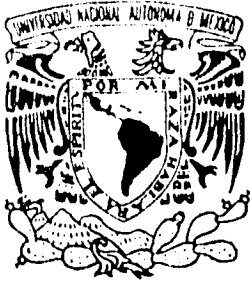


26
2E



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

EVALUACION DE REFINACION CON
METODOLOGIA PIMS.
(PROCESS INDUSTRY MODELING SYSTEM)



EXAMENES PROFESIONALES
CAG. DE QUIMICA

INFORME DE PRACTICA
P R O F E S I O N A L
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
I N G E N I E R O Q U I M I C O
P R E S E N T A :
SERGIO ANDRES ARTURO CAMPOS CARBAJAL

MEXICO, D. F.

1995

FALLA DE ORIGEN

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

Jurado Asignado.

Presidente. Prof. Ing. Alfonso Mondragón Medina.
Vocal. Prof. Ing. Arturo López Torres.
Secretario. Prof. Ing. Héctor Marcelino Gómez Velasco.
1^{er} Suplente. Prof. Ing. José Agustín Texta Mena.
2^o Suplente. Prof. Ing. Mariano Pérez Camacho.

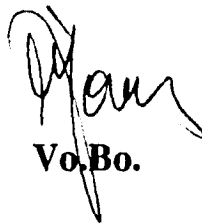
Sitio donde se desarrollo el tema:

PEMEX - Refinación.

Gerencia de Evaluación de Refinación.

Asesor.

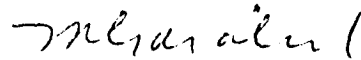
Ing. Héctor Marcelino Gómez Velasco.



Vo.Bo.

Supervisor Técnico.

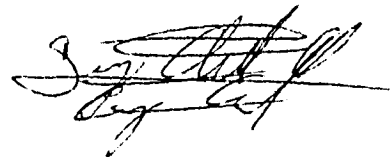
Ing. Miguel González Campos.



Vo.Bo.

Sustentante.

Sergio Andrés Arturo Campos Carbajal.



Agradecimientos y Dedicatorias

Dedicatorias.

Con profundo y sincero agradecimiento para
Miguel González Campos
que con paciencia y afecto hizo posible realizar este
trabajo.

Gracias Tio Mike.

A mi gran Familia con cariño y amor.

Gracias por su valiosa confianza.

Y especialmente para Doña Esperanza Vda. de
Campos.

Gracias Mamá.

Con mucho respeto y de manera muy especial a mi
querido Papá - Pepe.

José María Campos Fonseca.

Gracias tío Pepe.

Dedicada a mi tío que me apoyo en todo -ó casi todo-
con profundo afecto y cariño. A mi tío Chicaro.

Cesar Campos González.

Agradecimientos

Con profundo agradecimiento a la institución que tiene más Orgullo y Fortaleza que ninguna otra.

PETROLEOS MEXICANOS

Gracias a la Gerencia de Evaluación de Refinación y a todos sus increíbles colaboradores, especialmente para **Ing. Miguel González Campos.**

Gracias a todas las personas que aquí menciono y a otras más también.

Ing. Federico Wolburg López

Ing. Gildardo Gómez B.

Ing. Enrique Camacho S.

Ing. Paulino Martínez S.

Ing. Gerardo Páramo H.

Lic. Lourdes de León

Ing. Norma Aguilar R.

Guadalupe Vargaz Navarro

Ing. Roberto Gutierrez S.

Lic. Fernando Murgía V.

Ing. Felipe Carlos Miranda

Ing. Cristobal Aquino B.

Ing. Juan Martínez H.

Ing. Maria del Mar Arvizu B.

Carmelita Rodríguez

Ing. Nefertiti Segura M.

Gracias a todos los colaboradores que no son mencionados pero su trabajo está reflejado en el mio.

A todos mis amigos que me apoyaron en todo, Gracias
¡Adelante Siempre Adelante!

Juan Carlos Gomar M.

Eric Soto Reyes

Guido Albo G.

Alejandro Zanelli T.

Eugenio Flores-Gómez M.

Rafael Echavez ?

Marco Barrientos S.

Mauricio Pérez-Rubí D.

Ulises Guerrero G.

los miembros de CEA.

Alejandro Múzquiz D.

Javier Rodriguez L.

Rubén Juárez G.

Liliana del Valle T.

Germán Degollado B.

Jorge González-Camarena P.

y a todos aquellos que me llevan en su corazón.

Agradesco a mis familiares y a todos mis primos.

Gracias a mis tías que de alguna forma me apoyaron.

Gracias a mis gordos por su incondicional apoyo.

Pisha Merlina, Pericles Sun-Tai, Cha Cha Traviesa y
sus hermanitos.

Índice

Objetivos y Metas.	i
Introducción	1
Capítulo 1	
Antecedentes de la Refinería de Salina Cruz, Oaxaca.	3
1.1 Descripción general	5
1.2 Alimentación de la refinería y producción.	6
1.3 Descripción de las principales plantas de energéticos de la refinería de Salina Cruz.	10
1.4 Plantas de servicios auxiliares de la refinería de Salina Cruz.	15
1.5 Área de distribución de la refinería de Salina Cruz.	16
1.6 Protección Ambiental.	17
Capítulo 2	
Revisión de los Modelos de la Refinería de Salina Cruz.	
Modelo de Operación y de Planeación.	18
2.1 La investigación de operaciones y los modelos.	18
2.2 La economía de la refinería de Salina Cruz en el modelo.	21
2.3 La energía en el modelo.	27
Capítulo 3	
Revisión del modelo de la refinería de Salina Cruz.	31

Conclusiones	35
4.1 La economía de la refinería de Salina Cruz en el modelo.	35
4.2 La energía en el modelo.	36
4.3 Revisión del modelo de la refinería de Salina Cruz.	39
4.4 Recomendaciones.	41
Bibliografía.	43
Anexo "A"	
"Características del Petróleo de Alimentación a la Refinería de Salina Cruz"	46
Anexo "B"	
"Método Simplex y Modelamiento Base Delta".	51
Anexo "C"	
"Modelo de Operación y de Planeación, Gráficas, Tabla y Organigrama."	70

Introducción

El sistema de modelación de procesos industriales -Process Industry Modeling System- es una herramienta que se utiliza para modelar la configuración de las refinerías, obteniendo la capacidad a la cual deben operar las plantas y el beneficio económico óptimo de la refinería en conjunto.

PIMS calcula la optimización de la refinería con un sistema de programación lineal, utilizando el método Simplex, este sistema es común en otras herramientas similares de otras compañías.

PIMS fue diseñado por la compañía BECHTEL Corp., LTD. que es una firma internacional reconocida.

La selección del PIMS entre varias firmas diferentes que tienen en el mercado en optimizadores similares con la misma función. La selección fue hecha por su facilidad de manejo y además por ser un sistema muy popular en la industria petrolera mundial.

Para poder manejar correctamente PIMS se imparten cursos de diferentes niveles y especialidades que utiliza PIMS. Para resolver los problemas que se presenten en la iniciación de esta herramienta es necesario la capacitación necesaria para su desempeño óptimo.

En los últimos años la problemática de producción y la escasez de capital para tener la tecnología de vanguardia para las plantas provocó el desarrollo e implantación de poderosas herramientas para tener un mejor control en la producción y en el procesamiento de la materia prima.

En este trabajo se presenta algunas observaciones que se han llevado al cabo para obtener el óptimo de resultados en los modelos analizados.

El modelo a tratar es la refinería de Salina Cruz en Oaxaca, dicha refinería es una de las más completas y ha tenido un buen resultado operativo en los últimos años. Su alimentación es de dos crudos y una carga de gasóleos de la refinería en Minatitlán, además de la importación de metanol.

En la primera parte del trabajo describo la justificación de la refinería, sus principales plantas de proceso con sus capacidades nominales y un resumen del reporte validado por la misma refinería.

En la segunda parte se describen las observaciones al modelo de la refinería y su modo de modelación comparando con lo realizado en Operación y de Planeación.

Incluyo anexos que sirven de referencia utilizados en todo el trabajo.

Capitulo 1

Antecedentes de la Refinería de Salina Cruz, Oaxaca.

Antecedentes de la Refinería de Salina Cruz, Oaxaca

La Refinería "Antonio Dovali Jaime" fue puesta en operación en abril de 1979¹, en una superficie total de 600 hectáreas, localizadas a cinco kilómetros al Noreste de la población de Salina Cruz, Oaxaca.

El propósito de poner a funcionar esta Refinería fue el elaborar los productos petrolíferos necesarios para cubrir la demanda nacional de acuerdo con el perfil de consumo estimado, y como objetivo alternativo se tiene la exportación de crudos y destilados por la costa litoral del Pacífico.

Cuenta con un puerto embarque de distribución de primer nivel que da la infraestructura necesaria para la distribución de productos tanto de la refinería como pesqueros.

La refinería tiene el campo de distribución más grande en comparación a otras refinerías de la configuración de Petróleos Mexicanos.

Actualmente cuenta con veinticuatro plantas en operación, incluidos los tratamientos, servicios auxiliares, estaciones de bombeo, tanquería, talleres, oficinas administrativas, servicio médico local, colonias residenciales, escuela, campo deportivos y tienda de consumo.

¹ Información del Folleto de la Refinería de Salina Cruz, 1993.

Las principales unidades de proceso son:²

Planta	Capacidad (BPD)
Destilación primaria No. 1	165, 000
Destilación primaria No. 2	165, 000
Destilación al vacío No. 1	75, 000
Destilación al vacío No. 2	80, 000
Desintegración catalítica No. 1	40, 000
Desintegración catalítica No. 2	40, 000
Hidrosulfuradora de nafta U-400-1	25, 000
Hidrosulfuradora de nafta U-400-2	36, 000
Hidrosulfuradora de destilados intermedios U-700-1	25, 000
Hidrosulfuradora de destilados intermedios U-700-2	25, 000
Hidrosulfuradora de destilados intermedios U-800-1	25, 000
Hidrosulfuradora de destilados intermedios U-800-2	25, 000
Reformadora catalítica de nafta U-500-1	20, 000
Reformadora catalítica de nafta U-500-2	30, 000
Tratamiento y fraccionamiento de ligeros U-600-1	11, 000
Tratamiento y fraccionamiento de ligeros U-600-2	4, 000
Fraccionada de propano-propileno	4, 000
Proceso Merichem gasolina	15, 000
Viscoreductora	50, 000
MTBE Ton/Año	30, 000
TAME Ton/Año	60, 000
Recuperadora de Azufre No. 1	80, 000
Recuperadora de Azufre No. 2	80, 000
Unidad de tratamiento de gasolina MEROX No. 1	33, 000
Unidad de tratamiento de gasolina MEROX No. 2	33, 000

² Gerencia de Operación de Refinación, Reporte Mensual Refinería de Salina Cruz, 1993

Descripción general.

El abastecimiento de crudo se efectúa a través de dos oleoductos uno de 30 pulgadas de diámetro y otro de 48 pulgadas de diámetro que se inicia en la estación de recolección y bombeo localizada en Nuevo Teapa, Veracruz, cuyas características y capacidades garantizan el adecuado suministro a la Refinería.

El crudo proveniente de los yacimientos de Tabasco, Chiapas, y la Sonda de Campeche, se almacena y prepara en tanques de 200 mil y 500 mil barriles de capacidad, de donde se envía a exportación y a la planta de destilación atmosférica, en la que se obtienen las fracciones básicas.

A su vez estos productos son enviados a otras plantas para su proceso complementario; en las hidrodesulfuradoras se eliminan los compuestos de azufre, evitando así la contaminación atmosférica; en la reformadora se mejoran las características de las gasolinas aumentando el octano sin el uso del tetraetilo de plomo, y en la planta de desintegración catalítica se producen, a partir de gasóleos, productos de mayor valor comercial.

Los gases amargos se envían a la planta tratadora y fraccionadora de hidrocarburos, en donde se logra un gas dulce y H₂S que se carga a la planta recuperadora de azufre.

Para el almacenamiento de productos intermedios y finales, se cuenta con una capacidad de 7 millones de barriles, distribuidos en tanques de diferentes capacidades. La distribución final de los productos se realiza a través de la terminal de ventas, abasteciendo su zona local, y mediante la terminal marítima y boyas de carga de buques se cubre el abastecimiento de combustibles a la costa del litoral del Pacífico y la exportación.

Alimentación de la refinería y producción.

La refinería procesa solo dos tipos de crudos diferentes, estos son Istmo y Maya³

La alimentación a las plantas primarias es de: Istmo - Maya con una proporción 70 - 30 % en vol.

Pruebas al Crudo de Alimentación:

Grav. Esp. a 20/4 °C		0.873
Densidad a 60 °F	° API	29.7
Destilación HEMPELL:		
TIE	°C	31
10 % vol.	°C	115
20 % vol.	°C	166
30 % vol.	°C	221
40 % vol.	°C	277
50 % vol.	°C	315
Dest. a 185 °C	% Vol.	23.8
Dest. a 205 °C	% Vol.	27.4
Dest. a 265 °C	% Vol.	38.1
Dest. a 300 °C	% Vol.	44.7
P. V. R.	Lbs/in ²	7.3
Temp. de escurrimiento	°C	-21
Viscosidad a 37.8 °C	SSU	67
Viscosidad a 20 °C	SSU	112
Viscosidad a 50 °C	SSU	62
Agua y Sedimento	% Vol.	0.18
Agua por Destilación	% Vol.	trazas
NaCl	lb/1000 bls.	24.6
Carbón Ramsbottom	% Peso	6.1
Cenizas	% Peso	0.03
Asfaltenos en n-C7	% Peso	4.8
Azufre	% Peso	2.22
Parafina, 54.4 °C temp. fusión	%Peso	1.7
Fe	ppm	0.29
Cu	ppm	0.11
Ni	ppm	29
V	ppm	130

³ Para mayor información de las características de los crudos dirigase al Apéndice de Características del Petróleo de Alimentación a la Refinería de Salina Cruz, Oax.

Proceso de Crudo⁴

Tipo de Crudo	BPD	% Vol.	Tons	Peso Esp.
ISTMO	199,511	63.64	21,152	0.856
MAYA	113,988	36.36	16,655	0.919
Subtotal	313,499	100		
Importaciones				
Gasóleos de Minatitlán (BPD)	8,304	1,187	0.899	
TOTAL (BPD)	321,803		44,994	

Detalle de Importaciones:

Producto	Vol (BPD)
Gasóleos	4,619
GLP	5,015
Metanol	450

La capacidad de procesamiento de crudo de la refinería es de 300 mil BPD, existe un reporte de crudo recibido para poder llevar un control en el almacenamiento de la refinería. En el detalle de importaciones es importante de recalcar ya que requiere gasóleos provenientes de Minatitlán para poder alimentar las dos plantas de desintegración catalítica cada una de 40 mil BPD y el gasóleo producido en la refinería es insuficiente para tal fin. Con respecto a la importación de metanol, se necesita para cargar las plantas de MTBE y TAME ya que estas se alimentan de metanol y butanos - butilenos, la capacidad de la planta de MTBE y TAME se presentó, junto con las capacidades de diseño de las demás plantas que tiene la refinería.

⁴ A la fecha de febrero de 1995. Reportado en el Informe Validado expedido en la Gerencia de la Refinería de Salina Cruz.

El reporte de crudo recibido es llevado mes a mes, presento el del mes de febrero de 1995 al igual que la información anterior para no caer en discrepancias de datos. Se tiene siempre crudo en existencia en los tanques de almacenamiento, se procesan aproximadamente 300 mil BPD, se reciben solo dos crudos como se ve en la tabla de arriba y además una mezcla de gasóleos.

A continuación presento parte de el reporte de crudo recibido del mes de febrero de 1995.

El proceso fue de 313 mil 499 BPD lo que equivale a 8 millones 777 mil 972 BIs/mes.

Crudo	Existencia Inicial	Existencia Final	Diferencia
ISTMO	794,531	1,695,833	901,302
MAYA	1,113,831	1,187,292	73,461
MEZCLA	414,512	416,808	2,296
SUMA	2,322,874	3,299,933	977,059

En donde la diferencia de las existencia más el crudo procesado da el crudo recibido:

Recibido = Exist. Final - Exist. Inicial + Proceso

Recibido = (3,299,933 - 2,322,874) + 313,499

Recibido = 9 millones 755 mil 31 de Barriles

Lo que indica este reporte es la cantidad de crudo que ingresa a la refinería, esto es indispensable tenerlo para poder utilizar el PIMS ya que se requiere conocer la capacidad a la cual va a trabajar la refinería, como van a se alimentadas las plantas de proceso, cuales son las eficiencias esperadas, el por ciento de ocupación de cada planta y llevar de forma correcta el inventario de producto terminado.

