$$

donde GVB, es el gasóleo de la reductora de viscosidad que va a mezclas (ver submodelo SVBM).

5.2.55 Balance para el residuo de la reductora de viscosidad (PVB)

Nombre de la restricción: BALPVB

Modelo 1

$$0.7925*VRF - 0.0523*FOM = 0$$

Modelo 2

$$0.7684*VRF - 0.0471*FOM = 0$$

5.2.56 Balance para el gasóleo de reductora de viscosidad a mezclas (VFP)

Nombre de la restricción: BALVFP

Modelo 1

$$1.0*GVB - 0.0171*LSF = 0$$

Modelo 2

$$1.0*GVB - 0.0183*LSF = 0$$

5.2.57 Balance para la carga a la desasfaltadora (DAP)

Nombre de la restricción: BALDAP

Modelo 1

$$1.0*VR1 - 1.0*DAP = 0$$

Modelo 2

$$1.0*VR1 - 1.0*DAP = 0$$

donde DAP, se alimenta a la Planta Desasfaltadora (ver submodelo SDEA)

5.2.58 Balance para el aceite desalfaltado (DAO)

Nombre de la restricción: BALDAO

Modelo 1

$$0.3832 * DAP - 0.4963 * DAO = 0$$

Modelo 2

$$0.3832 * DAP - 0.4963 * DAO = 0$$

donde DAO, es el aceite desalfaltado que alimenta a la Planta Refinadora con Furfural (ver submodelo SFUR).

5.2.59 Balance para el asfalto de la planta desalfaltadora (PIT)

Nombre de la restricción: BALPIT

Modelo 1

$$0.6168 * DAP - 1.0 * ASP = 0$$

Modelo 2

$$0.6168 * DAP - 1.0 * ASP = 0$$

5.2.60 Balance para el refinado (RAF)

Nombre de la restricción: BALRAF

Modelo 1

$$0.65 * (DAO + LV1 + HV1) - 1.0 * RAF = 0$$

donde:

$DAO + LV1 + HV1 = SFUR$ (CARGA A EXTRACCION CON FURF.)

Modelo 2

$$0.65 * (DAO + LV1 + HV1) - 1.0 * RAF = 0$$

siendo RAF, el aceite refinado que alimenta a la Planta Hidrotratadora de Lubricantes (ver submodelo SHDL).

5.2.61 Balance para el extracto de furfural (FUR)

Nombre de la restricción: BALFUR

Modelo 1

$$0.35*(DAO+LV1+HV1) - 0.1050*FUR = 0$$

donde:

$$DAO + LV1 + HV1 = SFUR$$

Modelo 2

$$0.35*(DAO+LV1+HV1) - 0.1050*FUR = 0$$

siendo FUR, el extracto de furfural que alimenta a la Unidad de Desintegración Catalítica (ver submodelo SCFP).

5.2.62 Balance para el lubricante hidrotratado (HDL)

Nombre de la restricción: BALHDL

Modelo 1

$$0.98*RAF - 1.0*RAF = 0$$

Modelo 2

$$0.98*RAF - 1.0*RAF = 0$$

donde HDL, alimenta a la Planta Desparafinadora de Lubricantes (ver submodelo SPAR).

5.2.63 Balance para el lubricante básico (LBA)

Nombre de la restricción: BALLBA

Modelo 1

$$0.65*HDL - 1.0*LUB = 0$$

Modelo 2

$$0.65*HDL - 1.0*LUB = 0$$

5.2.64 Balance para las parafinas (PAR)

Nombre de la restricción: BALPAR

Modelo 1

$$0.35*HDL - 1.0*PRF = 0$$

Modelo 2

$$0.35*HDL - 1.0*PRF = 0$$

5.2.65 Balance para el C5 isómero (IC5)

Nombre de la restricción: BALIC5

Modelo 1

$$0.9761*LN1 - 0.1807*NOV = 0$$

Modelo 2

$$0.9761*LN1 - 0.1605*NOV = 0$$

5.2.66 Balance para el alquilado (ALK)

Nombre de la restricción: BALALK

Modelo 1

$$0.9728*ALK - 0.1519*MAG = 0$$

donde:

$$ALK=C3S + CYY + IC4$$

Modelo 2

$$0.9728*ALK - 0.1561*MAG = 0$$

donde:

$$ALK=C3S + CYY + IC4$$

5.2.67 Balance para el alquilado pesado (ALH)

Nombre de la restricción: BALALH

Modelo 1

$$0.0272*ALK - 0.0026*JET = 0$$

donde:

$$ALK = C3S + CYY + IC4$$

$$0.0272*ALK - 0.0041*JET = 0$$

donde:

$$ALK = C3S + CYY + IC4$$

5.2.68 Balance para el azufre (SUL)

Nombre de la restricción: BALSUL

Modelo 1

$$0.922*H2S - 1.0*SUL = 0$$

Modelo 2

$$0.9214*H2S - 1.0*SUL = 0$$

donde SUL, es el azufre que va a ventas.

5.2.69 Balance para el hidrógeno de alta pureza (HYH)

Nombre de la restricción: BALHYH

Modelo 1

$$0.4808*NC1 - 0.0138*HYH = 0$$

Modelo 2

$$0.4808*NC1 - 0.0140*HYH = 0$$

donde HYH, es alimentado a la H-OIL (ver submodelo SHOL).

CAPITULO 6
ANALISIS DE RESULTADOS

6.1 Presentación

En base al modelo presentado en el capítulo 5, los resultados que se presentan a continuación se refieren a las dos alternativas consideradas:

1. Modelo de Programación Óptima de la Producción:
"Soluciones a los cuellos de botella".
2. Modelo de Maximización de gasolias.

6.2 MODELO DE PROGRAMACIÓN ÓPTIMA DE LA PRODUCCION

La solución óptima del modelo planteado se presentan en las tablas que se describen a continuación expresándose la forma en que se comporta y se caracteriza tal solución:

CARACTERIZACIÓN DE LA SOLUCION		
NUMERO DE TABLA	NOMBRE	COMENTARIOS
6.2.1	Compra y Venta de Productos	Se describe la compra de crudos y otros insumos, así como la venta de los productos comercializables.
6.2.2	Necesidades de Servicios	La refinería es autosuficiente en términos de la electricidad, composición de gas, vapor, agua de proceso y de enfriamiento y combustible. Aparecen los valores marginales asociados a la solución del dual.
6.2.3	Informe de las variables acotadas	Se informa sobre el valor de la variable acotada y sus valores marginales.
6.2.4	Resumen de la utilización de la capacidad instalada	Se describe la utilización de la capacidad instalada para cada conjunto de procesos que integran la refinería y su valor marginal.
6.2.5	Resumen de la capacidad de Mezclado	Se describen las mezclas obtenidas para los productos comercializables y sus valores marginales.
6.2.6	Mapa de la disposición de servicios	Se describen los diferentes servicios que son necesarios en cada proceso representados por el modelo correspondiente. Se incluye la cantidad de TEL y catalizadores.

CARACTERIZACIÓN DE LA SOLUCION

NUMERO DE TABLA	NOMBRE	COMENTARIOS
6.2.7	Informe sobre las propiedades de las corrientes	Se describe en cada corriente de los procesos correspondientes, las propiedades con las que resultan.
6.2.8	Especificaciones del mezclado	Para cada producto en cada salida de los procesos, se proporcionan las especificaciones de mezclado, proporcionándose en todos los casos los valores marginales de los componentes excluidos y las caracterizaciones límite de calidad.

SOLUCIÓN ÓPTIMA AL MODELO DE PROGRAMACIÓN DE LA PRODUCCIÓN

TABLA 6.2.1

		COMPRA Y VENTA DE PRODUCTOS						
COMPRA DE MATERIAS PRIMAS		UNIDAD	UNIDAD/DIA	LIMITE MINIMO	LIMITE MAXIMO	\$US/ UNIDAD	\$US/ DIA	VALOR MARGINAL
MAC	MAYA	BL	0	0	0	13.61	0	1.116
MEZ	CRUDO MEZCLA	BL	170,000	0	170,000	15.07	2,561,900	0.987
POZ	POZOLEO	BL	70,000	0	70,000	17.92	1,184,400	-1.071
	CRUDO NACIONAL		240,000	70,000			3,746,300	
NC4	N-BUTANO	BL	0			17.33	0	-1.470
IC4	ISOBUTANO	BL	0			19.86	0	-3.682
MET	METANOL	TON	36			20.16	725.76	0
C3S	PROPILENO	TON	29			14.70	426.30	0
TEL	TETRAETILO DE PLOMO	KG	1050			6.0	6300	
CCZ	CATALIZADORES						42,433	
	OTROS INSUMOS						49,885	
	TOTAL COMPRAS						3,796,185	
VENTA DE PRODUCTOS								
LPG	LPG	BL	3,071			12.65	38849	0
PRP	PROPILENO	BL	3,807			18.975	72232	0
BUT	BUTANOS	BL	5,670			15.86	89922	0
SUL	AZUFRE	LTON	154			100	15358	0
	PETROQUIMICOS		12,702				216,361	
NOV	GASOLINA NOVA	BL	50,000			15.5	775000	0
NOX	GASOLINA NOVA OXIG.	BL	0			15.5	0	0
MAG	GASOLINA MAGNA	BL	20,000			20.94	418800	0
MGX	GASOLINA MAGNA OXIG.	BL	16,599			20.94	347592	0
	GASOLINAS		86,599				1,641,392	
JET	TURBOSINA	BL	30,466			22.08	672694	0
JEM	KEROSINA	BL	0			21.7	0	0
DSL	DIESEL ESPECIAL	BL	18,197			21.22	386132	0
DIM	DIESEL NACIONAL	BL	28,778			20.84	599742	0
	DEST. INTERMEDIOS		77441				1658568	
LSF	COMBUSTOLEO 1% S	BL	8,006			16.94	135624	0
HSF	COMBUSTOLEO 3% S	BL	0			12.94	0	0
FOM	COMBUSTOLEO 5% S	BL	25,592			13.27	339601	0

COMPRA Y VENTA DE PRODUCTOS

COMPRA DE MATERIAS PRIMAS		UNIDAD	UNIDAD/DIA	LIMITE MINIMO	LIMITE MAXIMO	\$US/ UNIDAD	\$US/ DIA	VALOR MARGINAL
GOV	GASOLEO DE VACIO	BL	0			13.27	0	0
ASP	ASFALTO	BL	9,497			14.597	138625	0
	RESIDUALES		43095				613850	
LUB	LUBRICANTES	BL	6,112			39.81	243332	0
PRF	PARAFINAS	BL	3,148			39.81	125334	0
	OTROS		9,260				368666	
	VENTAS TOTALES	BL	228943				4398837	
LIQ. TOTAL RECUP.			91.40%					

TABLA 6.2.2

NECESIDADES DE SERVICIOS DEL EXTERIOR			
COMPRA DE SERVICIOS		UNIDAD	VALOR MARGINAL
PWR	ENERGIA NO GENERADA	KWH	-0.026
RIV	AGUA POZO	GAL	0
GAS	GAS COMP.	BTU	-0.856
KWH	ELECTRICIDAD	KWH	0.024
STM	VAPOR	LB	2.591
WAT	AGUA PROCESO	GAL	1.552
H2O	AGUA ENFTO.	GAL	0.094
FUL	COMBUSTIBLE	BTU	2.111

TABLA 6.2.3

INFORME DE LAS VARIABLES ACOTADAS			
L.P. VARIABLE		ACTIVIDAD	V. MARG.
SREFR02	Severidad pta. ref. RON=102	2,219	0
SREFR00	Severidad pta. ref. RON=100	0	-0.437
SREFR98	Severidad pta. ref. RON=98	0	-0.891
SREFR96	Severidad pta. ref. RON=96	0	-1.295
SREFR94	Severidad pta. ref. RON=94	0	-1.71
SNTPHN1	Nafta pesada carga a HDS	0	-60.008

TABLA 6.2.4

RESUMEN DE UTILIZACION DE LA CAPACIDAD					
CAP. PROCESO		ACTIVIDAD		MAXIMO	V. MARG.
AT1	PRIMARIA 1 SA	B/D	69,853	70,000	0
VT1	TORRE DE VACIO	T/D	4,599	+INF	0
VU1	VACIO	B/D	29,704	47,854	0
AT2	PRIMARIA 3 AS	B/D	169,970	170,000	0
VT2	TORRE DE VACIO	T/D	11,732	+INF	0
VU2	P CARGA 2 AS	B/D	76,181	94,146	0
HOL	GASOLEO	B/D	18,500	18,500	2.699
CCU	DESINT. CAT.	B/D	47,300	65,000	0
VBR	VISCOREDUCTORA	B/D	2,760	2,760	1.79
DAP	DESALFALTADORA	B/D	16,284	16,284	2.607
PAR	DESPARAFINADOR	B/D	9,200	9,200	18.605
ISX	ISOMERIZACION	B/D	10,215	12,000	0
ALK	ALQUILACION	B/D	3,172	11,000	0
REF	REFORM. RR2	B/D	18,741	32,250	0
NHT	NAFTA HIDROTRAT.	B/D	19,026	32,183	0
KHT	DEST. INTERM.	B/D	22,682	34,960	0
DHT	DEST. INTERM.	B/D	2,796	34,960	0
DSN	HIDRO. PROFUNDO	B/D	9,393	23,000	0
MTB	PLANTA MTBE	B/D	830	830	98.975
HMP	PLT. HIDROGENO	MMCF/D	16,712	+INF	0
SRU	PLT. AZUFRE	TON-L/D	154	+INF	0
H2O	TORRE ENFTO.	GPM	159,081	+INF	0
STM	GEN. VAPOR	LB/HR	1,615,628	+INF	0
KWH	DIST. POTENCIA	KVA	0	+INF	0
HDS	HDS EN SKHT		25,478	+INF	0
IBU	IBU EN SIBU		211	+INF	0
FUR	FUR EN SFUR		14,059	+INF	0
HDL	HDL EN SHDL		1,340	+INF	0
CMP	CMP EN SSGP		437	+INF	0
DC3	DC3 EN SSGP		305	+INF	0
DC4	DC4 EN SSGP		210	+INF	0
DIB	DIB EN SSGP		18	+INF	0
UCP	UCP EN SUGP		1,392	+INF	0
UD3	UD3 EN SUGP		1,292	+INF	0
UD4	UD4 EN SUGP		833	+INF	0
PWR	PWR EN SUTL		0	+INF	0
WAT	WAT EN SUTL		10,646	+INF	0

TABLA 6.2.5

RESUMEN DE LA CAPACIDAD DE MEZCLADO						
MEZCLAS	UNIDAD	ACTIVIDAD	LIMITE MINIMO	LIMITE MAXIMO	VALOR MARGINAL	
NOV GASOLINA NOVA	BL	0				
NOX GASOLINA NOVA OXIG.	BL	0				
MAG GASOLINA MAGNA	BL	20,000				
GB1 MEZCLADO DE GASOLINA MAGNA	BL	20,000	0	20,000	-5.84	
NOV GASOLINA NOVA	BL	50,000				
NOX GASOLINA NOVA OXIG.	BL	0				
GB2 MEZCLADO DE GASOLINA NOVA	BL	50,000	0	50,000	-0.81	
BOMBEADO DE COMPONENTES						
NC4 N-BUTANO	BL	2,999	0	+INF	0	
IC4 ISOBUTANO	BL	1,043	0	+INF	0	
LN1 NAFTA LIGERA	BL	10,000	0	+INF	0	

TABLA 6.2.6

MAPA DE DISPOSICIÓN DE SERVICIOS

SUBMODELO DEL PROCESO	TEL	PWR	CCC	RIV	GAS	KWH	STM	WAT	H2O	FUL
SCR1						29,920	4,808		35,800	9,516
SCR2						200,858	6,672		85,330	20,367
SVAC										
SARP										
SHOL			1,791			35,261	982		1,993	5,025
SCFP										
SCCU			5,481			100,966	9,547		71,600	1,717
SNTP										
SNHT			366			3,455	473		9,036	1,063
SRFP										
SREF			2,074			5,881	821		6,740	2,524
SKHP										
SKHT			887			29,960	297		5,375	1,455
SDTP										
SDHT			106			2,193	27		663	157
SDSP										
SDSN			338			1,249	169		2,223	412
SIBU										
SMTB						1,792	205		1,536	
SVRF										
SVBR						1,891	117		337	548
SVBM										
SDAP										
SDEA			534			507	5,673			1,415
SFUR						36,319	3,710			2,845
SHDL			268			20,526	724			857
SPAR						99,468	3,414			3,329
SISX			165			7,559	15		10	221
SALK			2,569			7,323	621		5,246	1,354
SSGP						35,284			14	2,028
SUGP						102,841			62	8,701
SUTL		0	26,002	15,332		125,851	-38,772	0	229,091	44,006
SPFS					0					-114,122
SSRU						6,819				382
SKWH						-855,925				
SHMP			1,853				499		3,126	6,202
COMPRA/VENTA	-1,050		-42,433	-15,332						
PERDIDA	-1,050	0	0	0	0	-1	0	0	0	0

TABLA 6.2.7

CORRIENTES DE PROCESO		INFORME SOBRE LAS PROPIEDADES DE LAS CORRIENTES									
		VAP	C3P	SPG	RON	MON	DON	R30	M30	D30	RVP
AHH	RESIDUO DE H-OIL			0.9999							
ALH	ALQUILADO PESADO			0.8							
ALK	ALQUILADO			0.7291	93.2718		93.2718	105.4685			6.5541
AR1	RESIDUO PRIMARIO 650			0.9757							
AR2	RESIDUO PRIMARIO 650			0.9705							
C3=	PROPILENO	752.1205	1	0.508							
C4=	BUTILENO	202.4755		0.6127	95	92.4	93.7	105.2	102.4	103.8	202.4755
CCD	AC. CICLICO LIG.			0.935							
CCF	CAGA A DESINT. CAT.			0.9213							
CCG	GASOLINA CATALITICA			0.748	91.0753		85.9999	95.2753			11.9992
CCS	AC. CICLICO PESADO			1.065							
CYY	BUTILENO	202.4755		0.6127	95	92.4	93.7	105.2	102.4	103.8	202.4755
DAO	ACEITE DESASFALTADO			1.01							
DES	DEST. HIDROTRATADO			0.9232							
DSP	CRAGA HIDROT. PROF.			0.8153							
DSS	DIESEL SIN			0.8051							
DTP	CARGA HIDROTRAT. DIESEL			0.9241							
DVB	DESTILADO VISCORED.			0.85							
FUR	EXTRACTO-FURFURAL			0.9303							
GA1	600-650 GASOLEO PRIM.			0.8472							
GA2	600-650 GASOLEO PRIM			0.8822							
GVB	GASOLEO DE VISCORED.			0.853							
HD1	DEST. PESADO VACIO			0.8579							
HDL	LUB. HIDROTRATADO			0.89							
HN1	NAFTA PESADA 350-400			0.7875							
HV1	GASOLEO PES. VACIO			0.93							
HV2	GASOLEO PES. VACIO			0.9413							
IC4	ISOBUTANO	206.0976		0.5635	95	92.4	93.7	105.2	102.4	103.8	206.0976
IS5	C5 ISOMERO			0.638	82.2	79.7	80.95	98.7	97.5	98.1	32
KER	KEROSINA HIDROTRAT.			0.8155							
KHP	CARGA A HIDROTRAT. KERO			0.8155							
LBA	LUBRICANTES BASICOS			0.88							

TABLA 6.2.7

INFORME SOBRE LAS PROPIEDADES DE LAS CORRIENTES

CORRIENTES DE PROCESO	VAP	C3P	SPG	RON	MON	DON	R30	M30	D30	RVP
LD1 DEST. LIGERO 400-525			0.8155							
LH1 KEROSINA DE H-OIL			0.78							
LN1 NAFTA LIG. 5C-160			0.6393	70.4108	67.8743	69.4213	86.9037	84.2239	85.858	20.7625
LV1 GASOLEO LIG. VACIO			0.8799							
LV2 GASOLEO LIG. VACIO			0.9117							
MN1 NAFTA INTERMEDIA			0.7425	51.8051	49.6074	50.7414	66.1841	64.1699	65.2412	4.4864
MTB MTBE			0.7494	118	101	109.5	120	101	110.5	15.5885
NC3 PROPANO	752.1206	0	0.508							
NC4 N-BUTANO	139.6382		0.5838	92.5	88	90.25	102	97.5	99.75	139.6382
NC5 N-PENTANO			0.6307	63.6	63.1	63.35	82.8	83	82.9	28.7837
NVB NAFTA DE VISCORED.			0.7384	61.5	53	57.25	72.5	61.8	67.15	10.3787
PAR PARAFINAS			0.92							
PIT RESIDUO DASFALTADORA			1.0927							
PVB RESIDUO VISCORED.			1.0068							
RAF RAFINADO			0.89	72	70	71				6.3726
RDD DIESEL DE H-OIL			0.8232							
RDL NAFTA LIG. DE H-OIL			0.6722	82.8	82.4	82.6	98.9	98.2	98.55	12.9
RFR REFORMADO			0.799	85.0001		81.0935	95.2495			6.3726
RFT REFORMADO 2			0.799	101.9996		96.174	105.3727			6.3726
RHN NAFTA PES. DE H-OIL			0.7839	67.6	67.3	67.45	98.9	98.2	98.55	1.1
RMN NAFTA INTERM. DE H-OIL			0.7281	75.2	74.85	75.025	98.9	98.2	98.55	7
RVG GASOLEO DE H-OIL			0.94							
VDP DEST. DE VISCORED.			0.85							
VFP GASOLEO DE VISCORED.			0.853							
VR1 RESIDUO VAC. +1000			1.0451							
VR2 RESIDUO VAC. +1000			1.011							
VRF CARGA VISCORED.			1.0151							

TABLA 6.2.7A

INFORME SOBRE LAS PROPIEDADES DE LAS CORRIENTES										
CORRIENTES DE PROCESO	VPR#	160	210	230	330	SUL	OLF	NPA	OXN	ARO
AHH	RESIDUO DE H-OIL					1				
ALH	ALQUILADO PESADO					0				0
ALK	ALQUILADO	6	38	85	99	0				
AR1	RESIDUO PRIMARIO 650					2.86				
AR2	RESIDUO PRIMARIO 650					3.0371				
C3=	PROPILENO					0				
C4=	BUTILENO	100	100	100	100	0	100			
CCD	AC. CICLICO LIG.					2.6045				
CCF	CAGA A DESINT. CAT.					1.8087				
CCG	GASOLINA CATALITICA	7.3	19	41	51	86	0.1809	25		
CYY	BUTILENO	100	100	100	100	0	100			
DAP	CARGA A DEASFALTADOR					3.5687				
DES	DEST. HIDROTRATADO					0.3671				
DSP	CRAGA HIDROT. PROF.					0.5124				
DSS	DIESEL SIN					0.015				
DTP	CARGA HIDROTRAT. DIESEL					2.4471				
DVB	DESTILADO VISCORED.					1.3772				
FUR	EXTRACTO FURFURAL					1				
GA1	600-650 GASOLEO PRIM.					0.9202				
GA2	600-650 GASOLEO PRIM.					1.785				
GVB	GASOLEO DE VISCORED.					2.1745				
HD1	DEST. PESADO VACIO					1.2488				
HN1	NAFTA PESADA 350-400	0.001	0.001	0.001	0.001	0.1434		44.4306		16.7478
HV1	GAS. PESADO VACIO					2.204				
HV2	GAS. PESADO VACIO					2.388				
IC4	ISOBUTANO	100	100	100	100	0				
IS5	C5 ISOMERO	99	100	100	100	0				
KER	KEROSINA HIDROTRAT.					0.0769				2.448
KHP	CARGA A HIDROTRAT. KERO					0.5124				4.896
LD1	LUBRICANTES BASICOS					0.5124				4.896
LH1	DEST. LIGERO 400-525					0.11				12

TABLA 6.2.7A

INFORME SOBRE LAS PROPIEDADES DE LAS CORRIENTES

CORRIENTES DE PROCESO	VPR#	160	210	230	330	SUL	OLF	NPA	OXN	ARO
LN1 KEROSINA DE H-OIL	11.3194	99	100	100	100	0.0102				
LV1 NAFTA LIG. 5C-160						1.716				
LV2 GASOLEO LIG. VACIO						2.02				
MN1 GASOLEO LIG. VACIO		0.001	22.5037	28.1958	92.418	0.0858		36.2893		11.5541
MTB NAFTA INTERMEDIA	9	100	100	100	100	0	100		100	
NC4 MTBE		100	100	100	100	0				
NC5 PROPANO		100	100	100	100	0				
NS2 N-BUTANO								36.1301		
NT2 N-PENTANO								36.1301		
NTP POOLED FEED								36.2952		
NTS NAFTA HIDROTRATADA								36.2952		
NVB NAFTA DE VISCORED.	6.5	10	20	50	100	0.5436		62		
PIT RESIDUO DASFALTADORA						4.2825				
PVB RESIDUO VISCORED.						3.6241				
RAF RAFINADO		10	35	46	93	0				
RDD DIESEL DE H-OIL						0.3				
RDL NAFTA LIG. DE H-OIL	7.7352	96	100	100	100	0	25			
RFP CARGA A REFORMADORA								36.2952		
RFT REFORMADO		10	35	46	93	0	0.7			
RHN NAFTA PES. DE -OIL		96	100	100	100	0	25			
RMN NAFTA INTERM. DE H-OIL		96	100	100	100	0	25			
RP2 CARGA A REFORMADORA								35.52		
RVG GASOLEO DE H-OIL						0.21				
VDP DEST. DE VISCORED.						1.6442				
VFP GASOLEO DE VISCORED.						2.1745				
VR1 RESIDUO DE VACIO +1000						3.5687				
VR2 RESIDUO DE VACIO +1000						3.6316				
VRF CARGA A VISCORED.						3.6241				
XRP CARGA A LA H-OIL						3.6316				

TABLA 6.2.7B

CORRIENTES DE PROCESO		400	SMK	PPI	POR#	VBN	CST#	DBI	AFC	API	KFC
AHH	RESIDUO DE H-OIL					11	18874.5				
ALH	ALQUILADO PESADO	15	24								
AR1	RESIDUO PRIMARIO 650					22.1754	251.8861			13.5241	
AR2	RESIDUO PRIMARIO 650					19.9294	474.651			11.7341	
CCD	AC. CICLICO LIGERO			0.7408	-10	58	2	35		26.1031	10.8359
CCF	CARGA A DESINT. CAT.								20.9995		
CCS	AC. CICLICO PES.			3.3201	40	33	25.6467			1.3633	
DES	DEST. HIDROTRATADO			0.8313	-6.1266			35.7226			
DSP	CARGA HIDROTRAT. PROF.			0.3938	-31.0501	65.2622		58.406			
DSS	DIESEL SIN			0.3938	-31.0501	65.2622		58.406			
DTP	CARGA HIDROT. DIESEL			0.8313	-6.1266			35.7226			
DVB	DEST. VISCORED.			0.8607	-4.9628	55	2.5611	38		22.2279	
FUR	EXTRACTO FURFURAL					28	65.1639		21.1	20.6015	11.9
GA1	600-650 GASOLEO PRIM			2.872	35.2045	44.6901	5.566	49.01	15.7001	35.5208	
GA2	600-650 GASOLEO PRIM			3.123	37.9859	44.4	5.6978	47.2501	16.01	28.5053	
GVB	GASOLEO VISCORED.			1	0	30	43.9468		15.4	22.2279	
HD1	DEST. PESADO 525-600			2.1062	24.8668	48.4492	3.872	51.3411		36.741	
HN1	NAFTA PES. 350-400	97.6635	21.9408	0.1069	-74.4997	80.4074		56.5629		50.6317	
HV1	GASOLEO PES. VACIO			20.09	100.0075	28.02	64.8968		24.6801	20.6505	
HV2	GASOLEO LIG. VACIO			20.7851	101.1536	26.86	82.7163		25.06	18.2237	
KER	KEROSINA HIDROTRAT.	0.0047	24.4343	0.3938	-31.0501	65.2964		58.406			
KHP	GARGA HIDROT. KEROSINA	0.0047	21.2472	0.3938	-31.0501	65.2964		58.406			
LD1	DEST. LIG. 400-525	0.005	21.2472	0.3938	-31.0501	65.2964		58.406		43.6834	
LH1	KEROSINA DE H-OIL	10	15	1	0	58	2				
LN1	NAFTA LIG. C5-160									90.9421	
LV1	GASOLEO LIG. VACIO			8.166	69.9993	35.75	16.3049		18.73	29.3137	
LV2	GASOLEO LIG. VACIO			9.9037	76.4663	35.26	17.655		18.78	23.092	
MN1	NAFTA INTERMEDIA									60.8066	
PIT	RESIDUO DASFALTADORA					-1				-2.0043	
PVB	RESIDUO VISCORED.					11.4215	14816.8			10	
RDD	DIESEL DE H-OIL			1	0	49	3.6889	78			

TABLA 6.2.7B

INFORME SOBRE LAS PROPIEDADES DE LAS CORRIENTES										
CORRIENTES DE PROCESO	400	SMK	PPI	POR#	VBN	CST#	DBI	AFC	API	KFC
RVG GASOLEO DE H-OIL					25	124.528		23		
VDP DESTILADO VISCORED.			0.8607	-4.9628	55	2.5611	38		22.2279	
VFP GASOLEO VISCORED.			1	0				15.4	22.2279	
VR1 RESIDUO VACIO +1000					10.4614	26100.2			3.8911	
VR2 RESIDUO VACIO +1000					9.3624	53392			5.7765	
VRF CARGA VISCORED.					9.4934	49354.8				

TABLA 6.2.7C

REPORTE DE PROPIEDADES DE LAS CORRIENTES										
CORRIENTES DE PROCESO	CON	BNT	SPV	CSI	LV1	HV1	VR1	LV2	HV2	VR2
AR1 RESIDUO PRIMARIO 650			1.0249		0.3128	0.095	0.5922			
AR2 RESIDUO PRIMARIO 650			1.0303					0.2791	0.1469	0.574
CCF CARGA DESINT. CAT.		0.0591								
CCS AC. CICLICO LIG.	20									
FUR EXTRACTO FURFURAL		0.06								
GA1 600-650 GASOLEO PRIM		0.0199	1.1804							
GA2 600-650 GASOLEO PRIM		0.0201	1.1308							
GVB GASOLEO VISCORED.		0.106								
HD1 DEST. PESADO 525-600		0.0139	1.1895							
HN1 NAFTA PES. 350-400			1.2884							
HV1 GASOLEO PES. VACIO		0.068	1.0753	1						
HV2 GASOLEO PES. VACIO		0.0641	1.0581	3.6752						
LD1 DEST. LIGERO 400-525		0.0018	1.239							
LN1 NAFTA LIGERA C5-160			1.5722							
LV1 GASOLEO LIG. VACIO		0.0394	1.1365							
LV2 GASOLEO LIG. VACIO		0.0381	1.0926							
MN1 NAFTA INTERMEDIA			1.3596							
RVG GASOLEO DE H-OIL		0.17								
VFP GASOLEO VISCORED.		0.106								

TABLA 6.2.7C

CORRIENTES DE PROCESO		CON	BNT	SPV	CSI	LV1	HV1	VR1	LV2	HV2	VR2
VR1	RESIDUO VACIO +1000			0.9578	10.2839						
VR2	RESIDUO VACIO +1000			0.9713	17.034						
VRF	CARGA VISCORED.				16.2298						

TABLA 6.2.7D

CORRIENTES DE PROCESO		FVT	BTW	VBP	PAR
AR1	RESIDUO PRIMARIO 650		6.4631		
AR2	RESIDUO PRIMARIO 650		6.3857		
GA1	600-650 GASOLEO PRIM	650	7.4434	625	
GA2	600-650 GASOLEO PRIM	650	7.131	624.2988	
HD1	DEST. PES. 525-600	611.315	7.5009	576.5703	
HN1	NAFTA PES. 350-400	400	8.125	375	55.7393
HV1	GAS. PES. VACIO	900	6.7807	875	
HV2	GAS. PES. VACIO	1000	6.6726	925.2384	
IC4	ISO BUTANO	10.74			
LD1	DEST. LIG. 350-400	525	7.8132	462.5	
LN1	NAFTA LIG. CS-160	160	9.9146	107.5	
LV1	GASOLEO LIG. VACIO	850	7.1668	750	
LV2	GASOLEO LIG. VACIO	850	6.8898	749.8236	
MN1	NAFTA INTERMEDIA	350	8.574	261.1991	63.941
NC3	PROPANO	-43.73			
NC4	N-BUTANO	55			
VR1	RESIDUO VACIO +1000	1105.2	6.0401	1000.8	
VR2	RESIDUO VACIO +1000	1211.5	6.125	1219.6	

TABLA 6.2.8
ESPECIFICACION DE MEZCLADO

PRODUCTO: LPG LPG

COMP. DE LA MEZCLA	BL/DIA	% VOL	TON/DIA	% PESO
NC3 PROPANO	3,071	100	248	100
TOTAL	3,071	100	248	100

COMP. EXCLUIDOS	VALOR MARGINAL \$/UNIDAD
C3= PROPILENO	-6.325

CALIDAD DEL PRODUCTO	MINIMO	PRODUCTO	MAXIMO	VALOR MARGINAL \$/UNIDAD
VAP VAPORIZACION		752.1206	752.1206	0
C3P PROPILENO MAX.		0	0.65	0
OLF % OLEFINAS		0	5	0

PRODUCTO: PRP PROPILENO

COMP. DE LA MEZCLA	BL/DIA	% VOL	TON/DIA	% PESO
C3= PROPILENO	3,807	100	307	100
TOTAL	3,807	100	307	100

PRODUCTO: BUT BUTANOS

COMP. DE LA MEZCLA	BL/DIA	% VOL	TON/DIA	% PESO
C4= BUTILENO	2,670	47.1	260	48.31
NC4 N-BUTANO	2,999	52.9	278	51.69
TOTAL	5,670	100	537	100

COMP. EXCLUIDOS	VALOR MARGINAL \$/UNIDAD
IC4 ISOBUTANO	-0.318

CALIDAD DEL PRODUCTO	MINIMO	PRODUCTO	MAXIMO	VALOR MARGINAL \$/UNIDAD
VAP VAPORIZACION		169.2339	752.1206	0

PRODUCTO: NOV.GASOLINA NOVA

COMP. DE LA MEZCLA	BL/DIA	% VOL	TON/DIA	% PESO	LIMITE DE CALIDAD
					RON
NC5 N-PENTANO	5	0.01	0	0.01	63.6
LN1 NAFTA LIG. C5-160	10,000	20	1,014	18.12	70.4108
IS5 C5-ISOMERO	9,991	19.98	1,011	18.07	82.2
CCG GASOLINA CAT.	14,572	29.14	1,729	30.91	91.0753
RFT REFORMADO	1,372	2.74	174	3.11	101.9996
MN1 NAFTA INTERMEDIA	10,445	20.89	1,231	22	51.8051
NVB NAFTA VISCORED.	204	0.41	24	0.43	61.5
RMN NAFTA INTERM. H-OIL	1,452	2.9	168	3	75.2
RHN NAFTA PES. H-OIL	1,960	3.92	244	4.36	67.6
TOTAL	50,000	100	5,596	100	

COMP. EXCLUIDOS	VALOR MARGINAL	LIMITE DE CALIDAD
	\$/UNIDAD	RON
C4= BUTILENO	-0.754	95
IC4 ISO BUTANO	-1.072	95
NC4 BUTANO	-0.842	92.5
ALK ALQUILADO	-0.073	93.2718
RFR REFORMADO 2	-0.366	85.0001
RDL NAFTA LIGERA H-OIL	-0.066	82.8

CALIDAD DEL PRODUCTO	MINIMO	PRODUCTO	MAXIMO	VALOR MARGINAL
				\$/UNIDAD
RVP INDICE DE P. VAP. REID	----	15.4472	16.6784	0
VPR PRESION VAPOR REID	----	8.9347	9.5	0
RON RON MINIMO	81	81	----	-0.032
TEL TEL G/GAL		0.5	0.5	0.081
160 PORCENTAJE A 160 F	10	51.9951	----	0
230 PORCENTAJE A 230 F	49	69.0344	----	0
SUL % PESO DE AZUFRE		0.079	0.2	

PRODUCTO: MAG.GASOLINA MAGNA

COMP. DE LA MEZCLA	BL/DIA	% VOL	TON/DIA	% PESO	LIMITE DE CALIDAD		
					RVP	DON	210
IC4 ISOBUTANO	1,043	5.21	93	3.86	206.0976	93.7	100
ALK ALQUILADO	3,172	15.86	367	15.19	6.5541	93.2718	38
RFT REFORMADO	11,518	57.59	1,460	60.43	6.3726	96.174	35
MN1 NAFTA INTERMEDIA	3,544	17.72	418	17.29	4.4864	50.7414	22.5037
RDL NAFTA LIG. H-OIL	598	2.99	64	2.64	12.9	82.6	100
RMN NAFTA INTERM. H-OIL	125	0.63	14	0.6	7	75.025	100
TOTAL	20,000	100	2,416	100			

COMP. EXCLUIDOS	VALOR MARGINAL \$/UNIDAD	LIMITE DE CALIDAD		
		RVP	DON	210
C4= BUTILENO	-1.662	202.4755	93.7	100
NC4 N-BUTANO	-1.435	139.6382	90.25	100
NC5 N-PENTANO	-0.061	28.7837	63.35	100
LN1 NAFTA LIG. C5-160	-0.162	20.7625	69.4213	100
IS5 C5 ISOMERO	-0.075	32	80.95	100
CCG GASOLINA CAT.	-0.009	11.9992	85.9999	41
RFR REFORMADO	-0.407	6.3726	81.0935	35
NVB NAFTA VISCORED,	-0.092	10.3787	57.25	20
RHN NAFTA PES. H-OIL	-0.066	1.1	67.45	100

CALIDAD DEL PRODUCTO	MINIMO	PRODUCTO	MAXIMO	VALOR MARGINAL
				\$/UNIDAD
RVP INDICE DE P.VAP.REID			16.6784	0.005
VPR PRESION VAPOR REID			9.5	0.009
DON NUM. OCTANO CARR.	87	87		-0.032
160 PORCENTAJE A 160 F	10	15.3949	35	
210 PORCENTAJE A 210 F	39	39	57	-0.001
230 PORCENTAJE A 230 F	49	53.798		
330 PORCENTAJE A 330 F	84	94.4665	100	
SUL % PESO DE AZUFRE		0.0148	0.15	

PRODUCTO: MGX GASOLINA MAGNA OXIGENADA

COMP. DE LA MEZCLA	BL/DIA	% VOL	TON/DIA	% PESO	LIMITE DE CALIDAD		
					DON	SUL	OXN
CCG GASOLINA CAT.	13,585	81.84	1,612	81.3	85.9999	0.1809	
RFT REFORMADO	1,631	9.83	207	10.43	96.174	0	
MN1 NAFTA INTERMEDIA	554	3.33	65	3.29	50.7414	0.0858	
MTB MTBE	830	5	99	4.98	109.5	0	100
TOTAL	16,599	100	1,983	100			

COMP. EXCLUIDOS	VALOR MARGINAL \$/UNIDAD	LIMITE DE CALIDAD	
		DON	SUL
C4= BUTILENO	-0.701	93.7	0
IC4 ISOBUTANO	-1.02	93.7	0
NC4 N-BUTANO	-0.811	90.25	0
NC5 N-PENTANO	-0.032	63.35	0
LN1 NAFTA LIG. C5-160	-0.175	69.4213	0.0102
IS5 C5 ISOMERO	-0.028	80.95	0
ALK ALQULADO	-0.004	93.2718	0
RFR REFORMADO	-0.407	81.0935	0
NVB NAFTA VISCORED.	-0.087	57.25	0.5436

RDL	NAFTA LIG. H-OIL	-0.055	82.6	0
RMN	NAFTA INTERM. H-OIL	-0.086	75.025	0
RHN	NAFTA PESADA H-OIL	-0.183	67.45	0

CALIDAD DEL PRODUCTO		MINIMO	PRODUCTO	MAXIMO	VALOR MARGINAL
					\$ US/UNIDAD
RVP	PRESION VAPOR REID		11.3752	16.6784	
VPR	PRESION VAPOR REID		6.9946	9.5	
DON	NUM. OCTANO CARR.	87	87		-0.032
160	PORCENTAJE A 160 F	10	21.5319	35	
210	PORCENTAJE A 210 F	39	42.7435	57	
230	PROCENAJE A 230 F	49	52.1982		
330	PORCENTAJE A 330 F	84	87.602	100	
SUL	% PESO DE AZUFRE		0.15	0.15	0.556
OXN	OXIGENO MINIMO	5	5	6	-1.2

PRODUCTO: JET TURBOSINA

COMP. DE LA MEZCLA		BL/DIA	% VOL	TON/DIA	% PESO.
HN1	NAFTA PES. 350-400	11,837	38.85	1,478	38.03
KER	KEROSINA HIDROT.	18,012	59.12	2,331	59.99
ALH	ALQUILADO PESADO	81	0.27	10	0.26
LH1	KEROSINA DE H-OIL	536	1.76	66	1.71
TOTAL		30,466	100	3,885	100

CALIDAD DEL PRODUCTO		MINIMO	PRODUCTO	MAXIMO	VALOR MARGINAL
					\$ US/UNIDAD
400	PORCENTAJE A 400 F	10	38.1537		
SPG	GRAV. ESPECIFICA	0.775	0.8037	0.84	0
SUL	% PESO DE AZUFRE		0.1025	0.3	0
SMK	PUNTO DE HUMO (mm)	20	23.2982		0
ARO	% DE AROMATICOS		8.1656	20	0

