

78

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA



**ESTUDIO DE VIABILIDAD PARA LA INSTALACION DE UN
SISTEMA DE CONTROL AVANZADO EN LA PLANTA PRIMARIA
DE LA REFINERIA FRANCISCO I. MADERO**

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A
CARLA MORATINOS ESTIVILL

MEXICO. D. F.

1994

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



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 está 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.



EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUIMICA

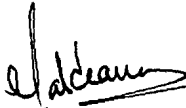
Jurado asignado según el tema:

Presidente	PROF. JOSE ANTONIO ORTIZ RAMIREZ
Vocal	PROF. CARLOS GALDEANO BIENZOBAS
Secretario	PROF. CELESTINO MONTIEL MALDONADO
1 ER Suplente	PROF. GERARDO REYES ALDASORO
2 DO Suplente	PROF. JOSE FERNANDO BARRAGAN AROCHE

SITIO DESARROLLO EL TEMA:

BYCYQ CONSTRUCCIONES S.A DE C.V.
Melchor Ocampo No.302
Coyoacán 04100
México D.F.

ASESOR:


I.Q. CARLOS GALDEANO BIENZOBAS

SUSTENTANTE:


CARLA MORATINOS ESTIVILL

**A MI PADRE:
AMIGO Y MAESTRO
CON EL ORGULLO POR SEGUIR CONFORME A SUS HUELLAS QUE JAMAS
YERRAN.**

**A MI MADRE:
UNA GRAN MUJER Y MI EJEMPLO A SEGUIR
POR SU APOYO Y AMOR INCONDICIONAL**

**A MIS HERMANOS JOSE LUIS, MIGUEL ANGEL Y MONICA:
POR QUE HEMOS REIDO JUNTOS, HEMOS LLORADO JUNTOS Y HEMOS
APRENDIDO JUNTOS.**

**A LA FAMILIA:
POR IMPULSARME A ALCANZAR MIS METAS**

A TI ,RENE.

**A MALISA, CRISTINA, CHAI Y LUIS:
POR LOS MOMENTOS TAN GRATOS QUE VIVIMOS EN ESTOS AÑOS**

AGRADECIMIENTOS ESPECIALES

Al Ing. Celestino Montiel Maldonado por su gran apoyo y confianza en mí, no sólo en la realización de este trabajo sino en mi desarrollo profesional completo.

A los Ingenieros, José Luis Moratinos, René Bremauntz, Alberto Bremauntz Michavila, Juan Carlos Delfín, Reyes Sánchez Martínez, Abraham García y Jorge Durán por su colaboración y su apoyo en los datos técnicos de este trabajo.

A Miguel Angel Morales y Carlos Neumann, por su valiosa ayuda en la impresión de la presente tesis.

A todas las personas que de alguna forma intervinieron para el posible desarrollo de este trabajo.

A mi Escuela, la Facultad de Química le doy las gracias por haberme enseñado el valor que posee el conocimiento y por haberme permitido el realizarme como toda una mujer.

INDICE

	Página
INTRODUCCION	1
CAPÍTULO I	
Historia del Petróleo en México	
1.1 Naturaleza de el petróleo	5
1.2 Composición del petróleo	7
1.2.1 Otros compuestos del petróleo, los no hidrocarburos	9
1.3 Teorías sobre el origen del petróleo	11
1.4 Antecedentes históricos del petróleo	11
1.5 Petróleos Mexicanos	20
1.6 Situación actual de la industria petrolera	25
CAPÍTULO II	
La Refinería de Madero, Importante Centro de Combustibles y Petroquímicos	
2.1 Algo sobre la historia de esta refinería	30
2.2 Descripción general	32
2.2.1 Crudos	32
2.2.2 Clasificación del petróleo crudo	33
2.2.3 Servicios de la Planta de Fuerza	34
2.2.4 Patios de almacenamiento	36
2.2.5 Infraestructura	37
2.3 Plantas de proceso de refinación	38
2.4 Proceso de destilación	40
2.4.1 Destilación en general	40
2.4.2 Destilación del petróleo	42
2.4.3 Destilación Atmosférica	42
2.4.4 Productos de la Destilación	46
2.4.5 Productos de la unidad de destilación atmosférica	47
2.5 Plantas de destilación primaria "MA Y MB"	48
2.5.1 Descripción del Proceso	49
2.6 Situación actual de la planta "MA"	54
2.6.1 Cuadros Comparativos	55
2.6.2 Levantamiento de tablero y campo	61
2.7 Condiciones normales de operación de la planta "MA"	64

CAPÍTULO III

Automatización

3.1	Niveles de automatización	66
3.2	Generalidades del control	68
3.3	Clasificación de los sistemas de control	70
3.4	Funcionalidad del control regulatorio	71
3.4.1	Algoritmos de control	71
3.4.2	Estrategias de control	73
3.5	Equipo de un sistema de control	73
3.5.1	Instrumentación en campo	73
3.5.2	Sistema de control distribuido	75

CAPÍTULO IV

Estrategias de Control para la Planta Primaria

4.1	Clasificación de las estrategias de control	80
4.1.1	Lazo sencillo de control	80
4.1.2	Control cascada	81
4.1.3	Control de relación	82
4.1.4	Control prealimentado	83
4.2	Estrategias propuestas para la planta "MA"	85

CAPÍTULO V

Estrategia General del Sistema de Control Avanzado

5.1	Definición del control avanzado	87
5.2	Objetivos del control avanzado	89
5.3	Planta primaria "MA"	90
5.4	Control multivariable	95
5.5	Control PCT	98
5.5.1	Características del PCT	100
5.5.2	Componentes del PCT	101
5.6	Ingeniería y Programación	102
5.7	Aplicaciones de los analizadores	104