Se tiene también la cantidad de autoconsumos de la refinería en general, este reporte solo da los consumos de energéticos que tuvo la refinería para el mes de febrero del 1995.

Existen otras refinerías que no solo reportan los energéticos sino también los no energéticos; la refinería de Salina Cruz consumió de LPG 427 BPD. Se consumió de combustóleo pesado 312 mil 650 BPD (liq) y de gas seco : 48 millones 224 mil 428 M³. Estos autoconsumos son necesarios para la generación de vapor en las calderas y de combustible para los hornos de incineración.

Para hacer un modelo que se apegue a la realidad de la refinería se deben conocer todos estos aspectos técnicos y además otros económicos como son los precios en el mercado, el costo de operación de cada planta, ya que esto se debe comparar con lo calculado por PIMS y así hacer el programa de la refinería lo más apegado a la realidad.

La refinería tiene un reporte de producciones (producción bruta y producción neta), este reporte indica los productos Petrolíferos y Petroquímicos. La diferencia entre estos reportes es en la producción bruta es productos generados en la operación de plantas y producción neta es la disponible para ventas después de descontar autoconsumos generales.

Descripción de las principales plantas de energéticos en la refinería de Salina Cruz.

Plantas de Destilación Primaria.

En estas unidades, diseñadas para procesar 165 mil BPD cada una, el petróleo crudo es sometido a un proceso de destilación a presión atmosférica.

El proceso consiste en elevar la temperatura del crudo lo necesario para ser recibido en la sección de agotamiento, y obtener: gasolina, turbosina, kerosina, diesel, gasóleo y residuos primarios, los que a su vez someterán a procesos posteriores para mejorar sus características.

Plantas de Destilación al vacío.

Estas plantas se diseñaron para procesar 75 mil BPD y otra de 80 mil BPD de residuo primario, procedente de las plantas de destilación primaria, el cual se calienta en dos calentadores de fuego directo, posteriormente se envía a la torre de vacío, en donde se obtienen; un condensado aceitoso, gasóleo ligero, gasóleo pesado y residuos de vacío.

Los gasóleos ligero y pesado, se envían como carga a las plantas catalíticas y el residuo de vacío, sirve de base para la preparación de combustóleo y otra parte carga a la viscoreductora.

Plantas de Desintegración Catalítica.

Los gasóleos que se obtienen en las plantas de desintegración primaria y vacío son desintegrados por medio de catalizadores a altas temperaturas, a fin de obtener mayores cantidades de gases y destilados, según lo requiera el mercado.

Con una capacidad de proceso de 40 mil BPD cada una de carga fresca de una mezcla de gasóleos de vacío y pesado atmosférico, esta planta desintegra los compuestos de alto peso molecular por medio de la temperatura y un catalizador, obteniéndose productos más valiosos como: gas seco, propano - propileno, butano-butileno, gasolina estabilizadora de alto octano, aceite cíclico ligero y residuo catalítico.

La planta consta de las siguientes secciones:

- a) Desintegración catalítica.
- b) Fraccionamiento.
- c) Compresión de gases y estabilización de gasolina.
- d) Tratamientos.
- e) Fraccionamiento de gas licuado.

a) Sección de Desintegración Catalítica.

En esta sección se realiza la desintegración de la mezcla de gasóleos al ponerse en contacto con el catalizador caliente que fluye en forma de polvo.

Los productos formados en la desintegración, después de pasar por una serie de separadores ciclónicos, salen por el domo del separador, enviándose a la fraccionadora.

b) Sección de Fraccionamiento.

En ella se separan los productos de desintegración catalítica en cuatro corrientes principales: gas y gasolina por el domo, aceite cíclico ligero, aceite decantado y lodos que se recirculan hacia el reactor.

c) Sección de Compresión de Gases y Estabilización de Gasolina.

El gas proveniente del fraccionamiento se comprime y se envía a las torres absorbedoras, en donde se separa el gas seco. El gas licuado y la gasolina se envían a la torre desbutanizadora, separándose ahí el gas licuado y la gasolina ya estabilizada; los tres productos obtenidos se envían a tratamientos.

d) Sección de Tratamientos.

El gas seco proveniente de la sección de compresión es tratado con una solución de dietanolamina, para eliminar el ácido sulfhídrico antes de enviarlo a la red de gas combustible.

El gas licuado es tratado con dietalolamina antes de enviarse a un segundo tratamiento (MEROX), en donde se elimina totalmente el azufre.

La gasolina estabilizada se envía a un tratamiento (MEROX), ligeramente diferente al usado para el gas licuado, en el cual el azufre mercaptánico es eliminado para reducir la corrosividad de la gasolina.

e) Sección de Fraccionamiento de Gas Licuado.

El gas licuado libre de azufre se envía a una torre fraccionadora, en donde se separa el propano - propileno del butano - butileno.

Plantas Hidrodesulfuradoras de Naftas.

Esta planta tiene una capacidad de 25 mil BPD y 36 mil BPD respectivamente se recibe como carga gasolina primaria, con objeto de eliminarle los compuestos de azufre mediante una reacción catalítica con hidrógeno, enviando la gasolina desulfurada a la planta reformadora.

La planta hidrodesulfuradora de naftas consta de una sección de reacción que emplea un catalizador del tipo bimetálico a base de cobalto y molibdeno, y otra sección de estabilización; en ésta se efectúa la separación de la nafta desulfurada.

Plantas Hidrodesulfuradoras de Destilados Intermedios.

Son cuatro plantas con capacidad de 25 mil BPD cada una, utilizadas para eliminar los compuestos de azufre de la turbosina, kerosina y diesel, mediante una reacción catalítica con hidrógeno.

La carga a estas plantas proviene de la planta primaria, que al igual que en la hidrodesulfuradora de naftas, pasa a la zona de reacción, en donde se obtiene por el fondo del separador de alta un producto desulfurado sin estabilizar, el cual es enviado a la torre agotadora; de esta torre los hidrocarburos pesados alimentan a la sección de fraccionamiento, para extraer de ella, por el domo, hidrocarburos ligeros que se envían

como carga a la hidrosulfuradora de gasolina, y por el fondo la kerosina ó el diesel desulfurado.

Plantas Reformadoras de Naftas

Recibe como carga la gasolina desulfurada con el adecuado rango de destilación, para obtener mediante reformulación catalítica a determinada presión y temperatura, en presencia de un catalizador a base de platino, gasolina de alto octano, además de hidrógeno como subproducto. Su capacidad de proceso es de 20 mil BPD y 30 mil BPD.

La reacción de reformulación se efectúa en reactores en serie, colocados uno sobre otro formando un sólo cuerpo.

Como la reacción es endotérmica, entre reactores se intercalan calentadores que recuperan la temperatura al fluido antes de entrar a cada reactor, proporcionando así la energía necesaria para realizar la reacción de reformación.

Parte del hidrógeno producido se recircula a los reactores y el resto se alimenta a las plantas hidrosulfuradoras, para ser empleado en la reacción que se lleva a efecto en esas unidades.

El reformado sin estabilizar se envía a la sección de fraccionamiento, donde por el domo se separan los incondensables y licuables, y por el fondo el reformado estabilizado con buen octano, mismo que es transferido a tanques para la preparación de gasolina.

Plantas Tratadoras y Fraccionadoras de Hidrocarburos.

La función de esta planta es endulzar las corrientes que contienen ácido sulfhídrico; para tal propósito, se reciben las alimentaciones siguientes: del domo de la torre desisohexanizadora; del domo de los separadores de alta presión y del domo de las torres agotadoras de las plantas hidrosulfuradoras.

Las corrientes de gas amargo se pone en contacto con una solución de dietanolamina en un contactor, a fin de eliminar el gas sulfhídrico, de esta forma se obtiene: el gas dulce, que se envía a la red de gas combustible.

La corriente de DEA rica en gas sulfhídrico se envía a la torre regeneradora, en donde se desabsorbe este, para posteriormente enviarlo a la planta recuperadora de azufre.

Plantas Recuperadoras de Azufre.

El gas ácido proveniente de los tratamientos de amina de la catalítica e hidrosulfuradoras, se convierte en azufre por medio de un reactor térmico y uno catalítico, siguiendo el llamado proceso CLAUS. El azufre producido se alimenta en forma líquida ó bien se solidifica en patio, con objeto de manejarse a granel. Sus capacidad es de 80 Ton/Día cada una.

Plantas de Servicios Auxiliares de la Refinería de Salina Cruz.

En esta área se incluyen las unidades e instalaciones que proporcionan energía eléctrica, vapor, agua y aire, requeridos para la operación y mantenimiento de las instalaciones de la Refinería.

El agua se obtiene de la Presa Benito Juárez, localizada a 36 Km. de la Refinería, enviándose a través de un acueducto de 36 pulgadas hacia tres tanques de 200 mil Barriles cada uno. De estos tanques se envía a la planta pretratadora, la cual alimenta a la planta desmineralizadora, las torres de enfriamiento y a todos los servicios de talleres, edificios y áreas de operación.

El agua desmineralizada se envía a calentamiento y a eliminación de oxígeno en los desareadores, alimentando las calderas a fin de generar vapor de 60 Kg/cm², que se empleará en los turbogeneradores para la generación eléctrica y con el propósito de alimentar de vapor a las plantas de proceso. Para los demás servicios se cuenta con una planta de compresores, una potabilizadora y bombas de contraincendio.

Planta de Pretratamiento de agua.

La constituyen dos clarificadores de 8 mil galones por minuto cada uno, que alimentan a las ocho torres de enfriamiento, de diferentes capacidades cada una.

Planta Desmineralizadora.

Consta de tres trenes de desmineralización con capacidad de 600 galones por minuto cada uno.

Generación de vapor.

Actualmente se genera 1200 toneladas por hora en seis calderas de alta presión de 60 kg/cm², cuya capacidad es de 200 toneladas por hora cada una.

A presiones menores se suministra a las plantas operativas utilizando las reductoras. Como apoyo en la generación de vapor se tiene una caldera paquete de 30 toneladas por hora de vapor de 19 kg/cm², así como diversas calderetas localizadas en las áreas de proceso.

Generación eléctrica.

En cuanto a la generación eléctrica, se cuenta con cuatro turbogeneradores síncronos de capacidad diferente, dos de ellos de 25 Mw cada uno y los demás de 32 Mw.

La capacidad instalada de aire comprimido es de 12,000 pies cúbicos por minuto, para abastecer el equipo de instrumentos y suministrar aire de plantas.

Área de Distribución de la Refinería de Salina Cruz.

Zona de Influencia.

La zona de influencia de la Refinería abarca toda la costa del Pacífico, y para realizar eficientemente la distribución, cuenta con:

- Oleoductos Nuevo Teapa-Salina Cruz de 30 pulgadas y otros de 48 pulgadas de diámetro y 265 Km de longitud, con varias estaciones de bombeo.
- Oleoducto Minatitlán-Salina Cruz de 16 pulg. de diámetro y 249.2 Km. de longitud.
- Oleoducto Salina Cruz-Cabezal de Playa de 48 pulg. de diámetro y 12 Km. de longitud. Para exportación de crudo.
- Oleoducto Salina Cruz-Cabezal de Playa de 30 pulg. de diámetro y 12 Km. de longitud. Para exportación de crudo.
- Tres poliductos que transportan destilados de Salina Cruz a terminal, de 24 pulg. de diámetro y 12 Km. de longitud cada uno.
- Combustóleoducto Salina Cruz-Terminal de 16 pulg. de diámetro y 12 Km. de longitud.
- Amoniacoducto Cosoleacaque-Salina Cruz de 10 pulg. de diámetro y 256 Km. de longitud.

Para la distribución de sus productos la Refinería cuenta, además, con las instalaciones y terminales adecuadas de llenado de autos, carrotanques y buquetanques.

Protección Ambiental.

Dentro de este centro de trabajo dos secciones son las encargadas de velar con cuidado y esmero el renglón ecológico:

I) Quemadores de campo.

II) Sistema de tratamiento de efluentes.

I) Quemadores de campo.

Con el objeto de evitar que haya emanaciones de hidrocarburos a la atmósfera y evitar los riesgos que esto significa, todos los desfogues se envían a los quemadores de campo, que en condiciones normales no producen humo. Al sureste de las instalaciones de la Refinería, están ubicados tres quemadores de campo sin humo y un quemador de campo para emergencias, así como un quemador elevado para desfogues ácidos constituidos por tambores separadores de líquidos con cisternas de bombeo de recuperados.

II) Sistema de tratamiento de efluentes.

Localizado al sur de la Refinería, se diseñó para satisfacer las condiciones de descarga establecidas por los reglamentos de prevención de la contaminación vigentes, que contempla la necesidad de preservar las especies biológicas en la Bahía La Ventosa, y del estero adyacente.

El sistema consta de dos etapas: tratamiento primario y secundario.

En el primario, se utilizan recursos físicos para rescatar el aceite contenido en los efluentes, y aportar agua libre de hidrocarburos al tratamiento secundario.

En el secundario se combina la introducción de aire y la acción bioquímica de las bacterias para eliminar los compuestos tóxicos y malolientes, así como el aceite residual que sobrepasa al tratamiento primario.

Capitulo 2

Revisión de los modelos de la refinería de
Salina Cruz.

Modelo de Operación y Planeación.

Revisión de los modelos de la Refinería Modelo de Operación y de Planeación.⁵

La investigación de operaciones y los modelos.

La investigación de operaciones es la aplicación de técnicas científicas a los problemas de decisión.

El método de la investigación de operaciones se basa en seis pasos y estos son:

- 1 Formulación del problema.
- 2 Desarrollo de un modelo matemático para representar el modelo que se está estudiando.
- 3 Derivación de una solución del modelo.
- 4 Prueba del modelo y de la solución.
- 5 Establecimiento de controles sobre la solución.
- 6 Poner en práctica la solución.

En estas fases de la investigación de operaciones se pueden también considerar : Para cualquier problema necesitamos definir los objetivos y metas generales del sistema, determinar los cursos de acción alternos disponibles al que toma la decisión, transformar el problema en un modelo lógico ó matemático, encontrar una solución que optimice la medida de efectividad - solución factible y óptima - comparar la solución del modelo contra la realidad para determinar si verdaderamente se ha formulado y resuelto el problema en la vida real y el reflujo de tales cambios en el modelo matemático y la implantación con la observación de la conducta de la solución en una situación realista.

⁵ Para evitar una confusión acerca de a qué se refiere el término Operación y Planeación, remítanse al Anexo de "Modelo de Operación y de Planeación, Gráficas, Tablas y Organigrama".

Los modelos se clasifican en tres tipos básicos:

El modelo icónico se asemeja a lo que se supone que representa.

El modelo analógico relaciona las propiedades de la entidad que se está modelando con otras propiedades que son a la vez descriptivas y significativas.

El modelo simbólico ó el modelo matemático/lógico representa una descripción simbólica del proceso ó problema bajo investigación. El modelo matemático representa el conjunto de relaciones entre las variables, los recursos, las restricciones y la función objetivo (medida de efectividad).

Formulación de problemas.

El objetivo básico al desarrollar un modelo de programación lineal de un problema operacional es poder predecir cuál sería la solución óptima, dadas las condiciones iniciales del problema. En muchos casos nuestra habilidad de retratar lo verdadero, lo genuino, el problema, está expuesto a discusión.

Si el modelo es una representación matemática razonable del problema real, los planes basados en la producción pronosticada no nos han desviado mucho y de hecho, no han permitido planear la operación en una manera más eficiente y por lo tanto, con más ganancias.

Al desarrollar la formulación de los problemas en términos de un modelo de programación lineal, debemos cuidarnos de que no se acuse de tener una herramienta para hacer el trabajo y si la herramienta no se ajusta, cambiar el trabajo para que este se ajuste a la herramienta.

Los modelos matemáticos deben producir respuestas que sean comprensibles a las personas responsables del proceso que se está estudiando.

Requisitos para construir un modelo.

Antes de iniciar con la metodología de solución del problema se debe tener un esquema de como es el modelo, cual es el problema a tratar, de donde provienen los datos y restricciones, cuales son las variables dependientes e independientes, que solución debemos de esperar y como debe ser analizada.

Para llevar un mejor orden de los requisitos se pueden listar de la siguiente forma:

- 1) Tener idea de cual es el problema.
- 2) Formular enunciados para el problema y saber cuantas dudas existen.
- 3) Conocer los datos y restricciones.
- 4) Distinguir las variables independientes e dependientes.
- 5) Escoger el método de ataque al problema en base a los datos y restricciones.
- 6) Desarrollar un modelo del problema.
- 7) Seleccionar el método de solución al problema.
- 8) Probar la solución en el modelo.
- 9) Comparar la solución del modelo a la vida real.
- 10) Poner en práctica la solución óptima.

Llevando a la práctica esta teoría analicé el modelo que se maneja en Operación y también con el modelo que se utiliza en Planeación analizando las fallas posibles entre ellos.