PRODUCTO: DSL DIESEL ESPECIAL

COMP. DE LA MEZCLA		BL/DIA	% VOL	TON/DIA	% PESO	LIMITE DE CALIDAD	
						SUL	VBN
DSS	DIESEL SIN	9,563	52.55	1,222	50.46	0.015	65.2622
HD1	DEST. PESADO 525-600	6,266	34.44	853	35.22	1.2488	48.4492
DES	DEST. HIDROTRAT.	2,367	13.01	347	14.32	0.3671	
TOTAL		18,197	100	2,422	100		

COMP. EXCLUIDOS		VALOR MARGINAL \$/UNIDAD	LIMITE DE CALIDAD	
			DON	SUL
LD1	DEST. LIG. 400-525	-0.342	0.5124	65.2964
KER	KESORINA HIDROT.	-0.316	0.0769	65.2964
ALH	ALQUILADO PESADO	-1.095	0	
GA1	600-650 GASOLEO PRIM	-0.049	0.9202	44.6901
GA2	600-650 GASOLEO PRIM	-0.36	1.785	44.4
CCD	AC. CICLICO LIG.	-0.917	2.6045	58
VDP	DEST. VISCORED.	-0.047	1.6442	55
RDD	DEST. DE H-OIL	-0.192	0.3	49

CALIDAD DEL PRODUCTO		MINIMO	PRODUCTO	MAXIMO	VALOR MARGINAL \$ US/UNIDAD
SPG	GRAV. ESPECIFICA	0.8	0.8387	0.876	
SUL	% PESO AZUFRE		0.5	0.5	6.594
DBI	INDICE DE DIESEL MEZC.	40	53.022		
PPI	INDICE PTO. ESCURRIM.		1.0404	1.3499	
POR	PTO. ESCURRIM. F		1.3334	10	
VBN	INDICE VISC. MEZCLA	51	51		-0.013
CST	VISCOSIDAD CST A 122	22	3.1835	3.1835	-0.205

PRODUCTO: DIM DIESEL NACIONAL

COMP. DE LA MEZCLA		BL/DIA	% VOL	TON/DIA	% PESO	LIMITE DE CALIDAD	
						SUL	VBN
KER	KEROSINA HIDROT.	4,840	16.82	626	16.15	0.0769	65.2964
HD1	DEST. PES. 525-600	22,065	76.67	3,003	77.46	1.2488	48.4492
GA1	600-650 GASOLEO PRIM	29	0.1	4	0.1	0.9202	44.6901
DES	DEST. HIDROTRAT.	184	0.64	27	0.7	0.3671	
RDD	DIESEL DE H-OIL	1,660	5.77	217	5.59	0.3	49
TOTAL		28,778	100	3,877	100		

COMP. EXCLUIDOS		VALOR MARGINAL \$/UNIDAD	LIMITE DE CALIDAD	
			DON	SUL
LD1	DEST. LIG. 400-525	-0.119	0.5124	65.2964
ALH	ALQUILADO PESADO	-1.103	0	
GA2	600-650 GASOLEO PRIM	-0.493	1.785	44.4
CCD	AC. CICLICO LIG.	-1.166	2.6045	58
VDP	DEST. VISCORED.	-0.105	1.6442	55

CALIDAD DEL PRODUCTO		MINIMO	PRODUCTO	MAXIMO	VALOR MARGINAL \$ US/UNIDAD
SPG	GRAV. ESPECIFICA	0.8	0.8492	0.876	
SUL	% PESO AZUFRE		1	1	8.247
DBI	INDICE DE DIESEL MEZC.	40	53.9644		
PPI	INDICE PTO. ESCURRIM.		1.747	2.4596	
POR	PTO. ESCURRIM. F		18.6166	30	
VBN	INDICE VISC. MEZCLA	51	51		-0.018
CST	VISCOSIDAD CST A 122	22	3.1835	3.1835	-0.286

PRODUCTO: LSF COMBUSTOLEO 1% S

COMP. DE LA MEZCLA		BL/DIA	% VOL	TON/DIA	% PESO	LIMITE DE CALIDAD	
						SPG	SUL
VR2	RESIDUO VACIO +1000	1,078	13.46	173	13.66	1.011	3.6316
LV1	GASOLEO LIG. VACIO	2,466	30.8	344	27.2	0.8799	1.716
CCS	AC. CICLIOC PESADO	4,302	53.74	727	57.43	1.065	
VFP	GASOLEO VISCORED.	160	2	22	1.71	0.853	2.1745
TOTAL		8,006	100	1,266	100		

COMP. EXCLUIDOS		VALOR MARGINAL \$/UNIDAD	LIMITE DE CALIDAD	
			DON	SUL
LD1	DEST. LIG. 400-525	-2.566	0.8155	0.5124
KER	KEROSINA HIDROTRAT.	-2.262	0.8155	0.0769
HD1	DEST. PESADO 525-600	-2.815	0.8579	1.2488
GA1	600-650 GASOLEO PRIM	-2.513	0.8472	0.9202
GA2	600-650 GASOLEO PRIM	-3.687	0.8822	1.785
DES	DEST. HIDROTRAT.	-2.079	0.9232	0.3671
VR1	RESIDUO VACIO +1000	-0.839	1.0451	3.5687
AR1	RESIDUO PRIM. 650	-0.324	0.9757	-2.86
AR2	RESIDUO PRIM. 650	-0.557	0.9705	3.0371
HV1	GASOLEO PES. VACIO	-2.265	0.93	2.204
LV2	GASOLEO LIG. VACIO	-1.406	0.9117	2.02
HV2	GASOLEO PES. VACIO	-2.73	0.9413	2.388
CCD	AC. CICLICO LIGERO	-5.459	0.935	2.6045
VDP	DEST. VISCORED.	-3.145	0.85	1.6442
PVB	RESIDUO VISCORED.	-0.278	1.0068	3.6241

CALIDAD DEL PRODUCTO		MINIMO	PRODUCTO	MAXIMO	VALOR MARGINAL \$ US/UNIDAD
SPG	GRAV. ESPECIFICA		0.9965	0.9965	-8.299
SUL	% PESO AZUFRE		1	1	-11.519
VBN	INDICE VISC. MEZCLA	19	30.0041	40	
CST	VISC. CST A 122	8.8859	43.9126	631.4924	

PRODUCTO: FOM COMBUSTOLEO 5% S

COMP. DE LA MEZCLA	BL/DIA	% VOL	TON/DIA	% PESO	LIMITE DE CALIDAD
					VNB
VR2 RESIDUO VACIO +1000	20,425	47.2	3,276	47.98	9.3624
AR1 RESIDUO PRIMARIO 650	7,373	17.04	1,141	16.72	22.1754
CCD AC. CICLICO LIGERO	4,593	10.61	681	9.98	58
PVB RESIDUO VISCORED.	2,237	5.17	357	5.23	11.4215
AHH RESIDUO DE H-OIL.	8,646	19.98	1,372	20.09	11
TOTAL	43,274	100	6,828	100	

COMP. EXCLUIDOS	VALOR MARGINAL	LIMITE DE CALIDAD
	\$/UNIDAD	VNB
LD1 DEST. LIG. 400-525	-0.335	65.2964
KER KEROSINA HIDROTRAT.	-0.68	65.2964
HD1 DEST. PES. 525-600	-1.96	48.4492
GA1 600-650 GASOLEO PRIM	-2.895	44.6901
GA2 600-650 GASOLEO PRIM	-2.438	44.4
DES DEST. HIDROTRAT.	-10.319	
VR1 RESIDUO VACIO +1000	-0.326	10.4614
PIT RESIDUO DESASFALT.	-4.39	-1
FUR EXTRACTO FURFURAL	-2.576	28
AR2 RESIDUO PRIMARIO 650	-0.358	19.9294
LV1 GAS. LIG. VACIO	-0.345	35.75
HV1 GASOLEO PES. VACIO	-2.604	28.02
LV2 GAS. LIG. VACIO	-1.021	35.26
HV2 GASOLEO PES. VACIO	-2.83	26.86
CCS AC. CICLICO LIG.	-2.371	33
VDP DEST. VISCORED.	-0.639	55
VFP GASOLEO VISCORED.	-5.924	
RVG GASOLEODE H-OIL.	-3.179	25

CALIDAD DEL PRODUCTO	MINIMO	PRODUCTO	MAXIMO	VALOR MARGINAL
				\$ US/UNIDAD
SPG GRAV. ESPECIFICA		0.9945	0.9985	
SUL % PESO AZUFRE		2.8713	5	
VBN INDICE VISC. MEZCLA	17.1419	17.1419		-0.169
CST VISC. CST A 122		1173.768	1173.768	-0.002

PRODUCTO: ASP ASFALTO

COMP. DE LA MEZCLA	BL/DIA	% VOL	TON/DIA	% PESO
PIT RESIDUO DESASFALT.	9,497	100	1,647	100
TOTAL	9,497	100	1,647	100

COMPONENTES EXCLUIDOS	VALOR MARGINAL \$/UNIDAD
FUR EXTRACTO FURFURAL	-3.082

CALIDAD DEL PRODUCTO	MINIMO	PRODUCTO	MAXIMO	VALOR MARGINAL \$/UNIDAD
SPG GRAV. ESPECIFICA		1.0927	1.5	0
SUL % PESO DE AZUFRE		4.2825	6	0

A continuación se proporciona el valor de la función objetivo y una síntesis general del análisis económico que se puede efectuar.

	\$/US/DIA	% SOBRE VENTAS
Venta de Productos	4,398,837	----
-Compra de crudos	3,746,300	85.20
Margen Bruto	652,537	
-Compra de Otros Insumos	49,885	1.10
Margen Neto de Operación	602,652	
-Costo por penalización de calidad	1,915	0.04
Valor de la Función Objetivo	600,737	13.70

6.3 Comentarios sobre la solución óptima

Debido a la dificultad de discutir la solución óptima obtenida, a continuación proporcionaremos algunos comentarios relevantes sobre ésta.

Función Objetivo.- La venta de productos menos los costos de operación, excluidos los de la mano de obra directa e indirecta y otros costos indirectos y de administración, ascienden a 600,737 \$US/DIA, representando el 13.66% de las ventas; y por su parte de los costos de operación sobresale

el de compra de crudos que representa el 85.2% de la venta total.

El funcionamiento de la refinería tendría que comportarse exactamente de acuerdo al programa óptimo. Cualquier desviación de éste puede calificarse con respecto a los "valores marginales" que representan los valores de las variables duales asociadas al programa primal planteado; así:

- Procesar un barril de crudo maya disminuiría el valor de la función objetivo (FO) en 1.12 \$US por cada unidad que se requiera procesar. Por su parte, aumentar en una unidad "el crudo mezcla" adicional a los 170,000 BL/DIA procesados disminuiría así mismo el valor de la FO en casi un dólar; en cambio aumentar la disponibilidad del pozóleo para procesarse por encima de su límite máximo de 70,000 BL/DIA, aumentaría el valor de la FO en alrededor de 1.10 dólares. El mismo efecto aparece en el caso del butano normal y del isobutano.

Capacidades.- De los procesos cuyas variables duales muestran un alto costo, se encuentra la desparafinadora. Incrementar la capacidad de ésta, tendría un costo unitario de 18.6 \$US; lo mismo sucede con la planta de MTBE, su costo al aumentar de 830 a 831 BL/DIA, sería consecuente con la elevación del costo unitario de esta planta, haciendo disminuir el valor de la FO en casi 100 \$US. Nótese que aumentar la capacidad de mezclado para la Gasolina Magna, aumentaría el valor de la FO en 5.8 \$US; al contrario disminuirla acarrearía un costo de la misma magnitud.

Especificaciones de mezclado.- Los valores marginales con signo negativo representan costos por dejar de cumplir las especificaciones y forzar la producción de alguno de los productos excluidos en cada mezcla. En todos los casos la especificación más cara de cumplir es la que se refiere al porcentaje de azufre que la requerida en forma de cota mínima.

6.4 Modelo de maximización de gasolinas

El procedimiento iterativo seguido consistió en parametrizar los insumos básicos necesarios para la refinería, es decir crudos, otras materias primas, incluido el tetraetilo de plomo y catalizadores, para obtener el máximo rendimiento en volumen de las gasolinas totales producidas respecto de la cantidad de crudo alimentada a la refinería. La característica sobresaliente fue variar una cantidad adicional de crudo maya a la contenida en el crudo mezcla. La relación de 0.35 de gasolinas totales respecto al total de crudo procesado (19,188 Bl/Día de maya, 150,879 Bl/Día de mezcla y 70,000 Bl/día de pozóleo, es decir 240,047 Bl/día) obtuvo la máxima ganancia de 600,640 \$US/día (valor de la función objetivo).. La tabla número 6.4.1, muestra el proceso iterativo y las graficas correspondientes el valor de la función objetivo versus el total de gasolinas procesadas en porciento en volumen y la cantidad producida de cada gasolina respecto a la misma relación.

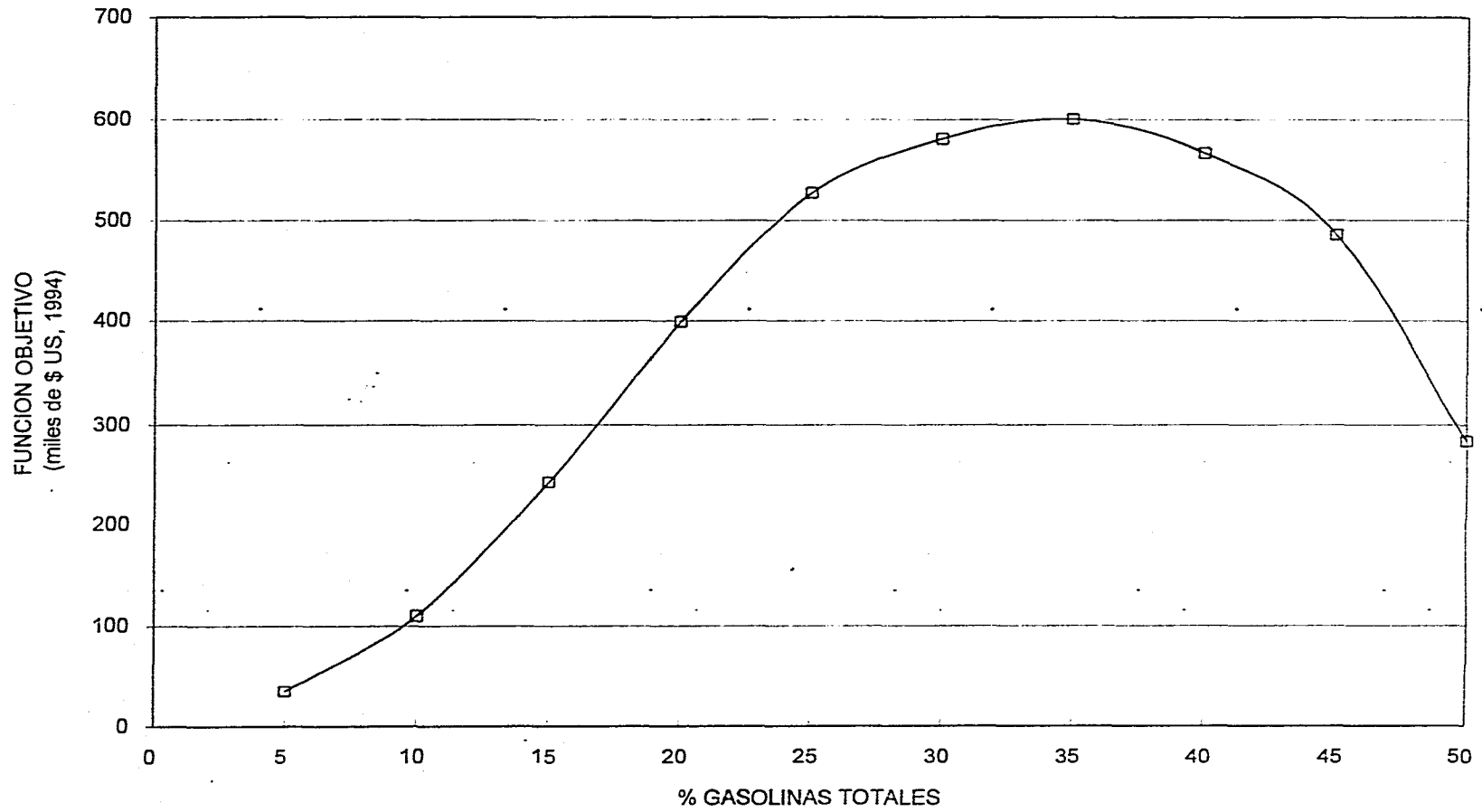
TABLA 6.4.1
REFINERIA DE SALAMANCA

SOLUCIÓN CASO NO.	OPT 1	OPT 2	OPT 3	OPT 4	OPT 5	OPT 6	OPT 7	OPT 8	OPT 9	OPT 10
VALOR DE LA FUNCION OBJETIV	33.738	109.732	242.745	399.238	526.295	580.333	600.640	566.432	485.773	283.821
GASOLINA/TOTAL CRUDO	0.050	0.100	0.150	0.200	0.250	0.300	0.350	0.400	0.450	0.500
<u>COMPRA DE MATERIALES</u>										
MAC MAYA	0.000	1.969	19.188	19.188	19.188	19.188	19.188	16.552	10.799	6.130
MEZ CRUDO MEZCLA	0.000	15.484	150.879	150.879	150.879	150.879	150.879	130.151	84.918	48.205
POZ POZOLEO	70.000	70.000	70.000	70.000	70.000	70.000	70.000	70.000	70.000	70.000
NC4 BUTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	1.637	1.850
IC4 ISO BUTANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	1.572	5.753	6.100
MET METANOL	0.000	0.000	0.000	0.014	0.036	0.036	0.036	0.036	0.036	0.036
C3S PROPILENO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.193	0.411	0.411
<u>COMPRA DE SERVICIOS</u>										
TEL TEL	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.742	0.994	1.050	0.796	0.720
PWR HV POTENCIA	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CCC CAT/CHEM	8.093	9.138	19.883	23.192	31.747	37.254	42.038	44.090	41.900	34.661
RIV AGUA DE RIO	3.494	3.866	7.909	9.279	11.678	13.184	15.341	15.064	12.788	10.132
GAS GAS COMP.	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
KWH POTENCIA	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
STM VAPOR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
WAT AGUA PROC.	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H2O AGUA ENFTO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
FUL COMBUST.	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
<u>VENTA DE PRODUCTOS</u>										
LPG LPG	1.399	1.832	3.193	3.511	4.066	3.878	3.202	2.874	2.168	1.630
PRP PROPILENO	0.003	0.003	0.003	0.668	1.772	2.616	3.747	3.865	3.057	2.678
BUT BUTANOS	1.564	2.100	4.123	4.818	6.345	5.827	6.142	2.336	1.695	1.224
SUL AZUFRE	0.011	0.017	0.060	0.068	0.128	0.168	0.165	0.154	0.119	0.090
NOV GASOLINA NOVA	0.000	0.000	15.939	21.373	23.364	35.357	47.349	50.000	37.889	34.282
NOX GASOLINA NOVA OXIG	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
MAG GASOLINA MAGNA	3.493	8.730	20.000	20.000	20.000	20.000	20.000	20.000	20.000	11.222
MGX GASOLINA MAGNA OXIG	0.000	0.000	0.039	6.598	18.599	16.599	16.599	16.599	18.599	18.599
JET TURBOSINA	10.485	13.596	18.251	17.807	25.928	21.013	20.847	23.136	22.305	5.818
JEM KEROSINA	0.297	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	7.921
DSL DIESEL ESPECIAL	0.000	0.000	44.878	44.558	23.631	35.833	41.056	17.650	0.483	0.000
DIM DIESEL NACIONAL	9.982	12.382	8.983	10.922	27.454	22.097	13.060	25.715	30.244	28.272
LSF COMBUST. BAJO EN S	0.000	0.000	0.000	2.061	5.663	5.672	7.999	8.233	6.416	3.229
HSF COMBUST. ALTO EN S	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
FOM COMBUSTOLEO	11.298	18.935	88.681	76.098	52.633	40.188	29.982	19.224	5.313	0.000
GOV GASOLEOS DE VACIO	0.000	0.000	1.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
ASP ASFALTO	10.000	10.000	10.000	10.000	10.000	9.497	9.497	9.497	9.497	9.497
LUB LUBRICANTES	8.112	8.112	6.112	6.112	8.112	6.112	8.112	6.112	6.112	3.033
PRF PARAFINAS	3.148	3.148	3.148	3.148	3.148	3.148	3.148	3.148	3.148	1.562
<u>CAPACIDAD DE UTILIZACION</u>										
AT1 PRIMARIA 1 SA B/D	69.853	69.853	69.853	69.853	69.853	69.853	69.853	69.853	69.853	69.853
VT1 TORRE DE VACIO T/D	3.704	3.704	3.704	3.804	4.302	4.508	4.506	5.740	5.740	5.740
VU1 VACIO B/D	23.926	23.926	23.926	24.574	27.789	29.119	29.119	37.077	37.077	37.077
AT2 PRIMARIA 3 AS B/D	0.000	17.446	170.000	170.000	170.000	170.000	170.000	146.845	95.677	54.314
VT2 TORRE DE VACIO T/D	0.000	0.000	0.000	2.480	5.702	8.251	12.169	10.407	8.849	3.888
VU2 P CARGA 2 AS B/D	0.000	0.000	0.000	16.083	38.827	53.288	78.593	87.795	44.233	25.110
HOL H-OIL B/D	0.000	0.000	0.000	0.000	15.093	18.500	18.500	18.500	18.500	14.693
CCU CAT CRACKER B/D	0.000	0.000	0.000	8.353	22.131	32.733	46.882	48.047	37.818	33.165
VBR VISCOSUCT. B/D	2.760	2.760	2.760	2.760	2.760	2.760	2.760	2.760	2.780	2.780
DAP DEASFALTADORA B/D	8.766	8.766	8.766	10.993	12.791	16.284	16.284	18.284	18.284	18.284
PAR DESPARAFINADOR B/D	9.200	9.200	9.200	9.200	9.200	9.200	9.200	9.200	9.200	4.588
ISX ISOMERIZACION B/D	3.964	5.518	12.000	10.807	5.622	12.000	9.624	7.017	0.000	0.000
ALK ALQUILACION B/D	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	2.586	2.586	6.541	11.000	11.000
REF REFORM. RR2 B/D	0.221	0.221	22.442	22.221	22.221	12.122	17.967	14.950	12.997	8.405
RF2 REFORM. 2 RR1 B/D	8.169	10.750	10.750	10.750	10.750	10.750	1.262	0.000	0.000	0.000
NHT NAFTA HIDROTR. B/D	0.225	0.225	22.784	22.559	22.559	12.308	18.241	15.178	13.185	8.533
NH2 NAFTA HIDROTR. B/D	8.167	10.747	10.747	10.747	10.747	10.747	1.262	0.000	0.000	0.000

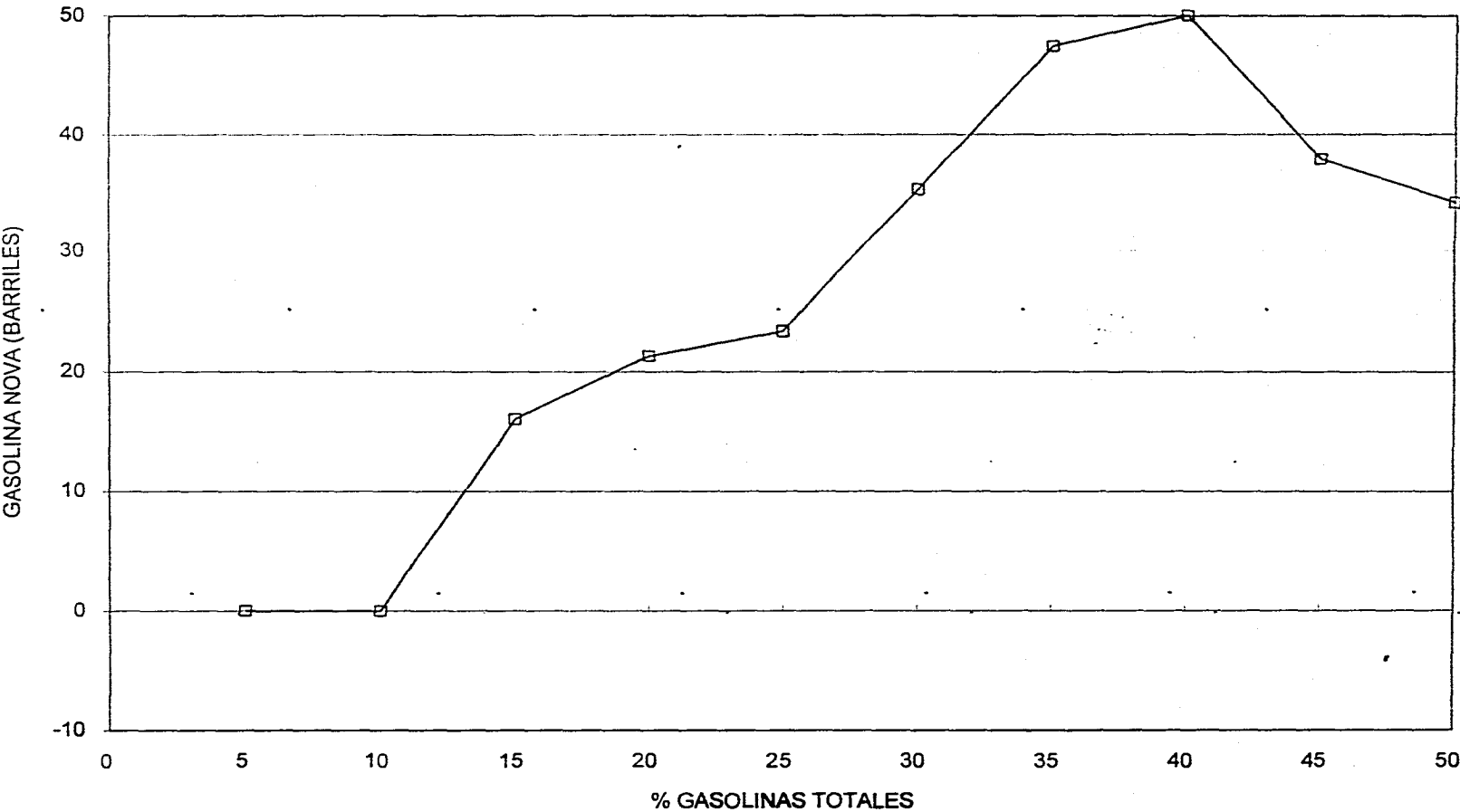
TABLA 6.4.1
REFINERIA DE SALAMANCA

SOLUCIÓN CASO NO.	OPT 1	OPT 2	OPT 3	OPT 4	OPT 5	OPT 6	OPT 7	OPT 8	OPT 9	OPT 10
KHT DEST. INTERMED B/D	7.016	9.183	8.548	8.548	18.066	12.614	10.407	17.910	20.261	0.000
DHT DEST. INTERMED B/D	0.000	0.000	6.104	6.311	4.002	5.621	5.477	2.815	1.151	1.921
DSN HIDRO PROFUNDO B/D	0.000	0.000	23.000	23.000	12.418	18.909	21.129	9.152	0.292	0.000
MTB PLANTA MTBE B/D	0.000	0.000	0.002	0.330	0.830	0.830	0.830	0.830	0.830	0.830
HMP PLT. HIDROGEN MMCF/D	0.000	0.000	0.000	0.000	13.848	18.974	16.974	16.974	16.974	13.480
SRU PLT AZUFRE TON/L/D	0.011	0.017	0.060	0.066	0.128	0.168	0.165	0.154	0.119	0.090
H2O TORRE ENFTO GPM	28.468	30.921	78.712	83.552	119.428	134.751	159.274	155.689	128.820	102.535
STM GENER VAPOR LB/HR	681.603	683.087	934.069	1059.772	1282.821	1450.672	1613.645	1608.089	1455.244	1145.840
KWH DIST. POTENCIA KVA	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
HDS HDS EN SKHT	7.016	9.183	14.651	14.859	23.068	18.234	15.885	20.725	21.412	1.921
IBU IBU EN SIBU	0.000	0.000	0.000	0.084	0.211	0.211	0.211	0.211	0.211	0.211
FUR FUR EN SFUR	14.170	14.170	14.170	14.141	14.107	14.061	14.061	14.031	14.031	6.934
HDL HDL EN SHDL	1.340	1.340	1.340	1.340	1.340	1.340	1.340	1.340	1.340	0.665
CMP CMP EN SSGP	0.353	0.468	0.916	0.914	0.950	0.782	0.480	0.382	0.251	0.117
DC3 DC3 EN SSGP	0.253	0.338	0.635	0.634	0.667	0.560	0.335	0.254	0.179	0.092
DC4 DC4 EN SSGP	0.143	0.192	0.380	0.380	0.411	0.353	0.228	0.178	0.127	0.069
DIB DIB EN SSGP	0.000	0.001	0.007	0.007	0.016	0.018	0.018	0.018	0.015	0.011
UCP UCP EN SUGP	0.007	0.007	0.007	0.249	0.845	0.851	1.368	1.413	1.117	0.980
UD3 UD3 EN SUGP	0.005	0.005	0.005	0.231	0.597	0.882	1.269	1.311	1.036	0.909
UD4 UD4 EN SUGP	0.002	0.002	0.002	0.149	0.383	0.566	0.817	0.845	0.686	0.585
PWR PWR EN SUTL	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.009	0.000	0.000	0.000	0.000
WAT WAT EN SUTL	2.426	2.684	5.492	6.444	8.109	9.155	10.853	10.641	8.866	7.038
MATERIALES FUERA DE BALANCE										
=====										
WBALLOS	-1.080	-1.179	-0.396	-2.096	-2.807	-3.235	-3.492	-3.437	-3.000	-2.343
WBALRFT	-0.024	-0.034	-1.840	-0.059	-0.015					
WBALRFR	-0.294	-0.293	-0.155							
WBALISS	-0.293		0.000							
			-0.151							

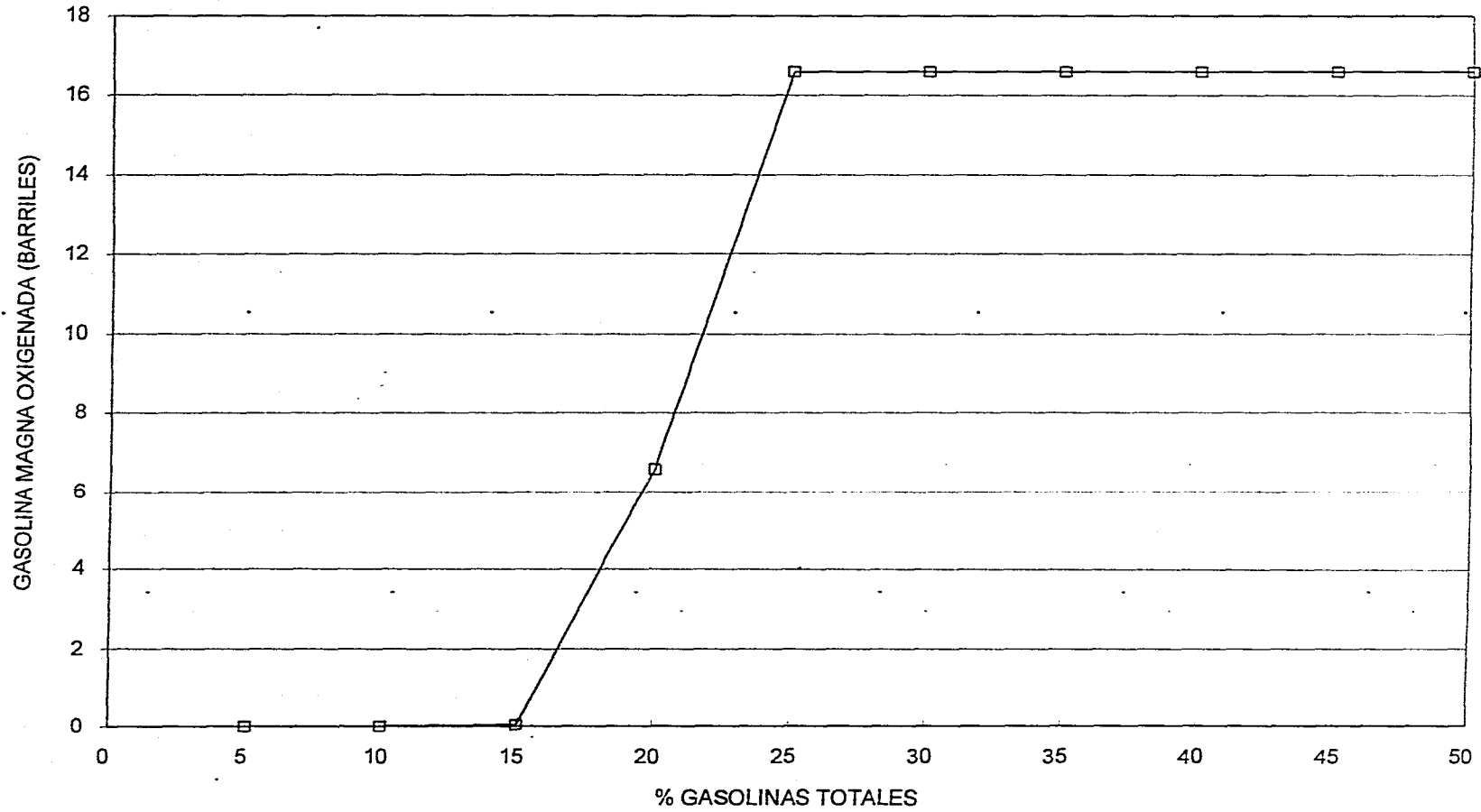
% DE GASOLINAS TOTALES VERSUS EL VALOR DE LA FUNCION OBJETIVO
(MAXIMIZAR GANANCIAS)



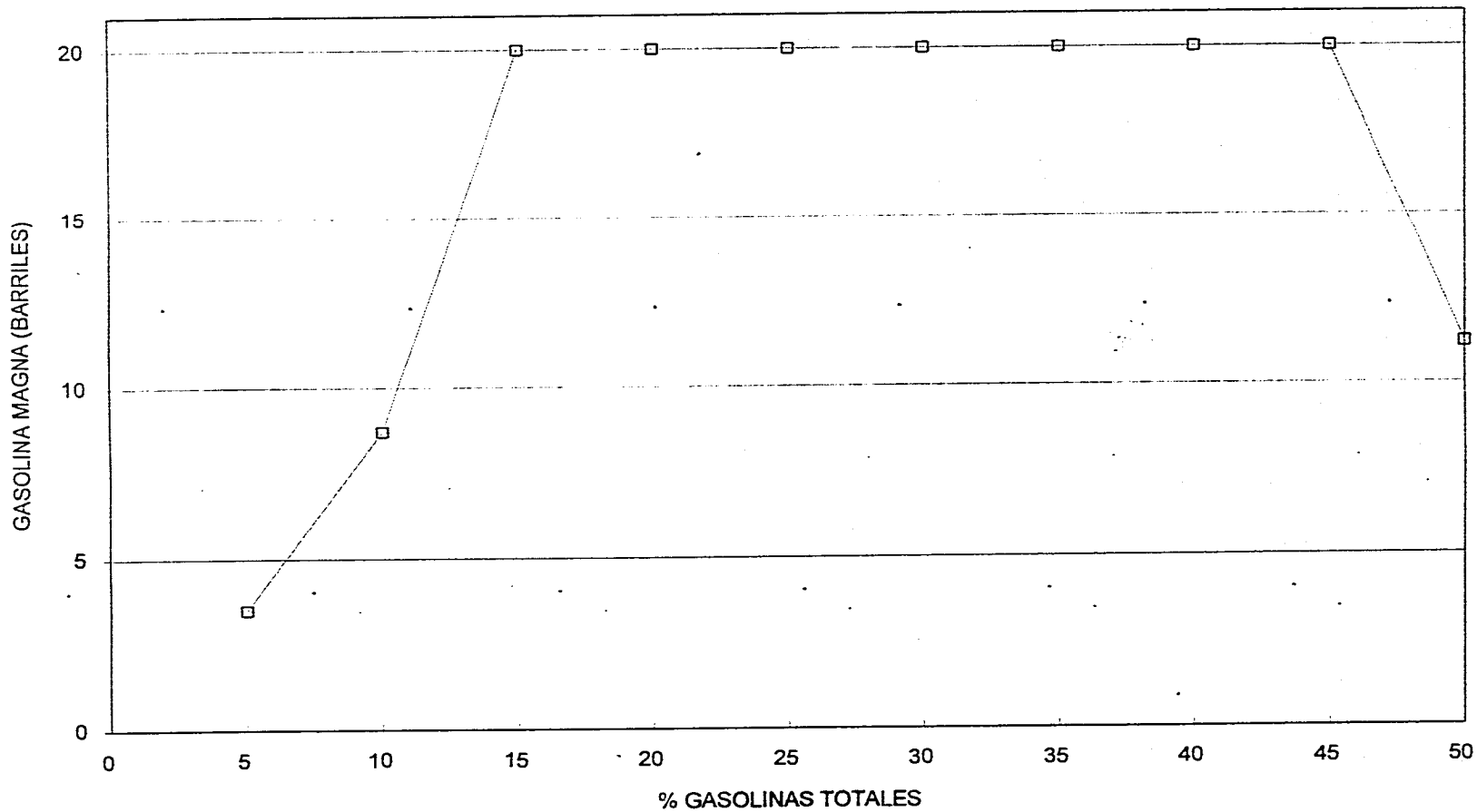
% DE GASOLINAS TOTALES VERSUS GASOLINA NOVA
MAXIMIZAR GANANCIAS



% DE GASOLINAS TOTALES VERSUS GASOLINA MAGNA OXIGENADA
(MAXIMIZAR GANANCIAS)



% DE GASOLINAS TOTAL VERSUS GASOLINA MAGNA
(MAXIMIZAR GANANCIAS)



Una vez elegida la combinación de crudos y materias primas básicas de la iteración número 7, se procedió a ajustar el modelo para obtener el programa óptimo de la refinería.

CARACTERIZACIÓN DE LA SOLUCION.		
NUMERO DE TABLA	NOMBRE	COMENTARIOS
6.4.1	Compra y Venta de Productos	Se describe la compra de crudos y otros insumos, así como la venta de los productos comercializables.
6.4.2	Necesidades de Servicios	La refinería es autosuficiente en términos de la electricidad, composición de gas, vapor, agua de proceso y de enfriamiento y combustible. Aparecen los valores marginales asociados a la solución del dual.
6.4.3	Informe de las variables acotadas	Se informa sobre el valor de la variable acotada y sus valores marginales.
6.4.4	Resumen de la utilización de la capacidad instalada	Se describe la utilización de la capacidad instalada para cada conjunto de procesos que integran la refinería y su valor marginal.
6.4.5	Resumen de la capacidad de Mezclado	Se describen las mezclas obtenidas para los productos comercializables y sus valores marginales.
6.4.6	Mapa de la disposición de servicios	Se describen los diferentes servicios que son necesarios en cada proceso representados por el modelo correspondiente. Se incluye la cantidad de TEL y catalizadores.
6.4.7	Informe sobre las propiedades de las corrientes	Se describe en cada corriente de los procesos correspondientes, las propiedades con las que resultan.
6.4.8	Especificaciones del mezclado	Para cada producto en cada salida de los procesos, se proporcionan las especificaciones de mezclado, proporcionándose en todos los casos los valores marginales de los componentes excluidos y las caracterizaciones límite de calidad.