CAPÍTULO VI

Programa de Ejecución

6.1	Diagramas de barras o diagramas de Gantt	105
6.2	Métodos de diagramas de flechas	107
6.3	Programas	111

CAPÍTULO VII

Análisis Económico

7.1	Antecedentes	116
7.2	Mejoras potenciales de la implementación del sistema de control avanzado	117
7.2.1	Maximización de la capacidad de operación	117
7.2.2	Incremento de los puntos de corte de Nafta, Kerosina, Gol al 90%	117
7.2.3	Minimización de la presión	118
7.2.4	Reducción del exceso de aire en el horno de precalentamiento	118
7.2.5	Reducción de la relación de vapor del rehervidor	118
7.2.6	Optimización en línea	118
7.2.7	Beneficios menores	119
7.3	Evaluación económica de la planta de destilación primaria	119
7.3.1	Costos de operación	119
7.3.2	Gastos de operación	120
7.3.3	Cargos indirectos	120
7.3.4	Capacidad de procesamiento de crudo	121
7.3.5	Incremento promedio del rendimiento y disminución del consumo de servicios auxiliares	122
7.4	Modelo de evaluación	122
7.5	Resultados de la evaluación	127

CAPÍTULO VIII

Conclusiones	128
---------------------	-----

APENDICE 1

Propiedades físicas y químicas del petróleo	133
---	-----

APENDICE 2

Gráficas del petróleo	139
-----------------------	-----

BIBLIOGRAFIA

142

Introducción

México es un país que se encuentra inmerso en un proceso de cambio con el fin de eliminar rezagos y el de reabrir el acceso al desarrollo sostenido.

Actualmente, se vive una época en la que ya no tiene cabida la ineficiencia. La competencia internacional se presenta en todos los niveles. Hoy no sólo se busca la autosuficiencia o la seguridad energética del país; se quiere, en cambio, mejorar los niveles de calidad de vida de la población mundial a través del cuidado y buen uso de los recursos naturales, que son el patrimonio de la humanidad.

El presente estudio ha sido conceptualizado bajo el espíritu de conscientizar a las nuevas generaciones de la difícil situación por la que el mundo atraviesa. Esta es la explotación inmoderada de los recursos naturales que lentamente han ido devastando los diversos ecosistemas. Como consecuencia, nos encontramos ante la necesidad de utilizar los recursos naturales de una manera moderada y eficiente.

Para el desarrollo de esta tesis se ha escogido uno entre tantos otros ejemplos que podrían implementarse en el México moderno. No importa el ámbito específico al que se refiera, lo importante radica en que el cambio, que siempre es difícil, se hace patente y está presente.

Cabe mencionar que este trabajo en específico es uno de los proyectos de alta tecnología que está llevando acabo Pemex-Refinación en su modernización. Es un proyecto de suma importancia ya que es uno de los pioneros en la industria de refinación del petróleo en México.

La tendencia a mejorar las condiciones de esta industria no sólo implica evitar el despilfarro del petróleo y sus derivados, sino el de buscar el uso racional para aprovechar al máximo su procesamiento industrial.

Los programas de inversión de Petróleos Mexicanos muy significativos en el contexto nacional. Resulta alentador saber que esta empresa se ha logrado ubicar entre las trece principales gaseras del mundo y que ocupa el primer lugar mundial en la producción de etano y segundo en distribución de gas licuado, así como que el crecimiento de la industria de refinación será el 30 por ciento de ahora al año 2000¹.

Petróleos Mexicanos tiene un gran compromiso hacia con México. México mantiene una dicotomía en el sentido en que somos viejos y jóvenes en la industria petrolera. Viejos en cuanto a que en México el petróleo hace su aparición desde el siglo XV y jóvenes ya que a pesar de que la industria tiene un alto grado de suficiencia tecnológica, tenemos mucho por aprender de los países que nos llevan ventaja en el camino de la modernización y la automatización.

Hoy en día, Petróleos Mexicanos con sus organismos subsidiarios (**Pemex-Exploración y Producción, Pemex-Refinación, Pemex-Gas y Petroquímica Básica y Pemex-Petroquímica**) no debe observarse como una empresa paraestatal ante el mundo sino como una empresa privada desde el punto de vista económico que nunca olvida su principio social : el ser una empresa del pueblo mexicano.

Es por esto que Pemex posee como una responsabilidad social ineludible la seguridad industrial. Por lo que a través de auditorías técnicas ha verificado el estado de

¹Informe Anual 1992,PEMEX.

sus instalaciones industriales teniendo así que modernizar su instrumentación con el fin de establecerse dentro de estándares y normas internacionales.

Para 1993, Pemex propició una política de ajustes en el gasto total de inversiones. En términos monetarios, la inversión fue inferior en un 4.6 por ciento a la ejercida en 1992, obedeciendo ciertas directrices de las finanzas públicas del gobierno de México. A pesar de esta situación, Pemex-Refinación fue una de las empresas que se vio privilegiada de manera creciente en la nueva asignación de recursos de inversión. Pemex Exploración y Producción absorbió el 64 por ciento del gasto de inversión, Pemex-Refinación el 28 por ciento y el 8 por ciento restante se distribuyó entre los otros organismos subsidiarios².

Pemex-Refinación tiene el reto de incrementar el abasto de productos petrolíferos para hacer frente a la expansión de la demanda nacional, que además requiere productos de mayor calidad ecológica. El compromiso de proteger el medio ambiente es ya un elemento fundamental en la operación de Pemex. Para tales efectos, es por lo que se ha iniciado la construcción de nuevos trenes de refinación y la modernización de las refinerías existentes. Al propio tiempo, se concretan alianzas estratégicas para procesar petróleo crudo y disponer así de combustibles de alta calidad, además de abrir mercados a sus productos. Asimismo, se han puesto en práctica un conjunto de acciones orientadas a compensar o revertir las formas de deterioro ambiental asociadas al desarrollo de las actividades petroleras.