La economía de la refinería de Salina Cruz en el modelo.

A través del análisis del modelo para la refinería de Salina Cruz en el mes indicado (febrero), el propósito es realizar un examen, más en profundidad, sobre cómo complementar la información actual para que los estudios económicos tengan mayor validez, y para que el manejo de los modelos sea más realista y cómodo.

De este modo, es decir con resultados más apegados a la realidad y más precisos, se podrán programar adecuadamente los aumentos de eficiencia energética y dar mayor credibilidad a este tipo de estudios, cada vez más importantes y útiles en el mundo de la refinación.

a) Resultados económicos de la refinería de Salina Cruz con el modelo PIMS de Operación.

Antes de examinar los resultados, repasaré sumariamente cómo trabaja el modelo PIMS.

Como un modelo típico moderno de Programación Lineal⁶, PIMS optimiza el funcionamiento de la refinería, sujeto a las restricciones técnicas y económicas que se formulan en el propio modelo. La optimización usual corresponde a una maximización de beneficios.

Para que la optimización sea relevante, se requiere como mínimo

- 1) Contar con un juego válido y coherente de precios.
- 2) Que en el modelo estén debidamente considerados los datos técnicos significativos, por ejemplo, los requerimientos técnicos de energía.

Se supone, además, que el modelo es una buena y eficiente representación de la refinería.

⁶ Programación Lineal: Vease el Anexo "El Método Simplex y Modelamiento Base Delta" que es el método utilizado por PIMS.

El modelo examinado inicialmente, que se utilizaba en Operación, cumplía claramente con los dos requisitos mínimos recién citados.

Para logra los objetivos fijados, era necesario tomar algunas decisiones. La primera de esas decisiones fue ¿cuál sistema de precios utilizar? , por razones de comparabilidad, en esta versión, se utilizaron los precios de transferencia que se calculan en Planeación⁷, a pesar de discreparse en cuanto a la metodología para el cálculo de algunos de ellos.

Otra decisión importante fue ¿cuáles datos técnicos utilizar para representar adecuadamente las necesidades de energía en el modelo de la refinería.?

Los resultados se verán afectados tanto por el sistema de precios adoptado, como por los datos técnicos para representar las necesidades de energía, que se empleen.

Cuáles datos de energía adoptar, lleva a un serio problema, que es la validación del modelo. La validación obviamente no se restringe a la parte energética sino que es igualmente aplicable a los datos técnicos que utiliza el modelo para representar los proceso y operaciones de la refinería.

¿Cuáles son los datos correctos a utilizar? La determinación de parámetros realistas para representar a un proceso en modelos de optimización, simulación ó de control, requiere de una serie de cuidadosas tareas para su determinación. Que son los realizados hasta ahora, para tener una validación de los resultados que genere PIMS. Esta tarea está dirigida para hacer una base de los datos técnicos que requiere PIMS para trabajar. Se lleva al cabo con la captura por día de las condiciones de operación de las plantas en las refinerías, también con la revisión periódica de los usuarios y sus modelos de la refinería con el centro administrativo. Se espera que muy pronto se cuente con un banco de datos técnicos reales del desempeño típico de la refinería.

En el modelo de Planeación, se utilizan los datos de las bibliotecas solo en algunos casos ya que ellos no tienen la facilidad para obtenerlos periódicamente.

⁷ Para evitar involucrar gerencias de PEMEX - Refinación se llamarán los miembros de los equipos Operación y Planeación.

El banco de datos que tendrá Operación en unos años ayudará a todos los usuarios de PIMS y a los que de alguna forma están relacionados con PIMS.

Lo importante a concluir es pues que los diversos datos utilizados, que provienen de las "bibliotecas" de procesos que surte la empresa que ofrece PIMS y que representan ejemplos tipo de refinerías en EUA son datos de "bibliotecas" (incluso documentadamente erróneos en ciertos casos) y con datos para energía, estimados, sabiendo el fuerte efecto que tienen en los resultados económicos y no puede asegurarse la precisión de los resultados.

a) Resultados económicos de la refinería de Salina Cruz.

Presento algunos de los resultados económicos obtenidos, contrastando dos conjuntos distintos de datos técnicos para energía.

Estos resultados se presentan en el Cuadro 3 siguiente.

Cuadro 3. La refinería de Salina Cruz, Índices Económicos. Noviembre. 1993

Resultados del PIMS de Operación

	Operación US\$ / b ⁸	Planeación US\$ / b
Margen bruto de operación	3.74	3.74
Autoconsumo y servicios aux.	0.58	0.80
(autoconsumo energéticos)	0.33	0.55
Margen variable neto de operación	3.15	2.93
Costos de operación (sin deprec.)	0.96	0.96
Margen neto de operación	2.19	1.97
Depreciación ⁹	0.55	0.55

⁸ Se refiere a los coeficientes de la práctica operativa normal (no la óptima) de hace 10 a 15 años , en EUA. Solo los resultados de Operación.

⁹ Dato calculado a partir de enero de 1993, en relación a los costos obtenidos de la Subdirección de Prod.

A esos resultados se llegó con el modelo PIMS de Operación, introduciendo primero un juego de datos para energía que se basa en los que representaban la práctica normal - no la óptima - en plantas de refinerías equivalentes, hace unos 10 a 15 años - esto corresponde al resultado de la columna de Operación -.

En segundo lugar, se emplearon los datos técnicos para energía que utiliza en modelos equivalentes en el Planeación, en base a sus propias estimaciones y de las bibliotecas.

Los demás datos y parámetros del modelo se mantienen iguales. Es decir, se trata de estudiar el cambio en los datos técnicos que representan las necesidades de energía.

Los resultados corresponden, en el caso de Operación, si la energía utilizada se expresa en términos de combustóleo, prácticamente un 5 % del volumen de carga. En el caso del Planeación el mismo cálculo da un 7 % del volumen de carga.

Los efectos en el margen neto de depreciación son importantes, la variación respecto a 1.42, de la cifra mayor es de un 15 % adicional del margen.

Debe observarse que los efectos de este tipo sobre el margen, serán relativamente mayores, cuando el margen por motivos de precios u otros, sea menor.

Se demuestra como varían los resultados frente a distintas estimaciones de la eficiencia energética.

La intención pasó más bien a ilustrar la gran importancia de los datos energéticos en la magnitud de los márgenes de beneficio, y la necesidad esencial de validar los datos técnicos frente a la práctica, para contar con resultados confiables.

Se está realizando el trabajo adecuado de validación de los datos técnicos que se utilizan en el modelo PIMS, por que de no ser así, los resultados que se obtengan, aún con modelos más completos y flexibles no pasarán de ser interesantes y valiosos, pero de dudosa precisión.

b) Estructura de los costos en la refinería de Salina Cruz.

Presento los costos en efectivo de Salina Cruz, tal como se muestran en el cuadro 4 adjunto, para analizar algunas implicaciones.

Mostrar no sólo la importancia de los costos de energía, y poner en evidencia el mecanismo por el cual la energía de autoinsumo (autoconsumo) es una diferencia sino señalar potenciales de ahorro.

Los dos casos son los vistos previamente, la tecnología de hace una década y los datos técnicos de energía adoptados por Planeación.

Puede apreciarse que los únicos costos distintos son los que corresponden a energía, pues esto es coherente con el diseño de los cálculos para obtener sólo la diferencia debida a distintos requerimientos técnicos de energía.

Cuadro 4. Refinería de Salina Cruz, Estructura de Costos en Efectivo, Nov. 1993.

	Oper. US\$ / b ¹⁰	Oper. %	Planeación US\$ / b	Planeación %
Costo en efectivo (sin crudo)	1.54	100.0	1.76	100.0
Servicios	0.58	37.7	0.80	45.5
Energía total	0.57	37.0	0.79	44.9
Energía interna	(0.24)	(15.6)	(0.24)	(13.6)
Energía adquirida	0.33	21.4	0.55	31.3
Servicios auxiliares	0.25	16.3	0.25	14.2
Costos de operación (sin depreciación)	0.96	62.3	0.96	54.5

En refinerías más complejas, la proporción de energía interna es mayor y se presenta en forma de gases de refinería, gases del regenerador de FCC, gases de coque y otras fuentes de energía.

¹⁰ Se refiere a los coeficientes de la práctica operativa normal (no la óptima) de hace 10 a 15 años, en EUA.

Dada una configuración de refinería, y un nivel de eficiencia energética, la energía que debe adquirirse, es pues una diferencia, que se verá afectada fuertemente por dicho nivel de eficiencia. El cuadro da ejemplo de la magnitud en que pueden alterarse los resultados económicos, por lo tanto, apuntan al fuerte potencial de mejorar los resultados económicos vía la eficiencia energética.

La energía en el modelo.

a) Requerimientos y suministros de energía.

Los requerimientos de energía, son las necesidades técnicas de energía que tiene la refinería. En el modelo se expresan por un conjunto de datos técnicos que, planta por planta, indican cuáles son las necesidades de combustible, energía eléctrica y vapor (de cualquier entalpía). Un cálculo simple puede reducir todas estas necesidades a unidades energéticas como Btu ó barriles de combustóleo equivalente.

Finalmente, los requerimientos deben totalizarse, para compararlos con el suministro ó disponibilidad de energía. Es necesario cuantificar las necesidades, no sólo con la instrumentación disponible y, en lo posible, la adecuada, sino tomando en cuenta con mucha claridad cuándo la planta está operando en estado estacionario, y una serie de otras consideraciones cuidadosas, como las características de los crudos utilizados.

Para esto Operación se ha encargado de llevar un control en el desempeño de las plantas con diferentes cargas, esto se hace mes a mes y se emite el Reporte Mensual de la Gerencia correspondiente.

Las necesidades energéticas en términos de vapor, por ejemplo, requieren conocer las condiciones termodinámicas del vapor en cada caso y de los varios tipos de vapor que utiliza la planta. Como ya se indicó, resulta claro que se realiza ese tipo de validación. Se trabaja en la validación de los coeficientes y de los modelos.

Cuando el modelo calcula a qué nivel de producción deben operar las plantas, calcula a la vez, con los datos técnicos citados, las necesidades de energía de cada planta y las totales y establece además un balance de energía para combustible, energía eléctrica y vapor. En principio, si está debidamente formulado el modelo, los requerimientos de energía deben ser iguales a su suministro ó disponibilidad, Se observa esto en el reporte generado por PIMS.

El nivel de los datos técnicos de requerimientos ó de demanda técnica, muestra - por comparación con estándares, ó con plantas tipo de las que se tenga información - el grado de eficiencia por diseño, ó por la época de la tecnología que se utiliza en la planta.

El suministro de energía, se refiere a que fuentes de energía se utilizan para satisfacer cuantitativamente los requerimientos energéticos de la planta.

También debe totalizarse la energía suministrada, para compararla e igualarla con el total de los requerimientos.

Se dispone de la estadística sobre autoconsumos de energía, en términos , por ejemplo, de gas natural, combustóleo y que también se dispone de las compras de energía eléctrica, y con estos datos pueden elaborarse los costos de energía, aún sin conocer la energía interna de los gases de la refinería.

Sin embargo, si no se conoce la energía disponible en los gases y otras fuentes internas, no se tiene un panorama energético claro ó completo de la refinería, ni mucho menos de la estructura de los requerimientos planta por planta. Se desarrolla un control energético por planta cada día y es condensado en un informe que representa por tablas y gráficas el desarrollo que tiene la refinería en ese mes ó en esa semana. Si estos datos técnicos se introducen al modelo de PIMS los resultados a generar serán más precisos.

Es decir, un manejo de la energía adquirida, puede servir para determinar costos, y permitiría llegar a estimaciones globales -vía costos - de la energía necesaria de autoconsumo. Para tener un panorama completo de la energía, se toma en cuenta la contenida en los gases de refinería.

Con las nuevas tendencias en ciclos combinados, coquificación, gasificación de coque, cogeneración, entre otras, seguramente aumentará mucho la importancia de la energía interna y también de las ventas de energía eléctrica en las refinerías del futuro.

Parecería pues que igualar suministro con requerimientos fuera automático y sencillo, y en cierta forma el modelo realiza el ajuste automáticamente; pero en la práctica no es tan sencillo.

La igualación, en la práctica, puede darse en base a utilizar combustibles más caros, pero disponibles con mayor facilidad. También en la práctica, a diferencia del modelo, puede darse un aprovechamiento ó control deficiente de los gases de refinería y una serie de otras condiciones anómalas.

El suministro de energía, contrasta no sólo con los requerimientos, sino encierra información de interés por la propia estructura de suministro.

¿Qué muestra dicha estructura?. Muestra, en primer lugar y como ya se ha señalado, que en refinerías como Salina Cruz, tipo FCC, los gases generados para el sistema de combustible, representan una aportación significativa a la energía de la refinería (del orden de un 30 % de la energía requerida en el caso de Salina Cruz, aunque la proporción veremos que cambia los datos técnicos adoptados). Pero también revela que hace falta complementar los gases con otros combustibles, como el gas natural y el combustóleo.

Resulta vital un buen estudio del sistema de gases combustibles para llegar a cierto realismo ó precisión en el análisis energético de la refinería.

Al comparar el suministro efectivo de energía con su necesidad ó requerimiento (en detalle, planta por planta), se revelan patrones en el uso y/o aprovechamiento eficiente de la energía, y permite cuantificar el nivel de excedentes ó pérdidas (o el potencial de ahorro energético) de la práctica de la refinería, todo esto cuando se compara con una norma de uso determinada.

b) Los datos técnicos de energía.

Las fuentes consistieron de dos plantas tipo, disponibles en modelos de programación lineal (PIMS y Solomon), datos presentados por una consultora en un estudio solicitado por Pemex (A.D. Little)¹¹,

¹¹ El estudio solicitado por PEMEX a A.D. Little tuvo un carácter confidencial, es por ello que no se me permite hablar explícitamente de su metodología de análisis.

Dos manuales técnicos conocidos sobre refinación, el de R.A. Meyers ("Handbook of Petroleum Refining Processes". McGraw-Hill, 1986) y el de J. H. Gary y G. E. Handwerk ("Petroleum Refining Technology and Economics" 2nd ed. Marcel Dekker 1984).

También se compararon las estimaciones de Planeación y los estándares que plantea Solomon como la práctica eficiente actual.

En la Tabla¹² de "Utilización de energía y servicios" se puede apreciar la tabla comparativa. Esa información es presentada así, se presentan los datos tal como aparecen en su fuente original, en algunas fuentes los datos se refieren a l peso de las cargas, en otros al volumen, en ciertos casos están en unidades de energía distintas, etc

Para los datos que llamamos de Operación, se adoptaron los de Gary y Handwerk, que corresponden a la tecnología típica de hace 10 a 15 años.

c) Estructura de los requerimientos energéticos.

Es interesante examinar la Gráfica 4 en el anexo de "Modelos de Operación y Planeación, gráficas, tablas y organigrama". La gráfica presenta la situación cuantitativa, según el modelo, de los requerimientos totales de energía, distribuidos por plantas. Los datos de este caso son lo de Operación.

En la gráfica puede apreciarse cuáles plantas son las que utilizan una mayor proporción de la energía, incluyendo la necesaria para generar electricidad y para los servicios auxiliares. Por el lado del suministro se aprecia que, la proporción de energía interna en los gases corresponde a más del 40% del total, en este caso, y de qué manera se surte el déficit de energía.

La estructura del suministro que figura en líneas adicionales de la gráfica 2, - apréciase en el anexo de gráficos - sin información cuantificada, muestra otras fuentes de suministro que podrán llenarse cuando se cuente con información técnica y operativa adecuada.

Se tiene cierta importancia en estudios cuidadosos sobre el uso de energía.

¹² Tabla incluida en el Anexo "El Modelo de Operación y del Planeación. Gráficas, Tablas y Organigrama"

Capitulo 3

Revisión del modelos de la refinería de
Salina Cruz.

Evaluación de Refinación con Metodología PIMS

(Process Industry Modeling System)

Informe de práctica profesional

Objetivo:

Mantener la vanguardia de las refinerías en la tecnología de sistemas de modelación de procesos para hacer de las refinería más productivas y rentables.

Metas:

- Aprender a utilizar PIMS aplicado a un modelo de una refinería.
- Analizar el método de procesamiento y resultados obtenidos por PIMS.
- Evaluar el modelo de una refinería con el sistema de modelación de procesos industriales.
- Conocer el criterio de evaluación que se utiliza actualmente para las refinerías de petróleo
- Hacer observaciones que puedan ser útiles para el logro del objetivo.

Revisión del modelo de la refinería de Salina Cruz.

a) Variantes del modelo.