PROGRAMA ÓPTIMO DE PRODUCCIÓN
(MAXIMIZACIÓN DE GASOLINAS)

TABLA 6.4.1

COMPRA Y VENTA DE PRODUCTOS								
		UNID.	UNIDAD/DIA	LIMITE MINIMO	LIMITE MAXIMO	\$/UNIDAD	\$/DIA	VALOR MARG.
COMPRA DE MATERIA PRIMA								
MAC	MAYA	BL	19,188	0	20,000	13.61	261,145	0
MEZ	CRUDO MEZCLA	BL	150,879	0	170,000	15.07	2,273,753	0
POZ	POZOLEO	BL	70,000	70,000	70,000	16.92	1,184,400	-0.959
	CRUDO NACIONAL		240,067				3,719,298	
NC4	N-BUTANO	BL	0			17.33	0	-1.47
IC4	ISO-BUTANO	BL	0			19.86	0	-2.802
MET	METANOL	TON	36			20.16	716	0
C3S	PROPILENO	TON	33			14.7	484	0
TEL	TETRAETILO DE PLOMO	KG	1050			6.0	6,300	0
CCC	CATALIZADORES						43,341	0
	OTROS INSUMOS						50,841	
	TOTAL COMPRAS						3,770,139	
VENTA DE PRODUCTOS								
LPG	LPG	BL	3,110			12.65	39,335	0
PRP	PROPILENO	BL	3,920			18.975	74,378	0
BUT	BUTANOS	BL	5,573			15.86	88,393	0
SUL	AZUFRE	TON-L	164			100	16,421	0
	PETROQUIMICOS		12,767				218,527	
NOV	GASOLINA NOVA	BL	60,000			15.5	775,000	0
NOX	GASOLINA NOVA OXIG	BL	0			15.5	0	0
MAG	GASOLINA MAGNA	BL	20,000			20.94	418,800	0
MGX	GASOLINA MAGNA OXIG	BL	16,599			20.94	347,592	0
	GASOLINAS		86,599				1,541,392	
JET	TURBOSINA	BL	20,486			22.08	452,338	0
JEM	KEROSINA	BL	0			21.7	0	0
DSL	DIESEL ESPECIAL	BL	40,830			21.22	866,416	0
DIM	DIESEL NACIONAL	BL	13,079			20.84	272,568	0
	DEST. INTERMED		74,396				1,591,322	
LSF	COMBUSTOLEO 1%S	BL	8,304			16.94	140,674	0
HSF	COMBUSTOLEO 3%S	BL	0			12.94	0	0
FOM	COMBUSTOLEO 5%S	BL	28,328			13.27	375,919	0
GOV	GASOLEOS DE VACIO	BL	0			13.27	0	0
ASP	ASFALTO	BL	9,497			14.597	138,625	0

COMPRA Y VENTA DE PRODUCTOS							
	UNID.	UNIDAD/DIA	LIMITE MINIMO	LIMITE MAXIMO	\$/UNIDAD	\$/DIA	VALOR MARG.
RESIDUALES		46,130				655,218	
LUB	LUBRICANTES	BL	6,112		39.81	243,332	0
PRF	PARAFINAS	BL	3,148		39.81	125,334	0
OTROS		9,261				368,666	
VENTAS TOTALES						4,375,125	
LIQ.TOTAL RECUP.		91.40%					

TABLA 6.4.2

NECESIDADES DE SERVICIOS DEL EXTERIOR			
COMPRA DE SERVICIOS	UNIDAD	VALOR MARGINAL	
PWR ENERGIA NO GENERADA	KWH	-0.026	
RIV AGUA POZO	GAL	0	
GAS GAS COMP.	BTU	-0.856	
KWH ELECT.	KWH	0.024	
STM VAPOR	LB	2.591	
WAT AGUA PROC	GAL	1.552	
H2O AGUA ENFTO	GAL	0.094	
FUL COMBUSTIBLE	BTU	2.111	

TABLA 6.4.3

INFORME DE LAS VARIABLES ACOTADAS			
L.P. VARIABLE	ACTIVIDAD	VALOR MARG.	
SREFR02 Severidad Pta. Ref. RON=102	2,184	0	
SREFR00 Severidad Pta. Ref. RON=100	0	-0.323	
SREFR98 Severidad Pta. Ref. RON=98	0	-0.784	
SREFR96 Severidad Pta. Ref. RON=96	0	-1.18	
SREFR94 Severidad Pta. Ref. RON=94	0	-1.587	
SNTPHN1 Nafta Pesada a carga HDS	0	-55.287	

TABLA 6.4.4

RESUMEN DE UTILIZACIÓN DE LA CAPACIDAD					
CAP. PROCESO			ACTIVIDAD	MAXIMO	V. MARG.
AT1	PRIMARIA 1 SA	B/D	69,853	70,000	0
VT1	TORRE DE VACIO	T/D	5,269	+INF	0
VU1	VACIO	B/D	34,036	47,854	0
AT2	PRIMARIA 3 AS	B/D	170,000	170,000	1.199
VT2	TORRE DE VACIO	T/D	12,169	+INF	0
VU2	P CARGA 2 AS	B/D	78,593	94,146	0
HOL	GASOLEO	B/D	18,500	18,500	3.273
CCU	DESINT. CAT.	B/D	48,932	65,000	0
VBR	VISCOREDUCTORA	B/D	2,760	2,760	2.052
DAP	DESALFALTADORA	B/D	16,284	16,284	3.034
PAR	DESPARAFINADOR	B/D	9,200	9,200	18.158
ISX	ISOMERIZACION	B/D	9,093	12,000	0
ALK	ALQUILACION	B/D	3,260	11,000	0
REF	REFORM. RR2	B/D	18,442	32,250	0
NHT	NAFTA HIDROTRAT.	B/D	18,723	32,183	0
KHT	DEST. INTERM.	B/D	10,031	34,960	0
DHT	DEST. INTERM.	B/D	5,422	34,960	0
DSN	HIDRO. PROFUNDO	B/D	20,991	23,000	0
MTB	PLANTA MTBE	B/D	830	830	86.518
HMP	PLT. HIDROGENO	MMCF/D	16,974	+INF	0
SRU	PLT. AZUFRE	TON-L/D	164	+INF	0
H2O	TORRE ENFTO.	GPM	163,682	+INF	0
STM	GEN. VAPOR	LB/HR	R 1,641,454	+INF	0
KWH	DIST. POTENCIA	KVA	0	+INF	0
HDS	HDS EN SKHT		15,453	+INF	0
IBU	IBU EN SIBU		211	+INF	0
FUR	FUR EN SFUR		14,042	+INF	0
HDL	HDL EN SHDL		1,340	+INF	0
CMP	CMP EN SSGP		435	+INF	0
DC3	DC3 EN SSGP		301	+INF	0
DC4	DC4 EN SSGP		207	+INF	0
DIB	DIB EN SSGP		18	+INF	0
UCP	UCP EN SUGP		1,431	+INF	0
UD3	UD3 EN SUGP		1,329	+INF	0
UD4	UD4 EN SUGP		856	+INF	0
PWR	PWR EN SUTL		0	+INF	0
WAT	WAT EN SUTL		10,919	+INF	0

TABLA 6.4.5

RESUMEN DE LA CAPACIDAD DE MEZCLADO						
CAPACIDAD DE MEZCLADO	UNIDAD	ACTIVIDAD	MINIMO	MAXIMO	VALOR MARGINAL	
NOV GASOLINA NOVA	BL	0				
NOX GASOLINA NOVA OXIG	BL	0				
MAG GASOLINA MAGNA	BL	20,000				
GB1 MEZCLADO DE GASOLINA MAGNA	BL	20,000	0	20,000	-5.154	
NOV GASOLINA NOVA	BL	50,000				
NOX GASOLINA NOVA OXIG	BL	0				
GB2 MEZCLADO DE GASOLINA NOVA	BL	50,000	0	50,000	-0.178	
NC4 N-BUTANO	BL	2,991	0	+INF	0	
IC4 I-BUTANO	BL	1,043	0	+INF	0	
LN1 NAFTA LIGERA	BL	10,000	0	+INF	0	

TABLA 6.4.6

MAPA DE DISPOSICION DE SERVICIOS										
SUBMODELO DEL PROCESO	TEL	PWR	CCC	RIV	GAS	KWH	STM	WAT	H2O	FUL
SCR1						30,805	4,915		37,935	9,999
SCR2						204,290	6,786		87,057	20,715
SVAC										
SARP										
SHOL			1,791			35,261	982		1,993	5,025
SCFP										
SCCU			5,670			104,449	9,877		74,070	1,776
SNTP										
SNHT			360			3,400	465		8,892	1,046
SRFP										
SREF			2,041			5,788	808		6,633	2,484
SKHP										
SKHT			392			13,249	131		2,377	643
SDTP										
SDHT			205			4,252	52		1,285	305
SDSP										
SDSM			754			2,792	378		4,967	920
SIBU										
SMTB						1,792	205		1,536	
SVRF										
SVBR						1,891	117		337	548
SVBM										
SDAP										
SDEA			534			507	5,673			1,415
SFUR						36,319	3,710			2,845
SHDL			268			20,526	724			857
SPAR						99,468	3,414			3,329
SISX			147			6,729	13		9	197
SALK			2,640			7,502	636		5,374	1,387
SSGP						35,348			14	2,003
SUGP						105,688			64	8,946
SUTL		0	26,657	15,725		129,488	-39,392	0	-235,717	44,710
SPFS					0					-115,855
SSRU						7,291				409
SKWH						-856,837				
SHMP			1,882				507		3,175	6,299
COMPRAVENTA	-1,050		43,341	-15,725						
PERDIDA	-1,050	0	0	0	0	0	0	0	0	0

TABLA 6.4.7

INFORME SOBRE LAS PROPIEDADES DE LAS CORRIENTES										
CORRIENTES PROC.	VAP	C3P	SPG	RON	MON	DON	R30	M30	D30	RVP
AHH			0.9999							
ALH			0.8							
ALK			0.7291	93.2098*		93.2098*	105.3860*			6.5541
AR1			.9757*							
AR2			.9760*							
C3=	752.1206	1	0.508							
C4=	202.4755		0.6127	95	92.4	93.7	105.2	102.4	103.8	202.4755
CCD			0.935							
CCF			.9213*							
CCG			0.748	91.0753*		85.9999*	95.2753*			11.9992
CCS			1.065							
CYY	202.4755		0.6127	95	92.4	93.7	105.2	102.4	103.8	202.4755
DAO			1.01							
DES			.8657*							
DSP			.8164*							
DSS			.8062*							
DTP			.8665*							
DVB			0.85							
FUR			0.9303							
GA1			.8472*							
GA2			.8828*							
GVB			0.853							
HD1			.8590*							
HDL			0.89							
HN1			.7875*							
HV1			.9300*							
HV2			.9424*							
IC4	206.0976		0.5635	95	92.4	93.7	105.2	102.4	103.8	206.0976
IS5			0.638	82.2	79.7	80.95	98.7	97.5	98.1	32
KER			.8159*							
KHP			.8159*							
LBA			0.88							
LD1			.8159*							
LH1			0.78							

TABLA 6.4.7

INFORME SOBRE LAS PROPIEDADES DE LAS CORRIENTES										
CORRIENTES PROC.	VAP	C3P	SPG	RON	MON	DON	R30	M30	D30	RVP
LN1	NAFTA LIG. C5-160		.6393*	70.4718*	67.8743	69.4610*	86.9532*	84.2239	85.8895	20.7787*
LV1	GASOLEO LIG. VACIO		.8799*							
LV2	GASOLEO LIG. VACIO		.9127*							
MN1	NAFTA INTERMEDIA		.7425*	51.8051*	49.6074	50.7414*	66.2313*	64.1699	65.2412	4.4739*
MTB	MTBE		0.7494	118	101	109.5	120	101	110.5	15.5885
NC3	PROPANO	752.1206	0.508							
NC4	NORMAL BUTANO	139.6382	0.5838	92.5	88	90.25	102	97.5	99.75	139.6382
NC5	NORMAL PENTANO		0.6307	63.6	63.1	63.35	82.8	83	82.9	28.7837
NVB	NAFTA DE VISCORED.		0.7384	61.5	53	57.25	72.5	61.8	67.15	10.3787
PAR	PARAFINAS		0.92							
PIT	RESIDUO DASFALTADORA		1.0927							
PVB	RESIDUO VISCORED.		1.0368*							
RAF	REFINADO		0.89	72	70	71				6.3726
RDD	DIESEL DE H-OIL		0.8232							
RDL	NAFTA LIG. DE H-OIL		0.6722	82.8	82.4	82.6	98.9	98.2	98.55	12.9
RFT	REFORMADO		0.799	101.9996*		96.1740*	105.3727*			6.3726
RHN	NAFTA PES. DE H-OIL		0.7839	67.6	67.3	67.45	98.9	98.2	98.55	1.1
RMN	NAFTA INTERM. H-OIL		0.7281	75.2	74.85	75.025	98.9	98.2	98.55	7
RVG	GASOLEO DE H-OIL		0.94							
VDP	DESTILADO VISCORED.		0.85							
VFP	GASOLEO VISCORED.		0.853							
VR1	RESIDUO VAC. 1000+		1.0451*							
VR2	RESIDUO VAC. 1000+		1.0176*							
VRF	CARGA VISCOREDUCTORA		1.0453*							

TABLA 6.4.7A

INFORME DE LAS PROPIEDADES DE LAS CORRIENTES										
CORRIENTES DE PROCESO	VPR#	160	210	230	330	SUL	OLF	NPA	OXN	ARO
AHH RESIDUO DE H-OIL						1				
ALH ALQUILADO PESADO						0				0
ALK ALQUILADO		6	38	85	99	0				
AR1 RESIDUO PRIMARIO 650						2.8600*				
AR2 RESIDUO PRIMARIO 650						3.2805*				
C3= PROPILENO						0				
C4= BUTILENO		100	100	100	100	0	100			
CCD AC.CICLICO LIGERO						2.7071*				
CCF CARGA A DESINT.CAT.						1.8799*				
CCG GASOLINA CATALITICA	7.3	19	41	51	86	.1880*	25			
CYY BUTILENO		100	100	100	100	0	100			
DAP CARGA A DEASFALTADORA						3.5687*				
DES DIESEL HIDROTRATADO						.2194*				
DSP CARGA HIDROT.PROF.DIESE	L					.5464*				
DSS DIESEL SIN						.0162*				
DTP CARGA HIDROT.DE DESTILA	DO					1.4628*				
DVB DESTILADO DE VISCORED.						1.3561*				
FUR EXTRACTO FURFURAL						1				
GA1 600-650 GASOLEO PRIM						.9202*				
GA2 600-650 GASOLEO PRIM						1.8484*				
GVB GASOLEO DE VISCORED.						2.1412*				
HD1 DEST.PESADO 525-600						1.2924*				
HN1 NAFTA PESADA 350-400		0.001	0.001	0.001	0.001	.1623*		44.4839*		16.6890*
HV1 GASOLEO PES.DE VACIO						2.2040*				
HV2 GASOLEO PES.DE VACIO						2.5048*				
IC4 ISO BUTANO		100	100	100	100	0				
IS5 C5 ISOMERO		99	100	100	100	0				
KER KEROSINA HIDROTRAT.						.0820*				2.4312*
KHP CARGA A HIDROT.KEROSINA						.5464*				4.8625*
LD1 DEST.LIGERO 400-525						.5464*				4.8625*
LH1 KEROSINA DE H-OIL						0.11				12
LN1 NAFTA LIG. C5-160	11.3265	99.0000*	100.0000*	100.0000*	100.0000*	.0106*				
LV1 GASOLEO LIG.VACIO						1.7160*				
LV2 GASOLEO LIG.VACIO						2.1156*				

INFORME DE LAS PROPIEDADES DE LAS CORRIENTES

CORRIENTES DE PROCESO		VPR#	160	210	230	330	SUL	OLF	NPA	OXN	ARO
MN1	NAFTA INTERMEDIA		0.001	22.8314*	28.5750*	92.5473*	.0991*		36.2219*		11.5541
MTB	MTBE	9	100	100	100	100	0	100		100	
NC4	NORMAL BUTANO		100	100	100	100	0				
NC5	NORMAL PENTANO		100	100	100	100	0				
NTS	NAFTA HIDROTRATADA								36.2207*		
NVB	NAFTA DE VISCORED.	6.5	10	20	50	100	.5353*		62		
PIT	RESIDUO DASFALTADORA						4.2825*				
PVB	RESIDUO VISCORED.						3.5687*				
RAF	REFINADO		10	35	46	93	0				
RDD	DIESEL DE H-OIL						0.3				
RDL	NAFTA LI. DE H-OIL	7.7352	96	100	100	100	0	25			
RFP	CARGA A REFORMADORA								36.2207*		
RFT	REFORMADO		10	35	46	93	0	0.7			
RHN	NAFTA PES. DE H-OIL		96	100	100	100	0	25			
RMN	NAFTA INTERM. H-OIL		96	100	100	100	0	25			
RVG	GASOIL FROM H-OIL						0.21				
VDP	DESTILADO VISCOREDUC.						1.6442*				
VFP	GASOLEO VISCOREDUC.						2.1412*				
VR1	RESIDUO VACIO 1000+						3.5687*				
VR2	RESIDUO VACIO 1000+						3.9446*				
VRF	CARGA A VISCOREDUC.						3.5687*				
XRP	CARGA A LA H-OIL						3.9446*				

TABLA 6.4.7B

INFORME DE LAS PROPIEDADES DE LAS CORRIENTES

CORRIENTES DE PROCESO	400	SMK	PPI	POR#	VBN	CST#	DBI	AFC	API	KFC
AHH RESIDUO DE H-OIL					11	18874.5				
ALH ALQUILADO PESADO	15	24								
AR1 RESIDUO PRIMARIO 650					22.1754*	251.8861			13.5241	
AR2 RESIDUO PRIMARIO 650					18.7985*	673.1544			11.7341	
CCD AC. CICLICO LIGERO			0.7408	-10	58.0000+	2	35		26.1031	10.8359
CCF CARGA A DESINT. CAT.								21.2477*		
CCS AC. CICLICO PESADO			3.3201	40	33	25.6467			1.3638	
DES DEST. HIDROTRATADO			1.8830*	21.1072			48.3885*			
DSP CARGA HIDROTRAT. PROF.			.3890*	-31.4537	65.3773*		58.1834*			
DSS DIESEL SIN			.3890*	-31.4537	65.3773*		58.1834*			
DTP CARGA HIDROTRAT. DIESEL			1.8830*	21.1072			48.3885*			
DVB DESTILADO VISCOREDUC.			0.8607	-4.9628	55	2.5611	38		22.2279	
FUR EXTRACTO FURFURAL					28	65.1639		21.1	20.6015	11.9
GA1 600-650 GASOLEO PRIM			2.8720*	35.2046	44.6901*	5.566	49.0100*	15.7001*	35.5208	
GA2 600-650 GASOLEO PRIM			3.1052*	37.7968	44.3799*	5.707	46.8625*	16.2851*	28.5053	
GVB GASOLEO VISCOREDUCTORA			1	0	30	43.9468		15.4	22.2279	
HD1 DEST. PESADO 525-600			2.0947*	24.6833	48.5358*	3.8417	51.0661*		36.741	
HN1 NAFTA PESADA 350-400	97.6635*	22.1571*	0.1069	-74.4997	80.4074		56.5629		50.6317	
HV1 GASOLEO PES. VACIO			20.09	100.0075	28.0200*	64.8968		24.6801*	20.6505	
HV2 GASOLEO PES. VACIO			20.7851	101.1536	26.7161*	85.3037		25.6692*	18.2237	
KER KEROSINA HIDROTRAT.	.0047*	24.5926*	.3880*	-31.5336	65.4564*		58.1389*			
KHP CARGA HIDROT. KEROSINA	.0047*	21.3849*	.3880*	-31.5336	65.4564*		58.1389*			
LD1 DEST. LIGERO 400-525	.0050*	21.3849*	.3880*	-31.5337	65.3923*		58.1390*		43.6834	
LH1 KEROSINA DE H-OIL	.10	15	1	0	58	2				
LN1 NAFTA LIG. C5-160									90.9421	
LV1 GASOLEO LIG. VACIO			8.166	69.9993	35.7500*	16.3049		18.7300*	29.3137	
LV2 GASOLEO LIG. VACIO			9.9037	76.4663	35.1567*	17.9689		19.2190*	23.092	
MN1 NAFTA INTERMEDIA									60.8066	
PIT RESIDUO DASFALTADORA					-1				-2.0043	
PVB RESIDUO VISCOREDUC.					12.5861*	7975.5			10	
RDD DIESEL DE H-OIL			1	0	49	3.6889	78			
RVG GASOLEO DE H-OIL					25	124.528		23		
VDP DESTILADO VISCOREDUC.			0.8607	-4.9628	55	2.5611	38		22.2279	

INFORME DE LAS PROPIEDADES DE LAS CORRIENTES

CORRIENTES DE PROCESO	400	SMK	PPI	POR#	VBN	CST#	DBI	AFC	API	KFC
VFP GASOLEO VISCOREDUCT.			1	0				15.4	22.2279	
VR1 RESIDUO VAC. 1000+					10.4614*	26100.2			3.8911	
VR2 RESIDUO VAC. 1000+					7.5344*	3.64E+05			5.7765	
VRF CARGA VISCOREDUCTORA					10.4614*	26101.1				

TABLA 6.4.7C

INFORME DE LAS PROPIEDADES DE LAS CORRIENTES

CORRIENTES DE PROCESO	CON	BNT	SPV	CSI	LV1	HV1	VR1	LV2	HV2	VR2
AR1 RESIDUO PRIMARIO 650			1.0249		.3128	.0950	.5922			
AR2 RESIDUO PRIMARIO 650			1.0247					.2686	.1415	.5899
CCF CARGA DESINT. CAT.		.0609								
CCS AC. CICLICO LIGERO	20									
FUR EXTRACTO FURFURAL		.06								
GA1 600-650 GASOLEO PRIM		.0199	1.1804							
GA2 600-650 GASOLEO PRIM		.0213	1.1308							
GVB GASOLEO VISCOREDUCT.		0.106								
HD1 DEST. PESADO 525-600		0.0139	1.1895							
HN1 NAFTA PESADA 350-400			1.2884							
HV1 GASOLEO PES. VACIO		.0680	1.0753	1						
HV2 GASOLEO PES. VACIO		.0691	1.0581	3.6752						
LD1 DEST. LIGERO 400-525		0.0018	1.239							
LN1 NAFTA LIGERA C5-160			1.5722							
LV1 GASOLEO LIG. VACIO		.0394	1.1365							
LV2 GASOLEO LIG. VACIO		.0405	1.0926							
MN1 NAFTA INTERMEDIA			1.3596							
RVG GASOLEO DE H-OIL		0.17								
VFP GASOLEO VISCOREDUCT.		0.106								
VR1 RESIDUO VAC. 1000+			0.9578	10.2839						
VR2 RESIDUO VAC. 1000+			0.9713	19.6902						
VRF CARGA VISCOREDUCTORA				10.2839						

TABLA 6.4.7D

CORRIENTES DE PROCESO	REPORTE DE LAS PROPIEDADES DE LAS CORRIENTES			
	FVT	BTW	VBP	PAR
AR1 RESIDUO PRIMARIO 650		6.4631		
AR2 RESIDUO PRIMARIO 650		6.3857		
GA1 600-650 GASOLEO PRIM	650	7.4434	625	
GA2 600-650 GASOLEO PRIM	650	7.131	624.2988	
HD1 DEST. PESADO 525-600	611.315	7.5009	576.5703	
HN1 NAFTA PESADA 350-400	400	8.125	375	55.7393
HV1 GASOLEO PES. VACIO	900	6.7807	875	
HV2 GASOLEO PES. VACIO	1000	6.6726	925.2384	
IC4 ISO BUTANO	10.74			
LD1 DEST. LIGERO 400-525	525	7.8132	462.5	
LN1 NAFTA LIGERA C5-160	160	9.9146	107.5	
LV1 GASOLEO LIG. VACIO	850	7.1668	750	
LV2 GASOLEO LIG. VACIO	850	6.8898	749.8236	
MN1 NAFTA INTERMEDIA	350	8.574	261.1991	63.941
NC3 PROPANO	-43.73			
NC4 NORMAL BUTANO	55			
VR1 RESIDUO VAC. 1000+	1105.2	6.0401	1000.8	
VR2 RESIDUO VAC. 1000+	1211.5	6.125	1219.6	

TABLA 6.4.8
ESPECIFICACION DE MEZCLADO

PRODUCTO :LPG LPG

COMPONENTES DE LA MEZCLA		BL/DIA	VOL %	TON/DIA	PESO%
NC3	PROPANO	3,110	100	251	100
	TOTAL	3,110	100	251	100

COMPONENTES EXCLUIDOS	VALOR MARGINAL \$/UNIDAD
-----------------------	-----------------------------

C3=	PROPILENO	-6.325
-----	-----------	--------

CALIDAD DE PRODUCTOS	MINIMO	PRODUCTO	MAXIMO	VALOR MARGINAL \$/US/UNIDAD
----------------------	--------	----------	--------	--------------------------------

VAP	VAPORIZACION	752.1206	752.1206	
C3P	PROPILENO MAX	0	0.65	
OLF	PORCIENTO OLEFINAS	0	5	

PRODUCTO :PRP PROPILENO

COMPONENTES DE LA MEZCLA		BL/DIA	VOL %	TONS/DIA	PESO %
C3=	PROPILENO	3,920	100	316	100
	TOTAL	3,920	100	316	100

PRODUCTO :BUT BUTANOS

COMPONENTES DE LA MEZCLA		BL/DIA	VOL %	TONS/DIA	PESO %
C4=	BUTILENO	2,583	46.34	251	47.55
NC4	NORMAL BUTANO	2,991	53.66	277	52.45
	TOTAL	5,573	100	528	100

COMPONENTES EXCLUIDOS	VALOR MARGINAL \$/UNIDAD
-----------------------	-----------------------------

IC4	ISO BUTANO	-1.198
-----	------------	--------

CALIDAD DEL PRODUCTO	MINIMO	PRODUCTO	MAXIMO	VALOR MARGINAL \$/US/UNIDAD
----------------------	--------	----------	--------	--------------------------------

VAP	VAPORIZACION	168.7575	752.1206	
-----	--------------	----------	----------	--

PRODUCTO: NOV GASOLINA NOVA

COMPONENTES DE LA MEZCLA		BL/DIA	VOL %	TON/DIA	PESO %	LIMITES DE CALIDAD
RON						
NC5	NORMAL PENTANO	6	0.01	1	0.01	63.6
LN1	NAFTA LIG. C5-160	10,000	20	1,014	18.07	70.4718
IS5	C5 ISOMERO	8,893	17.79	900	16.05	82.2
CCG	GASOLINA CAT.	16,075	32.15	1,908	34	91.0753
RFT	REFORMADO	933	1.87	118	2.11	101.9996
MN1	NAFTA INTERM.	10,431	20.86	1,229	21.91	51.8051
NVB	NAFTA VISCOREDUC.	227	0.45	27	0.47	61.5
RMN	NAFTA INTERM. H-OIL.	1,475	2.95	170	3.04	75.2
RHN	NAFTA PESADA H-OIL.	1,960	3.92	244	4.34	67.6
TOTAL		50,000	100	5,611	100	

COMPONENTES DE LA MEZCLA		BL/DAY	VOL %	TON/DIA	PESO %	LIMITE DE CALIDAD
\$/UNIDAD RON						
C4=	BUTILENO		-0.058			95
IC4	ISO BUTANO		-1.256			95
NC4	NORMAL BUTANO		-0.157			92.5
ALK	ALQUILADO		-0.082			93.2098
RFR	REFORMADO		-0.093			97.9572
RDL	NAFTA LIGERA H-OIL.		-0.082			82.8

CALIDAD DEL PRODUCTO		MINIMO	PRODUCTO	MAXIMO	VALOR MARGINAL
					\$US/UNIDAD
RVP	INDICE DE P. VAP. REID		15.0575	16.6784	
VPR	PRESION VAPOR REID		8.7539	9.5	
RON	RON MINIMO	81	81		-0.035
TEL	TEL G/GAL		0.5	0.5	
160	PORCENTAJE A 160 F	10	50.3545		
230	PORCENTAJE A 230 F	49	68.1101		
SUL	PORCIENTO PESO AZUF.		0.0901	0.2	

PRODUCTO: GASOLINA MAGNA

COMPONENTES DE LA MEZCLA		BL/DAY	VOL %	TON/DIA	PESO %	LIMITE DE CALIDAD		
						RVP	DON	210
IC4	ISO BUTANO	1,043	5.21	93	3.86	206.0976	93.7	100
ALK	ALQUILADO	3,260	16.3	377	15.61	6.5541	93.2098	38
RFT	REFORMADO	11,454	57.27	1,452	60.11	6.3726	96.174	35
MN1	NAFTA INTERMEDIA	3,543	17.71	417	17.28	4.4739	50.7414	22.8314
RDL	NAFTA LIGERA H-OIL.	598	2.99	64	2.64	12.9	82.6	100
RMN	NAFTA INTER. H-OIL.	103	0.51	12	0.49	7	75.025	100
TOTAL		20,000	100	2,416	100			

COMPONENTES EXCLUIDOS	VALOR MARGINAL \$/UNIDAD	LIMITE DE CALIDAD		210
		RVP	DON	
C4= BUTILENO	-0.786	202.4755	93.7	100
NC4 NORMAL BUTANO	-0.624	139.6382	90.25	100
NC5 NORMAL PENTANO	-0.036	28.7837	63.35	100
LN1 NAFTA LIG. C5-160	-0.171	20.7787	69.461	100
IS5 C5 ISOMERO	-0.047	32	80.95	100
CCG GASOLINA CAT.	-0.002	11.9992	85.9999	41
RFR REFORMADO	-0.104	6.3726	92.588	35
NVB NAFTA VISCOREDUC.	-0.094	10.3787	57.25	20
RHN NAFTA PES. H-OIL.	-0.082	1.1	67.45	100

CALIDAD DEL PRODUCTO		MINIMO	PRODUCTO	MAXIMO	VALOR MARGINAL \$/UNIDAD/BL
RVP	PRESION VAPOR REID		16.6784	16.6784	0.005
VPR	PRESION VAPOR REID		9.5	9.5	0.008
DON	NUM. OCTANO CARR.	87	87		-0.035
160	PORCENTAJE A 160 F	10	15.2827	35	
210	PORCENTAJE A 210 F	39	39	57	-0.001
230	PORCENTAJE A 230 F	49	53.9778		
330	PORCENTAJE A 330 F	84	94.508	100	
SUL	PORCENTAJE DE AZUFRE		0.0171	0.15	

PRODUCTO: MGX GASOLINA MAGNA OXIGENADA

COMPONENTES DE LA MEZCLA	BL/DAY	VOL %	TON/DIA	PESO %	LIMITE DE CALIDAD		OXN
					DON	SUL	
C4= BUTILENO	241	1.45	23	1.18	93.7	0	
CCG GASOLINA CAT.	12,946	77.99	1,536	77.61	85.9999	0.188	
RFT REFORMADO	1,899	11.44	241	12.16	96.174	0	
MN1 NAFTA INTERM.	683	4.12	80	4.07	50.7414	0.0991	
MTB MTBE	830	5	99	4.98	109.5	0	100
TOTAL	16,599	100	1,980	100			

COMPONENTES EXCLUIDOS	VALOR MARGINAL \$/UNIDAD	LIMITE DE CALIDAD	
		DON	SUL
IC4 ISO BUTANO	-1.198	93.7	0
NC4 NORMAL BUTANO	-0.122	90.25	0
NC5 NORMAL PENTANO	-0.035	63.35	0

LN1	NAFTA LIG. C5-160	-0.207			69.461	0.0106
IS5	C5 ISOMERO	-0.031			80.95	0
ALK	ALQUILADO	-0.005			93.2098	0
RFR	REFORMADO	-0.104			92.588	0
NVB	NAFTA VISCOREDUC.	-0.094			57.25	0.5353
RDL	H-OIL LIGHT NAPHTA	-0.069			82.6	0
RMN	NAFTA INTERM. H-OIL	-0.095			75.025	0
RHN	NAFTA PESADA H-OIL.	-0.204			67.45	0

CALIDAD DEL PRODUCTO		MINIMO	PRODUCTO	MAXIMO	VALOR MARGINAL \$UNIDAD/BL	
RVP	PRESION DE VAP. REID		13.9917	16.6784		
VPR	PRESION DE VAP. REID		8.2546	9.5		
DON	NUM. OCTANO CARR.	87	87			-0.035
160	PORCENTAJE A 160 F	10	22.4149	35		
210	PORCENTAJE A 210 F	39	43.3728	57		
230	PORCENTAJE A 230 F	49	52.6667			
330	PORCENTAJE A 330 F	84	87.9735	100		
SUL	PORCENTAJE DE AZUFRE		0.15	0.15		0.614
OXN	OXIGENO MINIMO	5	5	6		-1.065

PRODUCTO: JET TURBOSINA

COMPONENTES DE LA MEZCLA		BL/DAY	VOL %	TON/DIA	PESO %
HN1	NAFTA PES. 350-400	11,668	56.96	1,457	56.13
KER	KEROSINA HIDROTRAT.	8,199	40.02	1,061	40.9
ALH	ALKILADO PESADO	83	0.41	11	0.41
LH1	KEROSINA DE H-OIL.	536	2.62	66	2.56
TOTAL		20,486	100	2,595	100

CALIDAD DEL PRODUCTO		MINIMO	PRODUCTO	MAXIMO	VALOR MARGINAL \$UNIDAD/BL	
	400 PORCENTAJE A 400 F	10	55.9381			0
SPG	GRAVEDAD ESPECIFICA	0.775	0.7983	0.84		0
SUL	PORCENTAJE DE AZUFRE		0.1274	0.3		0
SMK	PUNTO DE HUMO (mm)	20	22.9518			0
ARO	PORCIENTO AROMATICOS		10.7925	20		0

PRODUCTO: DSL DIESEL ESPECIAL

COMPONENTES DE LA MEZCLA		BL/DAY	VOL %	TON/DIA	PESO %	LIMITE DE CALIDAD	
						SUL	VBN
DSS	DIESEL SIN	21,356	52.3	2,730	50.67	0.0162	65.3773
HD1	DESTILADO PES. 525-600	14,144	34.64	1,926	35.74	1.2924	48.5358
DES	DEST. HIDROTRATADO	5,330	13.05	732	13.59	0.2194	
TOTAL		40,830	100	5,388	100		

COMPONENTES EXCLUIDOS		VALOR MARGINAL	LIMITE DE CALIDAD		
		\$/UNIDAD.	DON	SUL	OXN
LD1	DEST. LIGERO 400-525	-0.367	0.5464	65.3923	
KER	KEROSINA HIDROTRAT.	-0.318	0.082	65.4564	
ALH	ALQUILADO PESADO	-1.088	0		
GA1	600-650 GASOLEO PRIM	-0.026	0.9202	44.6901	
GA2	600-650 GASOLEO PRIM	-0.453	1.8484	44.3799	
CCD	AC. CICLICO LIGERO	-0.859	2.7071	58	
VDP	DESTILADO VISCOREduc.	-0.202	1.6442	55	
RDD	DIESEL DE H-OIL	-0.151	0.3	49	

CALIDAD DEL PRODUCTO		MINIMO	PRODUCTO	MAXIMO	VALOR MARGINAL
					\$UNIDAD/BL
SPG	GRAVEDAD ESPECIFICA	0.8	0.8317	0.876	
SUL	PORCIENTO DE AZUFRE		0.5	0.5	6.615
DBI	INDICE DE DIESEL MEZ.	40	54.4156		
PPI	INDICE DE PTO. ESCURR.		1.1744	1.3499	
POR	PTO. ESCURR. \$F		5.3958	10	
VBN	INDICE VISC. MEZCLA	51	51		-0.013
CST	VISCOSIDAD CST A 122		3.1835	3.1835	-0.203

PRODUCTO: DIM DIESEL NACIONAL

COMPONENTES DE LA MEZCLA		BL/DAY	VOL %	TON/DIA	PESO %	LIMITE DE CALIDAD	
						SUL	VBN
KER	KEROSINA HIDROTRAT.	1,899	14.52	246	13.98	0.082	65.4564
HD1	DEST. PESADO 525-600	9,491	72.56	1,292	73.47	1.2924	48.5358
GA1	600-650 GASOLEO PRIM	29	0.22	4	0.22	0.9202	44.6901
RDD	DIESEL DE H-OIL	1,660	12.69	217	12.33	0.3	49
TOTAL		13,079	100	1,769	100		

COMPONENTES EXCLUIDOS		VALOR MARGINAL	LIMITE DE CALIDAD	
		\$/UNIDAD	DON	SUL
LD1	DEST. LIGERO 400-525	-0.125	0.5464	65.3923
ALH	ALQUILADO PESADO	-1.312	0	

GA2	600-650 GASOLEO PRIM	-0.574	1.8484	44.3799
DES	DEST. HIDROTRATADO	-0.214	0.2194	
CCD	AC. CICLICO LIGERO	-1.01	2.7071	58
VDP	DESTILADO VISCOREduc.	-0.212	1.6442	55

CALIDAD DEL PRODUCTO		MINIMO	PRODUCTO	MAXIMO	VALOR MARGINAL \$/US/UNIDAD
SPG	GRAVEDAD ESPECIFICA	0.8	0.8475	0.876	
SUL	PORCIENTO DE AZUFRE		1	1	7.878
DBI	INDICE DE MEZ. DIESEL	40	55.5066		
PPI	INDICE PTO. ESCURR.		1.7097	2.4596	
POR	PTO. ESCURR. \$F		17.9034	30	
VBN	INDICE VISC. MEZCLA	51	51		-0.021
CST	VISCOSIDAD CST A 122		3.1835	3.1835	-0.337

PRODUCTO: LSF COMBUSTOLEO.1% S

COMPONENTES DE LA MEZCLA		BL/DAY	VOL %	TON/DIA	PESO %	LIMITE DE CALIDAD	
						SPG	SUL
VR2	RESIDUO VAC. 1000+	997	12	161	12.26	1.0176	3.9446
LV1	GASOLEO LIG. VACIO	2,615	31.49	365	27.81	0.8799	1.716
CCS	AC. CICLICO PESADO	4,514	54.36	763	58.1	1.065	
VFP	GASOLEO VISCOREduc.	178	2.14	24	1.83	0.853	2.1412
TOTAL		8,304	100	1,313	100		

COMPONENTES EXCLUIDOS		VALOR MARGINAL \$/UNIDAD	LIMITE DE CALIDAD	
			DON	SUL
LD1	DEST. LIGERO 400-525	-2.176	0.8159	0.5464
KER	KEROSINA HIDROTRAT.	-1.888	0.8159	0.082
HD1	DEST. PESADO 525-600	-2.44	0.859	1.2924
GA1	600-650 GASOLEO PRIM	-2.091	0.8472	0.9202
GA2	600-650 GASOLEO PRIM	-3.404	0.8828	1.8484
DES	DEST. HIDROTRATADO	-1.308	0.8657	0.2194
VR1	RECIDUO VAC. 1000+	-0.336	1.0451	3.5687
AR1	RESIDUO PRIMARIO 650	-0.053	0.9757	2.86
AR2	RESIDUO PRIMARIO 650	-0.609	0.976	3.2805
HV1	GASOLEO PESADO VACIO	-2.354	0.93	2.204
LV2	GASOLEO LIGERO VACIO	-1.629	0.9127	2.1156
HV2	GASOLEO PESADO VACIO	-2.968	0.9424	2.5048
CCD	AC. CICLICO LIGERO	-5.068	0.935	2.7071
VDP	DESTILADO VISCOREduc.	-2.817	0.85	1.6442
PVB	RESIDUO VISCOREduc.	-0.355	1.0368	3.5687

CALIDAD DEL PRODUCTO		MINIMO	PRODUCTO	MAXIMO	VALOR MARGINAL \$US/UNIDAD
SPG	GRAVEDAD ESPECIFICA		0.9965	0.9965	11.033
SUL	PORCIENTO DE AZUFRE		1	1	10.6
VBN	INDICE VISC. MEZCLA	19	30.1032	40	
CST	VISC. EN CST A 122	8.8859	43.087	631.4924	

PRODUCTO: FOM COMBUSTOLEO 5% S

COMPONENTES DE LA MEZCLA		BL/DAY	VOL %	TON/DIA	PESO %	LIMITE DE CALIDAD	
						SPG	SUL
LD1	DEST. LIGERO 400-525	520	1.12	67	0.91	0.8159	65.3923
VR2	RESIDUO VAC. 1000+	25,578	55.06	4,130	56.12	1.0176	7.5344
AR1	RESIDUO PRIMARIO 650	3,041	6.55	471	6.4	0.9757	22.1754
CCD	AC. CICLICO LIGERO	6,561	14.12	973	13.23	0.935	58
PVB	RESIDUO VISCOREDUC.	2,106	4.53	346	4.71	1.0368	12.5861
AHH	RESIDUO DE H-OIL	8,646	18.61	1,372	18.64	0.9999	11
TOTAL		46,453	100	7,359	100		

COMPONENTES EXCLUIDOS		VALOR MARGINAL \$UNIDAD	LIMITE DE CALIDAD	
			SPG	VBN
KER	KEROSINA HIDROTRAT.	-0.34	0.8159	65.4564
HD1	DEST. PESADO 525-600	-1.602	0.859	48.5358
GA1	600-650 GASOLEO PRIM	-2.469	0.8472	44.6901
GA2	600-650 GASOLEO PRIM	-2.233	0.8828	44.3799
DES	DEST. HIDROTRATADO	-9.626	0.8657	
VR1	RESIDUO VAC. 1000+	-0.227	1.0451	10.4614
PIT	RESIDUO DASFALTADORA	-4.629	1.0927	-1
FUR	EXTRACTO FURFURAL	-2.776	0.9303	28
AR2	RESIDUO PRIMARIO 650	-0.393	0.976	18.7985
LV1	GASOLEO LIG. VACIO	-0.405	0.8799	35.75
HV1	GASOLEO PES. VACIO	-2.837	0.93	28.02
LV2	GASOLEO LIG. VACIO	-1.268	0.9127	35.1567
HV2	GASOLEO PES. VACIO	-3.076	0.9424	26.7161
CCS	AC. CICLICO PESADO	-2.524	1.065	33
VDP	DESTILADO	-0.519	0.85	55
VFP	VISCOREDUC.	-5.624	0.853	
RVG	GASOLEO DE H-OIL	-3.325	0.94	25

CALIDAD DEL PRODUCTO		MINIMO	PRODUCTO	MAXIMO	VALOR MARGINAL \$/UNIDAD
SPG	GRAVEDAD ESPECIFICA		0.9985	0.9985	4.741
SUL	PORCENTAJE AZUFRE		3.1141	5	
VBN	INDICE VISC. MEZCLA	17.1419	17.1419		-0.157
CST	VISCOSIDAD CST A 122		1173.768	1173.768	-0.002

PRODUCTO: ASP ASFALTO

COMPONENTES DE LA MEZCLA		BL/DAY	VOL %	TON/DIA	PESO %	LIMITE DE CALIDAD
PIT	RESIDUO DASFALTADORA	9,497	100	1,647	100	
	TOTAL	9,497	100	1,647	100	

COMPONENTES EXCLUIDOS		VALOR MARGINAL \$/UNIDAD
FUR	EXTRACTO FURFURAL	-3.481

CALIDAD DEL PRODUCTO		MINIMO	PRODUCTO	MAXIMO	VALOR MARGINAL \$/UNIDAD
SPG	GRAVEDAD ESPECIFICA		1.0927	1.5	
SUL	PORCENTAJE AZUFRE		4.2825	6	

PRODUCTO: LUB LUBRICANTES

COMPONENTES DE LA MECLA		UNIDAD	UNIDAD/DIA	FORMULA
LBA	LUBRICANTES BASICOS	BL	6,112	1
	TOTAL		6,112	1

PRODUCTO: PRE PARAFINAS

COMPONENTES DE LA MECLA		UNIDAD	UNIDAD/DIA	FORMULA
PAR	PARAFINASS	BL	3,148	1
	TOTAL		3,148	1

De igual manera que el modelo anterior, el análisis económico quedaría de la siguiente forma:

	\$ US/DIA	% SOBRE VENTAS
Venta de productos	4,375,125	
-Compra de crudos	3,719,298	85.0
Margen Bruto	655,827	
-Compra de otros insumos	50,852	1.2
Margen neto de operación	604,975	
-Costo por penalización de calidad	1,914	13.8
Valor de la Función Objetivo	603,061	

6.5 Comentarios sobre la solución óptima obtenida

-Función Objetivo.- Ahora el valor de la FO es de 603,061 \$ US/día, representando el 13.78% de las ventas observándose un valor mayor que el modelo anterior indicándonos que esta solución óptima es mejor. La compra de crudos representa el 85% de la venta total. Los "valores marginales" representan lo siguiente: no hay imputación de valor marginal a los crudos maya y mezcla por no disponer del límite máximo especificado, en cambio con el crudo pozóleo si se aumenta la disponibilidad por encima de su límite máximo que es de 70,000 Bl/día, aumentaría el valor de FO en 0.96 dólares. El mismo efecto aparece en el caso del butano normal y del isobutano.