Dadas las nuevas normas ambientales y la configuración actual de las refinerías mexicanas, una buena parte de las inversiones en los proyectos que mejoran la calidad de los combustibles mejoran también la rentabilidad de la refinación. Este tipo de proyectos

²Memoria de Labores 1993, PEMEX.

complementan inversiones ya realizadas en refinerías existentes, equilibrando configuraciones de refinación incompletas. La optimización de procesos que estas inversiones permiten podrá traducirse en mejores márgenes de refinación.

Este trabajo demuestra que la inversión que se está realizando en la implementación de un sistema de control avanzado (manipulación de las diversas variables del proceso) en la refinería Madero es económicamente viable a través de sus diversos objetivos.

Dicha automatización tiene como objetivo el de lograr la optimización de los productos (mayor rendimiento en la conversión), acrecentar la eficiencia y la productividad, obteniéndose con ello una alta rentabilidad económica para cada una de las empresas de Pemex (mayor eficiencia, menor costo), una mayor cantidad y calidad ecológica de los productos y a su vez, un cierto ahorro de energía en los procesos. Todo esto se traducirá en poseer una competitividad internacional y así estaremos acorde con el nuevo escenario que exige la apertura comercial que presenta el Tratado de Libre Comercio con Estados Unidos y Canadá.

Hay que hacer notar también, que el área de la instrumentación y el control de procesos ha evolucionado a gran velocidad en los últimos veinticinco años, por lo que es necesario dar una mayor difusión a esta rama dentro de la ingeniería química. En la enseñanza ha empezado a brindársele cierta importancia al control de procesos y a la instrumentación, por lo que esta tesis tendrá también el objetivo de presentar un proyecto real como una herramienta poderosa para la enseñanza profesional.

Capítulo I: Historia del Petróleo en México

1.1 Naturaleza de el petróleo

La palabra petróleo proviene del latín "Petroleum" (Petrum: piedra y Oleum: aceite), y significa aceite de piedra.

Como lo es generalmente en los casos que poseen materiales naturales, el petróleo es complejo y variable en su composición química.

El petróleo es una mezcla líquida natural, inflamable, espesa de hidrocarburos (compuestos de hidrógeno y carbono) cuyo color puede variar desde el ámbar hasta el negro; su densidad es menor que la del agua. En estado gaseoso es inodoro, incoloro e insípido. Puede hallarse sólo como gas o mezclado con el petróleo líquido dentro de un yacimiento. Se encuentra principalmente en el subsuelo y por lo general encima de una capa de agua, hallándose en la parte superior una de gas, y no se encuentra distribuido uniformemente en las capas del subsuelo.

Esta mezcla de hidrocarburos se procesa para la obtención de diversas fracciones incluyendo el gas natural, la gasolina, nafta, kerosina, combustible, aceites lubricantes, cera de parafina y además una variedad de productos derivados.

También puede definirse el petróleo como una mezcla de sustancias no homogénea. Los principales constituyentes de estas sustancias son hidrocarburos, además de cantidades variadas de derivados de estos mismos con azufre, oxígeno y nitrógeno. El petróleo puede, a su vez, contener gases y sólidos, ya sean disueltos o dispersos en diferentes proporciones, además de pequeñas cantidades de compuestos metálicos. Agua no disuelta se asocia comúnmente con el petróleo.

Cuando se obtiene el petróleo del subsuelo, antes de que haya sido refinado en cualquier sentido, el término que se utiliza comunmente para denominar a éste en el campo de la refinación es el de *crudo*.

El crudo ocasionalmente aparece en la superficie de la tierra a través del fenómeno conocido como infiltración; éste usualmente ocurre a profundidades moderadas; y en algunos casos éste debe ser obtenido a través de perforaciones que alcanzan a medir más de una milla de profundidad. Cuando una de las perforaciones alcanza una reserva de petróleo, éste frecuentemente es forzado a salir por la gran presión bajo la cual se encuentra almacenado; gas, agua salada, y arena usualmente son los componentes que acompañan al crudo. Después de un período, el cual puede variar considerablemente, el flujo comienza a ser cada vez más silencioso; algunos meses después ya no brotarán los chorros de crudo y será cuando éste deberá ser bombeado; finalmente, no se podrá obtener más crudo a través del bombeo -- el pozo estará seco.

La exploración y la explotación del petróleo en ningún caso son completamente productivas, aún a pesar de que se hagan estudios y se conozcan las características, que aunque varían según los diferentes yacimientos, que deben poseer indicando que existe un estrato petrolífero. Esta búsqueda carecía de bases científicas y se concretaba por lo general a manifestaciones superficiales o a descubrimientos accidentales, como por ejemplo, en el transcurso de la perforación para la obtención de agua. Posteriormente, la técnica exploratoria consistió en la perforación de pozos de cateo, siguiendo las tendencias marcadas por los pozos productores, con el resultado de que muchos pozos eran localizados al azar y así, más tarde, la manera en que se pudo determinar con mayores probabilidades de éxito los lugares en que debían perforarse los pozos fue a través de la exploración geológica superficial.

El petróleo es un recurso no renovable, por lo que su exploración y explotación deben ser cuidadosamente analizadas y aprovechadas.

1.2 Composición del petróleo

Los diferentes tipos de petróleos existentes en el mundo varían principalmente en sus propiedades físicas. Esto se debe a la variación en las proporciones de los tipos de hidrocarburos presentes. La variación en composición se da desde uno a 200 átomos de carbono; aquellos que poseen hasta cuatro son generalmente gases, de cinco a diecisiete, líquidos, y aquellos que tengan más de diecisiete son usualmente sólidos.

Las proporciones de los diferentes tipos de hidrocarburos en un crudo específico son muy importantes para la determinación de cual proceso de refinación deberá utilizarse.