Los estudios realizados, muestran que el modelo tenía algunas variantes, como la falta de datos de energía validados, tratamiento insuficiente de servicios auxiliares, la carencia de datos que indiquen la regeneración en la planta FCC (que en PIMS se expresa como un coeficiente de pérdida para representa el coque quemado) pero otras variantes resultan más difíciles de arreglar.

Se introducen un coeficiente de pérdidas para representar el coque quemado en la regeneración de la FCC. Se toman cifras correctas para los costos de servicios auxiliares, sin introducirlas aún en el modelo, y se adoptó un sistema coherente de precios.

b) Modelado de los gases.

En parte, las deficiencias que requieren una revisión del modelo, se originan claramente en el intento inicial de darle más realismo en el tratamiento de los gases. En los modelos usuales de PIMS de Planeación (los ejemplos y bibliotecas que proporciona), los gases salen perfectamente separados de cada planta donde se generan. Las corrientes son pues metano, etano, etileno, propano, propileno, hidrógeno, entre otros.

Es decir se hace una ficción en dichos modelos de que los gases se separan perfectamente en la misma planta en que se generan. Dicha ficción está hecha con fines de simplificar los aspectos matemáticos del problema.

En contraste en los modelos que se diseñaron para Operación, las corrientes de gases son mezclas más realistas, que se diseñaron así con el propósito de que representaran mejor la práctica industrial. En la modelación de PIMS en Operación, es necesario volver a juntar algunos de los gases, en una planta de gas combustible, en la que se utiliza capacidad de separar H_2S , deetanizadora, depropanizadora, etc.

Cada gas que se mezcla tiene un valor calorífico de la mezcla, y compara el gas disponible con las necesidades de gas ó de energía de la refinería. Un detalle es que la mezcla está algo idealizada. Las corrientes de gases reales tienen determinada composición, que no es una mezcla perfecta de sólo gases livianos, y por lo tanto sus propiedades reales difieren de las así calculadas. Las corrientes de gases perfectamente separados, deben verificarse cuantitativamente frente a las corrientes y composiciones reales, para obtener una validación documentada.

En el caso de los gases secos que se dirigen a la planta de gas combustible, se manejan como si fueran homogéneos, de la misma composición y valor calorífico. No sólo en la práctica no es así, ni puede aceptarse como una aproximación válida, sino que no hubiera sido muy difícil tratarlos separadamente y después hacer una mezcla de gases.

El afán de realismo en las corrientes de gases, choca con las limitaciones en la modelación de las plantas. Por ejemplo, en la FCC, como llegan gases de las primarias, de la reductora de viscosidad, y eventualmente, de otras fuentes, para aprovechar la planta de tratamiento y la fraccionadora de la FCC, entonces en el modelo de Operación se optó por colocar datos de gases de entrada a la FCC, bastante elevados, aunque también hay datos elevados de salida, para compensar.

Es decir los datos de gases, se mezclan con los datos del proceso, en el que realmente no intervienen (pues van no al proceso sino a las otras plantas de la FCC).

Ese tratamiento interfiere pues con la modelación del proceso, en la cual realmente no entran dichos gases, y en cuanto a salida, sale parte de los registrados, además, se puede alterar debido a dichas entradas, la capacidad nominal de la planta. Téngase en cuenta además, la carencia del coeficiente de pérdidas para reflejar el coque quemado.

Dicho de otro modo, para evitar la abstracción de que los gases se separen en cada planta, se llega a otra abstracción, que es el mezclar los gases que se tratan y fraccionan en la FCC como parte del proceso.

Otra falla en el modelado del modelo revisado, consiste otra vez, en el tema de las corrientes y tratamiento de gases. Los gases amargos de las plantas hidrodesulfuradoras se dirigen en la práctica a una planta tratadora y separadora de gases.

En el modelo, esa planta tratadora y separadora de gases, se separó en dos, una llamada de gas ácido, para separar el sulfhídrico, que se envía a la planta de azufre, y queda un gas seco que se envía directamente al sistema de gas combustible. En la práctica, ese gas seco, requiere de una separación, para en lo posible recuperar propanos, butanos, etc, y dejar para combustible, sólo las fracciones más livianas.

La composición del gas de refinería pues, no se presenta bien, y el resultado es que el gas combustible en el modelo de Salina Cruz, tiene mucho más volumen y poder calorífico que el real, lo cual naturalmente afecta radicalmente el balance de energía y el económico, de forma indirecta.

El resultado es que los gases del sistema de combustible son mucho más ricos en propanos, butanos y otros, de lo que son en la práctica y se está trabajando en un modelo adecuado para representar esto más real. Para esto se está haciendo una versión de cada corriente de gas combustible y de las plantas que lo originan para evitar estos problemas de balance de energía.

c) Los modelos más flexibles.

La modelación encontrada en Operación incluye "modelos delta"¹³ por que de no ser así la modelación sería simplificada y rígida. El modelo PIMS de operaciones, utiliza la técnica delta.

¹³ Se presenta la metodología del Modelo Base Delta en el Anexo de "Método Simplex y Modelamiento Base Delta"

Los modelos delta se emplean en la programación lineal moderna y permiten que los resultados de la operación en las plantas se ajusten automáticamente a variaciones en por ejemplo, la severidad en la reformadora, el nitrógeno básico y un factor de aromaticidad en la FCC, o el azufre en la carga de las plantas hidrosulfuradoras. Por lo tanto adoptan mayor realismo y flexibilidad.

Aunque también es necesario validar los datos de los modelos delta, por que de no ser así los ajustes serían muy rígidos, que de otra manera deben hacerse a mano, fuera del modelo, por ejemplo, como se realiza para obtener resultados más realistas. Pero introducir los nuevos datos, cada vez, de fuera, es bastante poco eficiente en tiempo.

Un mejor conocimiento de otras opciones, en el manejo operativo y su reflejo en los datos, o de otros niveles de datos, hubiera permitido un análisis mucho más completo.

En Planeación, al utilizar la información de las "bibliotecas" de datos, automáticamente utiliza los modelos delta que vienen con dicha información. Esto puede complicar el funcionamiento del modelo ya que dicha información refleja el desempeño de refinerías en EUA. Es por ello que un modelo de Planeación en su modelación difiere en mucho con los modelos de Operación que están siendo rediseñados continuamente para obtener resultados más apegados a la realidad.

Eso no quiere decir, que los modelos delta que se emplean en Planeación estén validados, sino simplemente que la técnica de los delta, enriquece mucho la modelación.

Conclusiones y Recomendaciones

Conclusiones .

La economía de la refinería de Salina Cruz en el modelo.

a) Importancia de la energía en los costos de las refinerías.

El propósito de esta sección es cuantificar el impacto de la energía en los costos en efectivo de las refinerías, excluido el costo de crudo. La cuantificación se desarrolla con algunos ejemplos, aunque también se utilizan algunos datos de refinerías norteamericanas del Golfo.

Se muestra la magnitud y también la sensibilidad de los costos y márgenes de beneficio, ante distintos niveles de eficiencia energética.

En Salina Cruz, un aumento del 10% en la eficiencia energética implica una mejoría del 18 % en el margen neto de operación ¹⁴.

Se están desarrollando las partes energéticas de los primeros modelos. En Planeación se utilizan algunos de los datos de las bibliotecas, sin embargo, con los trabajos que se están realizando en la Gerencia correspondiente para tener datos validados por las refinerías y el centro administrativo que apoyaran los modelos sean más realistas.

b) Resultados Económicos de Salina Cruz con el Modelo PIMS de Operación.

Se requiere, contar con un sistema coherente de precios y que el modelo cuente con información adecuada sobre los datos técnicos y en particular los de energía.

¹⁴ Esto es analizado en los resultados obtenidos en la sección de "La economía del modelo"

Una parte importante del trabajo fue analizar los datos técnicos utilizados en Planeación en uso de las bibliotecas, encontrando grandes diferencias que influyen en los costos y desempeño de la refinería en el modelo.

Sólo para fines de comparabilidad se utilizó el sistema de precios de transferencia que calcula Planeación.¹⁵

Fue necesario realizar un estudio sistemático de los datos técnicos de energía a utilizar en cada planta, para combustible, vapor y energía eléctrica y los totales. El estudio mostró que los datos de Planeación, generalmente eran los más elevados ya que provienen de las bibliotecas y los de Operación son los estadísticamente utilizados en las refinerías en capacidades típicas.

(Gráfica 1).

Es importante analizar la variación de los resultados económicos a los diversos datos, por que de no ser así no habrá una validación adecuada.

Los efectos de variar los datos de energía son tan fuertes que el trabajo que se realiza para la validación de los datos que se utilizan en el modelo PIMS, obtiene los resultados más precisos con modelos más completos y flexibles, de no ser así no pasarán de ser interesantes y valiosos, pero de dudosa precisión.¹⁶

La energía en el modelo.

a) Requerimientos y suministro de energía.

-Los requerimientos de energía son las necesidades de energía que tienen las refinerías.

¹⁵ Mencionado desde la "Revisión del modelo de Operación y del Planeación"

¹⁶ Conclusión que llegué después del análisis del modelo y de revisar la economía de la refinería.

En el modelo se expresan, para cada planta, por datos técnicos que indican las necesidades de combustible, vapor y electricidad, en relación a la carga de la planta.

Por comparación de los datos con estándares ó con plantas tipo de las que se tenga información se revela el grado de eficiencia que tiene la refinería - y plantas -, en correspondencia con su tecnología de diseño y las prácticas operativas.

El suministro de energía cuantifica las fuentes de energía utilizadas para satisfacer los requerimientos energéticos de la planta.

Es usual que se disponga de la estadística sobre autoconsumo (ó autoinsumos de energía) en términos de, por ejemplo, combustóleo y gas natural utilizados como fuentes de suministro de la energía; también se cuenta con las compras y ventas de energía eléctrica. Con estos datos puede elaborarse las estadísticas del costo de energía.

Sin embargo, la información sobre la energía total utilizada no está completa solo con los datos de autoconsumo. Falta agregar la energía utilizada en los gases de refinería y algunas otras energías internas (Gráfica 2).

Al contar con la información adecuada sobre fuentes de energía interna -como los gases -, puede tenerse claro el suministro total de energía y compararlo entonces con los requerimientos totales.

Los razonamientos anteriores señalan varios temas de importancia para realizar una evaluación económica, y por lo tanto energética, adecuada de una refinería. Los temas son:

- a) contar con datos técnicos de energía debidamente validados,
- b) tener un cuidadoso análisis de los balances energéticos
- c) estudiar también cuidadosamente el sistema de gases combustibles de la refinería.

b) Los datos técnicos de energía.

Para fines de utilizar los datos en el modelo de Operación, se emplearon solamente tres juegos de las fuentes de información estudiadas, el primero, corresponde a la tecnología eficiente que prevalecía, planta por planta, hace 10 a 15 años. El segundo se tomó de las estimaciones de Planeación. Además se utilizó el estándar eficiente actual de Solomon, para fines de ilustrar el potencial máximo en ahorro energético. Se puede observar en el anexo "El Modelo de Operación y Planeación, Gráficas, Tablas y Organigrama".

c) Variación de resultados y datos de energía.

Dada la falta de validación para los datos técnicos de energía, resultó importante analizar la variación de los resultados económicos, al utilizar diversos juegos de datos energéticos.

Así, en el modelo, se utilizaron los tres juegos de datos citados, y además, se emplearon dos juegos más de datos, provenientes no de los datos técnicos, sino del suministro total de energía para noviembre de 1992, el mismo mes empleado en los cálculos del modelo, y también el promedio para todo el año 1992.

Los resultados obtenidos, como era de esperar, muestran una fuerte variación.

Si se expresan los requerimientos totales de energía en términos porcentuales del volumen de carga a la refinería, dichos requerimientos varían desde menos del cuatro por ciento a más de ocho por ciento. Es decir, Salina Cruz, en promedio, durante 1993, utilizó más del doble de la energía que utilizan las refinerías eficientes en la actualidad.

Refinería de Salina Cruz, Requerimientos de Energía, Nov. 1993¹⁷

	Std de Solomon	Operación	Planeación	Promedio 1993
Requerimientos (MMbtu/d)	50,086.00	67,684.00	93,989.00	126,475.00
FOEB/d*	8,279.00	11,187.00	15,535.00	20,905.00
% volumen	3.60	4.90	6.80	8.30

*FOEB/d :Barriles de combustóleo equivalente a carga total

Los efectos sobre los costos y márgenes de beneficio son de importancia, como se muestra en la gráfica 1. Por consiguiente, el potencial de ahorro cuantificado, es importante.

d) Estructura de los requerimientos energéticos.

- En la tabla de "Utilización de Energía y Servicios" , ilustra la estructura de requerimientos (planta por planta) y la estructura del suministro energético.

Revisión del modelo de la refinería de Salina Cruz.

a) Variantes del modelo.

-Los estudios realizados, muestran que el modelo tenía variantes , como falta de diversos datos, tratamiento insuficiente de servicios auxiliares, utilización de precios incoherentes y otros, que procedieron a corregirse por la gente del centro administrativo.

b) Modelado de los gases.

El modelado de los gases, esencial para el análisis energético, tenía dos tipos de variantes en el modelo original de Operación.

¹⁷ Excepto la última columna

Carga media nov/93 227,250 b/día carga promedio/93 252,060 b/día

El primero de esos problemas es por modelar las corrientes de gases en forma más realista, fue necesario adoptar una serie de abstracciones nuevas en las plantas de proceso, y datos de insumo de gases, fuera de lo usual.

El segundo problema consistió en una modelación en el flujo de gases combustibles. Se enviaba gran proporción de propano y butano a la planta de gas combustible, e inicialmente, resultaba un elevado excedente de la energía interna en la refinería.

La observación anterior, obligó a recalcular cuidadosamente todos los flujos y propiedades de los gases de la refinería.

c) Necesidad de modelos más flexibles.

Los modelos delta se emplean en la programación lineal moderna y permiten que los resultados de la operación en las plantas se ajusten automáticamente a variaciones en por ejemplo, la severidad en la reformadora, el nitrógeno básico y un factor de aromaticidad en el FCC, ó el azufre en la carga de las hidrosulfuradoras.

Aunque también será necesario validar los datos de los modelos delta, introducen ajustes mucho más flexibles, que de otra manera deben hacerse a mano, fuera del modelo, por ejemplo, cada mes, si se quiere tener resultados más realistas.

Un mejor conocimiento de otras opciones, en el manejo operativo y su reflejo en los datos, o de otros niveles de datos, hubiera permitido un análisis mucho más detallado.

Recomendaciones

Es necesario resaltar que en todas las refinerías modernas, uno de los sistemas de información y cálculo, esenciales para tomar decisiones, es el de programación y evaluación de producción, en cuyo núcleo suele tener, por lo menos, un modelo de programación lineal - u otros sistemas de modelación más complejos -.

Los modelos de programación lineal que emplea en Planeación, se han utilizado con fines de analizar, hasta ahora, y no estaban integrados al sistema de información para decisión.

En comparación con los de Operación que son esencialmente para la toma de decisiones administrativa y técnica.

Los modelos que trabaja Operación se tienen sus datos técnicos basados en trabajos de captura y condesado de datos por planta en sus diferentes etapas de desempeño. En cambio los utilizados por Planeación están basados en estimaciones y en las bibliotecas.

Par ello se está haciendo un estudio amplio de los requerimientos en datos de energía, calidad de mezclas, estudios de producción y pérdidas para así tener el modelo que más se apegue a la realidad.

Los modelos de PL¹⁸, para integrarse adecuadamente a la práctica de la programación de producción y las decisiones económicas correspondientes, deben adaptarse a esos requerimientos, e integrarse a un manejo técnico mucho más afinado en refinación.

Es necesario además claramente, realizar un extenso trabajo de validación de cifras, a diversos niveles: el de la práctica cotidiana, el de cifras normativas de prácticas más eficientes, y a modelos de planeación a plazos más largos y condiciones más eficientes.

¹⁸ PL: abreviatura de Programación Lineal.

El problema de rentabilidad asociado en función de la energía es crítico y amerita, por lo tanto, la integración de un núcleo de alto nivel en la empresa -auxiliado de los sistemas de información, de operación y técnico-económico - para la adecuada toma de decisiones.

Resulta importante además, que ese núcleo pueda irse preparando para el manejo de modelos más complejos y poderosos, que cumplen fines adicionales a los de programación lineal, ó pueden complementarlos muy eficientemente.

Por ejemplo, en los sistemas más modernos de instrumentación y control, se utiliza un modelo de simulación completo, tanto de toda la refinería interactuando, como de sus plantas individuales. El manejo de este modelo, permite incrementar la eficiencia de la planta y afinar mejor los sistemas de control.

Otro tipo importante de modelos, son los modelos de simulación no lineales, de los cuales hay varios disponibles, con los que puede enriquecerse al análisis técnico y económico de las refinerías.