-Capacidades.- Las variables duales que muestran un alto costo continúan siendo las unidades de desparafinación y de MTBE, aunque la disminución del valor de la FO ahora sería de 18.16 dólares por barril incrementando en la desparafinadora y de 86.52 dólares en la planta de MTBE.

Para el mezclado de Gasolina Magna, también aparece un valor marginal que nos dice que si queremos aumentar la capacidad de mezclado, el valor de la FO aumenta en 5.15 dólares.

-Especificaciones de Mezclado.- Se comporta de igual manera que el modelo anterior o sea la más cara de cumplir es el % de azufre.

CAPITULO 7

**SOLUCION AL SISTEMA DE MEZCLADO DE COMPONENTES PARA
GASOLINA REFORMULADA**

7.1. Situación actual de los combustibles para el transporte

Actualmente, se estima que a nivel mundial existen aproximadamente 600 millones de vehículos, correspondiendo el 73% a automóviles y el 27% restante a autobuses y camiones (usos varios), los cuales en los últimos 20 años han crecido a una tasa media anual de 4.7 y 5.1% respectivamente.

En México el consumo de energía dada por los combustibles para el transporte, principalmente diesel y gasolinas, se ha distribuido según se muestra en la figura 1. Se puede observar que el parque vehicular privado consume el 48% de esa energía.

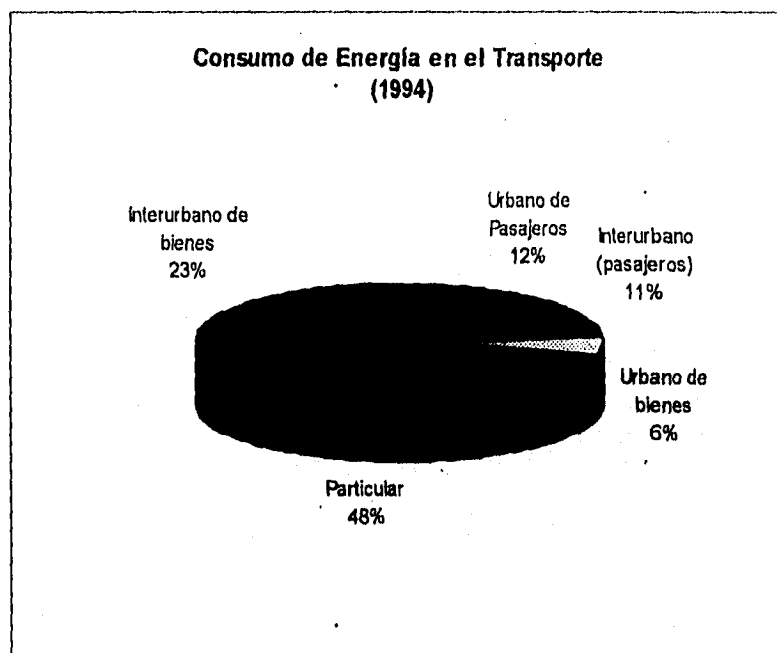


Figura 1. Consumo de energía en el transporte durante 1994.

La producción y las ventas internas de gasolinas en 1994 por tipo fué la siguiente:

	PRODUCCION (BLS./DIA)	VENTAS (BLS./DIA)
NOVA	264,000	270,000
MAGANA-SIN	165,000	231,000
TOTAL	429,000	501,000

Por lo que se refiere a la Refinería de Salamanca, la producción de gasolina Nova para 1994 fué de 45,000 bls/d., mientras que de gasolina Magna-Sin de 24,000 bls/d., representando el 17% y 14.5%, respectivamente. Con respecto al consumo las regiones de más alto índice de consumo fueron las del Valle de México y Centro con 36.3%, siguiéndoles las regiones Occidente y Norte con 29.3% en conjunto.

Se ha comprobado que en los países industrializados la producción y uso de combustibles derivados del petróleo ha deteriorado la calidad del aire, vía emisiones de contaminantes, generados por diferentes fuentes como las que se muestran en la siguiente tabla:

PORCENTAJE PROMEDIO MUNDIAL DE EMISIONES, CONTAMINANTES POR FUENTE

FUENTE	CO	HC	NO _x	SO _x	PARTICULAS	COMPUESTOS ORGANICOS
TRANSPORTE	66	42	64	3	6	49
COMBUSTION	12	10	30	27	22	9
INDUSTRIA	7	25	5	70	53	15
INCINERACION	4	2	-	-	2	-
OTROS	11	21	1	-	17	27
TOTAL	100	100	100	100	100	100

Tabla 1. Fuente: Referencia 8

Como puede observarse en la tabla anterior las principales emisiones de los vehículos para el transporte son: monóxido de carbono (CO), óxidos de nitrógeno (NO_x) e hidrocarburos (HC), se estima que en los países indus-

trializados los vehículos emiten aproximadamente la mitad de los óxidos de nitrógeno, dos terceras partes el monóxido de carbono y cerca del 50% de los hidrocarburos.

Evidentemente los dos principales efectos del uso de los combustibles fósiles sobre el medio ambiente son los depósitos ácidos y la formación de una densa niebla de gases nocivos (smog) urbanos, aunque existe un tercer efecto aún más impactante como es el calentamiento del planeta, es decir el llamado "efecto invernadero", el cual es ocasionado principalmente por el incremento en los niveles de emisión de los siguiente gases:

- ANHIDRIDO CARBONICO (CO_2).- Gas generado en un 80% de la combustión de los combustibles fósiles, el 20% restante proviene de la deforestación tropical.

Aproximadamente la mitad del "efecto invernadero" se debe al incremento (0.5% anual) en las concentraciones del bióxido de carbono en la atmósfera, la otra mitad es causada por las emisiones de gases tales como el metano, óxidos nitrosos, ozono y clorofluorocarbono.

- METANO.- Su presencia en la atmósfera aumenta alrededor de un 1% anual (el doble del bióxido de carbono). Se estima que la creciente concentración de éste, dificultará el proceso de descomposición de los otros gases causantes del "efecto invernadero" como son los clorofluorocarbonos, los cuales cuando están en la atmósfera ayudan a destruir el ozono y cuando se encuentran en la parte inferior de la atmósfera contribuyen de manera determinante al "efecto invernadero".

El metano se caracteriza por tener aún más capacidad de absorción de radiación infrarroja que el bióxido de carbono.

- ÓXIDOS DE NITROGENO.- Contaminantes derivados de los combustibles fósiles, precursores junto con los hidrocarburos del ozono y destructores de éste cuando ascienden a la estratosfera, su concentración aumenta en un 0.25% al año.

- OZONO.-Formación de una densa niebla de gases nocivos (Smog fotoquímico) resultado principalmente de la reacción entre los hidrocarburos (aromáticos, olefinas, etc.) emitidos por los motores de combustión interna y los óxidos de nitrógeno en presencia de luz solar. Dicho compuesto en la estratosfera es benéfico, ya que absorbe la peligrosa radiación ultravioleta en la atmósfera, por el contrario, es dañino.

Tal problemática ha obligado a los gobiernos a emitir leyes y regulaciones tendientes a mejorar la calidad y el impacto de los combustibles sobre el medio ambiente.

Las nuevas regulaciones a nivel mundial establecen además, estándares en la elaboración y uso de los combustibles del futuro, los cuales no deben presentar problemas en el funcionamiento del vehículo, maniobrabilidad o compatibilidad con materiales, así como control de emisiones, y deberán cumplir con las siguientes características:

- alto índice de octano
- baja presión de vapor
- alto contenido de oxígeno (2.5% en peso mínimo)
- baja reactividad
- baja toxicidad y
- ser producidos a partir de fuentes renovables y domésticas

Para cumplir con los requerimientos de los combustibles a utilizar en el futuro se tienen dos opciones: la reformulación de los combustibles convencionales y el uso de combustibles alternativos.

7.2. Combustibles reformulados

Las medidas regulatorias que en materia de Energía y Petroquímica básica fueron dictadas por los artículos 606 y 607, respectivamente, en materia de energía y seguridad nacional aparecidas en el Diario Oficial de la Federación el 20 de diciembre de 1993, con motivo de la firma del Tratado de Libre Comercio de America del Norte, México tiene delineado ya la forma en que debe manejar el problema de la contaminación atmosférica asociada al consumo de gasolinas automotrices.

En este aspecto, México seguirá probablemente los lineamientos dictados a través de Clean Air Act (CAA) Amendments de 1990 correspondientes a la legislación americana para estos aspectos. La CAA define dos categorías de gasolina sujetos a regulaciones:

- Gasolina oxigenada (Oxyfuel)
- Gasolina reformulada (RFG)

Por lo que respecta al tema de la presente tesis el programa que E.U. ha seguido para llegar al año 2000 puede observarse en la figura (2):

Los estándares para la RFG son complejos y se definen en términos de 2 tipos de requerimientos. Aquellos de orden general y los que corresponden a los estándares del comportamiento de los combustibles. Los requerimientos de orden general corresponden a un mínimo de 2.0 % en peso de oxígeno y un máximo en volumen de 1.0% en benceno y que no contengan metales pesados tales como Pb y Mn.

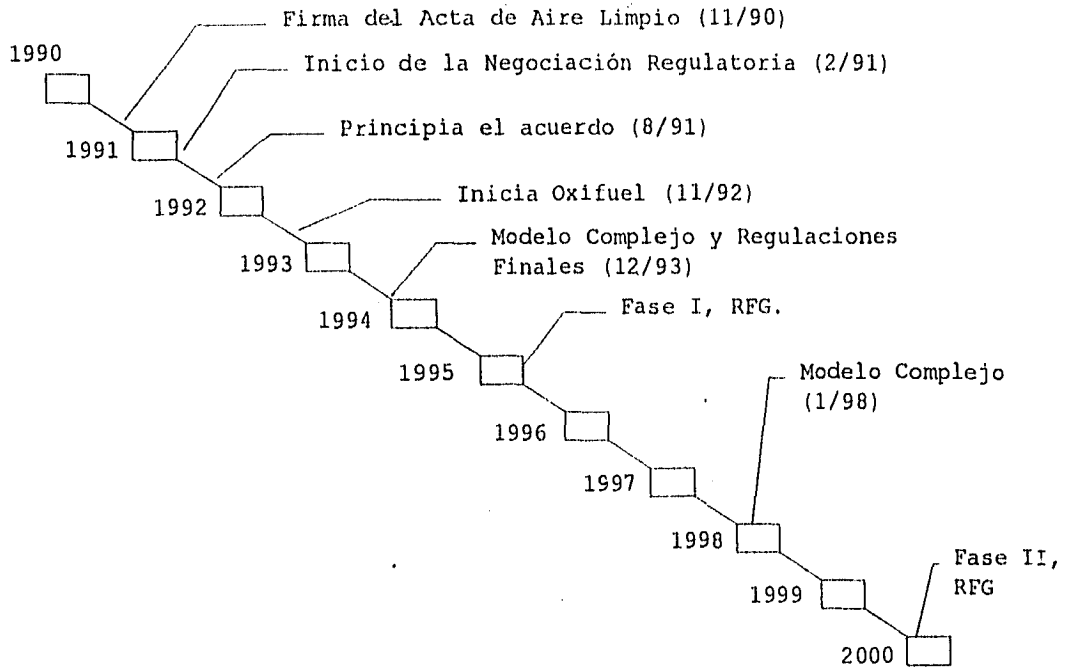


Figura 2

Por su parte, los estándares de comportamiento de los combustibles han sido legislados en términos de la formación de ozono, las emisiones de compuestos orgánicos volátiles (VOC) y las emisiones de compuestos tóxicos tales como el benceno, butadieno, formaldehído, acetaldehído y materia orgánica policíclica. Adicionalmente las emisiones de NO_x no se deben incrementar como resultado de la reformulación. Para ello se han creado ciertos parámetros de la gasolina que corresponden a un promedio de estos, tanto en verano como en invierno; tales parámetros pueden observarse en la siguiente tabla:

Parámetros de la Gasolina	Verano	Invierno
RVP, psi	8.7	11.5
Benceno, % vol	1.53	1.64
Oxígeno, % peso	0.0	0.0
Azufre, ppm	339	338
T50, °F	218	200
E200, % vol	41.0	50.0
T90, °F	330	333
E300, % vol	83.0	83.0
Total de aromáticos, % vol	32.0	26.4
Olefinas, % vol	32.09.2	11.9

Tabla 2.

Para el periodo que interesa en la presente tesis como ha podido observarse en la figura (2), la llamada fase I de la RFG empezaría en 1995, para terminar en el año 2000. Las nuevas regulaciones sobre las RFG para el llamado "modelo simple" que consiste en un modelo definido por la EPA como un conjunto de especificaciones y ecuaciones que predicen las emisiones de VOC y de componentes tóxicos tomando como base un número muy limitado de parámetros que son: PVR, contenido de benceno, contenido de oxígeno, contenido de aromáticos.

De acuerdo al "modelo simple", una gasolina se certificará cuando cumpla con las siguientes especificaciones.

Contenido de benceno	<1.0% vol.
Cont. de oxígeno	>2.0% W
PVR	entre 8.1 y 7.2 psi.
Cont. metales pesado	ninguno
Inorg. en la form.	ninguno
NO _x	
Compuestos tóxicos	Reducción a menos del 15% al promedio de 1990.
Azufre	al promedio de 1990.
T90	al promedio de 1990.
Olefinas	al promedio de 1990.

Las especificaciones y rangos válidos para el llamado "modelo complejo", aparecen en las tablas (3) y (4).

Especificaciones	RFG		Gasolina Convencional
	Por galón	Promedio	
Oxígeno, % w.	2.0	2.1	-----
Benceno, % vol.	1.0	0.95	-----
Reducción de VOC %			
• Región de Control 1 VOC.	35.1	36.6	
• Región de control 2 VOC.	15.6	17.1	-----
Reducción de NO _x , %	0.0	1.5	-----
Reducción de Tóxicos, %	15.0	16.5	-----
Emisión de tóxicos de escape	-----	-----	Igual que la gasolina base de refinería.

Tabla 3.

Parámetro de Gasolina	RFG	Gasolina Convencional
RVP, psi	6.4-10.0	6.4-10.0
Benceno, % vol	0-2.0	0-4.9
Oxígeno, % w	0-4.0	0-4.0
Azufre, ppm	0-500	0-1000
E200, % vol	30-70	30-70
E300, % vol	70-100	70-100
Aromáticos, % vol	0-50	0-55
Olefinas, % vol	0-25	0-30

Tabla 4.

El "modelo complejo" es un modelo matemático que selecciona la gasolina que debe certificarse bajo la base de un rango completo de sus parámetros.

En la fase I y nuevamente en base al modelo complejo, las reducciones de emisiones de VOC, de NO_x, y de compuestos tóxicos se enuncian como sigue:

Prueba	Intervalo	unidades	Reducción VOC	Reduccion No _x	Reducción Comp. Tóx.
PVR	8.7 a 8.0	psi	16	0.4	3.0
Benceno	1.53 a 0.95	% vol	00.0	0	14.0
Oxígeno	0 a 2.1	% w	1.0	0.05	5.5
Azufre	339 a 288	ppm	1.5	1.4	2.0
E200	41 a 46	% vol	2.0	-0.5	1.0
E300	83 a 86	% vol	2.0	0.05	-----
Aromáticos	32 a 26.3	% vol	2.0	0.9	5.0
Olefinas	9.2 a 7.8	% vol	0.0	0.49	0.5

Tabla 5.

Las proyecciones de costos en los Estados Unidos con las normas establecidas de acuerdo al "modelo complejo" en cada una RFG tendrán los incrementos respecto del costo de la gasolina en 1989.

Origen de los costos	Costos al consumidor, ¢ U.S./gal gasolina		
	1995	2000	2010
Fuentes estacionarias			
• Salud y seguridad	2.6	4.5	6.5
• Costos de refinación	4.8	6.4	6.4
• Logística y otros	1.0	1.0	1.0
Subtotal	8.4	11.9	13.9
Comercialización al menudeo	1.5	1.5	1.5
Por economía del combust.	2.5	2.5	2.5
Costo total adicional al consumidor sobre una base anual.	12.4	15.9	17.9

Tabla 6. Fuente: Referencia 8.

El término REFORMULACION está relacionado normalmente con el aire y la atmósfera limpia; sin embargo, para todos aquellos que han estudiado los efectos que produce el consumo de los combustibles en el medio ambiente y de quienes participan en la producción de los mismos, significa la sustitución parcial o total de los compuestos e hidrocarburos indeseables, dentro de los que se encuentran un gran número con alto octano, por hidrocarburos o componentes alternos cuya afectación al medio ambiente sea mínima. Esto quiere decir que la meta final de la reformulación significará la producción de combustibles con octano limpio.

Se han tenido un sin número de discusiones acerca de la gasolina reformulada y su efecto potencial en la conservación del aire limpio. De esta forma encontramos que al referirse al término "GASOLINA REFORMULADA", se trata

de una gasolina en la que se ha cambiado la concentración de algunos de sus componentes con el objeto de lograr que la gasolina se quemara más "limpiamente", es decir, con menos emisiones contaminantes en la atmósfera.

La estrategia de México, estudiando las experiencias obtenidas en otros países, se ha fijado como objetivo alcanzar el equilibrio entre el plomo y las corrientes de alto octano para que la resultante de los contaminantes generados durante la combustión ocasionen la mínima afectación a la salud. Por lo tanto, la gasolina Magna-Sin, sin plomo, está encaminada a ser usada en los vehículos automotores con convertidor catalítico, mediante el cual se eliminan las cantidades de emisiones tóxicas generadas por algunos de los componentes de alto octano, mientras que para el parque vehicular que no dispone del adelanto tecnológico que representa el convertidor, se cuenta con una gasolina con bajo plomo (de 0.1 a 0.3 ml TEP/gal) balanceada en sus componentes para proporcionar el octano requerido.

Desde hace más de 5 años el Gobierno de la República estableció los límites de emisión aplicables a los vehículos automotores, y en el mes de Junio de 1989, comprometió la elaboración de una gasolina que impulse y permita a la industria automotriz entrar en una etapa tecnológica similar a la de los países más avanzados.

Los diferentes tipos de gasolinas que ha producido Petróleos Mexicanos a lo largo del tiempo según lo han requerido las características mecánicas de los motores son:

En 1938, el país producía un sólo grado de combustible automotriz con el nombre de gasolina, la cual se pre-

paraba hasta con tres mililitros de tetraetilo de plomo por galón, para dar un índice de octano de 57 RON.

En 1940, apareció en el mercado la primera gasolina formulada por Petróleos Mexicanos, a la que se denominó Mexolina con 70 octanos mínimos y 3 ml.TEP/gal.

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 de RON, aunque para lograrlo se aumentó el contenido de TEP hasta 4 ml/gal.

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 Gasolmex de 90 octanos RON.

Hasta 1973, se mantuvieron en el mercado 4 grados de gasolinas con diferentes opciones de octano, RON, que permitían satisfacer con amplitud los requerimientos del parque vehicular. Se tenían desde la Mexolina con 70 octanos, la Supermexolina con 80, el Gasolmex con 90 y el Pemex 100, todas conteniendo TEP.

A partir de 1973 y de acuerdo a los estudios del mercado llevados a cabo, se definió que el promedio de octano requerido era del orden de 85 octanos RON. Fue así como se retiraron 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 gr.Pb/gal.máximo que sustituyeron a las cuatro gasolinas anteriores.

En 1986, como resultado de los estudios para el mejoramiento de su calidad y buscando disminuir la contaminación ambiental, se revisaron las especificaciones de las

gasolinas Nova y Extra, apareciendo con este motivo las denominadas Nova Plus y Extra Plus.

Como ya se mencionó, a fines de 1989 se distribuyen gasolinas oxigenadas mediante una mezcla de MTBE (Meti-Terbutil-Eter) para el area metropolitana de la Ciudad de México.

Y a partir de Septiembre de 1990 entró al mercado la gasolina sin plomo denominada Magna-Sin.

A continuación se muestra un resumen del cambio en las especificaciones en la gasolina producida por PEMEX a lo largo del tiempo y las tendencias a seguir.

	1950-1973	1973-1986	1986-1991	TENDENCIAS PARA 1996
RON	70-80	81-82	81-91	87-95
(R+M) / 2	-----	87.2	87.7	92.1
TEL ml/gal	3-4	0.5-3.5	0.5-0.15	-----
OLEFINAS %VOL	-----	10-15	10-15	5-10
BENCENO %VOL	-----	5-8	3-5	0.8-2
AROMATICOS %VOL	-----	35.0	35.0	20-25
COMP.OXIG.%PESO	-----	2.0	2.7	3.5
FVR	9.5-12	9.5-12	9.5-10.5	7.8-9.0
ADITIVOS	NO	SI	SI	SI

Tabla 7. Fuente:PEMEX-REFINACION

Para cumplir con las especificaciones antes mencionadas, en los años 90's la gasolina Magna-Sin será el producto líder de consumo en México. El pronóstico de consumo para los años de los 90's, hasta el 2000 muestra las tasas anuales de crecimiento; podrían fluctuar entre 3.7% a 4.5%. De acuerdo a lo anterior se han construido dos escenarios al respecto del consumo de gasolina en los años 2000, 2005 y 2010 que se presentan en la siguiente tabla.

ESCENARIOS DEL CONSUMO FUTURO TOTAL DE GASOLINAS EN MEXICO (MILES DE B/D)							
	1994	2000	tmac %	2005	tmac %	2010	tmac %
ESCENARIO 1	501.0	739.4	4.5	767.2	3.3	891.4	3.05
ESCENARIO 2	501.0	634.0	4.0	760.0	3.7	881.0	3.0
ESCENARIO 1							
• GASOLINA "NOVA" (CON PLOMO)	270.0	55.0		0		0	
• GASOLINA MAGNA- SIN (SIN PLOMO)	231.0	597.9		767.2		891.4	
ESCENARIO 2							
• GASOLINA "NOVA"	270.0	53.2		0		0	
• GASOLINA MAGNA- SIN	231.0	580.8		760.0		881.0	
OCTANO PROMEDIO	86.1	91.1		93		95	

Tabla 8. Fuente: Dr. CET-UNAM.

7.3. Tecnologia del mezclado

El mezclado de productos es una de las etapas más importantes en la transformación del crudo a productos terminados del petróleo. El mezclado es la combinación de dos ó más elementos para producir un nuevo compuesto.

En el caso de los productos de la Refinería, los compuestos a ser mezclados son compuestos complejos de hidrocarburos donde varían frecuentemente las propiedades de los componentes; esto se hace necesario para poder estimar ciertas propiedades "a priori" de una mezcla propuesta.

De otra manera, un procedimiento de prueba y error resultaría costoso en tiempo y productos, por eso muchas refinerías acuden a un programa lineal para optimizar sus mezclas, particularmente en el caso de la gasolina.

El cálculo de una propiedad se vuelve un problema cuando la propiedad particular no es aditiva para los parámetros que se describirán a continuación. Sin embargo, existen otros cuyo comportamiento es aditivo.

Una propiedad es considerada aditiva si la propiedad de una mezcla es el promedio de esa misma propiedad de cada uno de los componentes en la mezcla (promediado en base peso, volumen ó fracción mol).

Las propiedades que son aditivas son:

- Punto de Ebullición basado en valores de una destilación TBP.
- Presión de vapor en base % mol.
- Punto de anilina.
- Contenido de azufre.
- Gravedad específica

Las propiedades que no son aditivas sobre una base en volumen son:

- Número de Octano
- Viscosidad
- Temperatura de Inflamación
- Punto de Ecurrimiento
- Presión de Vapor Reid
- Punto de Humo
- Gravedad API

7.4. Principios del mezclado

El proceso físico del mezclado es relativamente sencillo y puede ser realizado de diferentes formas; por ejemplo, mezclando los componentes de la mezcla en un tanque agitado por lotes o por medición continua de los componentes de la mezcla en línea del producto.

Para asegurar que los productos mezclados cumplan con las especificaciones deseadas, se instalan analizadores para proporcionar un control de retroalimentación de aditivos y de las corrientes de mezclado.

Determinar las proporciones de la mezcla es un poco más difícil. La selección de los componentes de la mezcla y sus proporciones en la mezcla de productos es uno de los problemas más difíciles que encara la Refinería.

Los diferentes cortes producidos en la destilación del crudo y de los procesos posteriores tales como la desintegración catalítica; la reformación catalítica, y la alquilación pueden ser mezclados para satisfacer las especificaciones del producto final de la mejor manera posible económicamente hablando.

Los inventarios de las existencias de mezclas, junto con sus costos y propiedades físicas, pueden ser considerados de tal forma que las especificaciones del producto final sean cumplidas al más bajo costo.

Ya que las operaciones de mezclado presentan un gran número de opciones, la mayoría de las refinerías usa modelos de programación lineal para auxiliarse en sus decisiones de mezclado.

Las operaciones de mezclado pueden ser modeladas por dos métodos.

El método más simple es desarrollar un cierto número de formulaciones ó mezclas las cuales cumplirían con las especificaciones de los productos y permitiendo entonces al modelo de PL a seleccionar cualquier combinación de esas mezclas para satisfacer las demandas de los productos.

En el 2do. método, las calidades de la mezcla en el tanque de almacenamiento y las especificaciones del pro-

ducto se usan directamente en el modelo al cual se le permite seleccionar la composición óptima de la mezcla dentro de los límites de esas especificaciones.

Aunque más flexible que la técnica de formulaciones, éste método es más complejo y requiere más habilidad en la preparación de los datos de las propiedades y la estructuración del modelo. Una de las más importantes tareas es poner los datos de las propiedades en forma tal que puedan mezclarse linealmente.

Una propiedad es aditiva, (mezclas lineales) cuando la calidad de la mezcla puede ser expresada como la calidad promedio de los componentes de la mezcla. En otras palabras, una de las siguientes ecuaciones puede satisfacerse :

$$P_b = \sum W_i P_i \quad (1)$$

$$P_b = \sum V_i P_i \quad (2)$$

$$P_b = \sum X_i P_i \quad (3)$$

donde:

P_b = Propiedad de la mezcla total

P_i = Propiedad del componente i

W_i = Fracción peso de el componente i

V_i = Fracción volumen del componente i

X_i = Fracción mol del componente i

Para manejar propiedades que no se mezclan linealmente, se podrían convertir a funciones tales que se comporten en forma lineal.

Esas funciones, referidas como números de mezclado, índices de mezclado o factores de mezclado, pueden satisfacer las siguientes ecuaciones.

$$I_b = \sum W_i I_i \quad (4)$$

$$I_b = \sum V_i I_i \quad (5)$$

$$I_b = \sum X_i I_i \quad (6)$$

donde:

I_b = Índice de mezclado para mezcla total

I_i = Índice de mezclado para el componente i

Debe observarse que las calidades mezcladas en un modelo de PL deben basarse en las mismas unidades; peso, volumen, moles. Sin embargo, en un modelo, basado en flujos de volumen, las presiones de vapor pueden convertirse a índices de mezclado en volumen.

7.4.1 Desarrollo de un índice de mezclado

Desarrollar un índice de mezclado involucra 4 etapas.

- 1.- Recopilación de los datos de la mezcla.
- 2.- Derivando la función del mezclado.
- 3.- Ajuste de los coeficientes de la ecuación.
- 4.- Comprobando la función de el mezclado.

7.4.2. Recopilación de datos

La labor más importante es la recopilación de datos de la mezcla de los posibles componentes del mezclado. Hay 2 requerimientos básicos para los datos usados en el desarrollo de un índice de mezclado: los datos deben de ser exactos y bien distribuidos.

Dado que los errores en los datos están distribuidos en forma aleatoria, puede minimizarse el error estadístico, usando una cantidad mucho más grande de datos. Sin embargo esto necesita usar un gran de pruebas para desarrollar el sistema. Considerando la necesidad de la exactitud, se puede concluir que los mejores datos de una mezcla son aquellos preparados bajo la responsabilidad de laboratorio de control.

7.4.3. Desarrollo de la forma de ecuación

Para seleccionar una forma de ecuación apropiada para representar la función de mezclado, requiere un conocimiento de la propiedad que está siendo modelada. Haciendo ésta selección se tienen 3 opciones: un modelo teórico, un modelo empírico, o una combinación de los dos anteriores.

Muchas de las propiedades usadas en la industria de la Refinación son, sin embargo, de naturaleza empírica y por lo tanto no corresponden a alguna propiedad física o química.

Por otra manera, se puede llegar a saber cuales son las propiedades químicas y físicas básicas de un producto que afectan los resultados de una prueba empírica. Usando este conocimiento, se pueden desarrollar ecuaciones para describir el funcionamiento del mezclado de los componentes de la mezcla, usando técnicas de análisis de regresión múltiple y de optimización no-lineal.

7.4.4. Cálculo de coeficientes.

Una vez que la ecuación ha sido determinada, se pueden calcular los coeficientes para los cuales la representación de los datos es mejor. Los coeficientes para la función de mezclado teórico se derivan de la teoría, mientras los coeficientes para el sistema empírico se determinan por análisis estadísticos. Ambos grupos de coeficientes pueden ser ajustados para ajustar los datos disponibles de la mezcla,

7.4.5. Prueba del índice de mezclado

Finalmente, se puede probar el sistema de mezclado contra los datos independientes. Cuando se pruebe la forma de ecuación final para la función de índices de mezclado, se podrían usar datos de una mezcla confiable y, cuando sea posible, los datos serían independientes de los datos usados en algún ajuste previo. Esas pruebas consisten de cálculos de propiedades de la mezcla usando el índice y comparando los valores calculados con los valores observados. Los resultados se analizan estadísticamente.

La media y desviación estándar de los resultados (valores calculados valores observados) son los parámetros más usados en el análisis de la confiabilidad de la función de mezclado. Estos indican si los datos están viciados en el índice de mezclado y dando una indicación de este error. El análisis de la desviación estándar incluye cuatro tipos de error.

1. Error en el sistema de índice de mezclado.
2. Error en la propiedad observada de la mezcla.
3. Error en la composición de la mezcla.
4. Error en las propiedades de los componentes de la mezcla.

Obviamente, es necesario eliminar el error atribuible a las últimas tres fuentes de la desviación estándar para determinar el error del sistema de índices de mezclado. Las pruebas de laboratorio deben hacerse por duplicado. El uso de mezclas que contengan tres o más componentes con contribuciones aproximadamente iguales ayuda también a minimizar errores asociados con la determinación de los valores de las propiedades.

7.4.6. Interacción del modelo de mezclado

La interacción del modelo de mezclado propuesto por Morris ha sido uno de los esquemas más ampliamente usados para estudios de mezclado. En esta aproximación, los coeficientes de interacción se desarrollan a través de pruebas de los componentes individuales de la mezcla y mezclas 50:50.

Para mezclas de dos componentes, la ecuación de interacción de la mezcla puede expresarse como:

$$Q = a_1X_1 + a_2X_2 + b_{1,2}X_1X_2 \quad (7)$$

donde:

Q= Propiedad de la mezcla o calidad.

a_1 = Propiedad del componente 1

a_2 = Propiedad del componente 2

X_1 = Fracción volumen del componente 1

X_2 = Fracción volumen del componente 2

$b_{1,2}$ = Coeficiente de interacción para los componentes 1 y 2.

Para 3 ó más componentes, hay un término lineal adicional para cada componente y un componente de interacción para cada par de componentes; por ejemplo, la ecuación para una mezcla con 3 componentes sería:

$$Q = a_1X_1 + a_2X_2 + a_3X_3 + b_{1,2}X_1X_2 + b_{1,3}X_1X_3 + b_{2,3}X_2X_3 \quad (8)$$

Los coeficientes lineales pueden cambiarse tan frecuentemente como se requiera para reflejar cambios en la calidad de los componentes individuales. Sin embargo, los coeficientes de interacción no necesitan ser cambiados a menos que las características de los componentes cambien significativamente. Para llevarse a cabo un estudio de mezclado de interacción, se pueden probar todos los componentes de la mezcla, más mezclas 50:50 de todos los posibles pares de los componentes. El número total de pruebas necesarias para un estudio de mezclado iguales es:

$$n \text{ componentes} + n(n-1)/2 \text{ (mezclas)} \quad (9)$$

Así, una ecuación de interacción que describe el comportamiento de mezclado de 5 componentes tendría 5 términos lineales y 10 términos de interacción. La expe-

riencia muestra que las ecuaciones de interacción pueden predecir correctamente la calidad de cualquier mezcla multicomponente.

Ya que la mayoría de los estudios de mezclado se efectúan con modelos de programación lineal, los valores lineales de mezclado pueden desarrollarse a través de datos de la mezcla. Esto puede concluirse calculando la primera derivada del modelo de interacción para una composición específica de la mezcla.

7.5. Cambios de volumen en el mezclado

Las mezclas de productos petrolíferos, no forman soluciones ideales y por ello, los cambios de volumen ocurren durante las operaciones de mezclado. Las mezclas no ideales deben tomarse en cuenta especialmente cuando las moléculas difieren en carácter. La mayoría de los productos mezclados contienen una gran variedad de moléculas, por lo que debe esperarse que exista siempre un cambio en el volumen total.

Aunque el cambio en volumen puede representar una ganancia o una ganancia o una pérdida, esta última se encuentra más frecuentemente.

Para componentes pesados o cortes de componentes, los cambios en el volumen son prácticamente despreciables, (de 0,1 ó 0,2% en volumen). Sin embargo, cuando se mezclan los hidrocarburos de bajo punto de ebullición con componentes pesados, las pérdidas en volumen son significativas. Esto sucede, por ejemplo, cuando las gasolinas naturales y los condensados se mezclan con crudo en un

ducto. La pérdida de volumen cuando se mezclan gasolinas no son mayores al 1% en volumen de el total del mezclado.

No obstante aunque existen pequeñas pérdidas en volumen, pueden tener efectos significantes sobre el costo de la gasolina cuando existen grandes volúmenes de productos que se venderán en base a su volumen más que en base a su peso.

METODO REEVES.

En la actualidad no se ha encontrado una relación simple entre los cambios en volumen y las propiedades químicas y/o físicas.

La contracción es una función de los pesos moleculares de los componentes a mezclarse y de su concentración en la mezcla. Reeves desarrolló la siguiente expresión empírica para calcular las pérdida de volumen en mezclas binarias.

$$\log(c) = 0.6107 \log(100 - W) + B \log(M_1) + 0.537 \log(M_2 - M_1) + 4418 \quad (10)$$

donde:

- C= % en volumen de la contracción
- W= % en peso de la fracción pesada en la mezcla
- M₁= Peso molecular del componente ligero
- M₂= Peso molecular del componente pesado
- B= Constante

La constante B depende de el peso molecular de los componentes ligero como se indican en los siguientes ejemplos:

<u>Hidrocarburo</u>	<u>Peso</u>	<u>B</u>
Etano	30	-3.67
Propano	44	-3.81
Butano	58	-3.83
Gasolina	>100	-3.50

Utilizando la ecuación (10), las diferencias entre las pérdidas calculadas y observadas para varios esquemas de mezclado se ha informado que son cerca del 20% del cambio total de volumen.

CORRELACION API

El API (7) propuso la siguiente correlación para estimar la contracción volumétrica que resulta de la mezcla de hidrocarburos de bajo peso molecular con petróleos crudos.

$$S = 2.14 \times 10^{-3} C^{-0.0704} G^{1.76} \quad (11)$$

donde:

S= Factor de contracción como % en volumen del componente ligero.

C= Concentración del componente ligero, % volumen.

G= Diferencia de gravedad entre el componente ligero y el más pesado, °API.

Esta ecuación (11) se usa con un alto grado de confiabilidad para calcular la contracción a concentraciones arriba del 21% de componentes ligeros. La ecuación no es válida a concentraciones arriba del 50% de el componente ligero.

En la Tabla 2.1. muestran los factores de contracción para varias concentraciones de componentes ligeros y diferencias de gravedad utilizando la ecuación (11).

Contracción Volumétrica Resultado del Mezclado de HC de Bajo Peso Molecular con el Crudo.							
Contracción como % del componente ligero.							
Concentración del componente ligero.	Diferencia en gravedad API entre el componente ligero y pesado						
	10	20	30	40	50	60	70
1	0.13	0.44	0.9	1.49	2.20	3.03	3.98
2	0.12	0.42	0.85	1.41	2.09	2.89	3.79
3	0.12	0.41	0.83	1.37	2.04	2.81	3.68
4	0.12	0.39	0.81	1.35	2.00	2.75	3.61
5	0.12	0.39	0.8	1.33	1.96	2.71	3.55
6	0.11	0.39	0.79	1.31	1.94	2.67	3.51
7	0.11	0.38	0.78	1.30	1.92	2.64	3.47
8	0.11	0.38	0.77	1.28	1.90	2.62	3.44
9	0.11	0.38	0.77	1.27	1.88	2.60	3.41
10	0.11	0.37	0.76	1.26	1.87	2.58	3.38
11	0.11	0.37	0.76	1.25	1.86	2.56	3.36
12	0.11	0.37	0.75	1.25	1.85	2.55	3.34
13	0.11	0.37	0.75	1.24	1.84	2.53	3.32
14	0.11	0.36	0.74	1.23	1.83	2.52	3.30
15	0.11	0.36	0.74	1.23	1.82	2.51	3.29
16	0.11	0.36	0.74	1.22	1.81	2.49	3.27
17	0.11	0.36	0.73	1.22	1.80	2.48	3.26
18	0.11	0.36	0.73	1.21	1.79	2.47	3.24
19	0.11	0.36	0.73	1.21	1.79	2.46	3.23
20	0.10	0.36	0.72	1.20	1.78	2.46	3.22

Tabla 9. Reference: Volumetric Shrinkage Resulting from Blending Volatile Hydrocarbons with Crude Oils, Bull 2509C, 2nd. Edition, American Petroleum Institute, New York December, 1967.

7.6. Destilación

El proceso de destilación se utiliza en el laboratorio para pruebas de petróleo crudo productos petrolíferos, particularmente aquellos que se evaporan en el curso de su uso tales como la gasolina, kerosina y solventes. Esas pruebas de destilación de laboratorio se usan para determinar los rangos de destilación, así como también la cantidad de producto vaporizado a diferentes temperaturas.

Las curvas de destilación definen las características de volatilidad de los productos petrolíferos e indican los rendimientos de los productos de destilación primaria de los crudos.

El conocimiento de las características de la destilación del crudo es esencial para estimar los rendimientos de los productos; éstas son también muy útiles para predecir el comportamiento de las características de los productos. Por ejemplo, una gasolina puede ser suficientemente volátil para permitir el arranque de un motor en frío y al mismo tiempo, tal gasolina debería no ser tan volátil como para que ocurra pérdidas excesivas por evaporación o que ocurra la vaporización prematura en los carburadores o líneas de combustible, dando como resultado un sello de vapor.

7.6.1. Pruebas de destilación

Hay muchas variaciones posibles en los detalles de los métodos de prueba de la destilación, pero todos los métodos de prueba contienen procedimientos generales de vaporización de el liquido, entonces enfriando el vapor

bajo condiciones específicas y anotando los resultados. Los resultados de la destilación se expresan en varios cálculos que incluyen generalmente:

1.- El rango del punto de ebullición, que es la distribución de las temperaturas bajo las cuales un crudo comienza a ebullicir ó a destilar vapores y avanza hasta una evaporación completa;

2.- El punto inicial de ebullición (IBP), que es la temperatura al momento en que cae la primer gota de vapor condensado del condensador;

3.- El punto final de ebullición (FP) o el punto final (EP), que es la temperatura máxima registrada durante la prueba y la cual ocurre después de la evaporación de todo el líquido del fondo de el matraz;

4.- El punto seco (DP), que es la lectura del termómetro que se observa en el instante que la última gota del liquido se evapora de el punto más bajo en el matraz.

5.- El recuperado, que es el porcentaje destilado a una temperatura dada.

6.- El residuo, que es la cantidad de muestra remanente en el matraz después de que la destilación ha sido completada.

7.- Las "colas" pesadas o residuos finales, que es la porción de crudo que vaporiza cerca del final de la destilación. El punto final es determinado en gran parte por la cantidad y carácter de los residuos pesados.

Los procedimientos de destilación más ampliamente usados utilizados en laboratorio son las pruebas ASTM D86 y ASTM D1160 y la destilación de punto real de ebullición (TBP).