En las operaciones físicas de refinación como lo son la vaporización, el fraccionamiento y enfriamiento están gobernadas, en gran medida, por las propiedades de los hidrocarburos porque constituyen la mayor parte del petróleo, pero las operaciones químicas, como lo son el tratamiento y la filtración, están gobernadas por la presencia de compuestos (impurezas) de azufre, oxígeno y nitrógeno, y en cierta medida por algún hidrocarburo reactivo presente.

Se han encontrado muchas series de hidrocarburos en los crudos, y a pesar de ello, la gran mayoría no se han podido producir sintéticamente o preparado en suficientes cantidades para su estudio. Si se ha logrado el aislamiento y la identificación de hidrocarburos en el petróleo, es decir, que se tienen algunos compuestos con los cuales se comparan los encontrados en los crudos. El aislamiento de compuestos puros es extremadamente difícil porque las propiedades de los miembros adyacentes de una serie difiere uno de otro de manera ligera y porque prevalecen mezclas que poseen ebulliciones

constantes y no pueden ser separadas por fraccionamiento. Es por esto y por la multitud de hidrocarburos presentes en el petróleo por lo que el estudio de la química de éste ha sido un poco desalentadora, pero no por ello ha dejado de ser un reto.

Algunos de los métodos más comunes de aislamiento son el uso de sílica gel, sulfonación, zeolitas y cromatografía de gas-líquido. Mientras que los métodos de identificación incluyen la espectroscopía de ultravioleta, la espectroscopía de masa, resonancia magnética nuclear, rayos-x y la difracción de electrones y cromatografía de gases.

Los métodos propuestos no indican exactamente la serie de hidrocarburos que está presente, pero lo que sí muestran son los grupos de compuestos que se comportan químicamente de la misma manera como lo hacen los miembros de las parafinas (C_nH_{2n+2}), olefinas (C_nH_{2n}), aromáticos (C_nH_{2n-6}) o la serie de naftenos (C_nH_{2n}). Este tipo de análisis es, tal vez, tan valioso para el ingeniero como lo sería uno exacto, porque a él le concierne la retención o la eliminación de ciertas propiedades en los productos finales y no el conocimiento detallado y exacto de los compuestos presentes.

Después de numerosas investigaciones, se han obtenido conclusiones importantes. En primer lugar, todos los petróleos poseen substancialmente los mismos compuestos de hidrocarburos. En segundo lugar, los principales compuestos de la fracción de gasolina de cada crudo pueden clasificarse en cinco grupos principales: parafinas normales (cadena recta), parafinas ramificadas, alquilciclopentanos, alquilciclohexanos y alquilbencenos. Por último, la diferencia entre las características de los petróleos, es la diferencia en los porcentajes en que aparecen los distintos tipos de hidrocarburos.

1.2.1 Otros compuestos del petróleo, los No Hidrocarburos

a.- Compuestos con azufre

El azufre se encuentra en el petróleo en forma de sulfuros (normalmente) y la concentración de los mismos varía de acuerdo a la región de procedencia. Los petróleos son denominados como *ácidos o amargos* si contienen 0.05 pies cúbicos de sulfuro de hidrógeno (H_2S) disuelto por cada galón. No significa que el azufre como elemento esté en alta proporción sino que el porcentaje de compuestos que contienen azufre es alto. Entre mayor densidad posea el crudo, mayor será el contenido de azufre.

Cabe denotar, las tres dificultades que presentan los crudos con contenido de compuestos de azufre como son la corrosión, el olor y la característica de ser pobre en explosión en las gasolinas combustibles. El porcentaje de azufre en los crudos varía desde casi cero para algunos crudos con altos $^{\circ}API$ (Apéndice 1) hasta rangos de 7.5 por ciento en algunos crudos pesados.

Los compuestos de azufre en los crudos son térmicamente no estables, por lo que a lo largo de los procesos de refinación éstos se rompen formando compuestos como el sulfuro de hidrógeno. Ciertos compuestos de azufre son corrosivos porque son ácidos (sulfuro de hidrógeno, mercaptanos entre otros) pero pueden ser removidos con tratamientos químicos (proceso de endulzamiento).

b.-Compuestos de nitrógeno

El contenido de nitrógeno en la mayoría de los crudos es bajo, generalmente menor al 0.1 por ciento en peso. Los compuestos de nitrógeno son térmicamente estables y es por ello que en las corrientes de los procesos de refinación se encontraran trazas de ellos ya que

su separación es difícil. Se clasifican como compuestos básicos (piridina, quinolinas) y no básicos (pirol, carbazoles). Es importante el control de estos compuestos cuando se refiere a procesos de catálisis, puesto que éstos envenenan al catalizador. Para reducir el contenido de compuestos de nitrógeno se utilizan hidrotratamientos.

c.- Compuestos con oxígeno

El contenido de oxígeno en los crudos varía desde el 0.03 por ciento hasta un 3 por ciento. Debido a la naturaleza ácida de la mayoría de los compuestos de oxígeno (ácidos carboxílicos, fenoles, cresoles), éstos se separan rápidamente del crudo y de sus fracciones. Los compuestos de oxígeno no presentan serios problemas en procesos de catálisis.

d.- Compuestos metálicos

Los metales, generalmente, se encuentran formando sales que se encuentran disueltas en el agua suspendida en el crudo o en forma de compuestos organometálicos y jabones metálicos.

Las trazas de compuestos metálicos en los crudos también pueden ser peligrosas en procesos catalíticos, puesto que ocasionan envenenamiento en los catalizadores.

e.- Compuestos inorgánicos

Estos compuestos incluyen las sales (del agua salada), y el lodo o arcilla, arena y compuestos similares que se asocian con el crudo a lo largo de su transcurso desde el estrato petrolífero.