Bibliografía

Bibliografía

Arnoff, E. Leonard: "The Application of Linear Programming." publicado en *Proceedings of Conference on Operations Research in Production and Inventory Control*, págs. 47-52, Case Institute of Technology, Cleveland, Ohio, USA, 1954.

Dantzig, G.B., S. Johnson y W. White: "A Linear Programming Approach to Chemical Equilibrium Problem", *Management Science*, vol. 5, no. 1, octubre, 1958.

Reinfeld, Nyles V.: "Do You Want Production or Profit?", *Tooling and Production*, vol. 20, no. 5, págs. 44-48, 69, agosto, 1954.

Aronosfsky, J.S. y A.C. Williams: "The Use of Linear Programming and Mathematical Models in Underground Oil Production", *Management Science*, vol. 8, no. 4, julio, 1962.

Catchpole, A.R.: " The Application of Linear Programming to Integrated Supply Problems in the Oil Industry", *Operational Research Quarterly* (U.K), vol. 13, no. 2, junio, 1962.

Faur, P.: "Elements for Selection of Investments in the Refining Industry", *Proceedings of the Second International Conference on Operational Research*, English Universities Press, Ltd., Londres, y John Wiley & Sons, Inc., New York, 1960.

Garvin, W.W., H.W. Grandell, J.B. John y R.A. Spellman: " Applications of Linear Programming in the Oil Industry", *Management Science*, vol. 3, no. 4, julio, 1957.

Manne, Alan S.: "Concave Programming for Gasoline Blends", P-383, *The RAND Corporation, Journal of the Operations Research Society of America*, vol. 1, no. 3, págs. 148, mayo, 1953.

Manne, Alan S.: "Scheduling of Petroleum Refinery Operations", 181 páginas, *Harvard Economic Studies*, vol. 48, Harvard University Press, Cambridge, Mass., 1956.

R.A. Meyers.: "Handbook of Petroleum Refining Process", McGraw-Hill, 1986

J.H. Gary y G.E. Handwerk.: "Petroleum Refining Technology and Economics"
2nd. de. Marcel Dekker, 1984.

Symonds, Gifford H.: "A Crude Allocation Problem.", *A Manufacturing Technical Committee Report* , publicado como Cap. 9 (págs. 63-74) de "Linear Programming: The Solution of Refinery Problems", Esso Standard Oil Company, New York, 1955.

Symonds, Gifford H.: "Linear Programming: The Solution of Refinery Problems",
74 páginas, *Esso Standard Oil Company*, New York, 1955.

Symonds, Gifford H.: "Optimum Production Rates and Inventory to Meet Uncertain Seasonal Requirements". *A Manufacturing Technical Comittee Report, de la Esso Standard Oil Company*, Linden, N.J., publicado como Cap. 6 (págs 37-46) de "Linear Programming: The Solution of Refinery Problems", Esso Standard Oil Company, New York, 1955.

Leo Aahund.: "LatinAmerica offers diverse crudes for use in refineries", *Oil & Gas Journal*, págs. 88-90, Oct,24,1993.

Leo Aahund.: "Eight additional LatinAmerica crudes assayed", *Oil & Gas Journal*, págs. 105-109, Nov,7,1993.

S. Gass.: "Guía Ilustrada para la programación lineal"., págs. 146 - 153, Editorial Continental, México, 1968.

Vazsonyi, Andrew: "Optimizing a Funtion of Additively Separated Variables Subject to a Simple Restriction", *Proceedings of the Second Symposium in Linear Programming*, vol. II, Págs. 453-469 .

PEMEX - Refinación.: "Folleto de la Refinería de Salina Cruz", Superintendencia General Refinería "Antonio Dovalí Jaime", Junio 1993. 152 páginas.

Anexo "A"

Características del Petróleo de Alimentación a la
Refinería de Salina Cruz.

Características del Petróleo de Alimentación a la Refinería de Salina Cruz, Oaxaca.

Istmo¹⁹

<u>Crudo</u>		
Gravedad,	°API @ 60° F	32.8
Azufre,	% Peso	1.51
Prueba de fluidez	°F	-15
Viscosidad,	SUS @ 70° F	65.53
Viscosidad,	SUS @ 100° F	43.91
RVP,	Psi @ 100° F	6.4
H ₂ S,	ppm.	102
n-butano y ligeros,	% peso	1.2

<u>Despuntado</u>		
Rango de temperaturas	°F	60 - 200
Eficiencia,	% vol.	9.1
Azufre total,	% peso	0.046
RON (puro)		62.6
RON + 3 ml. de TEL/gal		82.4

<u>Nafta</u>		
Rango de temperaturas	°F	60 - 400
Eficiencia,	% vol.	29.9
Parafinas,	% vol.	64.40
Naftenos,	% vol.	21.02
Aromáticos,	% vol.	14.58
Azufre total,	% peso	0.054
RON (puro)		44.5
RON + 3 ml. de TEL/gal		67.0

¹⁹ Leo Aahund.: "LatinAmerica offers diverse crudes for use in refineries", Oil & Gas Journal, págs. 88-90, Oct.24,1993.

Kerosina

Rango de temperaturas,	°F	400 - 500
Eficiencia,	% vol.	12.5
Gravedad,	° API	41.2
Punto de congelamiento	°F	-36
P/N/A,	% vol.	47.4/30.9/21.7
Azufre total,	% vol.	0.23
Punto de anilina,	°F	143.2
Punto de humo,	mm.	22

Gasóleo Ligero

Rango de temperaturas,	°F	500 - 650
Eficiencia,	% vol.	16.0
Gravedad,	° API	32.3
Punto de fluidez,	°F	+25
P/N/A,	% vol.	41.2/33.3/25.5
Azufre total,	% peso	1.19
Carbón ramsbotton	% peso	0.01
Punto de anilina,	°F	156.3
Indice de cetano		52.5

Residuo primario.

Rango de Temperaturas	°F	650 +
Eficiencia,	% vol.	40.4
Gravedad,	° API	15.5
Viscosidad,	SUS @ 210 °F	145.47
Viscosidad	SUS @ 122 °F	149.53
Punto de fluidez,	°F	+55
Azufre total,	% peso	2.94
Carbón ramsbotton	% peso	8.08
Nitrógeno,	%	0.2065
Ni/V,	ppm	14.8/67.1

Gasóleo de vacío.

Rango de temperaturas	°F	650 - 1100 +
Eficiencia del crudo,	% vol.	28.5
Gravedad,	° API	19.7
Punto de anilina,	°F	181.1
Viscosidad,	SUS @ 130 °F	207.9
Punto de fluidez,	°F	+110
Azufre,	% peso	2.45
Carbón ramsbotton	% peso	0.97
Ni/V,	ppm	4.31

Residuo de vacío.

Rango de temperaturas	°F	1100 +
Eficiencia del crudo,	% vol.	11.9
Gravedad,	° API	4.2
Viscosidad,	SFS @ 275 °F	235.8
Azufre,	% peso	4.18
Carbón ramsbotton	% peso	23.08
Ni/V,	ppm	37/210

Maya²⁰

Crudo

Gravedad,	° API @ 60 °F	22.0
Azufre,	% peso	3.32
Prueba de fluidez,	°F	0
Viscosidad,	SUS @ 70° F	1024.57
Viscosidad,	SUS @ 100° F	333.62
RVP,	Psi @ 100° F	4.7
H2S,	ppm	199
n-butano y ligeros,	% vol.	1.5

Despuntado.

Rango de temperaturas	°F	60 - 200
Eficiencia,	% vol.	5.2
Azufre total,	% peso	0.025
RON (puro)		57.7
RON + 3 ml. de TEL/gal		80.9

Nafta

Rango de temperaturas	°F	60 - 400
Eficiencia,	% vol.	19.7
Parafinas,	% vol.	60.60
Naftenos,	% vol.	27.03
Aromáticos	% vol.	12.37
Azufre total,	% peso	0.213
RON (puro)		38.1
RON + 3 ml. de TEL/gal		57.6

²⁰ Leo Aahund.: "Eight additional LatinAmerica crudes assayed", Oil & Gas Journal, págs. 105-109, Nov,7,1993

Kerosina

Rango de temperaturas	°F	400 - 500
Eficiencia,	% vol.	9.6
Gravedad,	° API	39.6
Punto de congelamiento	°F	-29
P/N/A,	% vol.	45.4/33.7/20.9
Azufre total,	% peso	1.16
Punto de anilina,	°F	142.2
Punto de humo,	mm.	20

Gasóleo ligero.

Rango de temperaturas	°F	500 - 650
Eficiencia,	% vol.	12.8
Gravedad,	° API	30.6
Punto de fluidez,	°F	+30
P/N/A,	% vol.	36.8/34.1/29.1
Azufre total,	% peso	2.17
Carbón ramsbotton	% peso	0.08
Punto de anilina,	°F	152.8
Indice de cetano		51.0

Residuo Primario.

Rango de temperaturas,	°F	650 +
Eficiencia,	% vol.	56.4
Gravedad,	° API	7.7
Viscosidad,	SUS @ 210 °F	3370.63
Viscosidad,	SUS @ 122 °F	23755
Punto de fluidez,	°F	+115
Azufre total,	% peso	5.04
Carbón ramsbotton	% peso	17.83
Nitrogeno	%	0.4245
Ni/V,	ppm	87.8/535.0

Gasóleo de vacío.

Rango de temperaturas	°F	650 - 1100 +
Eficiencia del crudo,	% vol.	25.2
Gravedad,	° API	18.3
Punto de anilina,	°F	167.4
Viscosidad,	SUS @ 130 °F	270.17
Punto de fluidez,	°F	+105
Azufre,	% peso	3.14
Carbón ramssbottom	% peso	0.69
Ni/V,	ppm	0.9/1.9

Residuo de vacío

Rango de temperaturas	°F	1100 +
Eficiencia del crudo,	% vol.	31.2
Gravedad,	° API	0.5
Viscosidad,	SUS @ 275 °F	muy duro.
Azufre,	% peso	5.78
Carbón ramssbottom	% peso	26.2
Ni/V,	ppm	149/913.

Anexo "B"

Método Simplex y Modelamiento Base Delta.

El método Simplex.²¹

El problema de Programación Lineal es como sigue:

Encuentre un conjunto de números x_1, x_2, \dots, x_n que minimice ó maximice una *función lineal del objetivo*.

$$c_1x_1 + c_2x_2 + \dots + c_jx_j + \dots + c_nx_n \quad (1)$$

sujeta a restricciones lineales (2)

$$a_{11}x_1 + a_{12}x_2 + \dots + a_{1j}x_j + \dots + a_{1n}x_n = a_{10}$$

$$a_{j1}x_1 + a_{j2}x_2 + \dots + a_{jj}x_j + \dots + a_{jn}x_n = a_{j0}$$

$$a_{m1}x_1 + a_{m2}x_2 + \dots + a_{mj}x_j + \dots + a_{mn}x_n = a_{m0}$$

Y las restricciones de no negatividad (3)

$$x_1 \geq 0$$

$$x_2 \geq 0$$

$$x_j \geq 0$$

$$x_n \geq 0$$

En un problema de programación lineal uno desea encontrar una solución no negativa a un conjunto de restricciones lineales que optimizan, o sea, maximizan ó minimizan, una función lineal del objetivo. Las c_j se llaman datos de costo y las a_{j0} datos del lado derecho. Las restricciones lineales pueden ser ecuaciones, como se indicó anteriormente ó desigualdades lineales de la forma (4)

$$a_{j1}x_1 + \dots + a_{jn}x_n \leq a_{j0}$$

las desigualdades se pueden transformar en ecuaciones por la adición ó sustracción apropiada de una *variable de holgura* no negativa.

Para (4) se tiene que (6)

$$a_{j1}x_1 + \dots + a_{jn}x_n + x_{n+1} = a_{j0}$$

$$x_{n+1} \geq 0$$

²¹ Información resumida del libro "Guía Ilustrada para la Programación Lineal", Saul Gass, págs. 146-153, Ed. Continental, México, 1968.

cada desigualdad tiene asociada una variable de holgura distinta. Cada variable de holgura mide la diferencia entre los lados derecho e izquierdo de la desigualdad dada.

Como la forma de un problema de programación lineal requiere que todas las variables sean no negativas, debemos notar que una variable no restringida a ser no negativa siempre puede expresarse como la diferencia entre dos variables no negativas; así, $x_j = x'_j - x''_j$, donde $x'_j \geq 0$ y $x''_j \geq 0$.

Un problema de programación lineal puede contener cualquier mezcla de restricciones lineales. Para propósitos de cómputo, las restricciones básicas (2) de un problema de programación lineal siempre se pueden expresar en términos de ecuaciones tales que el número de ecuaciones m sea menor que el número de variables n . Esto hace que (2) sea un conjunto *indeterminado* de ecuaciones lineales que puede considerarse como un superplano en un espacio n -dimensional, el *espacio de solución* del conjunto de ecuaciones lineales es, en general, un *poliedro convexo*. Los algoritmos de cómputo de la programación lineal determinan, entre todas las soluciones posibles, aquella que optimiza la función del objetivo. Puesto que el espacio de solución puede estar ilimitado en la dirección de la optimización, también puede estar ilimitado el valor óptimo de la función del objetivo.

Maximizar una función lineal es igual a minimizar el negativo de la función lineal.

Teoremas de Programación Lineal.

Teorema 1: El conjunto de todas las soluciones factibles al problema de programación lineal es un conjunto convexo.²²

Teorema 2: La función objetivo alcanza su mínimo en un punto extremo del conjunto convexo generado por el conjunto de soluciones factibles a los problemas de PL.

²² Conjunto convexo es aquel que contiene la línea recta que une dos puntos cualesquiera en el conjunto.

Si alcanza su mínimo en más de un punto extremo, entonces toma el mismo valor para toda combinación convexa de esos puntos en particular.

Teorema 3: Si se puede encontrar un conjunto de $k \leq m$ vectores P_1, P_2, \dots, P_k , que sean linealmente independientes, y tales que:

$$x_1 P_1 + x_2 P_2 + \dots + x_k P_k = P_0$$

y toda $x_j \geq 0$, entonces el punto $X = (x_1, x_2, \dots, x_k, 0, \dots, 0)$ es un punto extremo del conjunto convexo de soluciones factibles. En este caso X es un vector de n dimensiones cuyos últimos $n - k$ elementos son cero.

Teorema 4: Si $X = (x_1, x_2, \dots, x_n)$ es un punto extremo de un conjunto convexo, entonces los vectores asociados con las x_j positivas forman un conjunto linealmente independiente. De ahí se sigue que, cuando mucho, m de las x_j son positivas.

Teorema 5: $X = (x_1, x_2, \dots, x_n)$ es un punto extremo de un conjunto convexo si, y sólo si, las x_j positivas son datos de vectores linealmente independientes P_j en $\sum_{j=1}^n x_j P_j = P_0$

Teorema 6: Si hay una solución factible, también hay una solución factible básica.

Teorema 7: Si la función del objetivo posee un mínimo finito, entonces al menos una solución óptima es una solución factible básica.

Estos teoremas nos permiten restringir la búsqueda de una solución óptima a los puntos extremos del conjunto convexo de todas las soluciones posibles.

El procedimiento de cómputo fundamental para resolver cualquier problema de programación lineal es el **Método Simplex**, podemos, una vez que se ha determinado una primera solución factible básica (punto extremo), obtener una solución factible básica en un número finito de pasos.

Estos pasos, ó iteraciones, consisten en encontrar una nueva solución factible básica cuyos valores correspondientes de la función del objetivo sean menores que (o en el peor de los casos iguales) el valor de la función del objetivo para la solución precedente. Este proceso se continúa hasta que se obtiene una solución mínima con un valor finito ó infinito de la función del objetivo. La descripción matemática del método simplex normal es expuesta a continuación.²³

Suponga que todos los datos del vector P_0 son no negativos. Siempre podemos multiplicar una ecuación por -1 para hacer que la correspondiente $a_{i0} \leq 0$. Sea B_1 una base factible; esto es, de las ecuaciones $PX_0 = P_0$, se ha encontrado una solución factible básica, donde $X_0 = B_1^{-1}P_0 \geq 0$. En la práctica, B_1 es usualmente una matriz unitaria de orden m y la primera solución factible correspondiente se obtiene con rapidez puesto que la inversa de una matriz unitaria es una matriz unitaria.

Para este caso, $X_0 = P_0$. En aquellas situaciones donde una matriz unitaria apropiada no se da como parte del problema, se le añade al mismo una base unitaria artificial para empezar.