La destilación ASTM D86 es similar a la destilación Engler. Otros métodos comunes son el método Hempel usado por la U.S. Bureau of Mines para evaluaciones de petróleo crudo y el equilibrio ó vaporización instantánea, que se usa en el diseño de las unidades de destilación del crudo. Más recientemente se han desarrollado métodos por cromatografía de gas para obtener los datos de distribución del punto de ebullición equivalentes a los que se obtienen por el procedimiento de la destilación TBP.

7.6.2. Destilación en el mezclado

Como se ha hecho referencia las características de la destilación de los productos petrolíferos determina su conveniencia para ciertas aplicaciones, y ésta prueba es una especificación especialmente importante para gasolinas automotrices. Por ésta razón, lo que sigue a continuación se limitará a la mezcla de gasolinas para satisfacer las especificaciones de la destilación.

Debe hacerse notar que una especificación de una destilación puede ser expresada en una de dos maneras:

- 1.- Temperatura a un % evaporado dado; ó
- 2.- % Evaporado a una temperatura dada.

Los efectos del mezclado sobre las características de la destilación de la mezcla final se han observado en un gran número de "pools" de gasolina y han mostrado una consistencia considerable. Esos estudios indican que los factores que afectan muy probablemente el comportamiento del mezclado de un componente incluyen:

1. La diferencia entre la temperatura de ebullición promedio de el componente y la temperatura de destilación de interés.
2. Rango de ebullición de el componente.

3. La composición de los hidrocarburos de el componente.
4. Propiedades y composición de la en la cual es el componente tomará parte

Los primeros dos factores son los más importantes para describir el comportamiento de la destilación de la mezcla. Como pudiera esperarse, la inclusión de componentes diferentes en la mezcla de gasolina resultan en efectos del mezclado más prouunciados en la mezcla que si los componentes similares se mezclan juntos.

7.6.3. Mezclas ASTM vs TBP

Las pruebas de destilación ASTM son esencialmente separaciones no fraccionadas que resulta en un traslape considerable entre cortes o fracciones adyacentes. En contraste con éstas, las destilaciones TBP son mucho más precisas en lo que se refiere a los traslapes de los cortes adyacentes o fracciones es mínima. Como resultado, de lo anterior los puntos de ebullición de los combustibles tomados de las curvas TBP son aditivas en tanto que los tomados de las curvas de destilación ASTM no lo son.

Una curva TBP compuesta puede obtenerse promediando el % de destilado a una temperatura seleccionada para las respectivas corrientes respecto a sus fracciones en volumen en una mezcla. Teóricamente, el cálculo de una curva de destilación en la mezcla usando datos TBP proporcionan mayor exactitud que una determinación similar utilizando curvas ASTM para los componentes de la mezcla.

Cuando se mezclan pocos componentes, solamente se necesitan pequeños ajustes para corregir la curva de destilación calculada de la mezcla final para igualar la

curva actual, no obstante podrán ocurrir, grandes desviaciones de la curva calculada cuando la mezcla incluya varios componentes y/o componentes de punto de ebullición cercanos.

7.6.4. Método interactivo de mezclado

Una manera conveniente para tomar en cuenta el comportamiento no-ideal y también para usar los datos de la Destilación ASTM para cálculos de mezclas de gasolina es el desarrollar números de mezclado. Morris ha mostrado que la exactitud de predecir las destilaciones ASTM de mezclas de los componentes de la gasolina puede ser ampliadas por:

1. Expresado las destilaciones en términos de temperaturas de % evaporado; y
2. Usando ecuaciones interactivas de mercados.

7.6.5. Curvas de destilación en forma de S

Todos los componentes de puntos de ebullición cercanos siguen la misma trayectoria de comportamiento; estos tienden a mezclar porcentajes evaporados negativos a ciertas temperaturas y para mostrar un efecto de arrastre como si tales componentes se evaporarán al 100% a otras temperaturas. Las temperaturas de volatilidad menor y de volatilidad mayor son inconsistentes; generalmente ocurren 100°F abajo y arriba del punto de ebullición promedio volumétrico de cada componente. Cuando se grafica como una función de la diferencia entre el punto de ebullición promedio volumétrico del componente y la temperatura de destilación de interés, los valores de mezclado de los

componentes de punto de ebullición cercanos todos tienen una forma de S.

Las curvas para componentes de punto de ebullición completa no hace pico sobre el 100% evaporado ni tampoco un valle (concauidad) abajo del 0% evaporado. En su lugar, la curva es asintótica para esos dos puntos a sus extremos. También, la media porción de la curva tiene una muy poca pendiente comparada con la curva para componentes de punto de ebullición cercanos.

Los patrones de comportamiento de la destilación en el mezclado descritos anteriormente son las bases para el sistema de mezclado propuestos por Decker, Jackman y Schneider (12).

La ecuación (12), puede usarse para estimar los valores tanto de mezclado para componentes de puntos de ebullición cercanos, como para puntos de ebullición completos.

$$DBV = a + bD + cD^2 + dE^3 + eD^4 + fD^5 + gD^6 \quad (12)$$

donde:

DBV = valor de la destilación en el mezclado.

D = (T - VABP) / 100

T = Temperatura de destilación. °F.

VABP = Punto de ebullición promedio volumétrico, F.

COEFICIENTES		
	PTO. EBULLICION COMPLETA	PTO. EBULLICION CERCANAS
a	53.54242	51.040840
b	44.08800	111.104000
c	7.08146	-14.127000
d	-5.54087	-51.598300
e	1.93594	9.309133
f	0.00000	8.230449
g	0.00000	-1.805810

Tabla 10. Coeficientes de la ecuación 12.

La siguiente tabla muestra los valores de la destilación del mezclado que fueron calculados de la ec. (12):

VALORES DE MEZCLADO DE LA DESTILACION & EVAPORADO		
DIFERENCIA DE TEMPERATURA (°F).	VALOR DE MEZCLADO	
	EBULLICION TOTAL	EBULLICION CERCANA
-160	0	-7
-140	1	-13
-120	4	20
-100	10	-23
-80	17	-20
-60	26	-9
-40	35	8
-20	44	29
0	54	51
20	62	72
40	70	90
60	76	103
80	82	111
100	87	112
120	91	109
140	94	104
160	94	104
180	98	96
200	100	101

Tabla 11.

Nota: Diferencia de temperatura = Temperatura de destilación especificada para la mezcla - VABP del componente.

7.7 Presión de vapor

El método Reid es usado para determinar la presión de vapor de productos del petróleo volátiles no viscosos. Esta prueba es utilizada como un criterio para las mezclas de gasolinas y otros productos petrolíferos.

7.7.1. Pruebas de presión de vapor

Las pruebas para el método de vapor Reid se encuentran en la referencia (17).

7.7.2. Mezclado

De acuerdo a la Ley de Raoult, la presión de vapor de mezcla de hidrocarburos se calcula sumando, para todos los componentes, los correspondientes productos con sus porcentajes respectivos en la mezcla y su presión de vapor.

$$P_b = \sum X_i P_i \quad (13)$$

donde:

- P_b = Presión de vapor de la mezcla.
- P_i = Presión de vapor componente i
- X_i = Fracción mol del componente i

La ecuación (13) es la más utilizada para calcular mezclas debido a que (1) pueden utilizarse la presión más que la PVR Reid, (2) las fracciones de los componentes deben expresarse en fracciones mol y no en fracciones de volumen o peso, además, se supone un comportamiento ideal de la solución por lo que se pudiera determinar los coeficientes de actividad para los componentes de la mezcla como encontrar otra manera para corregir las ligeras inexactitudes al utilizar la ec. (13), cuando el comportamiento es no ideal.

METODO CHEVRON

En éste método se utiliza un índice de mezclado que fué desarrollado por la Compañía Chevron. Este método es conveniente para calcular las especificaciones de PVR para gasolinas y tuborsina.

La ecuación Chevron para PVR es la siguiente:

$$PVRI = PVR^{1.25} \quad (14)$$

Donde:

PVRI= Índice de mezclado de presión vapor Reid.
PVR= Presión de vapor Reid, en psia.

La exactitud de éste método no es conocido, la tabla (12), muestra los valores calculados para un índice de mezclado de PVR.

Números de Índices de Mezclado de Presión de Vapor Reid de Crevron para Gasolinas y Jet-Fuels.

Presión de Vapor Reid. (psia)	0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9
0	0.00	0.06	0.13	0.22	0.32	0.42	0.53	0.64	0.76	0.88
1	1.00	1.13	1.26	1.39	1.52	1.66	1.80	1.94	2.08	2.23
2	2.38	2.53	2.68	2.83	2.99	3.14	3.30	3.46	3.62	3.78
3	3.95	4.11	4.28	4.45	4.62	4.79	4.96	5.13	5.31	5.48
4	5.66	5.83	6.01	6.19	6.37	6.55	6.74	6.92	7.10	7.29
5	7.48	7.66	7.85	8.04	8.23	8.42	8.61	8.81	9.00	90.20
6	9.39	9.59	9.78	9.98	10.18	10.38	10.58	10.78	10.98	11.18
7	11.39	11.59	11.79	12.00	12.21	12.41	12.62	12.83	13.04	13.24
8	13.45	13.66	13.88	14.09	14.30	14.51	14.73	14.94	15.16	15.37
9	15.59	15.81	16.02	16.24	16.46	16.68	16.90	17.12	17.34	17.56
10	17.78	18.01	18.23	18.45	18.68	18.90	19.13	19.35	19.58	19.81
11	20.03	20.26	20.49	20.72	20.95	21.18	21.41	21.96	21.87	22.10
12	22.33	22.57	22.80	23.03	23.27	23.50	23.74	23.97	24.21	24.45
13	24.68	24.92	25.16	25.40	25.64	25.88	26.12	26.36	26.60	26.84
14	27.08	27.32	27.57	27.81	28.05	28.30	28.54	28.78	29.03	29.27
15	29.52	29.77	30.01	30.26	30.51	30.75	31.00	31.25	31.50	31.75
16	32.00	32.25	32.50	32.75	33.00	33.25	33.51	33.76	34.01	34.27
17	34.52	34.77	35.03	35.28	35.54	35.79	36.05	36.31	36.56	36.82
18	37.08	37.33	37.59	37.85	38.11	38.37	38.63	38.89	39.15	39.41
19	39.67	39.93	40.19	40.25	40.71	40.98	41.24	41.50	41.77	42.03
20	42.29	42.56	42.82	43.09	43.35	43.62	43.89	44.15	44.42	44.69
21	44.95	45.22	45.49	45.76	46.03	46.30	46.57	46.84	47.11	47.38
22	47.65	47.92	48.19	48.46	48.73	49.00	49.28	49.55	49.82	50.09
23	50.37	50.64	50.92	51.19	51.47	51.74	52.02	52.29	52.57	52.84
24	53.12	53.40	53.67	53.95	54.23	54.51	54.79	55.06	55.34	55.62
25	55.90	56.18	56.46	56.74	57.02	57.30	57.58	57.87	58.15	58.43
26	58.71	58.99	59.28	59.56	59.84	60.13	60.41	60.69	60.98	61.26
27	61.55	61.83	62.12	62.40	62.69	62.97	63.26	63.55	63.83	64.12
28	64.41	64.70	64.98	65.27	65.56	65.85	66.14	66.43	66.72	67.01
29	67.30	67.59	67.88	68.17	68.46	68.75	69.04	69.33	69.63	69.92
30	70.21									
40	100.59									

Números de Índices de Mezclado de Presión de Vapor Reid de Crevron para Gasolinas y Jet-Fuels.											
Presión de Vapor Reid. (psia)	0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9	
51.6	138.30	n-butano									
72.2	210.46	iso-butano									
190	705.41	propano									

Tabla 12. Fuente: From the brochure "31.0 API Iranian Heavy Crude" by arrangement with Chevron Research Company.

7.8. Número de octano

La potencia obtenida de un motor convencional recíprocante a gasolina se encuentra limitado por dos distintos tipos de combustión anormal conocidos como golpeteo y explosiones por el escape. En ambos casos, la presión que acompaña no se convierte a trabajo mecánico por el pistón, y hay una pérdida de calor en el sistema de enfriamiento del motor y gas de escape.

La calidad antidetonante de las gasolinas automotrices normalmente se expresan en términos de número de octano. En varios de los métodos de prueba utilizados para medir calidad de antidetonancia, el combustible a ser probado se compara con mezclas de dos hidrocarburos puros, n-heptano e isooctano (2,2,4-trimetilpentano). El n-heptano es bajo en lo que se refiere a su resistencia al golpeteo y ha sido arbitrariamente asignado un valor de octano de cero; el isooctano tiene buenas propiedades antidetonantes y por lo tanto, se le ha asignado un valor de 100. El número de octano de un combustible se define como el % en volumen de isooctano en una mezcla con n-

heptano que es igualado al combustible de prueba en intensidad de golpeteo bajo condiciones estandarizadas.

La prueba del octano se conduce utilizando un motor de prueba estándar conocido como el motor CFR (Corporate Fuel Research).

Debido a que algunos hidrocarburos tienen propiedades antidetonantes mejores que el iso-octano puro, se hizo necesario extender la escala de octano arriba de 100. En estos casos, los rangos antidetonantes son expresados para cualquiera de los rangos desarrollados o cantidades de tetraetilo de plomo (TEP) en iso-octano y convertidos a números de octano equivalente via la escala de Wiese. El comportamiento de éste número es una indicación de la potencia relativa que se puede obtener de un motor usando el combustible de prueba que comparado con la operación de el mismo motor con isooctano y plomo, operando a igual intensidad de golpeteo. Las relaciones entre el número de octano, el número de octano desarrollado y concentración de TEL en isooctano son como sigue:

Para números de octano arriba de 100.

$$ON = 100 + (PN-100)/3 \quad (15)$$

$$ON = 100 + \left(1.0 + 0.736TEL - \sqrt{1.0 + 1.472TEL - 0.035216TEL^2}\right) / (0.0204TEL) \quad (16)$$

Para números desarrollados abajo de 100

$$PN = \frac{2800}{(128 - ON)} \quad (17)$$

para números desarrollados arriba de 100

$$PN = 100 + \left(1.0 + 0.736TEL - \text{SRQT} \left(1.0 + 1.472TEL - 0.035261TEL^2 \right) \right) / (0.0068TEL)$$

(18)

Donde:

ON= Número de Octano.

PN = Número comportamiento del octano.

TEL= ml TEL por galon de isooctano.

SQRT= raíz cuadrada.

7.8.1 Pruebas de octano

Existen dos métodos de prueba para motor de Laboratorio reconocidas para evaluar la calidad antidetonante de combustibles para motor, el Método Investigación (ASTM D 2699) y el método Motor (ASTM D 2700). Ambos métodos usan el mismo motor de prueba pero difieren en las condiciones de operación del mismo.

El número de octano investigación (RON), el cual se refiere como número de octano F-1 es representativo del comportamiento del combustible durante la operación en la ciudad en donde la velocidad es baja y la aceleración frecuente. Por otra parte, el número de octano motor (MON), también llamado número de octano F-2, indica el comportamiento del combustible a altas velocidades, generalmente, el RON es más alto que el MON, y la diferencia entre los dos grados se conoce como la "sensibilidad" del combustible.

7.8.2 Aditivos antidetonantes

Durante los primeros desarrollos de gasolinas automotrices, se encontró que la adición de pequeñas cantida-

des de ciertas sustancias podrían mejorar las propiedades antidetonantes de las gasolinas. Una búsqueda sistemática para los aditivos más efectivos llevaron al descubrimiento de las propiedades antidetonantes del tetraetilo de plomo (TEL), que ha sido usado en gasolinas desde los años 20's. En adición al TEL, otro alquilado de plomo, el tetrametilo de plomo (TLM), tiene también un amplia aceptación como agente antidetonante.

Desde el descubrimiento de la acción antidetonante de los alquilados de plomo hace 6 décadas, solamente uno que otro compuesto ha sido descubierto que muestre un efecto comparable, el metil-ciclopentadienil-tricarbonil-manganeso (MMT). Hasta los años 70's, no había mucho interés en el MMT ya que éste es más caro que los alquilados de plomo en términos de costo y efectividad. No obstante, la actual legislación limita el uso de alquilos de plomo en la gasolina incrementando el uso de MMT como un agente antidetonante en gasolinas libre de plomo y como un sinergista de plomo en gasolinas de bajo contenido de plomo hasta que la EPA también decidió el límite de su uso.

La respuesta al número de octano a varios alquilados de plomo con la composición de hidrocarburos de la gasolina y es conocida como el "TEL" o "Suceptibilidad al plomo".

Aunque el número de octano se incrementa al incrementar las concentraciones de los alquilados de plomo, ésta respuesta no es lineal, lo que significa que, no es proporcional al nivel del plomo. A medida que el nivel del plomo aumenta, su efectividad como un incremento de octano se decrementa, lo que significa que una ganancia marginal en número de octano por unidad de alquilado de

plomo adicional se decrementa con el aumento de la concentración de plomo. Aunque la susceptibilidad del MMT no es tan grande como la de los alquilados de plomo, éste contribuye con mejorar cerca de 2.2 números de octano a una máxima concentración de 0.125 gr. de Mn de contenido por galón.

7.8.3. Números de octano en el mezclado

El Número de octano de una gasolina mezclada no se igualará necesariamente al promedio volumétrico de los números de octano de los componentes de la mezcla. En la medida en que se incrementan las diferencias en las propiedades antidetonante en los tipos de hidrocarburos y en otras propiedades entre los componentes de la mezcla, las desviaciones de una mezcla volumétrica ideal se vuelven más pronunciadas. Como se indica los números de octano mostrados en las tablas (13) y (14), las desviaciones observadas y calculadas entre las propiedades antidetonantes pueden ser muy altas sobrepasando varios números de octano en el momento de mezclar los componentes comunes de un combustible.

Para incrementar la confiabilidad los cálculos del mezclado de gasolina, se han descrito varios métodos los cuales se describen a continuación:

7.8.4. Método interactivo de la Dupont

Los sistemas de mezclado más modernos se basan en el enfoque de mezclado interactivo propuesto por Morris. En éste sistema, la refinería debe probar los números de octano de los componentes individuales y mezclas 50:50 para

todas las combinaciones de los componentes de la mezcla. Para mezclas sin plomo de dos componentes la ecuación de interacción es como sigue:

$$ON_b = ON_1V_1 + ON_2V_2 + IC_{1,2}V_1V_2 \quad (19)$$

Donde:

ON_b = Número de Octano de la mezcla.
 ON_1 = Número de Octano de componente 1
 ON_2 = Número de Octano del componente 2
 V_1 = Fracción en Volúmen del componente 1 en la mezcla
 V_2 = Fracción en Volúmen del componente 2 en la mezcla
 $IC_{1,2}$ = Coeficiente de interacción para componentes 1 y 2.

Para gasolinas con plomo, la ecuación de interacción debe expandirse para incluir términos que afectan el plomo antidetonante:

$$ON_b = ON_1V_1 + ON_2V_2 + ICU_{1,2}V_1V_2 + S_1(LLE)V_1 + S_2(LLE)V_2 - ICL_{1,2}(LLE)V_1V_2 \quad (20)$$

donde:

ON_b = Número de octano de la mezcla.
 ON_1 = Número de octano del componente 1
 ON_2 = Número de octano del componente 2
 S_1 = Incremento en el No. de octano del componente 1 con 3 gr. Pb/gal.
 S_2 = Incremento en el No. de octano del componente 2 con 3 gr. Pb/gal.
 V_1 = Fracción en volúmen del componente 1 en la mezcla.
 V_2 = Fracción en volúmen del componente 2 en la mezcla.
 $ICU_{1,2}$ = Coeficiente de interacción para los componentes 1 y 2.
 $ICL_{1,2}$ = Interacción a 3 g. Pb/gal - Interacción sin plomo.
 LLE = Efecto lineal del plomo.

Los coeficientes lineales ON_1 , ON_2 , S_1 , S_2 pueden cambiarse tanto como se deseen para reflejar los cambios del nivel del octano de los componentes individuales. Los

coeficientes de interacción, $ICU_{1,2}$ y $ICL_{1,2}$, pueden ser cambiados a menos que las características de los componentes cambien significativamente.

Nótese que el término LLE es una función del nivel del plomo y simula la respuesta del plomo sobre el papel que la respuesta a la susceptibilidad al plomo pueda. Es cero para un combustible sin plomo y 1.0 para combustibles con 3.0 gr.Pb/galón. A niveles intermedios el término, LLE es igual a la fracción del octano mejorado, relativa a lo que se obtendría con 3.0 grs. de plomo. La susceptibilidad al plomo utilizando TEL puede calcularse con la siguiente ecuación.

$$\ln(LLE) = (0.3851 + 0.0847PB^{0.5087}) \ln\left(\frac{PB}{3}\right) \quad (21)$$

Donde:

LLE= Efecto línea del plomo.

PB= concentración de TEL, gr.Pb/ galón.

Los estudios de números de mezclados necesarios para determinar los coeficientes de interacción es una desventaja de éste método. La tabla 15 enlista los coeficientes de interacción típicos para un número de componentes de mezcla de gasolina común.

7.8.5 Métodos Ethyl

En 1959, la Compañía Ethyl(19), propuso un método para calcular valores de octano en las mezclas basada en las propiedades de los componentes del mezclado. La tabla (16), enlista las ecuaciones para calcular los números de octano de mezclas así como también los valores de mezclado para los componentes de la mezcla. Hay que observar que existen 2 conjuntos de coeficientes disponibles para las ecuaciones Ethyl, uno se basa en datos para un grupo de 75 mezclas y el otro se basa en un grupo de 135 mezclas.

Se puede observar que se ha encontrado una pequeña diferencia utilizando cualesquiera de los dos conjuntos de coeficientes.

Una investigación en cooperación con la "Suntide Refining Company", la Compañía Ethyl(20), revisó esas ecuaciones para predecir los números de octano de las gasolinas conteniendo cantidades significativas de aromáticos, las ecuaciones revisadas se muestran en la tabla (17), con 4 conjuntos de coeficientes de las ecuaciones. Los dos conjuntos de coeficientes para gasolinas premiums "currents" y gasolinas regulares se desarrollaron para pools de gasolina que manufacturaba Suntide en el momento del estudio; con otros dos conjuntos de coeficientes fueron desarrollados de las gasolinas "currents" y también de gasolinas que contenían una cantidad significativa de aromáticos. Las ecuaciones de Ethyl con los coeficientes generales o los desarrollados por una refinería específica dieran predicciones moderadamente cercanas (± 0.70 números de octano). No obstante, un problema con éste enfoque los números de mezcla cambian con la composición del

pool de gasolina y utilizan estos números de mezclado en un modelo PL de una refinería se vuelve un proceso interactivo.

Es interesante mostrar que Morris demostró matemáticamente que el enfoque de Ethyl de los números de mezclado es un caso especial de el modelo interactivo de mezclado. La diferencia entre el enfoque de Ethyl y el modelo de interacción es que los coeficientes en el modelo de mezclado de Ethyl se estiman basados en las diferencias entre varias propiedades, ejem. No. de octano, sensibilidad, y contenidos de olefinas y aromáticos, mientras que en el modelo interactivo los coeficientes se estiman directamente de los datos del mezclado.

Número de Octano de los Componentes de la Gasolina en el Mezclado								
Corriente	Número de Octano Puro				Valores Típicos de Mezclado			
	RON		MON		RON		MON	
	Limpio	+3g Pb	Limpio	+3g Pb	Limpio	+3g Pb	Limpio	+3g Pb
Isobutano	102.1	-----	97.6	-----	93.0	103.2	92.0	102.0
n-Butano	93.6	101.6	90.1	100.4	93.0	102.5	92.0	101.5
Isopentano	92.6	102.0	86.8	99.3	93.2	103.4	90.8	107.5
n-Pentano	61.7	88.7	61.9	83.6	71.5	90.7	72.4	92.3
Reformado 100 RON	100.0	104.3	89.0	93.6	101.7	101.5	89.5	94.6
Reformado 98 RON	98.0	103.2	86.2	92.8	99.7	100.4	86.7	93.8
Reformado 96 RON	96.0	102.2	85.4	92.0	97.7	99.4	85.9	93.0
Reformado 94 RON	94.0	101.1	83.8	91.2	95.7	98.3	84.3	92.2
C3 poligasolina	93.0	99.0	80.0	85.0	102.2	106.4	83.8	81.6
C4 poligasolina	99.0	101.0	81.0	84.0	108.2	108.4	84.8	80.6
C3-C4 poligasolina	97.0	101.0	83.0	86.0	106.2	108.4	86.8	82.6
C2 Alquilado	102.0	118.0	93.0	109.5	99.1	111.8	90.7	105.5
C3 Alquilado	92.0	103.0	90.0	104.8	89.6	100.2	87.5	99.9
C4 Alquilado	96.0	107.5	94.0	104.2	92.6	102.5	89.3	102.2
C3-C4 Alquilado	93.7	105.6	90.8	105.7	97.3	104.0	95.9	103.4
C5 Alquilado	92.2	103.3	90.9	105.3	89.7	100.3	88.1	94.3
C5 Isomerado	85.1	99.2	83.4	99.5	85.6	99.7	82.4	98.0
C6 Isomerado	80.2	95.2	80.0	97.0	79.7	98.2	79.5	95.0
C5-C6 Isomerado	82.2	97.0	80.5	99.2	82.2	98.7	79.7	97.5
Gasolina Lig. FCC	92.7	99.8	80.0	88.4	93.1	100.4	80.0	88.5
Gasolina Pes. FCC	91.5	94.7	81.1	84.3	89.4	92.6	79.7	80.2
Gasolina FCC	90.1	97.1	79.7	85.2	92.3	95.8	76.8	79.4
Gasolina Prim. Lig.	71.6	89.3	69.4	88.7	73.9	91.5	70.7	89.3
Gasolina Hidrocrq. Lig.	82.8	98.4	82.4	97.9	87.6	98.9	83.9	98.2
Nafta Hidrocrq. Lig.	67.6	85.6	67.3	83.5	69.9	87.8	66.1	84.1
Nafta de Coquizadora	65.1	77.5	63.6	72.0	67.2	82.5	65.7	77.0
Nafta de Viscoreduct.	59.4	69.8	55.4	64.8	61.5	74.8	57.5	69.8
Nafta de Craqueo Term.	73.0	85.3	66.3	77.4	73.6	84.2	68.2	76.1
Benceno	-----	-----	115.0	-----	106.0	112.0	88.0	92.0
Tolueno	120.0	128.0	103.5	111.7	114.0	118.0	93.0	97.0
Etilbenceno	107.4	107.4	97.9	102.5	114.0	124.0	91.0	101.0
p-Xileno	116.4	126.0	109.6	119.2	120.0	116.0	98.0	99.0
m-Xileno	117.5	120.3	115.0	120.3	120.0	124.0	99.0	102.0
o-Xileno	102.0	100.0	100.0	100.0	105.0	104.0	87.0	82.0
C8 Aromáticos	106.5	108.1	100.7	102.2	116.0	118.0	95.0	97.0
C9 Aromáticos	109.7	112.3	99.3	102.9	117.0	119.0	98.0	96.0
C10 Aromáticos	108.0	111.5	94.6	97.6	110.0	114.0	92.0	90.0

Número de Octano de los Componentes de la Gasolina en el Mezclado								
Corriente	Número de Octano Puro				Valores Típicos de Mezclado			
	RON		MON		RON		MON	
	Limpio	+3g Pb	Limpio	+3g Pb	Limpio	+3g Pb	Limpio	+3g Pb
Metanol	112.0	-----	92.0	-----	135.5	-----	104.5	-----
Etanol	110.0	-----	90.0	-----	132.2	-----	105.7	-----
Terbutanol	115.3	122.8	109.7	123.8	105.0	115.0	87.0	101.0
Metil-Terbutil-Eter	118.3	135.9	101.3	118.9	120.0	127.0	102.0	113.0
Metil-Teramil-Eter	-----	-----	-----	-----	112.0	-----	99.0	-----
Diisobutileno	106.0	108.6	86.5	88.8	119.0	129.0	95.0	113.0

Tabla 13

Números de Octano Típicos de Mezclado de Oxigenantes		
Corriente	RON	MON
Etanol	133.0	99.0
Metanol	130.0	96.0
Isopropanol	121.0	96.0
n-Propanol	117.0	91.0
Terbutanol	109.0	93.0
n-Butanol	95.0	79.0
n-Hexanol	56.0	43.0
n-Octanol	23.0	24.0
Metil-Terbutil-Eter	118.0	100.0
Etil-Terbutil-Eter	118.0	102.0
Metil-Teramil-Eter	111.0	98.0
Diisopropil Eter	110.0	99.0
Metil-Fenil-Eter	112.0	108.0
Metil-Terhexil-Eter	93.0	85.0
Isopropil-Terbutil-Eter	105.0	96.0

Tabla 14.

Números de Octano Típicos y Coeficientes de Interacción							
Octano de los Componentes de la Gasolina en la Mezcla							
		RON		MON			
		Limpio	3 g. Pb/gal	Limpio	3 g. Pb/gal		
	Gasolina Ligera	63.2	80.9	58.7	79.5		
	Gasolina Lig. FCC	85.5	95.3	77.4	85.2		
	Gasolina Pes. FCC	82.0	91.8	76.0	83.0		
	Alquilado	94.5	104.0	91.8	104.2		
	Reformado	91.3	98.9	82.3	90.0		
Coeficientes de Interacción							
Componente 1	Componente 2	RON			MON		
		Limpio	Efecto del Pb	3g. Pb	Limpio	Efecto del Pb	3g. Pb
Gasolina Ligera	Gas. Lig. FCC	8.6	-3.7	4.9	18.4	-8.9	9.5
	Gas. Pes. FCC	4.3	-4.5	-0.2	16.4	-12.5	3.9
	Alquilado	0.0	1.4	1.4	8.8	-7.4	1.4
	Reformado	3.2	0.4	3.6	9.1	-2.1	7.0
Gasolina Lig. FCC	Gas. Pes. FCC	-0.2	-1.2	-1.4	1.2	-2.9	-1.7
	Alquilado	0.3	-4.0	-3.7	-1.6	-8.5	-10.1
	Reformado	0.9	-1.5	-0.6	0.0	-1.5	-1.5
Gasolina Pes. FCC	Alquilado	1.0	-4.6	-3.6	-3.6	-12.4	-16.0
	Reformado	-0.3	-2.2	-2.5	-1.5	-2.5	-4.0
Alquilado	Reformado	-1.1	-3.0	-4.6	-2.8	-3.4	-6.2

Tabla 15. Fuente: Morris, W.E. "Octane Blending Effects of Aromatics", presented at the 1980 National Petroleum Refiners Association Annual Meeting, March 23-25, 1980, New Orleans, Louisiana.

Nota: El coeficiente de interacción para el efecto del plomo es igual al coeficiente de interacción sin plomo - el coeficiente de interacción con plomo (3g Pb/gal).

Tabla 16

ECUACIONES ETHYL DE MEZCLADO DE OCTANO

$$RON_b = RON_a + a_1[(RON \cdot S)_a - (RON_a)(S_a)] + a_2[(O^2)_a - (O_a)^2] + a_3[(A^2)_a - (A_a)^2]$$

$$MON_b = MON_a + b_1[(MON \cdot S)_a - (MON_a)(S_a)] + b_2[(O^2)_a - (O_a)^2] + b_3\left\{\frac{[(A^2)_a - (A_a)^2]}{100}\right\}^2$$

$$RBV_i = RON_i + a_1[(RON_i - RON_a)(S_i - S_a)] + a_2[O_i - O_a]^2 + a_3[A_i - A_a]^2$$

$$MBV_i = MON_i + b_1[(MON_i - MON_a)(S_i - S_a)] + b_2[O_i - O_a]^2 + b_3\left\{\frac{[(A^2)_a - (A_a)^2]}{5000} - b_3\left\{\frac{[(A^2)_a - (A_a)^2]}{1000}\right\}\right\}$$

donde:

- RON_b = RON de la mezcla.
- MON_b = MON de la mezcla
- RON_a = RON promedio volumétrico
- MON_a = MON promedio volumétrico
- (RON^aS)_a = RON y sensibilidad promedio volumétrico del producto
- (MON S)_a = MON y sensibilidad promedio volumétrico del producto
- S_a = Sensibilidad promedio volumétrico (RON-MON)
- O_a = Contenido de olefinas promedio volumétrico, % vol.
- A_a = Contenido de aromáticos promedio volumétrico, % vol.
- (O²)_a = El cuadrado del contenido de olefinas prom. vol., % vol.
- (A²)_a = El cuadrado del contenido de aromáticos prom. vol. % vol.
- RBV_i = Valor del RON de mezclado para el componente i
- MBV_i = Valor de MON de mezclado para el componente i
- RON_i = RON del componente i
- MON_i = MON del componente i
- S_i = Sensibilidad del componente i (RON - MON)
- O_i = Contenido de olefina del componente i, % vol
- A_i = Contenido de aromáticos del componente i, % vol.

COEFICIENTES						
	0.0 CC TEL/gal	1.5 CC TEL/gal	3.0 CC TEL/gal	0.0 CC TEL/gal	1.5 CC TEL/gal	3.0 CC TEL/gal
a ₁	0.03224	0.04600	0.05411	0.03324	0.04563	0.05242
a ₂	0.00101	0.00070	0.00098	0.00085	0.00066	0.00084
a ₃	0.00000	-0.00035	-0.00074	0.00000	-0.00042	0.00080
b ₁	0.04450	0.05122	0.03908	0.04285	0.04422	0.03532
b ₂	0.00081	0.00000	0.00000	0.00066	0.00000	0.00000
b ₃	-0.00645	-0.00539	-0.00703	-0.00632	-0.00752	-0.00849

Tabla 17

ECUACIONES ETHYL-SUNTIDE DE MEZCLADO DE OCTANO

$$\text{RON}_b = \text{RON}_a + a_1[(\text{RON } S)_a - (\text{RON}_a)(S_a)] + a_2[(O^2)_a - (O_a)^2] \\ + a_3[(\text{RON } A)_a - (\text{RON}_a)(A_a)] + a_4[(\text{RON}^2)_a - (\text{RON}_a)^2]$$

$$\text{MON}_b = \text{MON}_a + b_1[(\text{MON } O)_a - (\text{MON}_a)(O_a)] + b_2[(O^2)_a - (O_a)^2] \\ + b_3[(A^2)_a - (A_a)^2] + b_4[(S^2)_a - (S_a)^2]$$

$$\text{RBV}_i = \text{RON}_i + a_1[(\text{RON}_i - \text{RON}_a) - (S_i - S_a)] + a_2[O_i - O_a]^2 \\ + a_3[(\text{RON}_i - \text{RON}_a)(A_i - A_a)] + a_4[\text{RON}_i - \text{RON}_a]^2$$

$$\text{MBV}_i = \text{MON}_i + b_1[(\text{MON}_i - \text{MON}_a) - (O_i - O_a)] + b_2[O_i - O_a]^2 \\ + b_3[A_i - A_a] + b_4[S_i - S_a]^2$$

donde:

RON _b	= RON de la mezcla
MON _b	= MON de la mezcla
RON _a	= RON promedio volumétrico
MON _a	= MON promedio volumétrico
(RON ²) _a	= El cuadrado del RON promedio volumétrico
(RON S) _a	= Ron y sensibilidad promedio volumétrico del producto
(MON O) _a	= MON y contenido de olefinas promedio vol. del producto
S _a	= Sensibilidad promedio volumétrico (RON-MON)
O _a	= Contenido de olefinas promedio volumétrico, % vol.
A _a	= Contenido de aromáticos promedio volumétrico, % vol.
(O ²) _a	= El cuadrado del contenido de olefinas prom. vol., % vol.
(A ²) _a	= El cuadrado del contenido de aromáticos prom. vol. % vol.
RBV _i	= Valor del RON de mezclado para el componente i
MBV _i	= Valor de MON de mezclado para el componente i
RON _i	= RON del componente i
MON _i	= MON del componente i
S _i	= Sensibilidad del componente i (RON - MON)
O _i	= Contenido de olefina del componente i, % vol
A _i	= Contenido de aromáticos del componente i, % vol.

**COEFICIENTES DE LAS ECUACIONES PARA EL MEZCLADO DE OCTANO
DE ETHYL-SUNTIDE**

Coefficientes para Premiums actuales

TEL ml/gal	a ₁	a ₂	a ₃	a ₄	b ₁	b ₂	b ₃	b ₄
0.5	0.0000	0.00040	0.00000	0.05287	0.01887	0.00070	0.01055	-0.00491
1.5	0.0000	0.00000	0.00000	0.07164	0.01913	0.00091	0.00854	-0.00480
3.0	0.0000	0.00000	0.02203	0.05296	0.02054	0.00154	0.00441	-0.00199
4.0	-0.14681	-0.00046	0.08453	0.04024	0.01968	0.00160	0.00000	0.00000

Coefficientes para todas las Premiums

TEL ml/gal	a ₁	a ₂	a ₃	a ₄	b ₁	b ₂	b ₃	b ₄
0.5	0.04636	0.00079	-0.01450	0.03257	0.01545	0.00106	-0.00070	0.00000
1.5	0.06609	0.00039	-0.02218	0.05237	0.01787	0.00126	-0.00110	0.00000
3.0	0.08707	0.00000	-0.02296	0.05981	0.01823	0.00187	-0.00135	0.00000
4.0	0.08737	0.00000	-0.02167	0.05669	0.01772	0.00163	-0.00138	0.00000

Coefficientes para Regulars actuales

TEL ml/gal	a ₁	a ₂	a ₃	a ₄	b ₁	b ₂	b ₃	b ₄
0.5	0.05271	0.00071	0.00000	0.00000	0.01286	0.00088	0.00205	0.00000
1.5	0.06160	0.00000	0.00000	0.00000	0.01221	0.00106	-0.00111	0.00000
3.0	0.04933	0.00000	0.00000	0.00000	0.01378	0.00150	-0.00196	0.00000
4.0	0.05190	0.00000	0.00000	0.00652	0.01461	0.00143	-0.00175	0.00000

Coefficientes para todas las Regulars

TEL ml/gal	a ₁	a ₂	a ₃	a ₄	b ₁	b ₂	b ₃	b ₄
0.5	0.00000	0.00305	0.01409	0.00000	0.02339	0.00000	0.00225	0.00061
1.5	0.02468	0.00091	0.00000	0.00000	0.01513	0.00098	0.00000	0.00000
3.0	0.03277	0.00000	0.00000	0.00000	0.01172	0.00107	-0.00113	0.00000
4.0	0.04667	0.00000	0.00000	0.00000	0.01199	0.00114	-0.00134	0.00000

7.9. Utilización de la programación matemática para el mezclado de gasolinas

Habiendo establecido las estrategias correspondientes a la operación de la Refinería y tomando como base los resultados obtenidos mediante el proceso de simulación y optimización de los modelos constituidos (ver capítulo 6), en ésta sección consideraremos la última etapa de la tesis que consiste en obtener una solución óptima para la mezcla de gasolinas que proporcionará el pool de éstas, destinado a la comercialización y cumpliendo las especificaciones ecológicas necesarias para una gasolina reformulada. Para ello hemos tomado en cuenta la forma del comportamiento de las propiedades de los componentes que constituirán la mezcla, de acuerdo a los anteriores apartados del presente capítulo. Ya hemos podido observar que algunas propiedades tienen la ventaja de ser "aditivas" mientras que otras no lo son, siguiendo en la mayoría de los casos ecuaciones no lineales que hacen complejo el problema de caracterización del mezclado.

Existe sin duda una interacción entre los modelos resueltos en el capítulo 6 y el resultado del mezclado óptimo de componentes que constituirán el pool de gasolinas.

Esta interacción puede observarse en la siguiente figura:

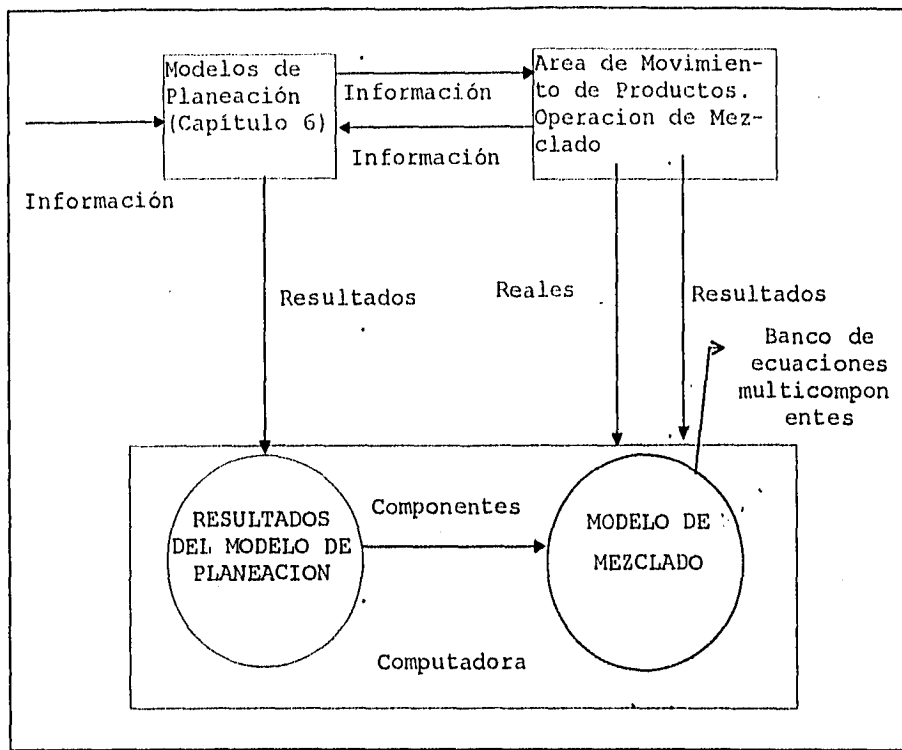


Diagrama 1.