1.3 Teorías sobre el origen del petróleo

Existen muchas teorías que intentan explicar el origen del petróleo y del gas natural. Sin embargo, no ha sido posible determinar el origen exacto, debido a que tampoco se ha podido identificar el lugar preciso o los materiales a partir de los cuales se haya originado alguna acumulación particular.

Se consideran dos posibles teorías como las más cercanas a una explicación lógica en cuanto al origen del petróleo, la teoría inorgánica y la teoría orgánica. La teoría inorgánica explica la formación de el petróleo como resultado de reacciones geoquímicas entre el agua y el bióxido de carbono, además de otras sustancias inorgánicas como carburos y carbonatos de metales, es decir, que supone que el hidrógeno y el carbono fueron unidos bajo gran presión y temperatura a grandes profundidades de la Tierra, para formar gas y aceite. Estos con el tiempo encontraron grietas y porosidades por las que se fueron filtrando hasta quedar atrapados en grandes trampas naturales de las formaciones subterráneas de la Tierra.

La teoría orgánica, por otro lado, supone que ambos componentes del petróleo, hidrógeno y carbono provienen de plantas y animales que vivieron hace millones de años en la tierra y en los mares. Se cree que estas formas de vida eran provenientes principalmente del mar (microorganismos planctónicos que enterrados en los sedimentos comenzaron su transformación y posteriormente su descomposición por bacterias anaerobias originando así la sustancia madre del petróleo, un fango negruzco llamado *sapropel*, que más tarde por la intervención de procesos bioquímicos e inorgánicos dio lugar al petróleo mismo).

1.4 Antecedentes históricos del petróleo

El petróleo ha sido utilizado por el hombre desde tiempos inmemorables. En la cultura babilónica se utilizó el petróleo como cemento en las construcciones. Los Asirios lo

utilizaban como sustituto del aceite vegetal. Los Egipcios lo usaban con fines religiosos y para embalsamar a sus muertos. Durante la época precortesiana, las tribus que habitaron el territorio mexicano también utilizaron el petróleo como materia prima de construcción y a la vez, lo usaban con fines medicinales, como pegamento, para la limpieza de la dentadura, como impermeabilizante y como incienso para sus ritos religiosos. Los toltecas, habitantes de la mayor parte del estado de Veracruz, lo recogían de la superficie de las aguas para utilizarlo como medicina y como iluminante.

Durante la época colonial, las reales ordenanzas para la minería de la Nueva España promulgadas en 1783 por el Rey Carlos III de España, hacían mención de los hidrocarburos, llamándolos bitúmenes o jugos de la tierra. Estas ordenanzas dejan en claro no sólo el conocimiento de sustancias aceítíferas, sino que le concedían ya cierto valor.

A lo largo de la dominación española en nuestro territorio, las leyes mineras mantuvieron el dominio de las minas para la Corona y ésta se reservaba el derecho de otorgar a particulares la explotación de vetas y yacimientos.

Durante casi todo el siglo XIX estos principios de dominio estatal inspiraron la legislación minera, incluso en la época de la lucha entre liberales y conservadores.

En 1862, el ingeniero de minas Antonio del Castillo llevó a cabo una perforación en un lugar cercano al cerro del Tepeyac de la cual brotó una mezcla de agua con petróleo en cantidades abundantes. Dicho producto fue utilizado como iluminante. Un año después, en 1863, el sacerdote Manuel Gil y Saenz encontró lo que llamó Mina de Petróleo de San Fernando, cerca de Tepetitlán en el Estado de Tabasco. Un par de años más tarde, en este mismo municipio, algunos extranjeros hicieron la denuncia de pozos petroleros.

Simón Sarlat Nova fue tal vez el primero en perforar en el estado de Tabasco sin obtener resultados satisfactorios, pero sus esfuerzos dieron curso a los primeros pozos petroleros en 1866.

La experiencia del químico Adolfo A. Autrey fue parecida a la de Sarlat. Autrey llegó al país poco antes de 1870, procedente de los Estados Unidos y se asoció con John F. Dowling para formar la Compañía Explotadora de Petróleo del Golfo de México que empezó a trabajar en la zona costera veracruzana de Palma Sola y Papanltla. Aquí construyó una pequeña refinería que llamó La Constancia. En 1870 logró refinar 4 mil galones de kerosina a partir de aceite de las chapopoterías.

En 1884, bajo la presidencia de Manuel González fue expedido un documento en el cual se modificaba el papel del Estado sobre el dominio de los productos del subsuelo, quedando aprobado el 22 de noviembre el "Código de Minas de los Estados Unidos Mexicanos" cuyo artículo 10 especificaba que era de exclusiva propiedad del dueño del terreno todo producto del subsuelo y de la superficie. Aunque todavía no en un sentido muy estricto, la explotación quedaba a reglamentación por parte del Estado.

Fue hasta 1892 cuando apareció una ley expresa para los hidrocarburos, al decretar Porfirio Díaz, el 4 de junio, la derogación del Código de Minas. El documento estaba dirigido a los inversionistas extranjeros y otorgaba a los dueños de la tierra el derecho de explotar los recursos naturales del subsuelo, sin necesidad de denuncia. Esta ley abrió las puertas a la explotación del petróleo y a las compañías extranjeras. Adicionalmente, Porfirio Díaz expidió leyes complementarias y específicas para el petróleo otorgando prebendas y privilegios a los inversionistas petroleros, como fue el eximir del pago de impuestos de importación el equipo introducido al país, como también libraba de cualquier gravamen la exportación de sus productos y por diez años quedaban exentos de cualquier

obligación tributaria en favor de la nación por el capital invertido. Estas ventajosas condiciones provocaron de inmediato el acceso de numerosos inversionistas extranjeros en México. Ya que existía un estilo de aventurerismo en todo este negocio del hidrocarburo, el movimiento económico que surgía pronto se convirtió en fuertes intereses de empresas y grupos financieros extranjeros.