Suponiendo una base unitaria para la primera solución factible y reordenando los vectores de la base de modo que $B_1 = (P_1, P_2, \dots, P_m)$, la tabla simplex

(tabla de cómputo) toma la forma siguiente

Base	P_0	$P_1 \dots P_1 \dots P_m$	$P_{m+1} \dots P_j \dots P_k \dots P_n$
P_1	x_{10}	$1 \dots 0 \dots 0$	$x_{1,m+1} \dots x_{1j} \dots x_{1k} \dots x_{1n}$
P_i	x_{i0}	$0 \dots 1 \dots 0$	$x_{i,m+1} \dots x_{ij} \dots x_{ik} \dots x_{in}$
P_m	x_{m0}	$0 \dots 0 \dots 1$	$x_{1,m+1} \dots x_{mj} \dots x_{mk} \dots x_{mn}$
	x_{00}	$0 \dots 0 \dots 0$	$x_{0,m} \dots x_{0j} \dots x_{0k} \dots x_{0n}$

donde $x_{ij} = a_{ij}$, para $i=1, \dots, m$ y $j=0, 1, \dots, n$; la solución factible básica es:

²³ El nombre simplex se le dió a esta técnica ya que uno de los primeros ejemplos resueltos con este procedimiento contenía la desigualdad $x_1 + x_2 + \dots + x_n \leq 1$, lo que define un simplex (tetraedro generalizado) con intersecciones unidas en el espacio n-dimensional.

$X_{01} = (x_{10}, \dots, x_{m0}) = B^{-1}P_0$; y en general podemos definir $X_{j1} = (x_{1j}, x_{2j}, \dots, x_{mj})$ igual a $B^{-1}P_j$. El valor de la función objetivo es $x_{00} = S_0$ en la base c_1x_{10} . Los números x_{0j} para $j=1, \dots, n$ están definidos por $x_{0j} = S_j$ en la base $c_1x_{1j} - c_j$.

En término de suma se denomina costo indirecto y algunas veces se designa por $z_j = S_j c_1x_{1j}$. Nótese que $x_{0j} = 0$ para cualquier j en la base. Los siguientes teoremas indican la necesidad y el uso de x_{0j} .

Teorema 1: Si, para cualquier j , la condición $x_{0j} > 0$ es válida, entonces se puede construir un conjunto de ecuaciones factibles, tales que $x'_{00} < x_{00}$ para cualquier miembro del conjunto, donde el límite inferior de x'_{00} es finito ó infinito. (x'_{00} es el valor de la función objetivo para un miembro particular del conjunto de soluciones factibles).

Caso I. Si el límite inferior es finito, se puede construir una nueva solución factible básica, con exactamente m variables positivas, cuyo valor de la función objetivo es menor que el valor de la solución precedente; o sea, $-\infty < x'_{00} < x_{00}$.

Caso II. Si el límite inferior es infinito, se puede construir una nueva solución, que consista de exactamente $m+1$ variables positivas, cuyo valor de la función objetivo se puede hacer arbitrariamente pequeño.

Teorema 2: Si para cualquier solución factible básica $X = (x_{10}, x_{20}, \dots, x_{m0})$ las condiciones $x_{0j} \leq 0$ son válidas para toda $j = 1, 2, \dots, n$, entonces la solución es una solución factible mínima.

El teorema 1 supone que no hay degeneración; o sea, todas las soluciones factibles básicas al problema son estrictamente positivas (toda $x_{i0} > 0$).

Para determinar una nueva solución factible básica, se llevan a cabo los siguientes pasos. Estos pasos cambian la base del vector por vector hasta que se encuentra la condición de terminación.

1. Calcule todas las x_{0j} .
2. ¿ Son todas las $x_{0j} \leq 0$ para $j = 1, 2, \dots, n$? (Este conjunto de desigualdades se denomina el **criterio de optimalidad**). Si lo son, la solución actual es una solución óptima, y el

procedimiento se detiene. Para cualquier $x_{0j} = 0$ en que P_j no esté en la base óptima, se puede obtener una solución óptima alterna al introducir este vector en la base. Si no lo son, seleccione como el vector que se introducirá en la nueva solución, el vector P_k cuyas $x_{0k} = \max; x_{0j} > 0$. Si hay empates, seleccione cualesquiera

3. Para asegurarse la factibilidad de la nueva solución, el vector a eliminarse de la base es el vector P_l que corresponde a : $x_{l0}/x_{lk} = \min_{x_{ik} > 0} x_{i0}/x_{ik}$

Si hay empates, seleccione cualquiera. Si toda $x_{ik} \leq 0$, entonces el problema tiene una solución óptima ilimitada, y el procedimiento termina. Si la razón $x_{l0}/x_{lk} \geq 0$ resulta igual a cero (esto implica el caso degenerado con $x_{l0} = 0$), el valor de la función objetivo para la nueva solución será el mismo que antes. El elemento x_{lk} se llama *elemento pivote*.

4. Determine la nueva solución y la nueva tabla simplex, al aplicar las siguientes fórmulas (eliminación de Gauss):

$$x'_{ij} = x_{ij} - x_{ij}x_{jk}/x_{lk} \quad i \text{ diferente de } l \text{ quedando entonces : } x'_{lk} = x_{ij}/x_{lk}$$

Estas fórmulas son válidas para $i = 0, 1, \dots, m$ y $j = 0, 1, \dots, n$. La x'_{ij} para $j=0$ es la nueva solución factible básica; x'_{00} es el nuevo valor de la función objetivo; x'_{0j} son los nuevos números de costos indirectos menos costos directos. Esta transformación es equivalente a determinar una nueva base factible B_2 tal que el nuevo vector de solución es $X_{02} = B_2^{-1}P_0$ y la $x_{j2} = B_2^{-1}P_j$.

Los pasos anteriores se repiten para los datos de la nueva tabla. Note que la transformación hará que la matriz unitaria de la tabla inicial se transforme en la inversa de base actual.

Si el problema original no tiene solución factible alguna, el método simplex terminará con variables artificiales con un nivel positivo en la solución óptima.

La tabla de cómputo y los pasos del método simplex se pueden modificar fácilmente para tomar en cuenta costos infinitos.

¿Qué es Recursión?.

En los días de programación lineal, cuando un modelo es construido para representar un proceso tal como una refinería, hubo la necesidad de datos en el modelo que toman para ser estimados. Estos datos fueron usualmente datos de propiedades físicas de materiales usados en la refinería para producir productos refinados.

Una buena distribución de estos datos son dependientes en otros factores tales como calidades de carga y condiciones de operación. Ellos son dependientes en la composición de la alimentación de crudo a destinar por la refinería ó el modo de procesar de las unidades de la refinería que fueron operados.

Muchos de estos datos fueron estimados por el usuario, los datos en el modelo son inexactos ó erróneos. Para compensar esto, una técnica fue desarrollada para intentar mejorar los datos tal como el modelo estaba siendo resuelto. Esta técnica, que viene es conocida como recursión.

Metodología de la Recursión.

El optimizador primero resuelve el modelo con los datos estimados en él. Después resuelve el modelo, escribiendolo como un programa de computadora externo en un lenguaje de computadora (ejemplo; Fortran, PL/1 ó lenguaje ensamblador) calcula los datos de propiedades físicas usadas en el modelo de la solución óptima.

El programa externo examina la solución óptima producida por el optimizador y calcula los datos de propiedades físicas de los productos utilizando la composición de la carga en la solución anterior. Estos datos se añaden al modelo (matriz de programación lineal) con esto se actualizan los datos estimados con los datos exactos. El modelo puede resometerse al optimizador y resolver de nuevo.

Esta segunda solución es entonces examinada por el mismo programa externo, los mismos datos son recalculados, el dato recalculado es añadido en la matriz del programa lineal y el modelo se resuelve de nuevo.

Este proceso puede ser repetido hasta que los cambios en los datos calculados son suficientemente pequeños y cumplen las tolerancias del programa externo.

La recursión, es el proceso para resolver un modelo, examinando la solución óptima utilizando un programa externo, calculando datos de las propiedades físicas, actualizando los datos calculados usados en el modelo y resolviendo el modelo otra vez.

Este proceso es repetido hasta que los cambios en los datos calculados cumplen el rango de tolerancias especificadas.

Conceptos para la Recursión.

Restricciones (renglones).

A. Las restricciones de un proceso pueden ser desigualdades e igualdades .

B. Los tipos de renglones encontrados en un modelo de proceso son balances de materia, especificaciones de mezcla, proporciones, capacidades de las unidades, balances de servicios auxiliares, balances de propiedades de las corrientes y otras limitaciones de la unidad de proceso.

Variables (columnas ó vectores).

A. Estos representan a lo desconocido en la matriz. En un programa lineal hay más variables desconocidas que renglones de restricción ó ecuaciones.

B. Se desconoce de una columna su "actividad" ó valor, en la solución óptima. Por ejemplo, las fracciones de cada crudo, propiedades de mezcla, eficiencia en la unidad de proceso, etc. estas características deben ser conocidas primeramente y estar a disposición del optimizador.

C. Las columnas representan generalmente flujos. Este flujo puede ser en términos de masa, tal como en libras, toneladas ó volumen, tal como barriles, pies cúbicos.

D. En algunos casos el método toma varias columnas para modelar adecuadamente la corriente de un modelo de proceso.

E. En cada columna usualmente pueden entrar uno ó más renglones de restricción.

F. Los tipos de columna encontrados en un modelo del sistema pueden ser:

1. compras
2. ventas
3. vectores de especificación de mezcla
4. vectores de formulación de mezcla
5. vectores del proceso del submodelo
6. vectores error de las propiedades de recursión distributiva
7. vectores de control especificados por el usuario.

Limitantes (RHS)

A. La limitante de un renglón que forza a la "actividad" de ecuación a igualar lo requerido utilizando: mayor que, menor que, igual que, mayor e igual que, menor e igual que.

El renglón limitante menor que ó igual que puede indicar el máximo de actividad de ese renglón.

B. La actividad de un renglón es la suma algebraica de cada actividad de la columna multiplicada por ese coeficiente en el renglón.

C. Las unidades de las restricciones de las limitantes deben ser consistentes con las unidades de su renglón correspondiente.

D. Los renglones limitantes también pueden ser cero.

Rangos.

A. Los rangos representan los límites superiores e inferiores del renglón de actividad.

Límites.

A. La sección de límites en un programa lineal es utilizada para situar los límites superiores e inferiores en la actividad de una columna en la solución óptima.

Cuando los límites superiores e inferiores son iguales, la actividad de la columna es fijada a este nivel de actividad.

B. Todas las columnas tienen un límite superior de infinito y un límite inferior menor de cero, el usuario puede cambiar ambos.

Coefficientes de la matriz.

A. Los datos de la matriz son los renglones de una columna que definen todas las propiedades relevantes de la columna incluyendo el rendimiento, disposición, propiedades físicas, consumo de servicios, y capacidad.

B. Los datos son también las columnas de un renglón que relaciona una propiedad en particular para varias columnas.

C. La actividad de un vector es multiplicada por el coeficiente en un renglón y eso es igual a la contribución de esta columna para la actividad del renglón.

D. Las unidades de una columna multiplicadas por las unidades de un renglón deben ser consistentes a las unidades del renglón.

E. Se puede señalar que el optimizador del programa lineal trata con números únicamente.

El optimizador no tomará en cuenta las unidades. Para esto el usuario deberá mantener un sistema de unidades y estar seguro de que las unidades empleadas en todas las columnas y datos son consistentes.

¿ Qué es una recursión distributiva ?

El defecto de las técnicas de recursión es muy serio. El mayor problema está en la comparación del último valor calculado y el último valor estimado en la matriz son siempre un ciclo de soluciones sin actualizar.

Las diferencias entre el valor estimado y el calculado no son representados en la matriz por consideración en la solución actual.

Otro problema es la "visibilidad".

El uso de un material después de ser producido con propiedades físicas nuevas no puede ser visto antes de ser producido inicialmente y examinar las oportunidades que pueden existir si las propiedades físicas donde son diferentes, (no puede ver de donde viene, no tampoco las propiedades que tenía ya al salir del submodelo).

De la misma forma, las propiedades físicas de un material producido antes de ser calculado no es influenciado por los requerimientos de las propiedades físicas del material usado después del cálculo.

Este fenómeno de poder "ver atras" ó "ver adelante" está referido como "ser capaz de ver del otro lado de la esquina".

Diferencias con la recursión simple.

La recursión distributiva es lo siguiente a una extensión lógica de la recursión descrita anteriormente. En una recursión simple, la diferencia entre lo supuesto por el usuario y el valor de resolución óptimo es calculado en un programa aparte, que actualiza y resuelve de nuevo la matriz.

La estructura del modelo de recursión distributiva sugiere que existe el error del cálculo del lado de la solución de programación lineal al añadir en la misma matriz actualizada del programa lineal.

La idea en total es proveer "visibilidad". Para permitir el producir un material y ver los requerimientos del usuario posteriormente y así permitir que el usuario siguiente de un material vea las restricciones de producción del producto hecho antes en la matriz actualizada y resuelta del programa lineal.

Esto permite al optimizador hacer un balance económicamente de los costos de producción de algún material contra los valores de las propiedades físicas para la localización del material siguiente.

¿Cuál es el mecanismo de la Recursión Distributiva ?.

Después que la matriz actualizada es resuelta, utilizando estimados iniciales de las propiedades físicas, los valores nuevos son calculados e insertados en la matriz para otra solución en el programa lineal. La mayor distinción entre la recursión distributiva y una recursión simple es el manejo de las diferencias entre lo supuesto y la solución actual. Estas diferencias están referidas a un "error" de estimación.

Cuando el usuario supone las propiedades físicas de una mezcla recursado en un modelo de programación lineal, el error se genera por que el usuario siempre supone incorrectamente.

La parte de distribución de la recursión distributiva es el hecho que el error está distribuido para donde la cantidad estaba siendo usada.

Se recursan las propiedades físicas de la mezcla ó alimentación y se puede "ver" de donde vinieron esos datos de propiedades evaluando la calidad para saber si existirá un beneficio ó una penalidad de calidad.

La estructura de la matriz distributiva provee visibilidad para la fuente de disposición y viceversa (de la fuente al consumidor).

En un modelo de PL, los renglones de balance de materia pueden ser inexactos. Sin embargo, los renglones del balance de recursión y los renglones de las propiedades son exactos y deben ser iguales a cero.

Todas las demás estructuras de recursión distributiva deben ser explícitamente provistas por el usuario.

Esta diferencia del supuesto y el calculado es el "error" que se ha creado cuando se supone la propiedad y se falla en lo asumido. El error es sumado en el "vector de distribución de error" que es una columna RPRPALM creada por PIMS.

La primer letra indica que es un renglón de recursión, las tres siguientes que se recursará una propiedad física (PRP) y las últimas que la variable es ALM o sea una alimentación.

Modelamiento Base Delta

El Modelamiento Base Delta (MBD) es utilizado especialmente cuando se desconoce la composición de alimentación en mezclas de carga. Utilizando la técnica de recursión distributiva - antes mencionada -, para estimar las propiedades de la mezcla de alimentación necesarias, y cuando la solución sea la correcta, tener las propiedades correctas para predecir las eficiencias de productos y las propiedades.

Se necesita un parámetro de la calidad de alimentación que es fácilmente medido y predice correctamente las eficiencias de productos y/o propiedades.

El MBD está desarrollado para datos que tengan relaciones NO LINEALES.

Su mecanismo de manejo de la Base Delta es el siguiente:

En un modelo basado en delta la actividad de la severidad de las columnas en la solución está dirigida por renglones "E.....". Un renglón "E....." es un renglón en la matriz que inicia con la letra E y tiene una actividad del renglón que será igual a cero. Los renglones "E" son renglones de igualdad.

Considerando la siguiente estructura: (notece que es la misma que en la tabla SCCU).

	BAS	CCA	
ECHGCC1	1.0000	-1.0000	= 0

La actividad de la columna CCA es la alimentación total a la unidad catalítica SCCU.

Si la actividad de la columna CCA es 40.0 TPD, la ecuación ECHGCC1 requiere que la actividad de la columna BAS deberá también ser 40.0 TPD. La actividad de la columna BAS está regida por el renglón ECHGCC1 para igualar la actividad de la columna CCA de 40.0 TPD.

En forma aritmética se ve así:

	BAS	CCA	
actividad	40	40	
actividad * coeficiente			
ECHGCC1	+1*40	-1*40	= 0
	= +40	= -40	= 0

El MBD²⁴ utiliza este concepto para hacer ajustes a eficiencias en los procesos del submodelo y/o propiedades de corrientes basadas en alguna propiedad predeterminada ó propiedades de alimentaciones.

Siguiendo el ejemplo anterior, ahora con alguna propiedad de alimentación:

	BAS	AF1	CCA	
ECHGCC1	1		-1	= 0
EAFCCC1	17.8	10.4	-24.1796	= 0

La propiedad de factor de aromaticidad ó AFC.

Esta propiedad es calculada de una fórmula y es un índice de que tan bien está la carga de la catalítica para procesar. Esta medida es la cantidad de gasolina que se ha producido.