Pueden observarse tres tipos de interacciones: los modelos de planeación resuelven las estrategias sobre la operación de la Refinería en el largo plazo, enviando información sobre los resultados; a su vez este resultado se alimenta al programa de mezclado de gasolinas. Sin embargo, la operación de mezclado propiamente dicha requiere información de los modelos de planeación. Por su parte el modelo de mezclado de gasolina retroalimenta a la sección de movimiento de productos de la Refinería, donde se realiza la operación de mezclado, la formulación óptima. Sin embargo, el modelo de mezclado requiere, además, por parte de su contraparte operativa, las condiciones actuales de los componentes. Bajo estas consideraciones, se forma un sistema de dos modelos que retroalimentan información sobre sus propios resultados óptimos. Mientras las

estrategias de la Refinería referente a su operación no cambien, los modelos de planeación arrojarán los mismos resultados. Por su parte, el modelo de mezclado óptimo podría operar, inclusive diariamente, cuando se le alimenten las condiciones reales de los componentes que formarán el pool de gasolinas.

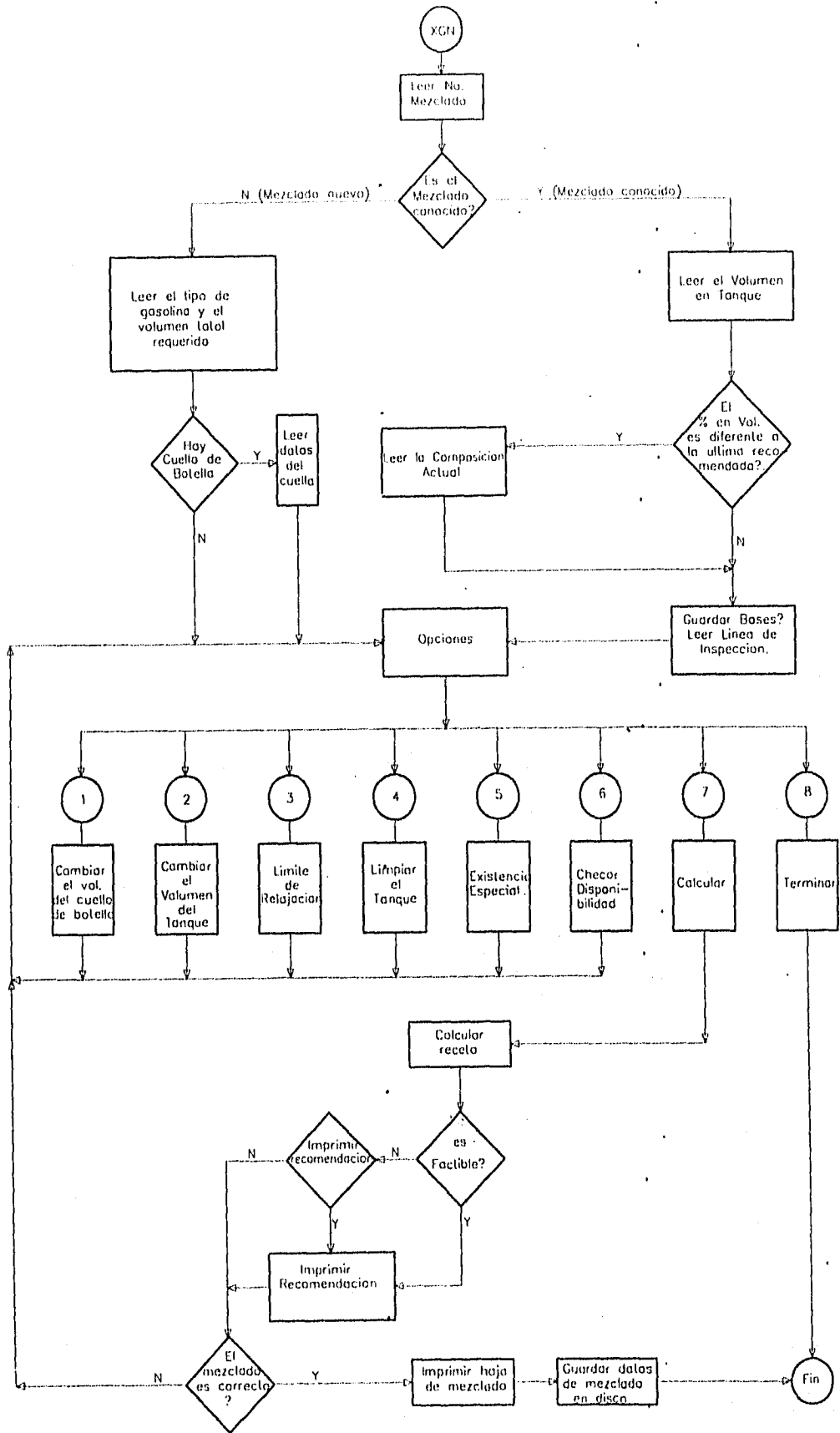
En la figura siguiente, puede observarse el procedimiento lógico del programa de mezclado de gasolina. Este modelo se diseñó específicamente para tomar en cuenta la información que no proporciona el modelo de planeación; es decir, los resultados óptimos de dicho modelo pueden no tomar en cuenta la situación del momento en que se realiza físicamente la operación de mezclado y su interacción con ésta misma operación propiamente dicha.

El modelo de mezclado óptimo de gasolinas, es un modelo que resuelve sistemas de ecuaciones no lineales respecto de las características físicas de los componentes según se ha detallado en la sección anterior del presente capítulo.

Una vez obtenida las propiedades físicas de los componentes de la mezcla, éstas sirven para alimentar un modelo de PL que resuelve la factibilidad económica de utilizar los componentes de la mezcla, incluyendo el MTBE, y que además cumpla la restricción dada para una gasolina reformulada de características ecológicas.

El modelo que se ha utilizado para resolver el mezclado óptimo, está restringido para su uso y fue proporcionado por la Compañía Chevron a la Facultad de Química de la UNAM, donde luego fue actualizado de acuerdo a los requerimientos ya establecidos en este mismo capítulo, para una gasolina reformulada sujeta a las regulaciones de la EPA y de la Clean Air Act Amendments. Por lo ante-

rior, éste software especializado no puede ser descrito en forma detallada debido a una cláusula de secrecía con el que fué proporcionado.



7.10. Modelo de programación lineal para mezclado de gasolina automotriz.

A continuación se menciona la secuencia para correr el modelo.

MENU PRINCIPAL

Teclear el número correspondiente a la opción del menú seleccionada.

El menú muestra lo siguiente:

1. Capturar unidades de medida y el método de mezclado
2. Capturar datos de calidades de los componentes
3. Capturar especificaciones de los componentes
4. Capturar límites de los volúmenes y los precios
5. Ejecutar Modelo de Programación Lineal (PL)
6. Ver resultados
7. Imprimir los datos del programa y resultados
8. Salir del programa, guardar la base de datos o borrar base de datos.
9. Cálculos de mezclado no optimas
10. Conversión de datos y estimación de propiedades

PASO 0. INTRODUCIR UNIDADES DE MEDIDA

Las unidades de medida para la base de datos son las siguientes:

Cantidad o Calidad	Código	Unidades
Cantidad (1=bbl, 2=ton, 3=m ³)	1	barriles
Gravedad (1=g. esp., 2=API, 3=Dens.)	2	G. API
Temperatura (1=°F, 2=°C)	F	°F
P. de Vapor (1=psia, 2=Kpa, 3=bar)	1	psia
Plomo Antidet. (1=g Pb/gal, 2=g Pb /l)	1	g Pb/gal
MMT antidetonante (1=g Mn/gal, 2=g Mn/l)	1	g Mn/gal

PASO 2. INTRODUCIR EL METODO EL MEZCLADO DE OCTANOS

A continuación se muestran los métodos de mezclado de octano que puede utilizar este programa:

El método de mezclado actual= 2

1	Prueba de los valores
2	Ecuación Ethyl R' 70 con coef. para 75 mezclas
3	Ecuación Ethyl R' 70 con coef. para 135 mezclas
4	Ecuación Ethyl-Suntide con coeficientes para premiums "current"
5	Ecuación Ethyl-Suntide con coeficientes para todas las premiums
6	Ecuación Ethyl-Suntide con coeficientes para regulares "current"
7	Ecuación Ethyl-Suntide con coeficientes para todas las "current"
8	Método de Interacción DUPONT (no disponible actualmente)

PASO 2. INTRODUCIR DATOS DE CALIDAD DE LAS GASOLINAS

Los datos de calidad para las corrientes se muestran en la tabla 1 que aparece en la pantalla.

Si desea recuperar la base de datos de un problema anterior, aparecerá en el panel de control la lista de archivos en el directorio del MODELO.

SELECCIONE EL COMPONENTE PARA REVISION

Cuando aparece el mensaje en la pantalla del panel de control, teclee el número correspondiente para la corriente que se desea revisar.

1	MTBE	6	Gasolina FCC
2	n-Butano	7	Reformado
3	Gasolina Primaria	8	Gasolina hidrodesintegrada
4	Isomerado	9	Rafinado
5	Alquilado	10	Aromáticos

cuando aparece la tabla de datos conteniendo las propiedades del componente en la pantalla, mover el cursor a la celda apropiada e introduzca los datos nuevos o los datos revisados.

INTRODUCIR DATOS DE CALIDAD PARA UNA CORRIENTE

Ejemplo:

Nombre del Componente	Gasolina FCC	Nombre del Componente	Gasolina FCC
Gravedad API	56.4	Temp. a 90% evap. °F	366
P. de vapor Reid, psi	7.10	Temp. final ebul. °F	460
Cont. de azufre, % peso	0.0756	RON sin plomo	92.3
Temp. inicial ebul. °F	128	RON con plomo	99.2
Temp. 30% evaporado, °F	165	MON sin plomo	80.7
Temp. 50% evaporado, °F	220	MON con plomo	87.6
Temp. 70% evaporado, °F	284	Plomo antidet. gPb/gal	3.0
Aromáticos, % vol	29.2	Olefinas, % vol	28.1
Azufre Mercaptánico, % peso	0.0	Benceno, % vol	0.0
Oxigenante, % vol	0.0	Contenido Oxígeno, % peso	0.0

el nivel del plomo antidetonante no es la concentración en la mezcla final o de cualquier corriente. Esto corres-

ponde a la concentración del plomo para los números de octano con plomo, y se utiliza para determinar el plomo.

PASO 3. INTRODUCIR ESPECIFICACIONES DE LOS PRODUCTOS

Cuando la tabla de especificaciones de los productos para la mezcla aparece en la pantalla, mueva el cursor a la celda apropiada iluminada y escriba las especificaciones para la mezcla de gasolina.

Para las especificaciones de la destilación, se puede introducir tanto la temperatura como el límite del volumen correspondiente. Nótese que esas especificaciones están escritas en términos de % destilado a una temperatura dada. Por lo tanto, una especificación de la destilación dada como una temperatura máxima de 158°F a el 10% es equivalente a un mínimo de 10% destilado a 158°F.

PASO 4. INTRODUZCA LIMITES DE VOLUMEN Y PRECIOS

El problema de mezclado se define introduciendo los límites de volumen y precios para cada componente de la mezcla y para la mezcla de gasolina. Para ello es necesario introducir el límite mínimo y máximo para todos los componentes de la mezcla y la mezcla final. También es necesario introducir los precios para los compuestos antidetonantes y el nombre del problema o descripción.

Cuando la tabla de datos aparece en la pantalla, mover el cursor a la celda iluminada y teclee los volúmenes y precios solicitados.

PASO 5. EJECUCION DEL MODELO DE PROGRAMACION LINEAL

Si ya se tiene definido el problema de mezclado al introducir los siguientes datos:

- Propiedades de los componentes.
- Especificaciones de los productos.
- Límites de los volúmenes y precios de los componentes y de la mezcla.

se está listo para iniciar la ejecución del MODELO de PL.

El MODELO, generará automáticamente los coeficientes para el modelo PL.

El sistema de programación lineal HPILP, creará el modelo LP y resolverá el problema. Después que la optimización se alcance, el programa regresará a la hoja de cálculo para procesar los resultados.

PASO 6. VER LOS RESULTADOS

Para ver los resultados, mover el cursor para bajar la página donde aparece la tabla 2 en la pantalla.

Para ver los resultados de la solución de PL, dar una respuesta afirmativa (Y) cuando aparezca el mensaje apropiado en el panel de control. Cuando aparece la solución PL en pantalla, mover el cursor hacia abajo para ver la tabla completa.

PASO 7. IMPRIMIR DATOS DEL PROBLEMA Y RESULTADOS.

PASO 8. SALIR DEL PROGRAMA, GUARDAR BASE DE DATOS O BORRAR BASE DE DATOS.

Teclear el número correspondiente a la opción seleccionada en el menú de la lista indicada abajo.

1	Salir del programa	3	Borrar base de datos
2	Guardar base de datos	4	Regresar al menú principal

PASO 9. CALCULOS NO OPTIMOS DEL MEZCLADO

Estos cálculos permiten estimar la calidad de una mezcla, introduciendo el volumen de cada campo. Estos cálculos se basan en los datos de la calidad de las corrientes que se han introducido en la tabla 1, contruida con anterioridad. Cuando aparezca la tabla de datos, se mueve el cursor a la celda iluminada, se introduce el volumen y precio de cada corriente. Las cantidades deben de estar en unidades de volumen y el precio debe corresponder a estas unidades. También se debe introducir la concentración de Pb y de MMT en la mezcla en las unidades que se han mencionado anteriormente.

PASO 10. CONVERSION DE PROPIEDADES Y RUTINAS PARA LA ESTIMACION.

Teclee el número correspondiente al número del menú que se desea seleccionar:

1. Conversión de temperaturas ($^{\circ}\text{F}$, $^{\circ}\text{C}$, $^{\circ}\text{R}$ y $^{\circ}\text{K}$)
2. Conversion de la g. esp. $^{\circ}\text{API}$, g. esp. y ρ a 15°C .

3. Conversión de la PVR a datos de presión
4. Interpolación de la información del plomo antide-
tonante método Dupont.
5. Interpolación de la información del plomo antide-
tonante, Método Ethyl
6. Regresar al menú principal

RESULTADOS

1. Interacción del Modelo de Planeación y el Modelo de Mezclado Optimo.

Para verificar el comportamiento del modelo, hemos realizado diferentes cálculos. Las hojas de resultados se encuentran en el anexo II de la presente tesis.

De acuerdo al diagrama (1) donde se muestra la interacción entre los modelos de planeación descritos en el capítulo 6 y sus correspondientes resultados, tal información se alimentó al programa de mezclado óptimo, tomando en cuenta todas las especificaciones tanto de los componentes como las de la mezcla.

Precios y volúmenes de los componentes.		
Componente	\$ US/Barril [†]	Cantidad [*] (bls/día)
MTBE	31.68	830
n-BUTANO	10.00	1284
Gasolina Primaria	13.85	4226
Alquilado	21.60	3260
Gasolina FCC	16.91	12946
Reformado	17.00	13353
Gasolina de hidrodesintegración	20.20	701

[†] Precio sombra obtenido de la alternativa "Maximización de Gasolinas"

^{*} Cantidades obtenidas del mismo modelo

Volumen total de gasolina

resultante del mezclado:

16600 Bls/día

Precio \$ US /Barril

20.94 - 23.35

Especificaciones de la Gasolina		
Componente	Mínimas	Máximas
RON	92	
MON	82	
DON	87	
API	40	60
Contenido azufre		0.15
PVR	7.00	9.50
% evaporacion 160°F	10	35
% evaporacion 210°F	39	57
% evaporacion 230°F	49	100
% evaporacion 330°F	84	100
Punto final °F		359
Olefinas, % vol	0	20
Aromáticos, % vol	0	40
Benceno, % vol	0	5
Oxigenantes, % vol	0	5
Oxígeno, % peso	0	100

• **Corrida 1, alternativas 1,2 y 2 bis.**

Las alternativas analizadas, surgieron de la variación del precio de venta de la Gasolina Magna Sin Oxigenada que comprendieron la primera a un precio de 20.94 \$ US/barril y la segunda a 23.35 \$ US/barril.

La primera alternativa dió una solución factible pero sin obtener producción alguna al límite máximo de 16,600 barriles/día. De acuerdo a esta alternativa, el precio de la gasolina resultante del proceso de mezclado era bajo para equilibrar los costos de mezclado y, además, el costo de la gaso-

lina obtenida de reformatión muy alto dado que su valor implementado resultó de 43.99 \$ US/barril. Para la segunda alternativa, con un precio de venta de 23.35 \$ US/barril obtenido del precio de cédula de la propia refinería, la solución resulto factible, manufacturando los 16,600 bls/día de la Magna-Sin Oxigenada, sin embargo, la gasolina resultante no dió las especificaciones en RON, MON y DON; quedando muy por abajo de las mismas, respectivamente 85.7, 77.7 y 81.7; tampoco cumplió con la cantidad deseable de oxigenante (MTBE) de 5% en volumen, por lo que los resultados no son los adecuados. Sin embargo, el resumen de ingresos y costos proporciona un margen neto (ganancias) de 7.57 \$ US/bls.

Al exigirle al modelo que dentro de las especificaciones del producto terminado se tuviera 2% en peso de oxígeno mínimo, el resultado del modelo es factible pero nuevamente, no conviene técnicamente manufacturar la gasolina magna-sin oxigenada que se le había requerido (alternativa 2 bis). Esto último se debe a que la mezcla de componentes en particular el MTBE disponible, no puede proporcionar el 2% en peso de oxígeno equivalente al 10.7% del MTBE (1783 bls), cuando la disponibilidad máxima de este compuesto es a penas de 830 barriles.

2. Modificaciones de las especificaciones del producto final

Para verificar que las especificaciones de la gasolina final fueran congruentes con las que se les proporcionaron al modelo, se exigió a este que manufacturara un mínimo de gasolina y un máximo; el mínimo comprende a la gasolina magna-sin oxigenada y el máximo a la rama de las gasolinas magna-sin con y sin oxigenantes. Esta cantidad fue proporcionada por el modelo de "maximización de gasolinas" asciende 36,600 bls/día, de las cuales 16,599 son de magna-sin oxigenada y el resto corresponde a la misma gasolina sin oxigenante. Además se disminuyó el precio del MTBE de 31.68 \$US/Bl a 26.15 \$US/Bl que es su precio sombra.

• Corrida 2.

Con estos datos se corrió nuevamente el modelo, obteniéndose una solución no factible. La observación que pudo tomarse en cuenta para la siguiente corrida es que, con las cantidades disponibles máximas de componentes, la especificación final solo podría ser aquella que tuviera:

RON 86.1

MON 77.8

DON 82.0

• Corrida 3

Para aumentar el octano de la gasolina final se modificaron tres parámetros:

- a) El precio del MTBE ya disminuido para alcanzar el costo marginal de éste que es de 26.15 \$ US/bls, pero sin modificar el volumen disponible (830 bls/día).
- b) Se incremento la disponibilidad de las 2 corrientes que más proporcionan octano: Gasolina FCC y la Gasolina de Reformación. Este incremento corresponde a aumentar las disponibilidades de cada uno hasta 20,000 Bls/día.
- c) Se modificó el RON, MON y DON de la gasolina final a los valores mencionados en la corrida 2.

El resultado es la fabricación de 28,107 bl/día de gasolina final con un RON de 87.3, MON de 78.4 y DON de 82.9, que están por encima de las especificaciones mínimas alimentadas al modelo. Fue sin embargo, importante observar que de reformado, aún teniendo una disponibilidad muy grande sólo utilizó cerca del 1% favoreciendo la utilización de gasolina primaria. esto es debido sin duda a la relación de los costos que guardan ambos componentes. Con todo el balance entre ventas y costos arroja un margen bruto de 6.92 \$US/bl.

3. Cumplimiento de una gasolina reformulada con características ecológicas.

Corrida 4, alternativa 1

Especificación de la gasolina final a cumplir necesariamente:

Especificaciones de la Gasolina		
Componente	Mínimas	Máximas
RON	92	
MON	82	
DON	87	
API	40	60
Contenido azufre	0	0.15
PVR	7.00	9.50
% evaporacion 160 ^o F	10	35
% evaporacion 210 ^o F	39	57
% evaporacion 230 ^o F	49	100
% evaporacion 330 ^o F	84	100
Punto final ^o F		
Olefinas, % vol	0	20
Aromáticos, % vol	0	40
Benceno, % vol	0	5
Oxigenantes, % vol	0	15
Oxígeno, % peso	2	100

Modificaciones:

a) Para poder cumplir con las especificaciones de 15% máximo en volumen de MTBE, éste se aumentó de 830 a 5490 bls/día en su disponibilidad, dejando la otra corriente sin cambio y utilizando el precio del MTBE en el mercado, es decir, de 31.68 \$ US/bls.

La solución fué optima, manufacturando el volumen máximo requerido (36,600 bls/día). Sólo 23,092 bls/día, es decir el 63% del volumen requerido.

La mezcla se encuentra dentro de los límites de las especificaciones requeridas.

Nuevamente, se observa que la cantidad de reformado para constituir la gasolina final fue sólo el 15.0% del volumen disponible. Este volumen incrementó la utilización primaria, tomando para la mezcla el 70.4% del total disponible.

El margen bruto obtenido fué de 4.79 \$ US/barril.

Corrida 4, Alternativa 2.

Modificación:

a) Esta alternativa solo contempla el aumento de las disponibilidad de gasolina FCC con el fin de observar si con el aumento, el modelo podría manufacturar mayor cantidad de producto terminado y además aumentar el margen bruto.

Por lo tanto, la gasolina FCC se aumentó en disponibilidad de 12,946 bl/día a 20,000 bl/día.

La corrida resultó óptima y dentro de las especificaciones, manufacturando 34,109 bl/día, es decir, un incremento del 1.48 veces con respecto a la corrida 4, alternativa 1 (23,092 bl/día); cumpliéndose en 93% la meta de manufacturar 36,600 bl/día. El margen bruto fue de 4.86 \$US/bl. Hay que observar que se utilizaron solamente 2943 bl/día de reformado contra una disponibilidad de 13,353 bl/día, es decir, el 22.0% esto quiere decir que respecto a la estructura del modelo no le conviene aumentar la utilización del reformado, lo cual puede deberse a dos causas:

- El precio relativo del reformado es muy alto respecto de los otros componentes, incluyendo al MTBE.
- Las propiedades que fueron utilizadas para este componente pueden no ser las necesarias para que pueda ser aprovechada totalmente como componente. Estas propiedades resultaron de la información dada por la refinería. Estos resultados muestran que

el proceso de reformatión de nafta debe modificarse de acuerdo a lo descrito en el capítulo 3.

Corrida 4, alternativa 3

Modificaciones:

- a) Modificación del precio del MTBE de 31.68 \$ US/bl (comercial) a su precio sombra de 26.15 \$ US/bl. Esta modificación se realizó para observar si habría incremento en el margen bruto al disminuir el costo del MTBE.
- b) Aumentar aún más la disponibilidad de reformado pesado de 13,353 a 20,000 bl/día.

Los resultados de la corrida son óptimos, el producto final se encuentra dentro de especificaciones manufacturándose la cantidad total de volumen máximo requerido. No obstante, el margen bruto de la refinería aumenta 4.86 \$US/bl a 5.99 \$US/bl cuando el costo del MTBE se ha disminuído en 17.5%, lo cual no es concomitante con un aumento en el margen de sólo 0.81%. Nuevamente, el modelo no utiliza la gran diponibilidad de reformado.

El análisis de las últimas tres alternativas de la corrida, muestra la importancia de las disponibilidades de los componentes, principalmente de la gasolina FCC y de la necesidad de aumentar el volumen de MTBE para poder cumplir con la especificación final de la gasolina manufacturada en cuanto a RON, MON y DON. La relatividad de los precios resulta poco significativa, aunque las propiedades de los componentes pueden llegar a ser importantes para que sean tomadas en cuenta por el modelo.

CAPITULO 8

CONCLUSIONES

Conclusiones

A pesar de que en cada capítulo hacemos conclusiones aquí resumimos las más importantes.

Como se pudo observar, las tendencias para el futuro son las tecnologías tanto para motores como para combustibles, siendo las áreas de oportunidad en la mejora de la calidad del aire las siguientes tecnologías que deben estar interrelacionadas y que son:

- Nuevos diseños en los motores.
- Una combustión más limpia en los motores.
- Un avance en la conversión catalítica de los gases de escape.
- La reformulación de la gasolina.

Nuevos diseños de motores con 4 y 2 pistones que utilicen gasolina o diesel son actualmente soluciones alternativas que ofrecen mejor economía del combustible que los motores convencionales con catalizadores de tres vías. Como pudimos observar anteriormente para mejorar la eficiencia de estos convertidores catalíticos es alcanzar un rango de temperatura de operación más alto ($\pm 250^{\circ}\text{C}$), siendo un avance en esta tecnología el que sea calentado directamente por energía eléctrica. Además se requiere seguir estudiando las emisiones de las cuatro especies tóxicas que son: Benceno, Butadieno, Formaldehído y Acetaldehído para su reducción. Debido a que la reformulación es algo complejo y que no se puede esperar una composición que reduzca completamente todas las fuentes de contaminación, ésta debe ser tomada en cuenta por todos los

protagonistas involucrados en el problema como son: las refinerías, los fabricantes de motores y automóviles, el gobierno federal y los consumidores.

El estudio para resolver los problemas de producción en la Refinería realizado por el Instituto Mexicano del Petróleo y la Compañía Fluor Daniel nos lleva a implantar cambios requeridos para satisfacer las diferentes demandas de productos petrolíferos y sus especificaciones siendo uno de los productos principales el de las gasolinas.

A través del horizonte de planeación de los tres casos indicados para cumplir con el objetivo de este estudio se deben ir implementando tecnologías para satisfacer los requerimientos de calidad ambiental de acuerdo a las especificaciones de las gasolinas reformuladas, las tecnologías que deben ser utilizadas son las siguientes:

- 1.Reducción de la presión de vapor reid (PVR), a través de la eliminación del butano y de los hidrocarburos C_5 .
- 2.Reducción del Benceno, minimizando su formación por eliminación de precursores alimentados a la reformación catalítica y por la fraccionación de la corriente de reformado ligero rico en Benceno por conversión subsecuente del Benceno o su extracción.
- 3.Requerimientos de oxigenantes legislados para el uso de oxígeno en los combustibles oxigenados (oxifuels) y la gasolina reformulada (RFG) a través de MTBE, TAME, ETBE y Etanol.
- 4.Reducción de tóxicos como lo es el contenido de aromáticos al reducir el Benceno y la adición de oxigenantes.

- 5.Reducción de olefinas para minimizar las emisiones de No_x pudiéndose alcanzar a través de tres procesos opcionales: saturación, conversión de las olefinas C_5 a TAME o su alquilación.
- 6.Reducción de azufre para evitar la desactivación temporal de los convertidores catalíticos, pudiéndose lograr la predicción de azufre del pool de gasolina con el hidrotratamiento de los gasóleos de vacío que es carga a la unidad FCC para disminuir las emisiones globales de óxidos de azufre (So_x).
- 7.Disminución de la temperatura de destilación al 90% de destilado (T90) principalmente en las corrientes de gasolina FCC y la nafta de carga a la reformación catalítica a través del fraccionamiento de las fracciones pesadas y por desintegración de esas porciones a componente ligeros.
- 8.Disminución de la temperatura de destilación (T50) por medio de la adición de oxigenantes al pool de gasolinas.
- 9.Reducción de aromáticos que hacen que se afecten las emisiones de Benceno a la atmósfera que es una parte importante de las emisiones tóxicas, globales, que contribuyen a las emisiones de No_x , reduciendo ciertos parámetros de la gasolina para compensar los niveles altos de aromáticos en el pool, como son la PVR, azufre Total, el Benceno, las olefinas y agregando más oxígeno, si estas medidas no son suficientes entonces reducir la cantidad de reformado en el pool.

10. Satisfacer la demanda de hidrógeno debido a que la planta reformadora de naftas es la fuente menos cara en una refinería y la producción de hidrógeno disminuiría como un resultado de la baja severidad de ésta cuando los oxigenantes se adicionan a el pool ya que se requiere menos octano de la reformadora. Una forma de recuperar el déficit de hidrógeno serían las corrientes no tradicionales que contienen hidrógeno para proporcionar en forma suplementaria, el hidrógeno disponible de las fuentes tradicionales, entre otras.

En la presente tesis se requería suponer las alternativas estratégicas de reestructuración de la refinería con el objetivo de poder formular un modelo matemático como herramienta tanto en la selección de la mejor estrategia como en la toma de decisiones al respecto, siendo la planeación estratégica un proceso de toma de decisiones sobre los objetivos más importantes de una organización y las políticas y estrategias que gobernarán la adquisición, uso y disposición de sus recursos, para alcanzar los objetivos considerados en su misión a través de metas predefinidas. La Industria de la Refinación del Petróleo se enfrentará con nuevos retos tecnológicos y económicos en los que se encuentran las nuevas reglamentaciones en materia ecológica de las gasolinas y la obtención de productos a partir de crudos pesados. Actualmente se contempla un procesamiento mayor para el crudo maya y se consideran las alternativas a utilizar los actuales procesos convencionales con alta conversión de residuales a destilados.

La configuración de la refinería para incrementar el procesamiento de crudo maya deberá estar equilibrada entre la demanda y producción de destilados residuales, por lo que las instalaciones que se propongan para incrementar el proceso de este crudo deberán considerar las especificaciones de los productos, las reglamentaciones ambientales y la conservación y uso eficiente de la energía.

La herramienta más adecuada para resolver alternativas estratégicas es el planteamiento por medio de la programación lineal (PL), que es un modelo matemático de un proceso y un proceso puede ser una refinería o cualquier situación con variables y restricciones, usando el método simplex para resolver problemas de PL con un gran número de variables y restricciones.

Las alternativas estratégicas analizadas no son mutuamente excluyentes; por lo que se refiere al crear y optimizar el modelo de Programación Óptima de la Producción "Soluciones a los Cuellos de Botella", esta es necesaria para aumentar la competitividad de la refinería resolviendo los problemas de producción.

Por lo que se refiere a la maximización de gasolinas, esta alternativa seguiría en el tiempo después de la primera y ha sido formulada de acuerdo a los escenarios de demanda de gasolinas automotrices mostrados en el capítulo 1. El análisis de resultados nos muestra lo siguiente:

	MODELO DE PROGRAMACION OPTIMA DE LA PRODUCCION	MODELO DE MAXIMIZACION DE GASOLINAS
Venta de productos	4,398,837	4,375,125
Compra de crudos	3,746,300	3,719,298
Margen Bruto	652,537	655,537
Compra de otros insumos	49,885	50,852
Margen Neto de Operación	602,652	604,975
Costo por penalización de calidad	1,915	1,914
Valor de la Función Objetivo	600,737	603,061
Crudo Alimentado B/D		
Maya	76,160	86,811
Istmo	53,208	47,916
Despuntado	37,776	32,484
Pentanos y nafta ligera	2,856	2,856
Pozóleo	36,816	36,816
Olmeca	29,400	29,400
Otros	3,784	3,784
Total	240,000	240,067

Respecto a la Reformulación de la gasolina, México seguirá los lineamientos dictados a través de "Clean Air Act (CAA) Amendenments" de 1990 de los Estados Unidos. El término reformulación esta relacionado con el aire y la atmósfera limpia y significa la sustitución parcial o total de los compuestos e hidrocarburos indeseables, dentro de los que se encuentran un gran número con alto octano, por hidrocarburos o componentes internos cuya afectación al medio ambiente sea mínima. La CAA define dos categoría de gasolina sujetos a regulaciones: la gasolina oxigenada (oxyfuel) y la gasolina reformulada (RFG).

La gasolina oxigenada, con un mínimo de 2.00% en peso de oxígeno ya es comercializada en la Zona Metropolitana del Valle de México y posteriormente se hará en las ciudades con mayor parque vehicular de automotores con convertidor

catalítico de la República Mexicana y luego al resto del país.

Para la gasolina reformulada, sus estándares son más complejos y sus requerimientos corresponden a un mínimo de 2.00% en peso de oxígeno y un máximo en volumen de 1.00% en Benceno y que no contenga metales pesados tales como el Pb y Mn. Además los estándares de comportamiento de este combustible han sido legislados en términos de la formación de ozono, las emisiones de compuestos volátiles (VOC) y las emisiones de compuestos tóxicos tales como el Benceno, Butadieno, formaldehído, Acetaldehído y materia orgánica policíclica.

Las tendencias a seguir por Pemex-Refinación en las especificaciones de la gasolina con carácter ecológico son:

RON	87-95
(R+M)/2	92.1
TEL	0
OLEFINAS, %Vol	5-10
BENCENO, %Vol	0.8-2.0
AROMATICOS, %Vol	20-25
COMP. OXIGENADOS, %Peso	3.5
PVR, lb/in ²	7.8-9.0

La tecnología del mezclado de productos es una de las etapas más importantes en la transformación del crudo a productos terminados del petróleo. El mezclado es la combinación de dos o más elementos para producir un nuevo compuesto.

Habiendo establecido las estrategias correspondientes a la operación de la refinería y tomando como base los resultados obtenidos mediante el proceso de simulación y optimización de los modelos construidos de acuerdo al

capítulo 6 se requirió la utilización de la programación matemática para el mezclado de gasolinas, existiendo sin duda una interacción entre los modelos resueltos en el capítulo 6 y el resultado del mezclado óptimo de componentes que constituirán el pool de gasolinas.

En la siguiente tabla se muestran las diferentes alternativas de mezclado, para determinar el modelo óptimo de mezclado y sus observaciones:

Corrida	Alternativa	Factibilidad	Variaciones	Observaciones
1	1	Si	Precio de venta de Magna Sin Oxigenada 20.94 \$US/bl	No obtuvo producción al límite máximo.
1	2	Si	Precio de venta de Magna Sin Oxigenada 23.35 \$US/bl	Si elaboró gasolina al límite máximo pero fuera de especificación en RON, MON y DON, además, no cumplió con la cantidad de MTBE (5% en Volumen).
1	2bis	Si	Fijar 2% en peso mínimo de oxígeno	No obtuvo producción de gasolina ya que el MTBE disponible no puede proporcionar el 2% en peso equivalente al 10.7% (1783 bl).
2	1	No	Fijar un volumen mínimo y un máximo de barriles de gasolina a manufacturar. Disminuir el precio del MTBE a 26.15 \$US/bl	Si elabora gasolina pero la especificación final de RON, MON y DON no cumplen.
3	1	Si	Aumentar la disponibilidad de gasolina FCC y de la gasolina reformada	Las especificaciones de la gasolina en RON, MON y DON están por encima del mínimo. Utiliza un mínimo de reformado.
4	1	Si	Volver a fijar el precio del mercado del MTBE a 31.68 \$US/bl. Aumentar la disponibilidad de MTBE para poder cumplir con la especificación del 15% máximo en volumen de MTBE.	Manufacturó el 64% del volumen máximo requerido. LA mezcla está dentro de los límites de especificación requeridas.
4	2	Si	Aumento de la disponibilidad de gasolina	Manufacturó el 93% del volumen máximo requerido y

Corrida	Alternativa	Factibilidad	Variaciones	Observaciones
			FCC a 20,000 bl/día	con producto dentro de especificación.
4	3	Si	Nuevamente modificar el precio de la MTBE de su precio comercial a su precio sombra para observar incremento en el margen bruto. Aumentar la disponibilidad de gasolina reformulada.	el Manufacturó el 100% del volumen máximo requerido con especificaciones un poco arriba del mínimo requerido en RON, MON y DON.

El análisis de éstas últimas alternativas factibles, muestra la importancia de las disponibilidades de los componentes, principalmente de la gasolina FCC y de la necesidad de aumentar el volumen de MTBE para cumplir con la especificación final de la gasolina en cuanto a RON, MON y DON.

También es significativo señalar que de acuerdo a la estructura del modelo no le conviene aumentar la utilización del reformado principalmente por a) el precio relativo es más alto que otras componentes y b) las propiedades de este componente pueden no ser necesarias para que nos den la calidad del producto final deseado, mostrando estos resultados de las corridas que el proceso de reformación de naftas debe ser modificado como se mencionó en capítulos anteriores.