Las refinadoras construidas en México antes del siglo XX, en realidad fueron plantas que se dedicaron exclusivamente a refinar petróleo que importaban de los Estados Unidos. Sin embargo, Sarlat, Autrey y Pierce fueron los precursores de lo que sería la industria petrolera en México.

La industria del petróleo en México se inicia realmente en 1901 cuando los norteamericanos Edward Doheny y Charles Canfield compran la hacienda de El Tulillo, la cual cubría una superficie de 113 hectáreas en los Estados de San Luis Potosí, Tamaulipas y Veracruz. El Tulillo pasó a ser propiedad de la *Mexican Petroleum Company of California*. Fue hasta 1904, después de algunos fracasos y con la ayuda de los estudios geológicos de las regiones del mexicano Ezequiel Ordóñez, cuando se perforó a una profundidad de 501 metros brotando el pozo que se denominó La Pez I, cuyo chorro de petróleo negro alcanzaba los 15 metros de altura, con una producción de 1500 barriles diarios, que se sostuvo durante varios años. Este logro para Doheny y Canfield revelaba para México un programa industrial que nadie hasta entonces había concebido, un negocio que abarcaba la exploración, la explotación y la comercialización del petróleo.

Una vez más para estimular el desarrollo de las compañías ferroviarias, el presidente Porfirio Díaz entregaba los terrenos colindantes a las vías que tendían los exploradores-explotadores. Así fue como al tiempo que buscaban el hidrocarburo se dedicaban también a

la adquisición de grandes porciones de tierra. Esto era el inicio de una época tumultuosa y de despojo de tierras para los propietarios de los terrenos y para los trabajadores petroleros.

El ferrocarril firmó un contrato para la compra de 6 mil barriles diarios para las locomotoras, compromiso que se rompió mas tarde (1903).

El puerto tamaulipeco rápidamente se convirtió en un emporio petrolero al comenzarse la construcción del gasoducto de 75 kilómetros, hasta el puerto de Tampico.

Por otro lado, en la parte sur del país, el inglés Dickinson Pearson adquiría terrenos para la exploración y explotación del petróleo. Para 1902, la compañía *Pearson and Son* había encontrado petróleo cerca de San Cristóbal en el Istmo, y poco después, para 1906, construía una refinería en Minatitlán, un centro de almacenamiento y un ducto que llegaba de San Cristóbal hasta la refinería.

El General Díaz se había convertido, en realidad, en un protector de los dos principales empresarios en México. En cuanto a Doheny, cuando la *Mexican Central Railroad* rompió su compromiso, el gobierno adquirió entonces el producto más pesado para asfaltar las calles de la ciudad de México y para 1906, Doheny adquirió terrenos en la Huasteca, consolidándose así la *Huasteca Petroleum Company*. Doheny adquiría un poder creciente en el norte y con ello signos inquietantes de desestabilización.

Por la necesidad de controlar la agresividad de ese naciente poderío y el buscar un equilibrio de fuerzas, el Presidente dio también grandes concesiones a Pearson. A éste encargó la exploración y la explotación de los criaderos de petróleo existentes en el subsuelo de lagos y lagunas y terrenos baldíos nacionales, ubicados en los estados de Veracruz, Tabasco, Chiapas, Campeche, San Luis Potosí y Tamaulipas. Dentro de la estrategia de control que desarrolló el gobierno, se encontraba también el propósito de

apoderarse de las acciones ferroviarias extranjeras , lo que permitió, más tarde, el control del servicio y el dar nacimiento a los Ferrocarriles Nacionales de México.

En 1908, apareció la *Compañía de Petróleo El Águila*, del grupo de Pearson, la cual un año más tarde agregó a su razón social el nombre de Mexicana, pasando a ser la *Compañía Mexicana de Petróleo El Águila*. Este añadido del nombre tuvo dos grandes intereses, como lo fue un notable aumento en el capital y la aparición de personajes importantes como nuevos accionistas. Así fue como en todo este remover económico, la familia presidencial y otros funcionarios participaron en el negocio petrolero. Desde un principio la actividad petrolera empezó a mezclarse con la política.

Empezó a sembrarse la competencia entre algunos de los grandes inversionistas (Pearson y Pierce de la *Waters Pierce Oil Company de Veracruz*), creándose con ello una guerra de precios en el mercado de la kerosina (una lata de 20 litros, que tenía un precio de 3.50 dólares llegó a valer 80 centavos de dólar). Finalmente, se llegó a un acuerdo en la estabilización del precio de una lata a 2 dólares. En medio de esta batalla se presentaron accidentes o mejor conocidos como sabotajes como lo fue el incendio del pozo San Diego del Mar, que fue conocido más tarde por Dos Bocas. La presión del aceite abrió una segunda salida, la cual fue incontrolable, por lo que durante 58 días se perdieron 95 mil barriles diarios de aceite.

Al cerrar esta primera década del siglo, en los dominios petroleros se sucedían rápido los acontecimientos y surgía la confrontación de los factores mercantiles y políticos.

Las empresas en cuanto a la compra de tierras petroleras utilizaron toda clase de maniobras, desde las complacientes invitaciones a la venta hasta la intimidación, e incluso el crimen. En esta historia de despojos, los procedimientos comunes fueron la extorsión y la corrupción. La pugna internacional por el petróleo se hizo cada vez más compleja.

Al finalizar 1910, la cantidad de petróleo con la que México contaba era superior a lo que exigía el consumo nacional, por lo que empezó a exportarse el excedente. A pesar del movimiento revolucionario, la marcha de la producción petrolera no se vio alterada.

Francisco I. Madero al ocupar la presidencia expidió el decreto del 3 de junio de 1912, por el cual se estableció un impuesto especial de timbre sobre la producción petrolera (pago de veinte centavos por tonelada). Para este entonces, las empresas extranjeras controlaban un 95 por ciento del negocio.