Por ejemplo, si es alto el AFC, la gasolina es poca y el aceite cíclico aumenta.

La actividad de la columna BAS está reguida para ser igual a CCA por medio del renglón ECHGCC1. Entonces el renglón EAFCCC1 se reguirá por la actividad de la columna AF1 que tomará una actividad en la solución que permita que el renglón EAFCCC1 sea igual a cero.

Usando de nuevo 40 TPD como actividad de la columna CCA. Y se tiene que la actividad de la columna BAS sea de 40 TPD también.

²⁴ MBD: Modelamiento Base Delta

	BAS	AF1	CCA
actividad	40	?	40
actividad * coeficiente			
EAFCCCA	17.8*40	10.4 ?	-24.1796*40
	= 712	=10.4 ?	= -967.184

resolviendo la ecuación:

$$712 + 10.4 * ? - 967.184 = 0$$

$$10.4 * ? = 255.184$$

$$? = 24.536923$$

Por lo tanto, la actividad de la columna AF1 será 24.53 para hacer que el renglón EAFCCCA sea igual a cero.

Lo que se ha hecho es generar una estructura que fuerza la actividad de una columna en la matriz para ser responsiva a una propiedad física de la alimentación a la unidad de proceso.

A la matriz anterior, se añaden renglones de balance de materia en peso. Los renglones de balance son como tuberías en una refinería.

El renglón WBALCCF es la tubería que lleva la carga al reactor y los demás renglones de balance de materia (WBALLOS, WBALH2S, WBALHYL, WBALNC1, WBALC2=, WBALNC2, WBALC3=, WBALNC3, WBALC4=, WBALNC4, WBALCCG, WBALCCD, WBALCCS), son tuberías que toman los productos de la catalítica y los llevan a otras partes de la refinería para su futuro procesamiento ó ventas.

El significado de algunos renglones de balance de materia es:

WBALCCF = alimentación a la unidad catalítica.

WBALH2S = ácido sulfhídrico producido.

WBALCCG = gasolina catalítica producida.

WBALCCD = aceite cíclico ligero producido en la catalítica.

WBALCCS = lodos con catalizador producido en la catalítica.

Los signos positivos en el renglón de balance de materia representan material que es llevado hacia afuera.

Los signos negativos representan material que se está agregando.

Utilizando las mismas actividades se puede ver que el renglón EAFCCC1 está trabajando a una eficiencia en el modelo de la catalítica cuando la alimentación a la unidad actualmente está con un AFC que es mayor en 3 números que el AFC en la alimentación del producto base.

En la matriz se tiene que:

	BAS	AF1	CCA
actividad	40	24.53	40
WBALCCF			1
WBALH2S	-0.016		
...			
WBALCCG	-0.5174	0.0430	
WBALCCD	-0.1493	-0.0460	
WBALCCS	-0.0608	-0.0520	
...			
ECHGCC1	1		-1
EAFCCC1	17.8	10.4	-24.1796

Cuando se multiplique la actividad de las columnas BAS y AF1 los datos en los renglones de balance de material mostrarán que la gasolina producida está desviada a una proporción menor que la producida de otra forma por el vector base y el incremento en el aceite cíclico.

Trabajando con la matriz:

	BAS	AF1	CCA
actividad	40	24.53	40
actividad*coeficiente			
WBALCCG	-0.5174*40	.043*24.53	
	= -20.696	= 1.05508	

gasolina catalítica producida = $-20.696+1.05508 = -19.64$ ó 19.64 TPD

actividad*coeficiente

WBALCCD	$-.1493*40$	$-.046*24.53$
	$= -5.972$	$= -1.1286$

aceite cíclico ligero producido = $-5.972+-1.1286 = -7.1$ ó 7.1 TPD

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

actividad*coeficiente

WBALCCS	$-.0608*40$	$-.052*24.53$
	$= -2.432$	$= -1.2759$

$= -3.70$ ó 3.7 TPD

Notece que si la calidad de alimentación es menor que la calidad base, la actividad de la columna AF1 podrá tener una actividad negativa para satisfacer el renglón EAFCC1. Por lo tanto, los vectores de desviación del MBD deberán estar libres en la tabla BOUNDS.

En un MBD los vectores de desviación deberán ser situados libremente en la tabla BOUNDS.

Siguiendo el ejemplo, si la alimentación de la catalítica tiene un AFC menor de 17.8 la desviación del vector AF1 necesitará una actividad negativa para cumplir con el renglón EAFCC1.

Siendo esto sucede que, lo asumido está hecho por el modelo que la relación lineal de producto versus AFC tendrá siempre un AFC menor de 17.8.

Sin limitaciones adicionales el modelo puede extrapolar las curvas en la región de abajo del 17.8 y también arriba del 20.

Es necesario conocer las condiciones de limitantes para implementar la técnica de MBD.

Los datos usados en un MBD deben ser desarrollados por el usuario para reflejar los parámetros y operaciones que tendrán los modelos de los procesos.

En el ejemplo, en una unidad catalítica se estima el factor de aromaticidad (AFC), como el parámetro que caracterizará la alimentación de la catalítica.

Hay de hecho, un todo de propiedades que pueden ser estimadas.

Por instancia, algunos usuarios utilizan el factor "K" de Watson, el índice de refractividad, contenido de hidrógeno, punto de ebullición promedio volumétrico ó varios otros parámetros posibles. De hecho, es posible utilizar más de un parámetro en el MBD.

La guía principal es la disponibilidad de datos que reflejen correctamente los productos y sus desviaciones para cambiar estos parámetros utilizados.

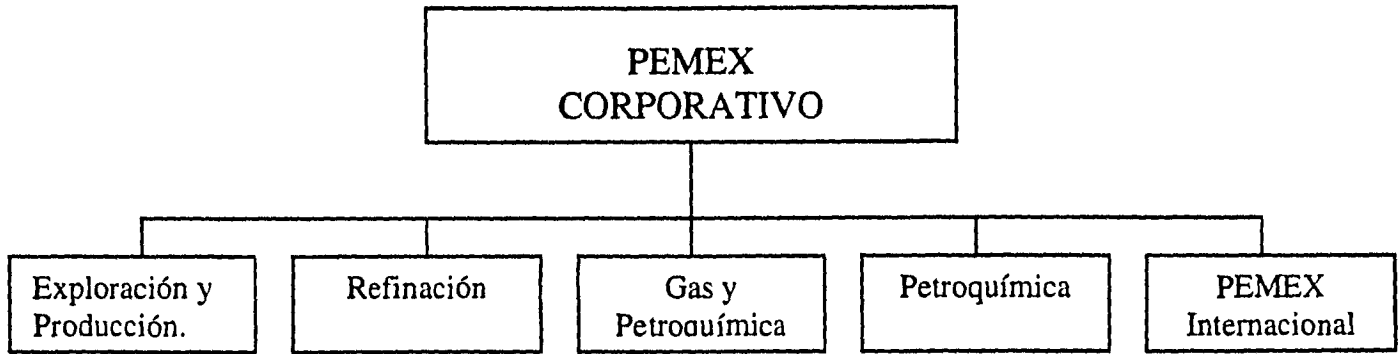
TESIS SIN PAGINACION

COMPLETA LA INFORMACION

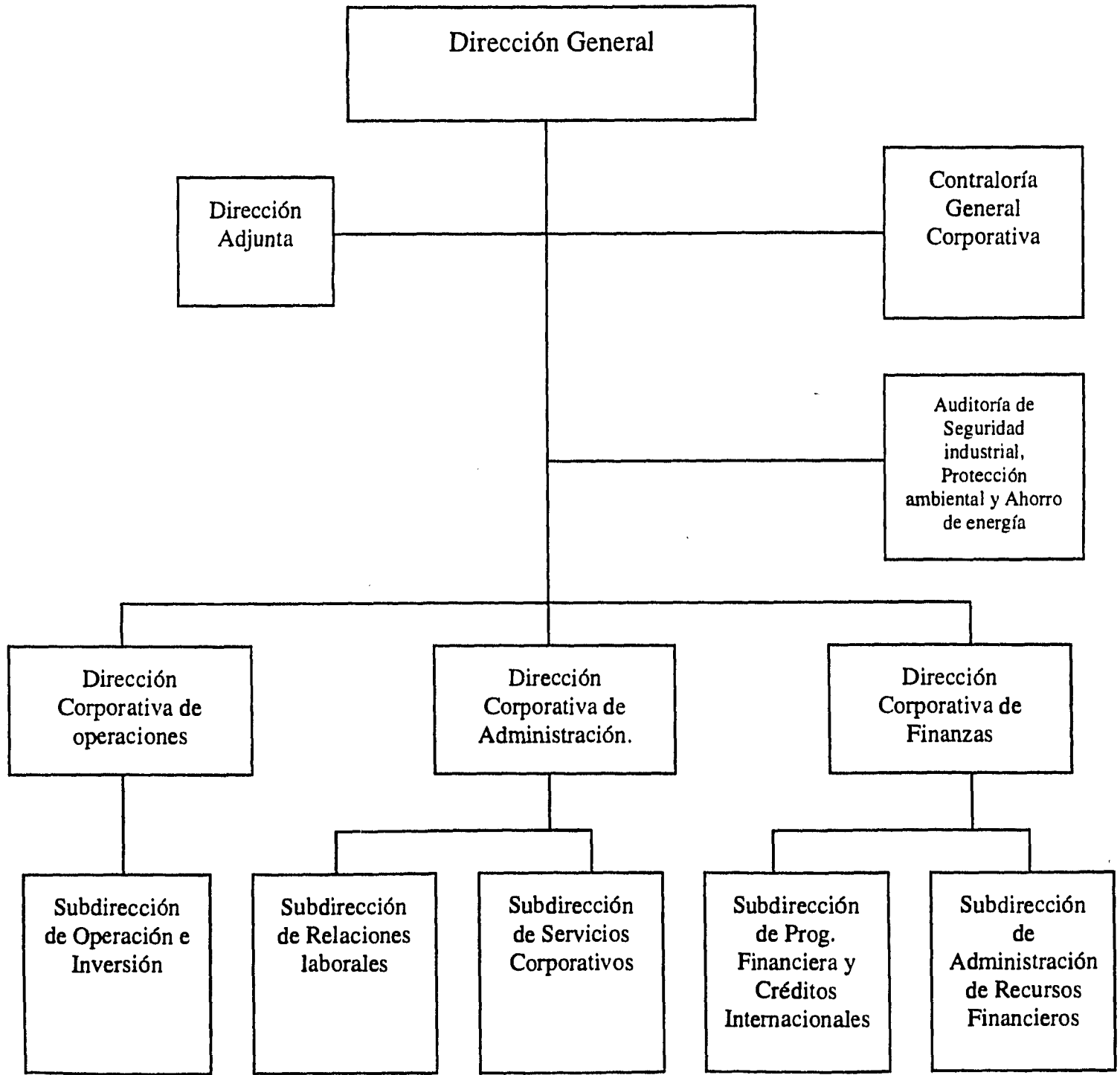
Anexo "C"

**Modelo de Operación y de Planeación,
Gráficas, Tablas y Organigramas..**

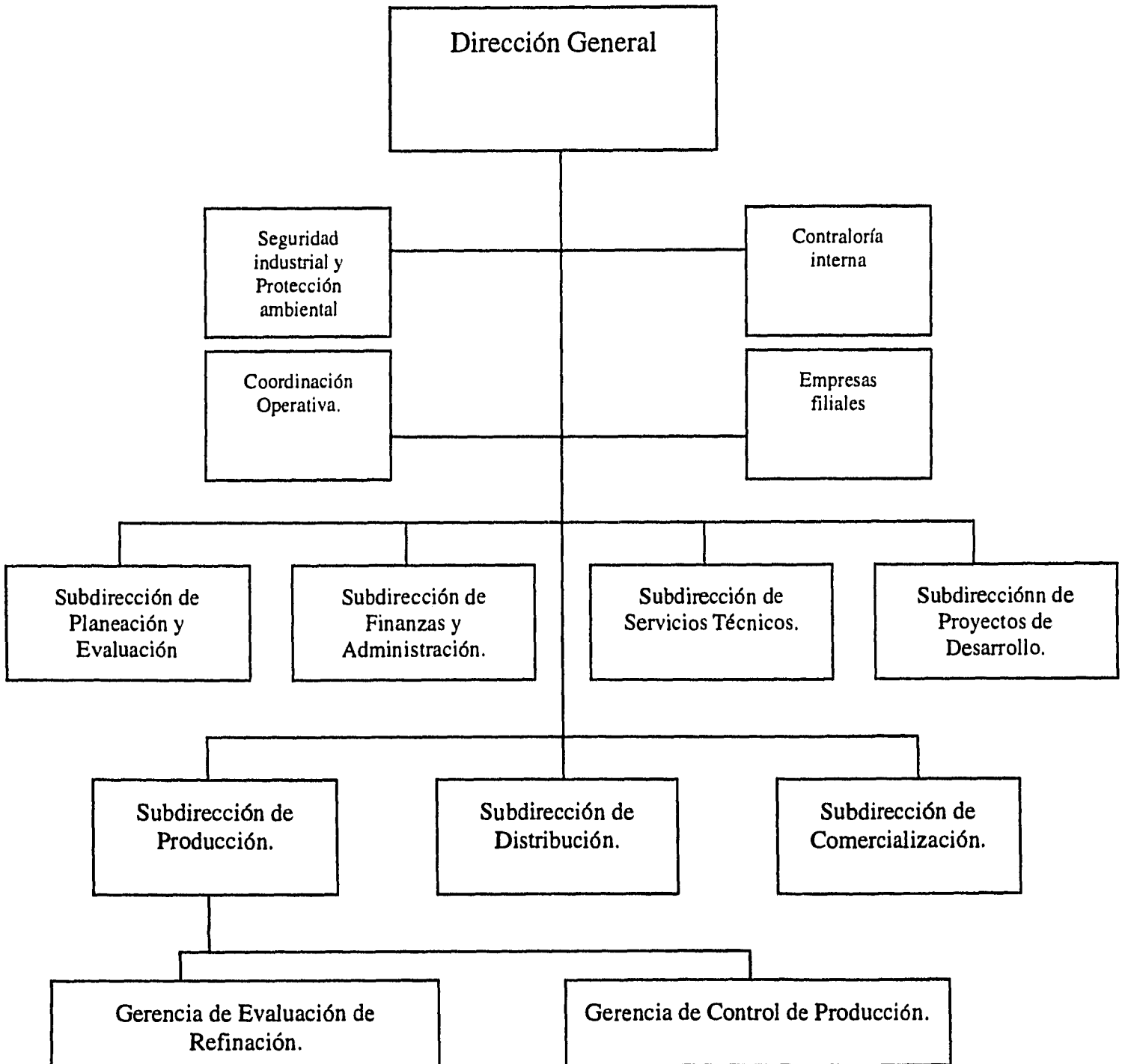
Petróleos Mexicanos, 1994.



Estructura Organizativa del Centro Corporativo, 1994.