ANEXO I

Tablas de resultados del modelo de mezclado de gasolinas

Table 1 - COMPONENT PROPERTIES

19-Aug-95

Corr.1 Alt.1

14:18

Component	API Gravity	RVP, psia	Sulfur Wt Pct	Olefin Vol Pct	Aromatic Vol Pct	Benzene Vol Pct	Mercaptan Sulfur	
							Wt Pct	Pct
1 MTBE	57.3	9.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	
2 n-Butano	110.9	52.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	
3 Gas primaria	59.1	3.30	0.0990	11.55	8.00	2.80	0.0000	
4 Isomerado	90.3	16.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	
5 Alquilado	62.6	4.50	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	
6 FCC Gasolina	57.7	7.30	0.1880	25.00	29.20	0.00	0.0000	
7 Reformado	45.6	4.40	0.0000	0.70	62.60	4.80	0.0000	
8 G de Hidrode	79.0	7.70	0.0000	0.80	2.00	2.00	0.0000	
9 Rafinado	27.5	4.40	0.0000	0.00	7.00	0.00	0.0000	
10 Aromaticos	31.9	1.34	0.0000	1.00	93.00	0.00	0.0000	
FINAL BLEND	1.0	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000	

Component	RON Clear	RON Lead	MON Clear	MON Lead	Lead, g per gallon	Oxygen wt pct	Oxygenate	
							Vol Pct	Pct
1 MTBE	118.0	120.0	101.0	101.0	3.170	18.00	100.00	
2 n-Butano	92.5	102.0	88.0	97.5	3.170	0.00	0.00	
3 Gas primaria	51.8	66.2	49.6	64.2	3.170	0.00	0.00	
4 Isomerado	82.2	98.7	79.7	97.5	3.170	0.00	0.00	
5 Alquilado	93.2	105.4	93.2	105.4	3.170	0.00	0.00	
6 FCC Gasolina	91.1	95.3	80.9	86.5	3.170	0.00	0.00	
7 Reformado	97.9	103.2	87.2	92.5	3.170	0.00	0.00	
8 G de Hidrode	82.8	98.9	82.4	98.2	3.170	0.00	0.00	
9 Rafinado	72.0	88.3	70.0	87.6	3.170	0.00	0.00	
10 Aromaticos	105.4	105.3	94.1	96.1	3.170	0.00	0.00	
FINAL BLEND	0.0	0.0	0.0	0.0	3.000	0.00	0.00	

ASTM D 86 Distillation, deg. F

Component	IBP	10 %	30 %	50 %	70 %	90 %	EP
1 MTBE	123	129	130	131	133	136	166
2 n-Butano	25	29	32	34	36	39	42
3 Gas primaria	168	186	222	257	293	329	347
4 Isomerado	84	95	103	108	120	138	162
5 Alquilado	84	126	188	220	238	313	397
6 FCC Gasolina	107	132	183	234	285	336	362
7 Reformado	113	144	205	235	280	338	401
8 G de Hidrode	90	105	117	125	139	160	180
9 Rafinado	84	136	188	220	238	313	397
10 Aromaticos	160	224	264	307	330	385	450
FINAL BLEND	NA	ERR	ERR	ERR	ERR	ERR	0

Table 2 - BLEND COMPOSITION, QUALITY & COST

19-Aug-95

Corr.1 Alt.1

14:20

Component	Price \$/bbl	Volume, Barrels			Volume Percent	Weight Percent	Imputed Value \$/bbl
		Minimum	Maximum	Sol'n			
1 MTBE	31.68	0	830	0	0.00	0.00	31.68
2 n-Butano	10.00	0	1,284	0	0.00	0.00	10.00
3 Gas.primaria	13.85	0	4,226	0	0.00	0.00	13.85
4 Isomerado	19.66	0	0	0	0.00	0.00	13.15
5 Alquilado	21.60	0	3,260	0	0.00	0.00	21.60
6 FCC Gasolina	16.91	0	12,946	0	0.00	0.00	16.91
7 Reformado	17.00	0	13,353	0	0.00	0.00	17.00
8 G de Hidrodes	20.20	0	701	0	0.00	0.00	20.20
9 Rafinado	13.34	0	0	0	0.00	0.00	4.73
10 Aromaticos	24.25	0	0	0	0.00	0.00	-61.10
Final Blend	20.94	0	16,600	0	0.00	0.00	20.94

Antiknock Prices: Lead, \$/kg Pb = 44.00 MMT, \$/kg Mn = 23.00

Quality Description	Specification		Sol'n Value	Spec. Binding
	Minimum	Maximum		
Research Octane Number (RON)	90.0	-	0.0	YES
Motor Octane Number (MON)	82.0	-	0.0	YES
(RON + MON)/2	87.0	-	0.0	YES
API Gravity	40.0	60.0	1.0	YES
Sulfur content, wt. pct.	0.0000	0.1500	0.0000	YES
Mercaptan sulfur, wt. pct.	0.0000	0.0000	0.0000	YES
Reid vapor pressure, psia	7.00	9.50	0.00	YES
Percent evaporated at 160.0 F	10.0	35.0	0.0	YES
Percent evaporated at 210.0 F	39.0	57.0	0.0	YES
Percent evaporated at 230.0 F	49.0	100.0	0.0	YES
Percent evaporated at 330.0 F	84.0	100.0	0.0	YES
End Point, deg. F	-	359.0	0.0	YES
Olefins, volume percent	0.00	20.00	0.0	YES
Aromatics, volume percent	0.00	40.00	0.0	YES
Benzene, volume percent	0.00	5.00	0.0	YES
Oxygenates, volume percent	0.00	5.00	0.0	YES
Oxygen, weight percent	0.00	100.00	0.00	YES
Lead Antiknock, g Pb/gallon	0.000	0.000	0.000	YES
MMT Antiknock, g Mn/gallon	0.000	0.000	0.000	YES

ECONOMIC SUMMARY

	\$/bbl	\$/ton	\$/cum	\$/gal
Revenues	20.94	ERR	131.71	0.499
Blendstock Cost	0.00	ERR	0.00	0.000
Gross Margin	20.94	ERR	131.71	0.499
Lead Antiknock	0.00	ERR	0.00	0.000
MMT Antiknock	0.00	ERR	0.00	0.000
Net Margin	20.94	ERR	131.71	0.499

Problem Name MG Objective Function = 0
 Solution Status MAXIMUM
 Date 08-19-95
 Time 14:17:55
 Constraints 27
 Nonslack Variables 14

		Dual	RHS	Usage	Slack
	Constraints	Values			Values
	RETURN				
1	Volume, bbls	Y.1 -207.82	0	0	0
2	Tons	Y.2 0	0	0	0
3	Sp. Gr. (min)	Y.3 0	0	0	0
4	Sp. Gr. (max)	Y.4 0	0	0	0
5	Sulfur (max)	Y.5 0	0	0	0
6	Mercaptan S	Y.6 0	0	0	0
7	RVP (min)	Y.7 0	0	0	0
8	RVP (max)	Y.8 0.12392	0	0	0
9	RON (min)	Y.9 -0.3809	0	0	0
10	MON (min)	Y.10 -0.9836	0	0	0
11	(R+M)/2 (min)	Y.11 0	0	0	0
12	% Evap @ T1 min	Y.12 0	0	0	0
13	% Evap @ T1 max	Y.13 0.36405	0	0	0
14	% Evap @ T2 min	Y.14 0	0	0	0
15	% Evap @ T2 max	Y.15 0	0	0	0
16	% Evap @ T3 min	Y.16 0	0	0	0
17	% Evap @ T3 max	Y.17 0	0	0	0
18	% Evap @ T4 min	Y.18 0	0	0	0
19	% Evap @ T4 max	Y.19 0	0	0	0
20	End Point (max)	Y.20 0.75515	0	0	0
21	Aromatics (max)	Y.21 0	0	0	0
22	Olefins (max)	Y.22 0.74788	0	0	0
23	Benzene (max)	Y.23 0	0	0	0
24	Oxygenate (max)	Y.24 0.19209	0	0	0
25	Oxygen (min)	Y.25 0	0	0	0
26	Lead Antiknock	Y.26 44	0	0	0
27	MMT Antiknock	Y.27 23	0	0	0

	Variables	Primal	Lower	Upper	Objective	Imputed
		Values	Bounds	Bounds	Row	Values
1	Component 1	X.1 0	0	0.83	-31.68	-31.68
2	Component 2	X.2 0	0	1.284	-10	-10
3	Component 3	X.3 0	0	4.226	-13.85	-13.85
4	Component 4	X.4 0	0	0	-19.66	-13.1450
5	Component 5	X.5 0	0	3.26	-21.6	-21.6
6	Component 6	X.6 0	0	12.946	-16.91	-16.91
7	Component 7	X.7 0	0	13.353	-17	-17
8	Component 8	X.8 0	0	0.701	-20.2	-20.2
9	Component 9	X.9 0	0	0	-13.34	-4.73240
10	Component 10	X.10 0	0	0	-24.25	61.09744
11	Total Barrels	X.11 0	0	16.6	20.94	20.94
12	Total Tons	X.12 0	0	2.63442	0	0
13	Lead, kg	X.13 0	0	0	-44	-44
14	MMT, kg	X.14 0	0	0	-23	-23

Table 1 - COMPONENT PROPERTIES

19-Aug-95

Corr.1 Alt.2

14:30

Component	API Gravity	RVP, psia	Sulfur Wt Pct	Olefin Vol Pct	Aromatic Vol Pct	Benzene Vol Pct	Mercaptan
							Sulfur Wt Pct
1 MTBE	57.3	9.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
2 n-Butano	110.9	52.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
3 Gas.primaria	59.1	3.30	0.0990	11.55	8.00	2.80	0.0000
4 Isomerado	90.3	16.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
5 Alquilado	62.6	4.50	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
6 FCC Gasolina	57.7	7.30	0.1880	25.00	29.20	0.00	0.0000
7 Reformado	45.6	4.40	0.0000	0.70	62.60	4.80	0.0000
8 G de Hidrode	79.0	7.70	0.0000	0.80	2.00	2.00	0.0000
9 Rafinado	27.5	4.40	0.0000	0.00	7.00	0.00	0.0000
10 Aromaticos	31.9	1.34	0.0000	1.00	93.00	0.00	0.0000
FINAL BLEND	56.6	9.50	0.0785	10.39	33.41	2.52	0.0000

Component	RON	RON	MON	MON	Lead,	Oxygen	Oxygenate
	Clear	Leaded	Clear	Leaded	g per gallon	wt pct	Vol Pct
1 MTBE	118.0	120.0	101.0	101.0	3.170	18.00	100.00
2 n-Butano	92.5	102.0	88.0	97.5	3.170	0.00	0.00
3 Gas.primaria	51.8	66.2	49.6	64.2	3.170	0.00	0.00
4 Isomerado	82.2	98.7	79.7	97.5	3.170	0.00	0.00
5 Alquilado	93.2	105.4	93.2	105.4	3.170	0.00	0.00
6 FCC Gasolina	91.1	95.3	80.9	86.5	3.170	0.00	0.00
7 Reformado	97.9	103.2	87.2	92.5	3.170	0.00	0.00
8 G de Hidrode	82.8	98.9	82.4	98.2	3.170	0.00	0.00
9 Rafinado	72.0	88.3	70.0	87.6	3.170	0.00	0.00
10 Aromaticos	105.4	105.3	94.1	96.1	3.170	0.00	0.00
FINAL BLEND	83.5	91.1	75.8	83.9	3.000	0.00	0.00

ASTM D 86 Distillation, deg. F

Component	IBP	10 %	30 %	50 %	70 %	90 %	EP
1 MTBE	123	129	130	131	133	136	166
2 n-Butano	25	29	32	34	36	39	42
3 Gas.primaria	168	186	222	257	293	329	347
4 Isomerado	84	95	103	108	120	138	162
5 Alquilado	84	126	188	220	238	313	397
6 FCC Gasolina	107	132	183	234	285	336	362
7 Reformado	113	144	205	235	280	338	401
8 G de Hidrode	90	105	117	125	139	160	180
9 Rafinado	84	136	188	220	238	313	397
10 Aromaticos	160	224	264	307	330	385	450
FINAL BLEND	NA	120	163	232	279	336	-284

Table 2 - BLEND COMPOSITION, QUALITY & COST

19-Aug-95

Corr.1 Alt.2

14:30

Component	Price \$/bbl	Volume, Barrels			Volume Percent	Weight Percent	Imputed Value \$/bbl
		Minimum	Maximum	Sol'n			
1 MTBE	31.68	0	830	0	0.00	0.00	19.98
2 n-Butano	10.00	0	1,284	1,124	6.77	5.25	10.00
3 Gas.primaria	13.85	0	4,226	4,226	25.46	25.12	11.15
4 Isomerado	19.66	0	0	0	0.00	0.00	18.66
5 Alquilado	21.60	0	3,260	0	0.00	0.00	17.63
6 FCC Gasolina	16.91	0	12,946	4,764	28.70	28.53	16.91
7 Reformado	17.00	0	13,353	6,083	36.65	38.92	17.00
8 G de Hidrodes	20.20	0	701	403	2.43	2.17	20.20
9 Rafinado	13.34	0	0	0	0.00	0.00	17.65
10 Aromaticos	24.25	0	0	0	0.00	0.00	15.83
Final Blend	23.35	0	16,600	16,600	100.00	100.00	30.24

Antiknock Prices: Lead, \$/kg Pb = 44.00 MMT, \$/kg Mn = 23.00

Quality Description	Specification		Sol'n Value	Spec. Binding
	Minimum	Maximum		
Research Octane Number (RON)	92.0	-	85.7	NO
Motor Octane Number (MON)	82.0	-	77.7	NO
(RON + MON)/2	87.0	-	81.7	NO
API Gravity	40.0	60.0	56.6	NO
Sulfur content, wt. pct.	0.0000	0.1500	0.0785	NO
Mercaptan sulfur, wt. pct.	0.0000	0.0000	0.0000	YES
Reid vapor pressure, psia	7.00	9.50	9.50	YES
Percent evaporated at 160.0 F	10.0	35.0	20.6	NO
Percent evaporated at 210.0 F	39.0	57.0	39.0	YES
Percent evaporated at 230.0 F	49.0	100.0	49.0	YES
Percent evaporated at 330.0 F	84.0	100.0	89.4	NO
End Point, deg. F	-	359.0	-283.9	NO
Olefins, volume percent	0.00	20.00	10.4	NO
Aromatics, volume percent	0.00	40.00	33.4	NO
Benzene, volume percent	0.00	5.00	2.5	NO
Oxygenates, volume percent	0.00	5.00	0.0	NO
Oxygen, weight percent	0.00	100.00	0.00	YES
Lead Antiknock, g Pb/gallon	0.000	0.000	0.000	YES
MMT Antiknock, g Mn/gallon	0.000	0.000	0.000	YES

ECONOMIC SUMMARY

	\$/bbl	\$/ton	\$/cum	\$/gal
Revenues	23.35	196.19	146.86	0.556
Blendstock Cost	15.78	132.55	99.23	0.376
Gross Margin	7.57	63.64	47.64	0.180
Lead Antiknock	0.00	0.00	0.00	0.000
MMT Antiknock	0.00	0.00	0.00	0.000
Net Margin	7.57	63.64	47.64	0.180

Problem Name MG Objective Function = 125.7299
 Solution Status MAXIMUM
 Date 08-19-95
 Time 14:30:16
 Constraints 27
 Nonslack Variables 14

	Dual	RHS	Usage	Slack
Constraints	Values			Values
RETURN				
1 Volume, bbls	Y.1 -15.443	0	-7E-12	0
2 Tons	Y.2 0	0	0	0
3 Sp. Gr. (min)	Y.3 0	0	0.22200	0.222007
4 Sp. Gr. (max)	Y.4 0	0	-1.2084	1.208405
5 Sulfur (max)	Y.5 0	0	-0.1412	0.141238
6 Mercaptan S	Y.6 0	0	0	0
7 RVP (min)	Y.7 0	0	87.8472	87.8472
8 RVP (max)	Y.8 0.08043	0	-1E-10	0
9 RON (min)	Y.9 0	0	251.578	251.5789
10 MON (min)	Y.10 0	0	348.649	348.6497
11 (R+M)/2 (min)	Y.11 0	0	300.733	300.7330
12 % Evap @ T1 min	Y.12 0	0	175.922	175.9221
13 % Evap @ T1 max	Y.13 0	0	-239.07	239.0778
14 % Evap @ T2 min	Y.14 -0.0473	0	-0.0000	0
15 % Evap @ T2 max	Y.15 0	0	-298.8	298.8
16 % Evap @ T3 min	Y.16 -0.0104	0	-0.0000	0
17 % Evap @ T3 max	Y.17 0	0	-846.6	846.6
18 % Evap @ T4 min	Y.18 0	0	89.2504	89.25041
19 % Evap @ T4 max	Y.19 0	0	-176.34	176.3495
20 End Point (max)	Y.20 0	0	-10672.	10672.45
21 Aromatics (max)	Y.21 0	0	-109.46	109.4671
22 Olefins (max)	Y.22 0	0	-159.51	159.5142
23 Benzene (max)	Y.23 0	0	-41.161	41.16157
24 Oxygenate (max)	Y.24 0	0	-83	83
25 Oxygen (min)	Y.25 0	0	0	0
26 Lead Antiknock	Y.26 44	0	0.00000	0
27 MMT Antiknock	Y.27 23	0	0.00000	0

Variables	Primal Values	Lower Bounds	Upper Bounds	Objective Row	Imputed Values
1 Component 1	X.1 0	0	0.83	-31.68	-19.9779
2 Component 2	X.2 1.12405	0	1.284	-10	-10
3 Component 3	X.3 4.226	0	4.226	-13.85	-11.1460
4 Component 4	X.4 0	0	0	-19.66	-18.6578
5 Component 5	X.5 0	0	3.26	-21.6	-17.6307
6 Component 6	X.6 4.76379	0	12.946	-16.91	-16.91
7 Component 7	X.7 6.08332	0	13.353	-17	-17
8 Component 8	X.8 0.40282	0	0.701	-20.2	-20.2
9 Component 9	X.9 0	0	0	-13.34	-17.6453
10 Component 10	X.10 0	0	0	-24.25	-15.8339
11 Total Barrels	X.11 16.6	0	16.6	23.35	30.23572
12 Total Tons	X.12 1.97563	0	2.63442	0	0
13 Lead, kg	X.13 0	0	0	-44	-44
14 MMT, kg	X.14 0	0	0	-23	-23

Table 1 - COMPONENT PROPERTIES

19-Aug-95

Corr.1 Alt.2bis

14:25

Component	API Gravity	RVP, psia	Sulfur Wt Pct	Olefin Vol Pct	Aromatic Vol Pct	Mercaptan	
						Benzene Vol Pct	Sulfur Wt Pct
1 MTBE	57.3	9.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
2 n-Butano	110.9	52.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
3 Gas.primaria	59.1	3.30	0.0990	11.55	8.00	2.80	0.0000
4 Isomerado	90.3	16.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
5 Alquilado	62.6	4.50	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
6 FCC Gasolina	57.7	7.30	0.1880	25.00	29.20	0.00	0.0000
7 Reformado	45.6	4.40	0.0000	0.70	62.60	4.80	0.0000
8 G de Hidrode	79.0	7.70	0.0000	0.80	2.00	2.00	0.0000
9 Rafinado	27.5	4.40	0.0000	0.00	7.00	0.00	0.0000
10 Aromaticos	31.9	1.34	0.0000	1.00	93.00	0.00	0.0000
FINAL BLEND	1.0	0.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000

Component	RON	RON	MON	MON	Lead,	Oxygen	Oxygenate
	Clear	Leaded	Clear	Leaded	g per gallon	wt pct	Vol Pct
1 MTBE	118.0	120.0	101.0	101.0	3.170	18.00	100.00
2 n-Butano	92.5	102.0	88.0	97.5	3.170	0.00	0.00
3 Gas.primaria	51.8	66.2	49.6	64.2	3.170	0.00	0.00
4 Isomerado	82.2	98.7	79.7	97.5	3.170	0.00	0.00
5 Alquilado	93.2	105.4	93.2	105.4	3.170	0.00	0.00
6 FCC Gasolina	91.1	95.3	80.9	86.5	3.170	0.00	0.00
7 Reformado	97.9	103.2	87.2	92.5	3.170	0.00	0.00
8 G de Hidrode	82.8	98.9	82.4	98.2	3.170	0.00	0.00
9 Rafinado	72.0	88.3	70.0	87.6	3.170	0.00	0.00
10 Aromaticos	105.4	105.3	94.1	96.1	3.170	0.00	0.00
FINAL BLEND	0.0	0.0	0.0	0.0	3.000	0.00	0.00

ASTM D 86 Distillation, deg. F

Component	IBP	10 %	30 %	50 %	70 %	90 %	EP
1 MTBE	123	129	130	131	133	136	166
2 n-Butano	25	29	32	34	36	39	42
3 Gas.primaria	168	186	222	257	293	329	347
4 Isomerado	84	95	103	108	120	138	162
5 Alquilado	84	126	188	220	238	313	397
6 FCC Gasolina	107	132	183	234	285	336	362
7 Reformado	113	144	205	235	280	338	401
8 G de Hidrode	90	105	117	125	139	160	180
9 Rafinado	84	136	188	220	238	313	397
10 Aromaticos	160	224	264	307	330	385	450
FINAL BLEND	NA	ERR	ERR	ERR	ERR	ERR	0

Table 2 - BLEND COMPOSITION, QUALITY & COST

19-Aug-95

Corr.1 Alt.2bis

14:26

Component	Price \$/bbl	Volume, Barrels			Volume Percent	Weight Percent	Imputed Value \$/bbl
		Minimum	Maximum	Sol'n			
1 MTBE	31.68	0	830	0	0.00	0.00	31.68
2 n-Butano	10.00	0	1,284	0	0.00	0.00	10.00
3 Gas.primaria	13.85	0	4,226	0	0.00	0.00	13.85
4 Isomerado	19.66	0	0	0	0.00	0.00	17.45
5 Alquilado	21.60	0	3,260	0	0.00	0.00	21.60
6 FCC Gasolina	16.91	0	12,946	0	0.00	0.00	16.91
7 Reformado	17.00	0	13,353	0	0.00	0.00	17.00
8 G de Hidrodes	20.20	0	701	0	0.00	0.00	20.20
9 Rafinado	13.34	0	0	0	0.00	0.00	16.57
10 Aromaticos	24.25	0	0	0	0.00	0.00	6.44
Final Blend	23.35	0	16,600	0	0.00	0.00	23.35

Antiknock Prices: Lead, \$/kg Pb = 44.00 MMT, \$/kg Mn = 23.00

Quality Description	Specification		Sol'n Value	Spec. Binding
	Minimum	Maximum		
Research Octane Number (RON)	92.0	-	0.0	YES
Motor Octane Number (MON)	82.0	-	0.0	YES
(RON + MON)/2	87.0	-	0.0	YES
API Gravity	40.0	60.0	1.0	YES
Sulfur content, wt. pct.	0.0000	0.1500	0.0000	YES
Mercaptan sulfur, wt. pct.	0.0000	0.0000	0.0000	YES
Reid vapor pressure, psia	7.00	9.50	0.00	YES
Percent evaporated at 160.0 F	10.0	35.0	0.0	YES
Percent evaporated at 210.0 F	39.0	57.0	0.0	YES
Percent evaporated at 230.0 F	49.0	100.0	0.0	YES
Percent evaporated at 330.0 F	84.0	100.0	0.0	YES
End Point, deg. F	-	359.0	0.0	YES
Olefins, volume percent	0.00	20.00	0.0	YES
Aromatics, volume percent	0.00	40.00	0.0	YES
Benzene, volume percent	0.00	5.00	0.0	YES
Oxygenates, volume percent	0.00	5.00	0.0	YES
Oxygen, weight percent	2.00	100.00	0.00	YES
Lead Antiknock, g Pb/gallon	0.000	0.000	0.000	YES
MMT Antiknock, g Mn/gallon	0.000	0.000	0.000	YES

ECONOMIC SUMMARY

	\$/bbl	\$/ton	\$/cum	\$/gal
Revenues	23.35	ERR	146.86	0.556
Blendstock Cost	0.00	ERR	0.00	0.000
Gross Margin	23.35	ERR	146.86	0.556
Lead Antiknock	0.00	ERR	0.00	0.000
MMT Antiknock	0.00	ERR	0.00	0.000
Net Margin	23.35	ERR	146.86	0.556

Problem Name MG Objective Function = 0
 Solution Status MAXIMUM
 Date 08-19-95
 Time 14:25:05
 Constraints 27
 Nonslack Variables 14

	Dual	RHS	Usage	Slack
Constraints	Values			Values
RETURN				
1 Volume, bbls	Y.1 -17.870	0	0	0
2 Tons	Y.2 174.267	0	0	0
3 Sp. Gr. (min)	Y.3 0	0	0	0
4 Sp. Gr. (max)	Y.4 0	0	0	0
5 Sulfur (max)	Y.5 0	0	0	0
6 Mercaptan S	Y.6 0	0	0	0
7 RVP (min)	Y.7 0	0	0	0
8 RVP (max)	Y.8 0.09056	0	0	0
9 RON (min)	Y.9 -0.0588	0	0	0
10 MON (min)	Y.10 0	0	0	0
11 (R+M)/2 (min)	Y.11 0	0	0	0
12 % Evap @ T1 min	Y.12 0	0	0	0
13 % Evap @ T1 max	Y.13 0.24937	0	0	0
14 % Evap @ T2 min	Y.14 0	0	0	0
15 % Evap @ T2 max	Y.15 0	0	0	0
16 % Evap @ T3 min	Y.16 -0.3955	0	0	0
17 % Evap @ T3 max	Y.17 0	0	0	0
18 % Evap @ T4 min	Y.18 0	0	0	0
19 % Evap @ T4 max	Y.19 0	0	0	0
20 End Point (max)	Y.20 0	0	0	0
21 Aromatics (max)	Y.21 0.01171	0	0	0
22 Olefins (max)	Y.22 0	0	0	0
23 Benzene (max)	Y.23 0	0	0	0
24 Oxygenate (max)	Y.24 1.72124	0	0	0
25 Oxygen (min)	Y.25 -87.133	0	0	0
26 Lead Antiknock	Y.26 44	0	0	0
27 MMT Antiknock	Y.27 23	0	0	0

Variables	Primal Values	Lower Bounds	Upper Bounds	Objective Row	Imputed Values
1 Component 1	X.1 0	0	0.83	-31.68	-31.68
2 Component 2	X.2 0	0	1.284	-10	-10
3 Component 3	X.3 0	0	4.226	-13.85	-13.85
4 Component 4	X.4 0	0	0	-19.66	-17.4491
5 Component 5	X.5 0	0	3.26	-21.6	-21.6
6 Component 6	X.6 0	0	12.946	-16.91	-16.91
7 Component 7	X.7 0	0	13.353	-17	-17
8 Component 8	X.8 0	0	0.701	-20.2	-20.2
9 Component 9	X.9 0	0	0	-13.34	-16.5706
10 Component 10	X.10 0	0	0	-24.25	-6.44348
11 Total Barrels	X.11 0	0	16.6	23.35	23.35
12 Total Tons	X.12 0	0	2.63442	0	0
13 Lead, kg	X.13 0	0	0	-44	-44
14 MMT, kg	X.14 0	0	0	-23	-23

Table 1 - COMPONENT PROPERTIES

19-Aug-95

Corrida 2

14:11

Component	API Gravity	RVP, psia	Sulfur Wt Pct	Olefin Vol Pct	Aromatic Vol Pct	Mercaptan	
						Benzene Vol Pct	Sulfur Wt Pct
1 MTBE	57.3	9.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
2 n-Butano	110.9	52.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
3 Gas primaria	59.1	3.30	0.0990	11.55	8.00	2.80	0.0000
4 Isomerado	90.3	16.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
5 Alquilado	62.6	4.50	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
6 FCC Gasolina	57.7	7.30	0.1880	25.00	29.20	0.00	0.0000
7 Reformado	45.6	4.40	0.0000	0.70	62.60	4.80	0.0000
8 G de Hidrode	79.0	7.70	0.0000	0.80	2.00	2.00	0.0000
9 Rafinado	27.5	4.40	0.0000	0.00	7.00	0.00	0.0000
10 Aromaticos	31.9	1.34	0.0000	1.00	93.00	0.00	0.0000
FINAL BLEND	68.9	9.34	0.0718	9.11	29.89	1.89	0.0000

Component	RON Clear	RON Lead	MON Clear	MON Lead	Lead, g per gallon	Oxygen wt pct	Oxygenate
							Vol Pct
1 MTBE	118.0	120.0	101.0	101.0	3.170	18.00	100.00
2 n-Butano	92.5	102.0	88.0	97.5	3.170	0.00	0.00
3 Gas primaria	51.8	66.2	49.6	64.2	3.170	0.00	0.00
4 Isomerado	82.2	98.7	79.7	97.5	3.170	0.00	0.00
5 Alquilado	93.2	105.4	93.2	105.4	3.170	0.00	0.00
6 FCC Gasolina	91.1	95.3	80.9	86.5	3.170	0.00	0.00
7 Reformado	97.9	103.2	87.2	92.5	3.170	0.00	0.00
8 G de Hidrode	82.8	98.9	82.4	98.2	3.170	0.00	0.00
9 Rafinado	72.0	88.3	70.0	87.6	3.170	0.00	0.00
10 Aromaticos	105.4	105.3	94.1	96.1	3.170	0.00	0.00
FINAL BLEND	85.0	91.4	77.3	84.1	3.000	0.76	3.97

ASTM D 86 Distillation, deg. F

Component	IBP	10 %	30 %	50 %	70 %	90 %	EP
1 MTBE	123	129	130	131	133	136	166
2 n-Butano	25	29	32	34	36	39	42
3 Gas primaria	168	186	222	257	293	329	347
4 Isomerado	84	95	103	108	120	138	162
5 Alquilado	84	126	188	220	238	313	397
6 FCC Gasolina	107	132	183	234	285	336	362
7 Reformado	113	144	205	235	280	338	401
8 G de Hidrode	90	105	117	125	139	160	180
9 Rafinado	84	136	188	220	238	313	397
10 Aromaticos	160	224	264	307	330	385	450
FINAL BLEND	NA	120	160	169	282	353	359

Table 2 - BLEND COMPOSITION, QUALITY & COST

19-Aug-95

Corrida 2

14:12

Component	Price \$/bbl	Volume, Barrels			Volume Percent	Weight Percent	Imputed Value \$/bbl
		Minimum	Maximum	Sol'n			
1 MTBE	26.15	415	830	830	3.97	4.22	30.18
2 n-Butano	10.00	642	1,284	1,284	6.14	5.08	-2.15
3 Gas. primaria	14.65	2,113	4,226	2,113	10.11	10.63	21.91
4 Isomerado	19.66	0	0	0	0.00	0.00	22.13
5 Alquilado	21.60	1,630	3,260	1,630	7.80	8.06	26.07
6 FCC Gasolina	16.91	6,433	12,946	6,433	30.78	32.61	23.60
7 Reformado	17.00	6,686	13,353	6,686	31.99	36.21	27.69
8 G de Hidrodes	20.20	350	701	701	3.35	3.19	18.30
9 Rafinado	13.34	0	0	0	0.00	0.00	26.13
10 Aromaticos	24.25	0	0	0	0.00	0.00	37.43
Final Blend	23.35	16,599	36,600	20,899	94.15	100.00	23.35

Antiknock Prices: Lead, \$/kg Pb = 44.00 MMT, \$/kg Mn = 23.00

Quality Description	Specification		Sol'n Value	Spec. Binding
	Minimum	Maximum		
Research Octane Number (RON)	90.0	-	86.1	YES
Motor Octane Number (MON)	82.0	-	77.8	YES
(RON + MON)/2	87.0	-	82.0	YES
API Gravity	40.0	60.0	68.9	YES
Sulfur content, wt. pct.	0.0000	0.1500	0.0718	NO
Mercaptan sulfur, wt. pct.	0.0000	0.0000	0.0000	YES
Reid vapor pressure, psia	7.00	9.50	9.34	NO
Percent evaporated at 160.0 F	10.0	35.0	26.1	NO
Percent evaporated at 210.0 F	39.0	57.0	42.4	NO
Percent evaporated at 230.0 F	49.0	100.0	51.6	NO
Percent evaporated at 330.0 F	84.0	100.0	84.7	NO
End Point, deg. F	-	359.0	359.0	YES
Olefins, volume percent	0.00	20.00	9.1	NO
Aromatics, volume percent	0.00	40.00	29.9	NO
Benzene, volume percent	0.00	5.00	1.9	NO
Oxygenates, volume percent	0.00	5.00	4.0	NO
Oxygen, weight percent	0.00	100.00	0.76	NO
Lead Antiknock, g Pb/gallon	0.000	0.000	0.000	YES
MMT Antiknock, g Mn/gallon	0.000	0.000	0.000	YES

ECONOMIC SUMMARY

	\$/bbl	\$/ton	\$/cum	\$/gal
Revenues	23.35	209.08	146.86	0.556
Blendstock Cost	16.14	144.52	101.52	0.384
Gross Margin	7.21	64.56	45.35	0.172
Lead Antiknock	0.00	0.00	0.00	0.000
MMT Antiknock	0.00	0.00	0.00	0.000
Net Margin	7.21	64.56	45.35	0.172

Problem Name MG Objective Function = 150.6812
 Solution Status INFEASIBLE
 Date 08-19-95
 Time 14:09:16
 Constraints 27
 Nonslack Variables 14

	Constraints	Dual Values	RHS	Usage	Slack Values
RETURN					
1	Volume, bbls	Y.1	0	-1.2220	0
2	Tons	Y.2	0	0	0
3	Sp. Gr. (min)	Y.3	0	-0.6891	0
4	Sp. Gr. (max)	Y.4	0	-2.4899	2.489972
5	Sulfur (max)	Y.5	0	-0.1824	0.182439
6	Mercaptan S	Y.6	0	0	0
7	RVP (min)	Y.7	0	103.149	103.1491
8	RVP (max)	Y.8	0	-7.4488	7.448811
9	RON (min)	Y.9	0	-81.785	0
10	MON (min)	Y.10	0	-88.426	0
11	(R+M)/2 (min)	Y.11	0	-105.16	0
12	% Evap @ T1 min	Y.12	0	335.547	335.5478
13	% Evap @ T1 max	Y.13	0	-186.92	186.9291
14	% Evap @ T2 min	Y.14	0	71.0045	71.00451
15	% Evap @ T2 max	Y.15	0	-305.17	305.1789
16	% Evap @ T3 min	Y.16	0	53.6865	53.68658
17	% Evap @ T3 max	Y.17	0	-1012.1	1012.166
18	% Evap @ T4 min	Y.18	0	14.4622	14.46223
19	% Evap @ T4 max	Y.19	0	-319.92	319.9230
20	End Point (max)	Y.20	-0.0650	0	0
21	Aromatics (max)	Y.21	0	-211.27	211.2700
22	Olefins (max)	Y.22	0	-227.51	227.5104
23	Benzene (max)	Y.23	0	-65.084	65.08420
24	Oxygenate (max)	Y.24	0	-21.495	21.49540
25	Oxygen (min)	Y.25	0	1.77127	1.771271
26	Lead Antiknock	Y.26	44	0.00000	0
27	MMT Antiknock	Y.27	23	0.00000	0

	Variables	Primal Values	Lower Bounds	Upper Bounds	Objective Row	Imputed Values	
1	Component 1	X.1	0.83	0.415	0.83	-26.15	-30.1792
2	Component 2	X.2	1.284	0.642	1.284	-10	2.146724
3	Component 3	X.3	2.113	2.113	4.226	-14.65	-21.9060
4	Component 4	X.4	0	0	0	-19.66	-22.1272
5	Component 5	X.5	1.63	1.63	3.26	-21.6	-26.0687
6	Component 6	X.6	6.433	6.433	12.946	-16.91	-23.5971
7	Component 7	X.7	6.686	6.686	13.353	-17	-27.6882
8	Component 8	X.8	0.701	0.35	0.701	-20.2	-18.2988
9	Component 9	X.9	0	0	0	-13.34	-26.1272
10	Component 10	X.10	0	0	0	-24.25	-37.4315
11	Total Barrels	X.11	20.8990	16.599	36.6	23.35	23.35
12	Total Tons	X.12	2.33405	0	5.80842	0	0
13	Lead, kg	X.13	0	0		-44	-44
14	MMT, kg	X.14	0	0		-23	-23

Table 1 - COMPONENT PROPERTIES

19-Aug-95

Corrida 3

13:52

Component	API Gravity	RVP, psia	Sulfur Wt Pct	Olefin Vol Pct	Aromatic Vol Pct	Benzene Vol Pct	Mercaptan
							Sulfur Wt Pct
1 MTBE	57.3	9.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
2 n-Butano	110.9	52.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
3 Gas.primaria	59.1	3.30	0.0990	11.55	8.00	2.80	0.0000
4 Isomerado	90.3	16.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
5 Alquilado	62.6	4.50	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
6 FCC Gasolina	57.7	7.30	0.1880	25.00	29.20	0.00	0.0000
7 Reformado	45.6	4.40	0.0000	0.70	62.60	4.80	0.0000
8 G de Hidrode	79.0	7.70	0.0000	0.80	2.00	2.00	0.0000
9 Rafinado	27.5	4.40	0.0000	0.00	7.00	0.00	0.0000
10 Aromaticos	31.9	1.34	0.0000	1.00	93.00	0.00	0.0000
FINAL BLEND	59.5	9.38	0.1500	19.59	25.68	0.75	0.0000

Component	RON Clear	RON Leaded	MON Clear	MON Leaded	Lead, g per gallon	Oxygen wt pct	Oxygenate
							Vol Pct
1 MTBE	118.0	120.0	101.0	101.0	3.170	18.00	100.00
2 n-Butano	92.5	102.0	88.0	97.5	3.170	0.00	0.00
3 Gas.primaria	51.8	66.2	49.6	64.2	3.170	0.00	0.00
4 Isomerado	82.2	98.7	79.7	97.5	3.170	0.00	0.00
5 Alquilado	93.2	105.4	93.2	105.4	3.170	0.00	0.00
6 FCC Gasolina	91.1	95.3	80.9	86.5	3.170	0.00	0.00
7 Reformado	97.9	103.2	87.2	92.5	3.170	0.00	0.00
8 G de Hidrode	82.8	98.9	82.4	98.2	3.170	0.00	0.00
9 Rafinado	72.0	88.3	70.0	87.6	3.170	0.00	0.00
10 Aromaticos	105.4	105.3	94.1	96.1	3.170	0.00	0.00
FINAL BLEND	85.7	91.8	77.1	84.3	3.000	0.17	0.92

ASTM D 86 Distillation, deg. F

Component	IBP	10 %	30 %	50 %	70 %	90 %	EP
1 MTBE	123	129	130	131	133	136	166
2 n-Butano	25	29	32	34	36	39	42
3 Gas.primaria	168	186	222	257	293	329	347
4 Isomerado	84	95	103	108	120	138	162
5 Alquilado	84	126	188	220	238	313	397
6 FCC Gasolina	107	132	183	234	285	336	362
7 Reformado	113	144	205	235	280	338	401
8 G de Hidrode	90	105	117	125	139	160	180
9 Rafinado	84	136	188	220	238	313	397
10 Aromaticos	160	224	264	307	330	385	450
FINAL BLEND	NA	122	159	164	168	334	359

Table 2 - BLEND COMPOSITION, QUALITY & COST

19-Aug-95

Corrida 3

13:53

Component	Price \$/bbl	Volume, Barrels			Volume Sol'n	Weight Percent	Imputed Value \$/bbl
		Minimum	Maximum	Percent			
1 MTBE	26.15	0	830	259	0.92	0.93	26.15
2 n-Butano	10.00	0	1,284	1,284	4.57	3.60	-6.12
3 Gas primaria	14.65	0	4,226	4,226	15.04	15.07	3.01
4 Isomerado	19.66	0	0	0	0.00	0.00	26.13
5 Alquilado	21.60	0	3,260	0	0.00	0.00	19.44
6 FCC Gasolina	16.91	0	20,000	20,000	71.16	71.85	10.88
7 Reformado	17.00	0	20,000	1,637	5.82	6.28	17.00
8 G de Hidrodes	20.20	0	701	701	2.49	2.26	14.26
9 Rafinado	13.34	0	0	0	0.00	0.00	19.46
10 Aromaticos	24.25	0	0	0	0.00	0.00	2.62
Final Blend	23.35	16,600	49,600	28,107	100.00	100.00	23.35

Antiknock Prices: Lead, \$/kg Pb = 44.00 MMT, \$/kg Mn = 23.00

Quality Description	Specification		Sol'n Value	Spec. Binding
	Minimum	Maximum		
Research Octane Number (RON)	85.0	-	87.3	NO
Motor Octane Number (MON)	77.0	-	78.4	NO
(RON + MON)/2	81.0	-	82.9	NO
API Gravity	40.0	68.0	59.5	NO
Sulfur content, wt. pct.	0.0000	0.1500	0.1500	YES
Mercaptan sulfur, wt. pct.	0.0000	0.0000	0.0000	YES
Reid vapor pressure, psia	7.00	9.50	9.38	NO
Percent evaporated at 160.0 F	10.0	35.0	23.5	NO
Percent evaporated at 210.0 F	39.0	57.0	42.3	NO
Percent evaporated at 230.0 F	49.0	100.0	50.4	NO
Percent evaporated at 330.0 F	84.0	100.0	89.0	NO
End Point, deg. F	-	359.0	359.0	YES
Olefins, volume percent	0.00	20.00	19.6	NO
Aromatics, volume percent	0.00	40.00	25.7	NO
Benzene, volume percent	0.00	5.00	0.8	NO
Oxygenates, volume percent	0.00	5.00	0.9	NO
Oxygen, weight percent	0.00	100.00	0.17	NO
Lead Antiknock, g Pb/gallon	0.000	0.000	0.000	YES
MMT Antiknock, g Mn/gallon	0.000	0.000	0.000	YES

ECONOMIC SUMMARY

	\$/bbl	\$/ton	\$/cum	\$/gal
Revenues	23.35	199.27	146.86	0.556
Blendstock Cost	16.43	140.19	103.32	0.391
Gross Margin	6.92	59.08	43.54	0.165
Lead Antiknock	0.00	0.00	0.00	0.000
MMT Antiknock	0.00	0.00	0.00	0.000
Net Margin	6.92	59.08	43.54	0.165

Problem Name MG Objective Function = 194.5862
 Solution Status MAXIMUM
 Date 08-19-95
 Time 13:51:09
 Constraints 27
 Nonslack Variables 14

	Constraints	Dual Values	RHS	Usage	Slack Values
RETURN					
1	Volume, bbls	Y.1 -58.954	0	0	0
2	Tons	Y.2 -0.5287	0	0	0
3	Sp. Gr. (min)	Y.3 0	0	0.88269	0.882698
4	Sp. Gr. (max)	Y.4 0	0	-2.3720	2.372050
5	Sulfur (max)	Y.5 3.52478	0	0	0
6	Mercaptan S	Y.6 0	0	0	0
7	RVP (min)	Y.7 0	0	141.506	141.5065
8	RVP (max)	Y.8 0	0	-7.2341	7.234198
9	RON (min)	Y.9 0	0	67.8847	67.88474
10	MON (min)	Y.10 0	0	45.0674	45.06742
11	(R+M)/2 (min)	Y.11 0	0	57.7692	57.76923
12	% Evap @ T1 min	Y.12 0	0	380.488	380.4882
13	% Evap @ T1 max	Y.13 0	0	-322.17	322.1795
14	% Evap @ T2 min	Y.14 0	0	93.1632	93.16322
15	% Evap @ T2 max	Y.15 0	0	-412.75	412.7576
16	% Evap @ T3 min	Y.16 0	0	38.2339	38.23393
17	% Evap @ T3 max	Y.17 0	0	-1395.2	1395.208
18	% Evap @ T4 min	Y.18 0	0	141.925	141.9258
19	% Evap @ T4 max	Y.19 0	0	-307.78	307.7815
20	End Point (max)	Y.20 0.09917	0	-5E-11	0
21	Aromatics (max)	Y.21 0	0	-402.58	402.5822
22	Olefins (max)	Y.22 0	0	-11.617	11.61729
23	Benzene (max)	Y.23 0	0	-119.44	119.4411
24	Oxygenate (max)	Y.24 0	0	-114.66	114.6623
25	Oxygen (min)	Y.25 0	0	0.55210	0.552108
26	Lead Antiknock	Y.26 44	0	0.00000	0
27	MMT Antiknock	Y.27 23	0	0.00000	0

	Variables	Primal Values	Lower Bounds	Upper Bounds	Objective Row	Imputed Values
1	Component 1	X.1 0.25871	0	0.83	-26.15	-26.15
2	Component 2	X.2 1.284	0	1.284	-10	6.116312
3	Component 3	X.3 4.226	0	4.226	-14.65	-3.01304
4	Component 4	X.4 0	0	0	-19.66	-26.1307
5	Component 5	X.5 0	0	3.26	-21.6	-19.4438
6	Component 6	X.6 20	0	20	-16.91	-10.8825
7	Component 7	X.7 1.63700	0	20	-17	-17
8	Component 8	X.8 0.701	0	0.701	-20.2	-14.2564
9	Component 9	X.9 0	0	0	-13.34	-19.4573
10	Component 10	X.10 0	0	0	-24.25	-2.62476
11	Total Barrels	X.11 28.1067	16.6	49.6	23.35	23.35
12	Total Tons	X.12 3.29353	0	7.87152	0	0
13	Lead, kg	X.13 0	0	0	-44	-44
14	MMT, kg	X.14 0	0	0	-23	-23

Table 1 - COMPONENT PROPERTIES

19-Aug-95

Corr.4 Alt.1

13:27

Component	API Gravity	RVP, psia	Sulfur Wt Pct	Olefin Vol Pct	Aromatic Vol Pct	Mercaptan	
						Benzene Vol Pct	Sulfur Wt Pct
1 MTBE	57.3	9.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
2 n-Butano	110.9	52.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
3 Gas.primaria	59.1	3.30	0.0990	11.55	8.00	2.80	0.0000
4 Isomerado	90.3	16.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
5 Alquilado	62.6	4.50	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
6 FCC Gasolina	57.7	7.30	0.1880	25.00	29.20	0.00	0.0000
7 Reformado	45.6	4.40	0.0000	0.70	62.60	4.80	0.0000
8 G de Hidrode	79.0	7.70	0.0000	0.80	2.00	2.00	0.0000
9 Rafinado	27.5	4.40	0.0000	0.00	7.00	0.00	0.0000
10 Aromaticos	31.9	1.34	0.0000	1.00	93.00	0.00	0.0000
FINAL BLEND	59.1	9.50	0.1189	15.59	22.88	0.84	0.0000