Posteriormente, para 1915, Venustiano Carranza creó la Comisión Técnica del Petróleo con el objeto de reglamentar a la industria en favor de la nación. En 1918, Carranza creó el impuesto sobre los terrenos petroleros y los contratos por los que arrendaban estos terrenos. De inmediato los petroleros organizaron la resistencia, presionando al gobierno con el fin de conservar las ventajas que empezaban a perder. La hostilidad se prolongó durante algún tiempo, pese a ello lo esencial del gobierno carrancista quedó preservado. La Constitución de 1917 afianzó, en favor de la nación, la propiedad de la tierra y los recursos naturales. Otra de las medidas que se llevaron a cabo en este gobierno fue la de imponer el "derecho de barra", un impuesto por el cual cada tonelada de petróleo crudo para exportación debía causar el pago de diez centavos al gobierno federal. También para evitar los abusos de la compañías fantasmas, Carranza dispuso que tanto las compañías que se dedicaran a la exploración y explotación como las personas encargadas debían registrarse en la Secretaría de Fomento.

La industria del hidrocarburo tuvo una trayectoria en crescendo hasta llegar, en 1921, a una producción de crudo de poco más de 193 millones de barriles, alcance que colocó a México como segundo productor mundial. Tal apogeo fue posible gracias al descubrimiento de lo que se llamó la Faja de Oro, yacimientos terrestres localizados bajo la

planicie costera del Golfo de México, en el estado de Veracruz, extendidos también hacia Tamaulipas. A fines de 1921, por el agotamiento de los pozos, el incendio de algunos y por la invasión de agua salada en algunos otros se dio el decaimiento productivo de la Faja de Oro. La causa de esta merma petrolífera fue la explotación irracional de las diversas compañías y además la exportación del producto principalmente para el país vecino del norte.

Entre los años de 1915-1937, los trabajadores molestos e inconformes con los bajos sueldos recibidos organizaron varios paros laborales con carácter sindical. Poco a poco, las huelgas hicieron notar la presencia y voluntad del sindicalismo petrolero, marcando así el inicio de una acción concentrada de protesta laboral en contra de las empresas petroleras. Pero fue en 1935 cuando el movimiento trabajador logró constituir el Sindicato Petrolero de la República Mexicana.

Se buscó el establecimiento de las relaciones justas de trabajo entre los trabajadores y las compañías. Ya que estas relaciones estaban fuertemente deterioradas el desacuerdo entre ambas fue rotundo y continuo. Ante la imposibilidad de un acuerdo se solicitó la intervención, en varias ocasiones, del entonces presidente Lázaro Cárdenas, aunque ello no modificó las desavenencias.

Para el 28 de mayo de 1937 estalló la huelga petrolera con una duración de doce días. Este paro hizo evidente la importancia que tenía el petróleo en la vida del país.

Ante la gravedad de la paralización en la vida económica, Cárdenas pidió el regreso a los labores, prometiendo, una vez más, que los intereses de los trabajadores serían resguardados.

Los empresarios siguieron firmes en su negativa de cumplir las peticiones del sindicato.

Por otro lado, la Junta de Conciliación y Arbitraje al realizar un peritaje de las empresas puso al descubierto la truculencia de sus prácticas mercantiles, la ocultación contable y la red de artimañas que existía para la evasión de impuestos.

Esta situación vergonzosa para el país, que a su vez vulneraba la soberanía nacional aunada al pánico que lograron desatar los empresarios al comenzar a adquirir grandes sumas de divisa estadounidense fue la que orilló el 18 de marzo de 1938, al general Cárdenas a tomar la decisión de llevar a cabo la llamada **Expropiación Petrolera**. El 19 de marzo, de hecho, nació la industria petrolera mexicana.

Las compañías expropiadas buscaron el apoyo de la prensa norteamericana y europea con el fin de desacreditar aquella política agraria de expropiación, buscando la devolución de sus propiedades y hasta lograr la intervención gubernamental de Estados Unidos y de la Gran Bretaña.

El gobierno mexicano afirmó el pago de las indemnizaciones correspondientes a la "irrevocable expropiación", cuyo monto total ascendió a 1,606 millones 819 mil 827 pesos. A pesar de esto, se promovió un boicot que cerró los mercados petroleros ingleses y norteamericanos para México, sembrando la desconfianza en otros países.

1.5 Petróleos Mexicanos

En ese momento, la industria petrolera en México era la tercera fuente de importancia por sus ingresos, situación que hizo más grave el boicot realizado por el exterior.

Esta guerra contra México implicaba tanto la negativa a la venta de refacciones y maquinarias como también el sabotaje tanto para la compra del hidrocarburo como la dificultad creada para la llegada de equipo y de personal técnico. Inglaterra, Holanda y Estados Unidos jugaron un papel importante en este enfrentamiento.

La actividad económica no podía detenerse, los mexicanos sabían que más que nunca necesitaban trabajar a lucha forzada. Con toda clase de carencias, con esfuerzos extremos, los trabajadores mexicanos empezaron a normalizar las labores.

El país se vio precisado a acudir a nuevos mercados que estaban disponibles: Alemania, Italia y Japón. En poco tiempo se vio que el bloqueo económico no fue suficiente para hacer sucumbir al gobierno mexicano. Al sobrevenir la Segunda Guerra Mundial, México recuperó parte del mercado norteamericano. Para 1942, los vínculos comerciales entre Estados Unidos y México se normalizaron.

El conflicto armado, aunque también afectó de modo directo al país (hundimiento de varios barcos petroleros) fue el impulso para que México diera un salto importante en su proceso de industrialización (desarrollo en las industrias del cemento, el papel, el acero y el inicio de la industria química).

Fue así como el 7 de junio de 1938 se creó la empresa Petróleos Mexicanos (PEMEX).