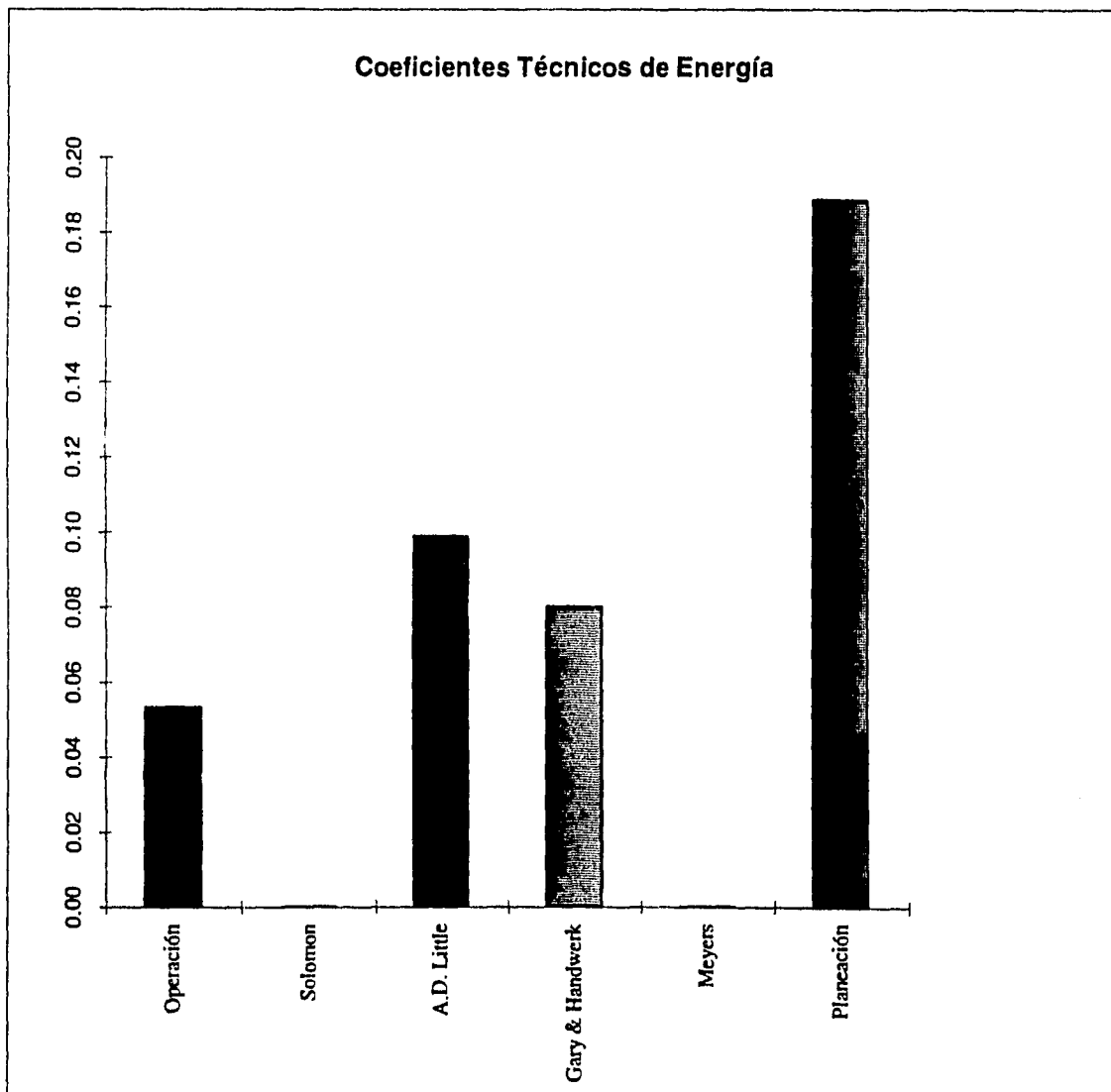


Pemex - Refinación, 1994



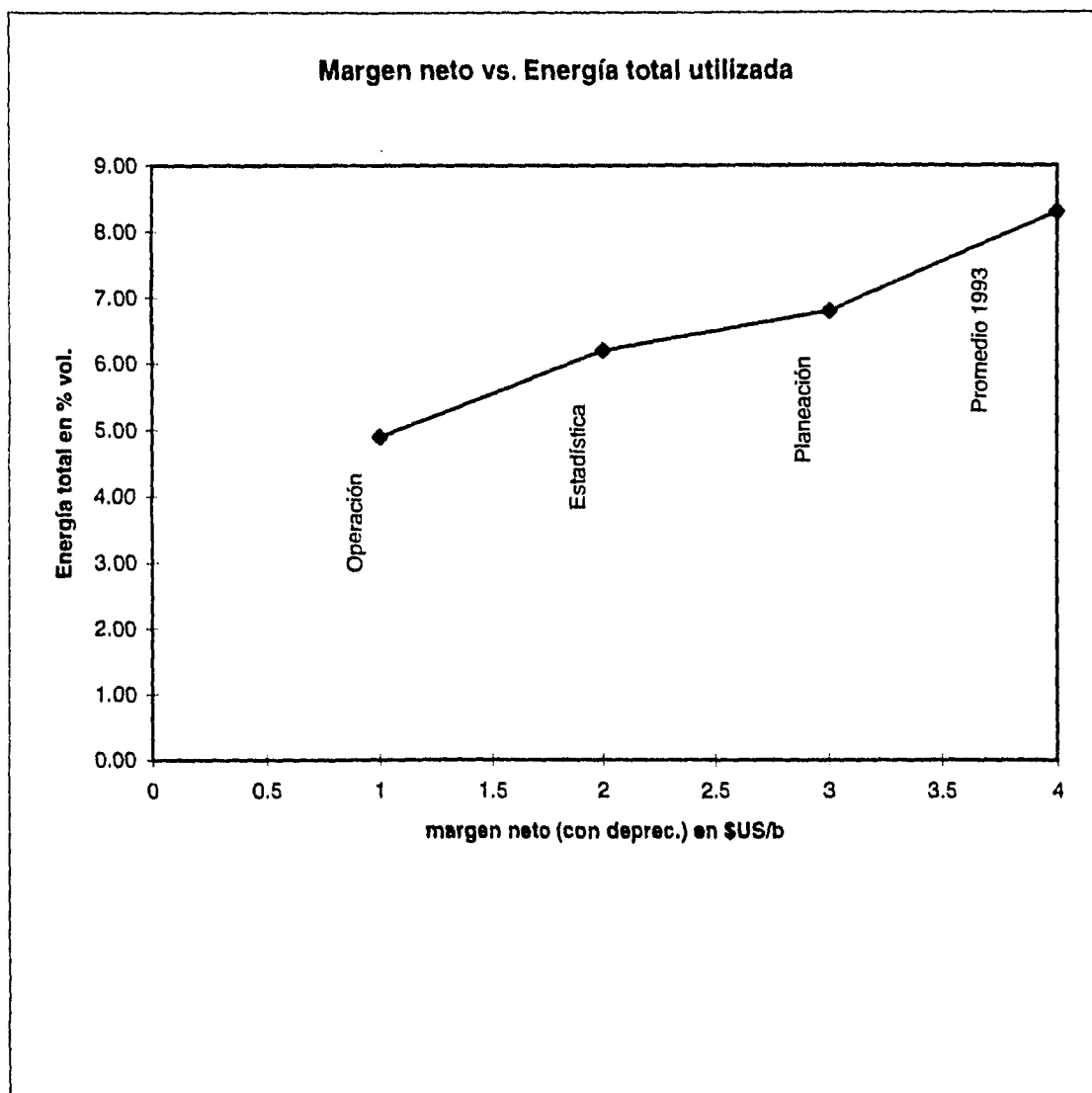
Gráfica 1

	Coefficientes de energía
Operación	0.0532
Solomon	0.0001
A.D. Little	0.0986
Gary & Handwerk	0.08
Meyers	0.0001
Planeación	0.1884

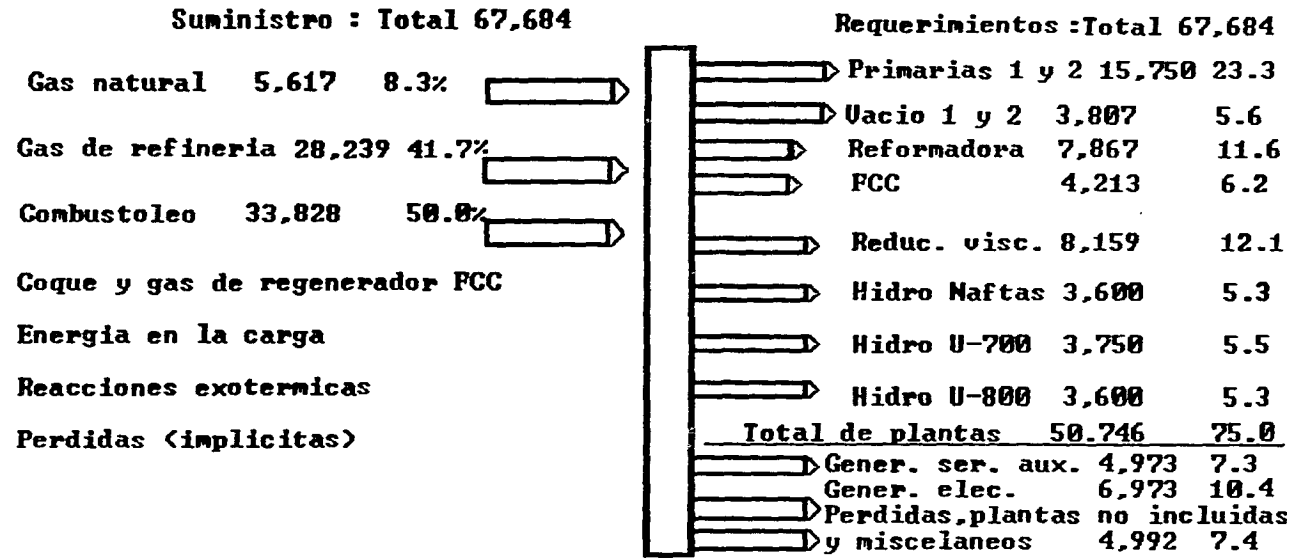


Gráfica 2

	% vol.
Estándar de Solomon	3.60
Operación	4.90
Estadística	6.20
Planeación	6.80
Promedio 1993	8.30



**Suministros y Requerimientos de Energía, Nov. 1993.
(caso "operación" en MMBtu y %)**



Planta y Fuente		PIMS		SOLOMON		A.D. Little		Gary & Handwerk		Robert Meyers		Corporativo	
Desaladora	Combustible							0.1010	KWH/b				
	Electricidad												
	Vapor												
	Agua Enfr.							4.0000	Gal/b				
Combinada	Agua Proceso							0.0020	MGal/b				
	Combustible			0.0138	FOEB/B								
	Electricidad			0.9757	KWH/B								
	Vapor			0.0060	MLBS/B								
Atmosférica	Agua Enfr.												
	Agua Proceso												
	Combustible	0.0417	MMBtu			0.0120	FOEB/B	0.0700	MMBTU			1.0224	MMBTU
	Electricidad	0.7931	KWH/B			0.4500	KWH/B	0.5000	KWH/B			5.5464	KWH/T
Vacio	Vapor	0.0064	MLBS/B			0.0160	MLBS/B	6.0000	LBS/B			0.2167	MLBS/T
	Agua Enfr.							6.0000	GAL/B			2.1171	MGAL/T
	Agua Proceso												
	Combustible	0.0036	MMBTU			0.0080	FOEB/B	0.0400	MMBTU			0.3886	MMBTU
Catalítica	Electricidad	0.0637	KWH/B			0.1900	KWH/B	0.2000	KWH/B			2.8576	KWH/B
	Vapor	0.0217	MLBS/B			0.0114	MLBS/B	9.0000	LBS/B			0.1152	LBS/B
	Agua Enfr.							60.0000	GAL/B			1.5919	MGAL/B
	Agua Proceso												
Reformadora	Combustible	0.1390	MMBTU	0.0638	FOEB/B	0.0300	FOEB/B	0.1000	MMBTU			0.6105	MMBTU
	Electricidad	8.0340	KWH/B	3.5000	KWH/B	2.1000	KWH/B	6.0000	KWH/B	1.2000	KWH/B	8.2754	KWH/T
	Vapor	0.0396	MLBS/B	0.0470	MLBS/B	-0.0525	MLBS/B	-30.000	LB/B	0.0210	MLBS/B	0.2168	MLBS/T
	Agua Enfr.	0.0122	MGAL/B					500.000	GAL/B	0.1750	MGAL/B	10.2951	MGAL/T
Hidro Naftas	Agua Proceso									0.0340	MGAL/B		
	Cat. / Quím.	0.1174	\$/B					0.2000	LBS/B	0.1600	\$/B	0.7980	\$/T
	Combustible	0.1243	MMBTU	0.0330	FOEB/B	0.0600	FOEB/B	0.3000	MMBTU	0.2540	MMBTU	2.8595	MMBTU
	Electricidad	5.8820	KWH/B	2.7000	KWH/B	4.1000	KWH/B	3.0000	KWH/B	0.5500	KWH/B	1.3234	KWH/T
Hidro Naftas	Vapor			-0.0160	MLBS/B	-0.0375	MLBS/B	30.0000	LB/B	-0.0360	MLBS/B	0.2145	MLBS/T
	Agua Enfr.							0.6000	MGAL/B	0.0600	MGAL/B	3.0370	MGAL/T
	Agua Proceso									0.0393	MGAL/B		
	Cat. / Quím.	0.1015	\$/B					0.0040	LBS/B			0.8547	\$/T
Hidro Naftas	Combustible	0.0258	MMBTU	0.0110	FOEB/B	0.0060	FOEB/B	0.1000	MMBTU	0.0690	MMBTU	0.4696	MMBTU
	Electricidad	0.8810	KWH/B	0.1000	KWH/B	1.100	KWH/B	2.0000	KWH/B	0.8020	KWH/B	1.5270	KWH/T
	Vapor	0.0017	MLBS/B	0.0025	MLBS/B	0.0120	MLBS/B	6.0000	LB/B	0.0000	MLB/B	0.2089	MLBS/T
	Agua Enfr.	0.0012	MGAL/B					300.0000	GAL/B	0.0010	MGAL/B	3.9934	MGAL/T

	Cat. / Quím.	0.0193	\$/B				0.0200	\$/B			0.1624	\$/T	
Hidrotratadora	Combustible	0.0085	MMBTU	0.0100	FOEB/B	0.0060	FOEB/B	0.1500	MMBTU	0.1050	MMBTU	0.5105	MMBTU
	Electricidad	1.7100	KWH/B	2.5000	KWH/B	1.3000	KWH/B	3.0000	KWH/B	1.3490	KWH/B	1.0174	KWH/T
	Vapor	0.0069	MLBS/B	0.0130	MLBS/B	0.0120	MLBS/B	8.0000	LB/B	0.0052	MLBS/B	0.0141	MLBS/T
	Agua Enfr.	0.0013	MGAL/B					400.0000	GAL/B	0.0088	MGAL/B	1.8102	MGAL/T
	Agua Proceso												
	Cat. / Quím.	0.0398	\$/B					0.0300	\$/B			0.2987	\$/T
Hydrocracker	Combustible	0.1641	MMBTU	0.0028	FOEB/B	0.0250	FOEB/B	0.2000	MMBTU	0.0050	MMBTU	1.0100	MMBTU
	Electricidad	10.4533	KWH/B	8.0000	KWH/B	9.0000	KWH/B	13.0000	KWH/B	0.3200	KWH/B	91.0800	KWH/T
	Vapor	0.0581	MLBS/B	0.0080	MLBS/B	0.0284	MLBS/B	75.0000	LB/B	0.0060	MLBS/B	0.4780	MLBS/T
	Agua Enfr.	0.2091	MGAL/B					450.0000	GAL/B	0.0716	MGAL/B	1.4900	MGAL/T
	Agua Proceso									0.0096	MGAL/B		
	Cat. / Quím.	0.0982	\$/B					0.1000	\$/B			0.7000	\$/T
Red. visc.	Combustible				0.0150	FOEB/B				0.1322	MMBTU	1.2151	MMBTU
	Electricidad				0.4700	KWH/B				0.7680	KWH/B	4.1949	KWH/T
	Vapor				-0.0540	MLBS/B				-0.0456	MLBS/B	0.2585	MLBS/T
	Agua Enfr.											0.7474	MGAL/T
	Agua Proceso									0.0490	MLBS/B		
Alquilación	Combustible	0.7336	MMBTU					0.8500	MMBTU	0.0960	MMBTU	7.6900	MMBTU
	Electricidad	3.9687	KWH/B					4.6000	KWH/B	2.1600	KWH/B	41.6000	KWH/T
	Vapor	0.3365	MLBS/B					390.000	LBS/B	0.1920	MLBS/B	3.5270	MLBS/T
	Agua Enfr.	2.8429	MGAL/B					3.3000	MGAL/B	2.1600	MGAL/B	29.8000	MGAL/T
	Agua Proceso												
	Cat. / Quím.	1.5798	\$/B									16.5599	\$/T
Coquizadora	Combustible	0.1262	MMBTU		0.0220	FOEB/B	0.1600	MMBTU	-0.1776	MMBTU	0.7680	MMBTU	0.7680
	Electricidad	1.7010	KWH/B		1.4000	KWH/B	40.0000	KWH/B	2.4000	KWH/B	10.3600	KWH/B	10.3600
	Vapor	0.0135	MLBS/B		-0.0017	MLBS/B	500.000	LBS/B	-0.0408	MLBS/B	0.0820	MLBS/B	0.0820
	Agua Enfr.	0.0514	MGAL/B				0.1000	MGAL/B	0.0216	MGAL/B	0.3130	MGAL/B	0.3130
	Agua Proceso								0.0456	MGAL/B			
Isomerización	Combustible	0.4497	MMBTU		0.0160	FOEB/B	0.2000	MMBTU	0.0077	MMBTU	0.2140	MMBTU	0.2140
	Electricidad	2.4997	KWH/B		0.9500	KWH/B	1.0000	KWH/B	1.0840	KWH/B	7.3100	KWH/B	7.3100
	Vapor				0.0210	MLBS/B			0.0372	MLBS/B	0.0145	MLBS/B	0.0145
	Agua Enfr.	2.4014	MGAL/B				0.8000	MGAL/B			0.0100	MGAL/B	0.0100
	Agua Proceso												
	Cat. / Quím.	0.0793	\$/B					0.0500	\$/B			0.1600	\$/T