Component	RON		MON		Lead, g per gallon	Oxygen wt pct	Oxygenate Vol Pct
	Clear	Leaded	Clear	Leaded			
1 MTBE	118.0	120.0	101.0	101.0	3.170	18.00	100.00
2 n-Butano	92.5	102.0	88.0	97.5	3.170	0.00	0.00
3 Gas.primaria	51.8	66.2	49.6	64.2	3.170	0.00	0.00
4 Isomerado	82.2	98.7	79.7	97.5	3.170	0.00	0.00
5 Alquilado	93.2	105.4	93.2	105.4	3.170	0.00	0.00
6 FCC Gasolina	91.1	95.3	80.9	86.5	3.170	0.00	0.00
7 Reformado	97.9	103.2	87.2	92.5	3.170	0.00	0.00
8 G de Hidrode	82.8	98.9	82.4	98.2	3.170	0.00	0.00
9 Rafinado	72.0	88.3	70.0	87.6	3.170	0.00	0.00
10 Aromaticos	105.4	105.3	94.1	96.1	3.170	0.00	0.00
FINAL BLEND	90.5	96.2	80.8	87.0	3.000	2.73	15.00

ASTM D 86 Distillation, deg. F

Component	IBP	10 %	30 %	50 %	70 %	90 %	EP
1 MTBE	123	129	130	131	133	136	166
2 n-Butano	25	29	32	34	36	39	42
3 Gas.primaria	168	186	222	257	293	329	347
4 Isomerado	84	95	103	108	120	138	162
5 Alquilado	84	126	188	220	238	313	397
6 FCC Gasolina	107	132	183	234	285	336	362
7 Reformado	113	144	205	235	280	338	401
8 G de Hidrode	90	105	117	125	139	160	180
9 Rafinado	84	136	188	220	238	313	397
10 Aromaticos	160	224	264	307	330	385	450
FINAL BLEND	NA	123	145	162	167	329	359

Table 2 - BLEND COMPOSITION, QUALITY & COST

19-Aug-95

Corr.4 Alt.1

13:27

Component	Price \$/bbl	Volume, Barrels			Volume Percent	Weight Percent	Imputed Value \$/bbl
		Minimum	Maximum	Sol'n			
1 MTBE	31.68	0	5,490	3,464	15.00	15.14	31.68
2 n-Butano	10.00	0	1,284	1,009	4.37	3.43	10.00
3 Gas primaria	13.85	0	4,226	2,974	12.88	12.88	13.85
4 Isomerado	19.66	0	0	0	0.00	0.00	21.99
5 Alquilado	21.60	0	3,260	0	0.00	0.00	21.22
6 FCC Gasolina	16.91	0	12,946	12,946	56.06	56.48	8.61
7 Reformado	17.00	0	13,353	1,998	8.65	9.31	17.00
8 G de Hidrodes	20.20	0	701	701	3.04	2.75	14.86
9 Rafinado	13.34	0	0	0	0.00	0.00	12.06
10 Aromaticos	24.25	0	0	0	0.00	0.00	-6.13
Final Blend	23.35	0	36,600	23,092	100.00	100.00	23.35

Antiknock Prices: Lead, \$/kg Pb = 44.00 MMT, \$/kg Mn = 23.00

Quality Description	Specification		Sol'n Value	Spec. Binding
	Minimum	Maximum		
Research Octane Number (RON)	92.0	-	91.9	YES
Motor Octane Number (MON)	82.0	-	82.0	NO
(RON + MON)/2	87.0	-	87.0	NO
API Gravity	40.0	60.0	59.1	NO
Sulfur content, wt. pct.	0.0000	0.1500	0.1189	NO
Mercaptan sulfur, wt. pct.	0.0000	0.0000	0.0000	YES
Reid vapor pressure, psia	7.00	9.50	9.50	YES
Percent evaporated at 160.0 F	10.0	35.0	34.9	NO
Percent evaporated at 210.0 F	39.0	57.0	51.0	NO
Percent evaporated at 230.0 F	49.0	100.0	58.0	NO
Percent evaporated at 330.0 F	84.0	100.0	90.8	NO
End Point, deg. F	-	359.0	359.0	YES
Olefins, volume percent	0.00	20.00	15.6	NO
Aromatics, volume percent	0.00	40.00	22.9	NO
Benzene, volume percent	0.00	5.00	0.8	NO
Oxygenates, volume percent	0.00	15.00	15.0	YES
Oxygen, weight percent	2.00	100.00	2.73	NO
Lead Antiknock, g Pb/gallon	0.000	0.000	0.000	YES
MMT Antiknock, g Mn/gallon	0.000	0.000	0.000	YES

ECONOMIC SUMMARY

	\$/bbl	\$/ton	\$/cum	\$/gal
Revenues	23.35	198.81	146.86	0.556
Blendstock Cost	18.54	157.83	116.59	0.441
Gross Margin	4.81	40.98	30.27	0.115
Lead Antiknock	0.00	0.00	0.00	0.000
MMT Antiknock	0.00	0.00	0.00	0.000
Net Margin	4.81	40.98	30.27	0.115

Problem Name MG Objective Function = 111.1386
 Solution Status MAXIMUM
 Date 08-19-95
 Time 13:25:11
 Constraints 27
 Nonslack Variables 14

		Dual	RHS	Usage	Slack
	Constraints	Values			Values
RETURN					
1	Volume, bbls	Y.1 -54.127	0	0	0
2	Tons	Y.2 1E-12	0	0	0
3	Sp. Gr. (min)	Y.3 0	0	0.08012	0.080122
4	Sp. Gr. (max)	Y.4 0	0	-1.9097	1.909727
5	Sulfur (max)	Y.5 0	0	-0.0842	0.084255
6	Mercaptan S	Y.6 0	0	0	0
7	RVP (min)	Y.7 0	0	122.204	122.2043
8	RVP (max)	Y.8 0.15538	0	1E-11	0
9	RON (min)	Y.9 -0.5871	0	6E-12	0
10	MON (min)	Y.10 0	0	2.34562	2.345627
11	(R+M)/2 (min)	Y.11 0	0	1.27273	1.272730
12	% Evap @ T1 min	Y.12 0	0	574.747	574.7475
13	% Evap @ T1 max	Y.13 0	0	-2.5594	2.559477
14	% Evap @ T2 min	Y.14 0	0	278.224	278.2248
15	% Evap @ T2 max	Y.15 0	0	-137.43	137.4362
16	% Evap @ T3 min	Y.16 0	0	208.889	208.8896
17	% Evap @ T3 max	Y.17 0	0	-968.81	968.8167
18	% Evap @ T4 min	Y.18 0	0	156.015	156.0155
19	% Evap @ T4 max	Y.19 0	0	-213.46	213.4609
20	End Point (max)	Y.20 0.22370	0	4E-12	0
21	Aromatics (max)	Y.21 0	0	-395.37	395.3742
22	Olefins (max)	Y.22 0	0	-101.88	101.8807
23	Benzene (max)	Y.23 0	0	-96.138	96.13884
24	Oxygenate (max)	Y.24 0.12649	0	-2E-11	0
25	Oxygen (min)	Y.25 0	0	1.96779	1.967790
26	Lead Antiknock	Y.26 44	0	0.00000	0
27	MMT Antiknock	Y.27 23	0	0.00000	0

		Primal	Lower	Upper	Objective	Imputed
	Variables	Values	Bounds	Bounds	Row	Values
1	Component 1	X.1 3.46384	0	5.49	-31.68	-31.68
2	Component 2	X.2 1.00862	0	1.284	-10	-10
3	Component 3	X.3 2.97447	0	4.226	-13.85	-13.85
4	Component 4	X.4 0	0	0	-19.66	-21.9917
5	Component 5	X.5 0	0	3.26	-21.6	-21.2224
6	Component 6	X.6 12.946	0	12.946	-16.91	-8.61443
7	Component 7	X.7 1.99833	0	13.353	-17	-17
8	Component 8	X.8 0.701	0	0.701	-20.2	-14.8586
9	Component 9	X.9 0	0	0	-13.34	-12.0598
10	Component 10	X.10 0	0	0	-24.25	6.133830
11	Total Barrels	X.11 23.0922	0	36.6	23.35	23.35
12	Total Tons	X.12 2.71213	0	5.80842	0	-1.1E-12
13	Lead, kg	X.13 0	0	0	-44	-44
14	MMT, kg	X.14 0	0	0	-23	-23

Table 1 - COMPONENT PROPERTIES

19-Aug-95

Corr.4 Alt.2

13:40

Component	API Gravity	RVP, psia	Sulfur Wt Pct	Olefin Vol Pct	Aromatic Vol Pct	Benzene Vol Pct	Mercaptan
							Sulfur Wt Pct
1 MTBE	57.3	9.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
2 n-Butano	110.9	52.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
3 Gas.primaria	59.1	3.30	0.0990	11.55	8.00	2.80	0.0000
4 Isomerado	90.3	16.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
5 Alquilado	62.6	4.50	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
6 FCC Gasolina	57.7	7.30	0.1880	25.00	29.20	0.00	0.0000
7 Reformado	45.6	4.40	0.0000	0.70	62.60	4.80	0.0000
8 G de Hidrode	79.0	7.70	0.0000	0.80	2.00	2.00	0.0000
9 Rafinado	27.5	4.40	0.0000	0.00	7.00	0.00	0.0000
10 Aromaticos	31.9	1.34	0.0000	1.00	93.00	0.00	0.0000
FINAL BLEND	58.7	9.15	0.1230	16.17	23.56	0.80	0.0000

Component	RON Clear	RON Leaded	MON Clear	MON Leaded	Lead, g per gallon	Oxygen wt pct	Oxygenate
							Vol Pct
1 MTBE	118.0	120.0	101.0	101.0	3.170	18.00	100.00
2 n-Butano	92.5	102.0	88.0	97.5	3.170	0.00	0.00
3 Gas.primaria	51.8	66.2	49.6	64.2	3.170	0.00	0.00
4 Isomerado	82.2	98.7	79.7	97.5	3.170	0.00	0.00
5 Alquilado	93.2	105.4	93.2	105.4	3.170	0.00	0.00
6 FCC Gasolina	91.1	95.3	80.9	86.5	3.170	0.00	0.00
7 Reformado	97.9	103.2	87.2	92.5	3.170	0.00	0.00
8 G de Hidrode	82.8	98.9	82.4	98.2	3.170	0.00	0.00
9 Rafinado	72.0	88.3	70.0	87.6	3.170	0.00	0.00
10 Aromaticos	105.4	105.3	94.1	96.1	3.170	0.00	0.00
FINAL BLEND	90.6	96.1	80.8	86.9	3.000	2.63	14.53

ASTM D 86 Distillation, deg. F

Component	IBP	10 %	30 %	50 %	70 %	90 %	EP
1 MTBE	123	129	130	131	133	136	166
2 n-Butano	25	29	32	34	36	39	42
3 Gas.primaria	168	186	222	257	293	329	347
4 Isomerado	84	95	103	108	120	138	162
5 Alquilado	84	126	188	220	238	313	397
6 FCC Gasolina	107	132	183	234	285	336	362
7 Reformado	113	144	205	235	280	338	401
8 G de Hidrode	90	105	117	125	139	160	180
9 Rafinado	84	136	188	220	238	313	397
10 Aromaticos	160	224	264	307	330	385	450
FINAL BLEND	NA	124	149	162	167	330	359

Table 2 - BLEND COMPOSITION, QUALITY & COST

19-Aug-95

Corr.4 Alt.2

13:40

Component	Price \$/bbl	Volume, Barrels			Volume Percent	Weight Percent	Imputed Value \$/bbl
		Minimum	Maximum	Sol'n			
1 MTBE	31.68	0	5,490	4,955	14.53	14.63	31.68
2 n-Butano	10.00	0	1,284	1,284	3.76	2.95	-7.62
3 Gas.primaria	13.85	0	4,226	4,226	12.39	12.36	7.25
4 Isomerado	19.66	0	0	0	0.00	0.00	25.88
5 Alquilado	21.60	0	3,260	0	0.00	0.00	20.15
6 FCC Gasolina	16.91	0	20,000	20,000	58.64	58.93	11.37
7 Reformado	17.00	0	13,353	2,943	8.63	9.27	17.00
8 G de Hidrodes	20.20	0	701	701	2.06	1.86	13.98
9 Rafinado	13.34	0	0	0	0.00	0.00	16.13
10 Aromaticos	24.25	0	0	0	0.00	0.00	1.98
Final Blend	23.35	0	36,600	34,109	100.00	100.00	23.35

Antiknock Prices: Lead, \$/kg Pb = 44.00 MMT, \$/kg Mn = 23.00

Quality Description	Specification		Sol'n Value	Spec. Binding
	Minimum	Maximum		
Research Octane Number (RON)	92.0	-	92.0	NO
Motor Octane Number (MON)	82.0	-	82.0	YES
(RON + MON)/2	87.0	-	87.1	NO
API Gravity	40.0	60.0	58.7	NO
Sulfur content, wt. pct.	0.0000	0.1500	0.1230	NO
Mercaptan sulfur, wt. pct.	0.0000	0.0000	0.0000	YES
Reid vapor pressure, psia	7.00	9.50	9.15	NO
Percent evaporated at 160.0 F	10.0	35.0	33.5	NO
Percent evaporated at 210.0 F	39.0	57.0	49.9	NO
Percent evaporated at 230.0 F	49.0	100.0	57.1	NO
Percent evaporated at 330.0 F	84.0	100.0	90.5	NO
End Point, deg. F	-	359.0	359.0	YES
Olefins, volume percent	0.00	20.00	16.2	NO
Aromatics, volume percent	0.00	40.00	23.6	NO
Benzene, volume percent	0.00	5.00	0.8	NO
Oxygenates, volume percent	0.00	15.00	14.5	NO
Oxygen, weight percent	2.00	100.00	2.63	NO
Lead Antiknock, g Pb/gallon	0.000	0.000	0.000	YES
MMT Antiknock, g Mn/gallon	0.000	0.000	0.000	YES

ECONOMIC SUMMARY

	\$/bbl	\$/ton	\$/cum	\$/gal
Revenues	23.35	198.35	146.86	0.556
Blendstock Cost	18.49	157.08	116.31	0.440
Gross Margin	4.86	41.27	30.56	0.116
Lead Antiknock	0.00	0.00	0.00	0.000
MMT Antiknock	0.00	0.00	0.00	0.000
Net Margin	4.86	41.27	30.56	0.116

Problem Name MG Objective Function = 165.7126
 Solution Status MAXIMUM
 Date 08-19-95
 Time 13:37:37
 Constraints 27
 Nonslack Variables 14

		Dual	RHS	Usage	Slack
	Constraints	Values			Values
	RETURN				
1	Volume, bbls	Y.1	-41.931	0	-4E-12
2	Tons	Y.2	-1E-12	0	0
3	Sp. Gr. (min)	Y.3	0	0	0.17768
4	Sp. Gr. (max)	Y.4	0	0	-2.7614
5	Sulfur (max)	Y.5	0	0	-0.1082
6	Mercaptan S	Y.6	0	0	0
7	RVP (min)	Y.7	0	0	154.691
8	RVP (max)	Y.8	0	0	-25.814
9	RON (min)	Y.9	0	0	0.42107
10	MON (min)	Y.10	-0.2768	0	-0.0000
11	(R+M)/2 (min)	Y.11	0	0	1.39275
12	% Evap @ T1 min	Y.12	0	0	800.723
13	% Evap @ T1 max	Y.13	0	0	-52.005
14	% Evap @ T2 min	Y.14	0	0	372.220
15	% Evap @ T2 max	Y.15	0	0	-241.74
16	% Evap @ T3 min	Y.16	0	0	274.693
17	% Evap @ T3 max	Y.17	0	0	-1464.8
18	% Evap @ T4 min	Y.18	0	0	221.296
19	% Evap @ T4 max	Y.19	0	0	-324.45
20	End Point (max)	Y.20	0.11499	0	-0.0000
21	Aromatics (max)	Y.21	0	0	-560.90
22	Olefins (max)	Y.22	0	0	-130.75
23	Benzene (max)	Y.23	0	0	-143.18
24	Oxygenate (max)	Y.24	0	0	-16.152
25	Oxygen (min)	Y.25	0	0	2.54309
26	Lead Antiknock	Y.26	44	0	0.00000
27	MMT Antiknock	Y.27	23	0	0.00000

	Variables	Primal	Lower	Upper	Objective	Imputed
		Values	Bounds	Bounds	Row	Values
1	Component 1	X.1	4.95484	0	5.49	-31.68
2	Component 2	X.2	1.284	0	1.284	-10
3	Component 3	X.3	4.226	0	4.226	-13.85
4	Component 4	X.4	0	0	0	-19.66
5	Component 5	X.5	0	0	3.26	-21.6
6	Component 6	X.6	20	0	20	-16.91
7	Component 7	X.7	2.94331	0	13.353	-17
8	Component 8	X.8	0.701	0	0.701	-20.2
9	Component 9	X.9	0	0	0	-13.34
10	Component 10	X.10	0	0	0	-24.25
11	Total Barrels	X.11	34.1091	0	36.6	23.35
12	Total Tons	X.12	4.01542	0	5.80842	0
13	Lead, kg	X.13	0	0		-44
14	MMT, kg	X.14	0	0		-23

Table 1 - COMPONENT PROPERTIES

19-Aug-95

Corr.4 Alt.3

12:57

Component	API Gravity	RVP, psia	Sulfur Wt Pct	Olefin Vol Pct	Aromatic Vol Pct	Benzene Vol Pct	Mercaptan
							Sulfur Wt Pct
1 MTBE	57.3	9.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
2 n-Butano	110.9	52.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
3 Gas.primaria	59.1	3.30	0.0990	11.55	8.00	2.80	0.0000
4 Isomerado	90.3	16.00	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
5 Alquilado	62.6	4.50	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.0000
6 FCC Gasolina	57.7	7.30	0.1880	25.00	29.20	0.00	0.0000
7 Reformado	45.6	4.40	0.0000	0.70	62.60	4.80	0.0000
8 G de Hidrode	79.0	7.70	0.0000	0.80	2.00	2.00	0.0000
9 Rafinado	27.5	4.40	0.0000	0.00	7.00	0.00	0.0000
10 Aromaticos	31.9	1.34	0.0000	1.00	93.00	0.00	0.0000
FINAL BLEND	56.8	8.69	0.1135	15.13	28.87	1.24	0.0000

Component	RON Clear	RON Leded	MON Clear	MON Leded	Lead, g per gallon	Oxygen wt pct	Oxygenate Vol Pct
	1 MTBE	118.0	120.0	101.0	101.0	3.170	18.00
2 n-Butano	92.5	102.0	88.0	97.5	3.170	0.00	0.00
3 Gas.primaria	51.8	66.2	49.6	64.2	3.170	0.00	0.00
4 Isomerado	82.2	98.7	79.7	97.5	3.170	0.00	0.00
5 Alquilado	93.2	105.4	93.2	105.4	3.170	0.00	0.00
6 FCC Gasolina	91.1	95.3	80.9	86.5	3.170	0.00	0.00
7 Reformado	97.9	103.2	87.2	92.5	3.170	0.00	0.00
8 G de Hidrode	82.8	98.9	82.4	98.2	3.170	0.00	0.00
9 Rafinado	72.0	88.3	70.0	87.6	3.170	0.00	0.00
10 Aromaticos	105.4	105.3	94.1	96.1	3.170	0.00	0.00
FINAL BLEND	90.9	96.3	81.0	86.9	3.000	2.00	11.14

ASTM D 86 Distillation, deg. F

Component	IBP	10 %	30 %	50 %	70 %	90 %	EP
1 MTBE	123	129	130	131	133	136	166
2 n-Butano	25	29	32	34	36	39	42
3 Gas.primaria	168	186	222	257	293	329	347
4 Isomerado	84	95	103	108	120	138	162
5 Alquilado	84	126	188	220	238	313	397
6 FCC Gasolina	107	132	183	234	285	336	362
7 Reformado	113	144	205	235	280	338	401
8 G de Hidrode	90	105	117	125	139	160	180
9 Rafinado	84	136	188	220	238	313	397
10 Aromaticos	160	224	264	307	330	385	450
FINAL BLEND	NA	125	158	164	169	333	-303

Table 2 - BLEND COMPOSITION, QUALITY & COST

19-Aug-95

Corr.4 Alt.3

13:07

Component	Price \$/bbl	Volume, Barrels			Volume Percent	Weight Percent	Imputed Value \$/bbl
		Minimum	Maximum	Sol'n			
1 MTBE	26.15	0	5,490	4,078	11.14	11.11	26.15
2 n-Butano	10.00	0	1,284	1,284	3.51	2.73	2.71
3 Gas.primaria	13.85	0	4,226	4,226	11.55	11.41	10.62
4 Isomerado	19.66	0	0	0	0.00	0.00	17.22
5 Alquilado	21.60	0	3,260	0	0.00	0.00	17.09
6 FCC Gasolina	16.91	0	20,000	20,000	54.64	54.39	16.75
7 Reformado	17.00	0	20,000	7,012	19.16	20.37	17.00
8 G de Hidrodes	20.20	0	701	0	0.00	0.00	17.17
9 Rafinado	13.34	0	0	0	0.00	0.00	16.88
10 Aromaticos	24.25	0	0	0	0.00	0.00	16.91
Final Blend	23.35	0	36,600	36,600	100.00	100.00	28.62

Antiknock Prices: Lead, \$/kg Pb = 44.00 MMT, \$/kg Mn = 23.00

Quality Description	Specification		Sol'n Value	Spec. Binding
	Minimum	Maximum		
Research Octane Number (RON)	92.0	-	92.3	NO
Motor Octane Number (MON)	82.0	-	82.2	NO
(RON + MON)/2	87.0	-	87.2	NO
API Gravity	40.0	60.0	56.8	NO
Sulfur content, wt. pct.	0.0000	0.1500	0.1135	NO
Mercaptan sulfur, wt. pct.	0.0000	0.0000	0.0000	YES
Reid vapor pressure, psia	7.00	9.50	8.69	NO
Percent evaporated at 160.0 F	10.0	35.0	28.8	NO
Percent evaporated at 210.0 F	39.0	57.0	45.9	NO
Percent evaporated at 230.0 F	49.0	100.0	54.0	NO
Percent evaporated at 330.0 F	84.0	100.0	89.7	NO
End Point, deg. F	-	359.0	-303.2	NO
Olefins, volume percent	0.00	20.00	15.1	NO
Aromatics, volume percent	0.00	40.00	28.9	NO
Benzene, volume percent	0.00	5.00	1.2	NO
Oxygenates, volume percent	0.00	15.00	11.1	NO
Oxygen, weight percent	2.00	100.00	2.00	YES
Lead Antiknock, g Pb/gallon	0.000	0.000	0.000	YES
MMT Antiknock, g Mn/gallon	0.000	0.000	0.000	YES

ECONOMIC SUMMARY

	\$/bbl	\$/ton	\$/cum	\$/gal
Revenues	23.35	196.41	146.86	0.556
Blendstock Cost	17.36	146.03	109.20	0.413
Gross Margin	5.99	50.38	37.67	0.143
Lead Antiknock	0.00	0.00	0.00	0.000
MMT Antiknock	0.00	0.00	0.00	0.000
Net Margin	5.99	50.38	37.67	0.143

Problem Name MG Objective Function = 219.1971
 Solution Status MAXIMUM
 Date 08-19-95
 Time 12:51:49
 Constraints 27
 Nonslack Variables 14

		Dual	RHS	Usage	Slack
	Constraints	Values			Values
	RETURN				
1	Volume, bbls	Y.1 -18.076	0	1E-12	0
2	Tons	Y.2 8.51259	0	0	0
3	Sp. Gr. (min)	Y.3 0	0	0.45976	0.459764
4	Sp. Gr. (max)	Y.4 0	0	-2.6940	2.694038
5	Sulfur (max)	Y.5 0	0	-0.1586	0.158654
6	Mercaptan S	Y.6 0	0	0	0
7	RVP (min)	Y.7 0	0	129.599	129.5990
8	RVP (max)	Y.8 0	0	-64.088	64.08811
9	RON (min)	Y.9 0	0	855.459	855.4590
10	MON (min)	Y.10 0	0	996.620	996.6206
11	(R+M)/2 (min)	Y.11 0	0	927.454	927.4546
12	% Evap @ T1 min	Y.12 0	0	689.198	689.1982
13	% Evap @ T1 max	Y.13 0	0	-225.80	225.8017
14	% Evap @ T2 min	Y.14 0	0	252.894	252.8946
15	% Evap @ T2 max	Y.15 0	0	-405.90	405.9053
16	% Evap @ T3 min	Y.16 0	0	184.736	184.7365
17	% Evap @ T3 max	Y.17 0	0	-1681.8	1681.863
18	% Evap @ T4 min	Y.18 0	0	209.231	209.2319
19	% Evap @ T4 max	Y.19 0	0	-376.36	376.3680
20	End Point (max)	Y.20 0	0	-24237.	24237.55
21	Aromatics (max)	Y.21 0	0	-407.23	407.2333
22	Olefins (max)	Y.22 0	0	-178.28	178.2812
23	Benzene (max)	Y.23 0	0	-137.50	137.5090
24	Oxygenate (max)	Y.24 0	0	-141.21	141.2118
25	Oxygen (min)	Y.25 -4.2562	0	3E-12	0
26	Lead Antiknock	Y.26 44	0	0.00000	0
27	MMT Antiknock	Y.27 23	0	0.00000	0

		Primal	Lower	Upper	Objective	Imputed
	Variables	Values	Bounds	Bounds	Row	Values
1	Component 1	X.1 4.07788	0	5.49	-26.15	-26.15
2	Component 2	X.2 1.284	0	1.284	-10	-2.71018
3	Component 3	X.3 4.226	0	4.226	-13.85	-10.6237
4	Component 4	X.4 0	0	0	-19.66	-17.2168
5	Component 5	X.5 0	0	3.26	-21.6	-17.0941
6	Component 6	X.6 20	0	20	-16.91	-16.7511
7	Component 7	X.7 7.01211	0	20	-17	-17
8	Component 8	X.8 0	0	0.701	-20.2	-17.1707
9	Component 9	X.9 0	0	0	-13.34	-16.8775
10	Component 10	X.10 0	0	0	-24.25	-16.9097
11	Total Barrels	X.11 36.6	0	36.6	23.35	28.62395
12	Total Tons	X.12 4.35122	0	5.80842	0	0
13	Lead, kg	X.13 0	0		-44	-44
14	MMT, kg	X.14 0	0		-23	-23

ANEXO II

ACRÓNIMOS

UNIDADES DE PROCESO

SCR1	UNIDAD DE CRUDO 1, CRUDO POZOLEO, PLANTAS SA Y RD.
SCR2	UNIDAD DE CRUDO 2, CRUDO MEZCLA (Y MAYA), PLANTAS AS, AA.
SVAC	AJUSTE A RESIDUO PRIMARIO.
SARP	MEZCLADO DE RESIDUOS PRIMARIOS.
SHOL	UNIDAD DESINTEGRADORA DE RESIDUOS H-OIL.
SCFP	POOL DE CARGA A DESINTEGRACION CATALITICA.
SCCU	UNIDAD DE DESINTEGRACION CATALITICA.
SNTP	POOL DE NAFTA A HIDROTRATAMIENTO.
SNHT	UNIDAD HIDROTRATADORA DE NAFTA.
SRFP	POOL CARGA A REFORMADORA.
SREF	UNIDAD DE REFORMADORA DE NAFTAS.
SKHP	POOL DE Kerosina A HIDROTRATAMIENTO.
SHKT	UNIDAD DE HIDROTRATAMIENTO DE Kerosina.
SDTP	POOL DE DESTILADOS A HIDROTRATAMIENTO.
SDHT	UNIDAD DE HIDROTRATAMIENTO DE DESTILADO (DIESEL).
SDSP	POOL DE HIDROTRATAMIENTO PROFUNDO (DIESEL).
SDSN	UNIDAD HIDROTRATADORA DE DIESEL PROFUNDO.
SIBU	SEPARADOR DE BUTANOS.
SMTB	UNIDAD DE MTBE.
SVRF	POOL CARGA A VISCOREDUCTORA.
SVBR	UNIDAD DE VISCOREDUCTORA.
SVBM	POOL DE PRODUCTOS A VISCOREDUCTORA.
SDAP	POOL DE LA DESALFALTADORA.
SDEA	UNIDAD DESASFALTADORA.
SFUR	UNIDAD DE EXTRACCION CON FURFURAL.
SHDL	UNIDAD HIDROTRATADORA DE LUBRICANTES.
SPAR	UNIDAD DESPARAFINADORA.
SISX	UNIDAD DE ISOMERIZACION.

SALK	UNIDAD DE ALKILACION.
SSGP	PLANTA DE GAS SATURADO.
SUGP	PLANTA DE GAS INSATURADO.
SUTL	GENERACION DE SERVICIOS.
SPFS	PLANTA DEL SISTEMA DE COMBUSTIBLE.
SSRU	RECUPERACION DE AZUFRE.
SKWH	GENERACION DE ELECTRICIDAD.
SHMP	PLANTA DE HIDROGENO.

CORRIENTES DE PROCESOS

MAC	CRUDO MAYA.
MEZ	CRUDO MEZCLA.
POZ	CRUDO POZOLEO.
LOS	PERDIDAS
H2S	ACIDO SULFURICO
NC4	NORMAL BUTANO.
IC4	ISO-BUTANO.
MET	METANOL.
C3S	PROPILENO COMPRADO.
LPG	GAS LICUADO DE PETROLEO.
PRP	PROPILENO.
BUT	BUTANOS.
SUL	AZUFRE.
NOV	GASOLINA NOVA.
NOX	GASOLINA NOVA OXIGENADA.
MAG	GASOLINA MAGNA-SIN.
MGX	GASOLINA MAGNA-SIN OXIGENADA.
JET	TURBOSINA.
JEM	KEROSINA.
DSL	DIESEL ESPECIAL.
DIM	DIESEL NACIONAL.
LSF	COMBUSTOLEO 1% S.

HSF	COMBUSTOLEO 3% S.
FOM	COMBUSTOLEO 5% S.
GOV	GASOLEOS DE VACIO.
ASP	ASFALTO.
LUB	LUBRICANTES.
PRF	PARAFINAS.
NC1	METANO.
NC2	ETANO.
NC3	PROPANO.
LN1	NAFTA LIGERA CS-160.
MN1	NAFTA INTERMEDIA.
HN1	NAFTA PESADA 350-400.
LD1	DESTILADO LIGERO 400-425.
HD1	DESTILADO PESADO 525-600.
GA1	GASOLEO DE UNIDAD DE CRUDO 1.
GA2	GASOLEO DE UNIDAD DE CRUDO 2.
AR1	RESIDUO ATMOSFERICO.
AR2	RESIDUO DE UNIDAD DE CRUDO 2.
LV1	GASOLEO LIGERO DE VACIO.
LV2	GASOLEO LIGERO DE VACIO.
HV1	GASOLEO PESADO DE VACIO.
HV2	GASOLEO PESADO DE VACIO.
VR1	RESIDUO DE VACIO DE UNIDAD DE CRUDO 1.
VR2	RESIDUO DE VACIO DE UNIDAD DE CRUDO 2.
XRP	CARGA A LA DESINTEGRADORA DE RESIDUOS.
LOS	BASE CARGA.
HYH	HIDROGENO ALTA PUREZA.
NH3	AMONIACO.
H2S	ACIDO SULFHIDRICO.
RDL	NAFTA LIGERA DE LA DESINTEGRADORA DE RESIDUOS.
RMN	NAFTA INTERMEDIA DE LA DESINTEGRADORA DE RESIDUOS.
RHN	NAFTA PESADA DE LA DESINTEGRADORA DE RESIDUOS.
LH1	KEROSINA DE LA DESINTEGRADORA DE RESIDUOS.
RDD	DIESEL DE LA DESINTEGRADORA DE RESIDUOS.

RVG	GASOLEO DE LA DESINTEGRADORA DE RESIDUOS. .
AHH	RESIDUO DE LA DESINTEGRADORA DE RESIDUOS.
FUR	EXTRACTO FURFURAL.
CCF	MEZCLADO CARGA A DESINTEGRADORA CATALITICA.
HYL	HIDROGENO.
C2"	ETILENO.
C3"	PROPILENO.
C4"	BUTILENO.
CCG	GASOLINA DE DESINTEGRADORA CATALITICA.
CCD	ACEITE CICLICO LIGERO DE DESINTEGRADORA CATALITICA.
CCS	ACEITE DECANTADO DE DESINTEGRADORA CATALITICA.
NVB	NAFTA VISCOREDUCTORA.
NTP	MEZCLADO NAFTA A HIDROTRATAMIENTO.
NTS	NAFTA HIDROTRATADA.
RFP	MEZCLADO CARGA A REFORMACION.
RFT	REFORMADO.
NS2	NAFTA TRATADA INTERMEDIA.
RP2	MEZCLADO CARGA A REFORMADORA 2
RFR	REFORMADO 2
NT2	MEZCLADO NAFTA A HIDROTRAT. 2
KHP	MEZCLADO KEROSINA A HIDROTRATAMIENTO.
NC5	N-PENTANO.
KER	KEROSINA HIDROTRATADA.
DVB	DESTILADO VISCOREDUCTORA.
DTP	MEZCLADO DESTILADO A HIDROTRAT.
DES	DESTILADO HIDROTRATADO.
DSP	MEZCLADO DIESEL A HIDROTRAT. PROFUNFO.
DSS	DIESEL DE HIDROTRATAMIENTO PROFUNDO.
CYY	BUTILENO.
I4"	ISO-BUTILENO.
MTB	MTBE
VRF	MEZCLADO CARGA A VISCOREDUCTORA.
GVB	GASOLEO DE VISCOREDUCTORA.
PVB	RESIDUO DE VISCOREDUCTORA.

VDP	DESTILADO DE VISCOREDUCTORA.
VFP	GASOLEO DE VISCOREDUCTORA A MEZCLAS.
DAP	MEZCLADO A CARGA DESASFALTADORA.
DAO	ACEITE DESASFALTADO.
PIT	RESIDUO DESALFALTADORA.
RAF	REFINADO.
HDL	LUBRICANTE HIDROTRATADO.
LBA	LUBRICANTES BASICOS.
PAR	CONTENIDO % DE PARAFINAS.
IS5	C5 ISOMERO.
ALK	ALQUILADO.
ALH	ALQUILADO PESADO.
FUL	COMBUSTIBLE (ENERGIA).
KWH	ELECTRICIDAD (POTENCIA ELECTRICA).
STM	VAPOR.
H2O	AGUA DE ENFRIAMIENTO.
WAT	AGUA TRATADA.
RIV	AGUA DE POZO.
CCC	CATALIZADORES
PWR	ELECTRICIDAD COMPRADA.
AT2	PRIMARIA NO. 3 "AS"
VT2	TORRE DE VACIO "RP"
VU1	SECCION DE VACIO
VU2	PREPARADORA DE CARGA 2 "AS"
PRF	PARAFINAS
TEL	TETRAETILO DE PLOMO
GAS	COMPRA DE GAS
GB1	MEZCLADOR DE GASOLINA MAGNA
GB2	MEZCLADOR DE GASOLINA NOVA
AR2	RESIDUO PRIMARIO DE UNIDAD DE CRUDO 2
SPG	GRAVEDAD ESPECIFICA
C3P	PROPILENO MAXIMO
VAP	INDICE DE PRESION DE VAPOR EN GASES
RVP	INDICE DE PRESION DE VAPOR REID

VPR	PRESION DE VAPOR REID
RON	NUMERO DE OCTANO RON
MON	NUMERO DE OCTANO MON
DON	NUMERO DE OCTANO (R+M)/2
R30	NUMERO DE OCTANO RON + 3.17 g/GAL
M30	NUMERO DE OCTANO MON + 3.17 g(GAL
160	% EVAPORADO A 160 ^o F
210	% EVAPORADO A 210 ^o F
230	% EVAPORADO A 230 ^o F
330	% EVAPORADO A 330 ^o F
400	% EVAPORADO A 400 ^o F
OLF	CONTENIDO DE OLEFINAS
OXN	CONTENIDO DE OXIGENO
ARO	CONTENIDO DE AROMATICOS
SMK	PUNTO DE HUMO
PPI	INDICE DEL PUNTO DE ESCURRIMIENTO
POR	PUNTO DE ESCURRIMIENTO EN ^o F
VBN	INDICE DE MEZCLADO DE VISCOSIDAD
CST	VISCOSIDAD EN CENTISTOKS A 122 ^o F
DBI	INDICE DE MEZCLADO DEL DIESEL
CON	% CARBON CONRADSON
FVT	TEMP. FINAL DE VAPORIZACION
BTW	FACTOR DE CONVERSION DE VOLUMEN A PESO
C5I	INSOLUBLES EN PENTANO
BNT	NITROGENO BASICO TOTAL

BIBLIOGRAFIA

REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS.

- 1.- **Petroleum Refinery Process Economics**
Robert E. Maples
PennWell Books
- 2.- **Características de las Corrientes de Plantas de Proceso Refinería** Ing. Antonio M. Amor
Salamanca, Gto.
- 3.- **"Actividades para la Protección al Medio Ambiente, en el área de Refinación del petróleo"**
Ing. Alberto Celestinos Issacs
- 4.- **Estudio para Resolver "Cuellos de Botella" en la Refinería de Salamanca, Gto.**
PEMEX-IMP.
- 5.- **Situación actual de los Combustibles para el transporte**
Asociación para la conservación de la energía.
- 6.- **NonLinear Programs for Products Blending**
C.E. Bodington and W.C. Randall
Chevron Research Company, Richmond, California 94802.
- 7.- **Guide to Petroleum Blending**
Cud Thomas Baird IV
- 8.- **Tommorrows engines and Fuels**
A. Douaud (Institut Francais du Pétrole)
International Association for Energy economics
Newsletter, Fall 1994.
- 9.- **BP Statistical Review of Word Energy**
June, 1995.
- 10.- **Anuario Estadístico 1993.**
Petróleos Mexicanos
- 11.- **Memoria de Labores 1994.**
Petroleos Mexicanos..

- 12.-Morris W.E., "The Interaction Approach to Gasoline Blending", presented at the NPRA 73rd Annual Meeting (March 23-25, 1975), San Antonio, Texas.
- 13.-Reeves, E.J. "Determining Volume Changes in Hydrocarbon Blending", Petroleum Proc., April 1952, pp. 478-479.
- 14.-Decker, R.R., Jackman, J.R. and Schneider, L.W., "Predict Distillation Blending Behavior", presented at the 1970 National Petroleum Refiners Association Meeting, San Antonio, Texas (Apr. 1970).
- 15.-Morris, W.E., "Prediction of Magas Distillations Can be Improved", Oil Gas Journal, vol. 81, no. 17 (apr. 1983), pp. 71-74.
- 16.- Chu, J.C. and Staffel, E.J., "Correlations Between Equilibrium Flash Evaporation and ASTM Distillation Data of Petroleum Mixtures", J. Institute Petroleum, vol. 41(1955), pp. 92
- 17.- "ASTM D323 Standard Test Method for Vapor Pressure of Petroleum Products (Reid Method)", Annual Book of ASTM Standards, American Society for Testing and Materials, Philadelphia, Pennsylvania.
- 18.-"31.0°API Iranian Heavy Crude Oil", Chevron Oil Trading Company, 1971.
- 19.-Healy, W.C., Maassen, C.W., and Peterson, R.I., "A New Approach of Blending Octanes", API Midyear Meeting, Division of Refining, New York (May. 1959).
- 20.-Kackman, J.R., and Miller, J.H., "Predict Octane Numbers of Gasolines Containing Petrochemical Aromatics", Gulf Coast Regional Meeting, National Petroleum Refiners Association, Houston, Texas (Jan. 1964).
- 21.-Carlos E. Escobar Toledo, "Uso Limpio de los Hidrocarburos: Tecnologías y Costos", Facultad de Química, UNAM.

- 22.-"The Change of Reformulated Gasoline and Update on the Clean Air Act and Refining Industry", UOP, 1995.
- 23.-Gerencia de Contabilidad y Presupuestos, Subgerencia de Contabilidad. Pemex-Refinación. Cédula de Valuacion Inventarios, Dic. 1993.
- 24.-**Jelen, F.C.** "Cost and Optimization Enginnering", McGraw-Hill, 1980.
- 25.-**Wagner Harvey M.** "Principles of Operations Research", Prentice Hall Englewood Cliffs, N.J., 1969.
- 26.-**Adams Gerard F. & J.M. Griffin** "An Economic Linear Programming Model of the U.S. Petroleum Refinery Industry". Journal of the American Statistical Association Sep. 1972.
- 27.-**Booner Moore Management Science.** "Refinery Economics Seminar" PEMEX, MEXICO March. 1993.
- 28.-**Charnes, A, Cooper, W.W. & B. Mellon** "A model for Programming and sensitivity Analysis in an Integrated Oil Company"
- 29.-**Kulakowski M.,** "Reformulated Gasoline, Defining the Change." Symposium on Impact of Reformulated Fuels. 208th Nat. Meeting. American Chem. Society. Washington, August 1994.
- 30.-**Manne, Alan S.** "A Linear Programming Model of the US Petroleum Reninery Industry".
- 31.-**Maurin, H.** "Programation Linéaire Appliqué" Institut Francais du Pétrole. Technip. Paris, 1967.
- 32.-**Simonnard, Michel.** "Linear Programming". Prentice-Hall. Englewood Cliffs, N.J. 1966.
- 33.-**Symonds, G,** "Linear Programming: The solution of Refinery Problems" Standard Oil Co., N.Y. 1955.

- 34.-**Fernando Mazanilla Sevilla.** "Procesamiento de Crudos Pesados en el Sistema Nacional de Refinación". Petroleos Mexicanos-Refinación.
- 35.-**Herbert Moskowitz, Gordon P. Wright.** "Investigación de Operaciones". Prentice-Hall Hispanoamericana, S.A.
- 36.-**Levine, M., N. Martin L. Price.** "Energy Efficiency Improvement Utilising High Technology". 16 Congreso del Consejo Mundial de la Energía. Tokio Japón, Octubre de 1995.