Para 1940, se suprimió el otorgamiento de concesiones a la industria, logrando así que la explotación del hidrocarburo sólo la realizase el Estado mexicano. Fue así como el petróleo tendría en adelante un gran valor estratégico.

Dentro de los apremios y las dificultades, Petróleos Mexicanos fue apresurando sus pasos en su camino de reconstrucción. El aumento productivo de la época se debió a la labor intensa de exploración, obteniendo, para 1956, 402 pozos en producción. Se construyeron las refinerías de Ciudad Madero (1945), de Poza Rica (1946), de Salamanca (1947), la nueva refinería de Minatitlán (1956) y la ampliación de Azcapotzalco (1946, construida en 1933).

Tanto el orden político interno como el mundial dieron a México la oportunidad de reorganizar y consolidar su industria y el iniciar una nueva actividad que llevaría a un desarrollo sorprendente en la industria petrolera, generadora de una alta tecnología. Esta actividad fue la petroquímica básica (1951).

La experiencia de la expropiación creó una nueva conciencia de lucha en los trabajadores petroleros y la reactivación de las economías de la posguerra sentaron las bases del dominio del petróleo como energético.

Durante el gobierno de Adolfo Ruiz Cortines (1952-1958), el país se vio afectado por la terminación de la guerra de Corea (1953), lo que ocasionó una recesión económica en México. Pese a que la devaluación del peso al inicio de 1954 (12.50 por dólar) hizo más accesibles las exportaciones mexicanas, el déficit continuó creciendo. Esta situación junto con los bajos ingresos del gobierno propiciaron importantes préstamos extranjeros.

El crecimiento de Petróleos Mexicanos exigió, a su vez, el uso de inversiones extranjeras, por lo que antes de finalizar su gobierno, Adolfo Ruiz Cortines ordenó

enmiendas constitucionales que limitaban la penetración extranjera en la industria. Para 1958, las compañías extranjeras contribuían con un 2 por ciento en la producción total de los hidrocarburos.

En el nuevo régimen del presidente Adolfo López Mateos (1959), el país exportaba gas y este respaldo avaló los primeros préstamos y créditos de la industria petrolera del extranjero. Durante este gobierno, no se dieron aumentos en los impuestos sino que se procuraron los recursos financieros del exterior, públicos y privados con el fin de sostener el crecimiento económico. Los tres últimos años del gobierno lópezmateista fueron de tenue inversión global.

Con el presidente Gustavo Díaz Ordaz y como director de Pemex Jesús Reyes Heróles, se organizó nuevamente la política de la empresa. Pemex debía ser confirmada como una empresa paraestatal de servicio público, limitando así el contratismo a lo estrictamente necesario. Durante esta gestión se impulsó a la exploración y la perforación. Se hablaba ya de la riqueza petrolera en los yacimientos marinos. Para 1966, se creó el Instituto Mexicano del Petróleo, planeado para la investigación y la capacitación petrolera. A partir de 1966 y hasta 1973, las exportaciones de crudo quedaron suspendidas, a pesar de que la producción nunca dejó de ascender.

El proteccionismo industrial no había logrado un verdadero nivel competitivo en el exterior y la balanza de pagos crecía desfavorablemente para México. Tanto la deuda interna del sector público como la deuda externa se agrandaron notablemente ya que era la única vía para financiar el déficit.

Luis Echeverría decidió que el gasto público sería la herramienta para reanimar la economía. Así pues, en poco tiempo el sector gubernamental había crecido casi tanto como había disminuido la iniciativa privada. Al dejar el poder en 1976, el Presidente dejó una

gran deuda externa del sector público (19 mil millones de dólares) ya que la expansión del Estado requirió de mayores fondos de los bancos privados, una mayor impresión de dinero y la solicitud de más préstamos extranjeros.

Antonio Dovalí Jaime como siguiente director de Pemex decidió colocar de nuevo en el mercado exterior al petróleo con el propósito de que fuese un recurso que contribuyera al equilibrio de la situación. No fue posible, hasta 1974, la reanudación de las exportaciones. El director sexenal logró esto por el énfasis que tuvo de localizar nuevas reservas, por el aumento en el monto de la producción y por el de multiplicar las plantas de proceso en refinación y petroquímica. Al término del sexenio hubo un aumento en los precios internos de los productos petrolíferos para aminorar la carga financiera. La situación económica era de tal gravedad que la tensión por el valor monetario llevó a una devaluación del peso en septiembre de 1976 (19.70 por dólar) y necesitó de una segunda en octubre (26.50 por dólar). No obstante la credibilidad del país estaba en alza por el futuro promisorio de la industria mexicana.

La estrategia política del gobierno de José López Portillo se vinculó estrechamente al gran salto de la producción petrolera (Gráfica 1, Apéndice 2). Para 1982, se había triplicado la producción del hidrocarburo (2 millones 750 mil barriles diarios). La industria bajo la dirección de Jorge Díaz Serrano se caracterizó por poseer una intensa actividad en todas las áreas, logrando convertir al petróleo en la principal fuente de divisa del país (75 por ciento de su ingreso total anual). Si para 1972 el porcentaje del petróleo en el producto interno bruto del país ascendió a 3.2, para principios de los 80, significaba el

5.5 ³. Fue así con el auge del petróleo que México se convirtió en una nación tan importante como los países árabes.

La acelerada expansión de la industria petrolera entre los años de 1978 y 1982 no sólo trajo beneficios a la economía del país; agudizó también algunos problemas.

Al entrar en funciones, el gobierno de Miguel de la Madrid (1982-1988) junto con el director en turno, Mario Ramón Beteta, dispusieron que sería una etapa de consolidación. La actividad seguiría creciendo lo necesario para mantener sus reservas, cumplir con su reparto tanto interior como exterior. La nueva política tuvo como guía la sustitución de las importaciones, como un medio para reforzar la suficiencia tecnológica del país y equilibrar la balanza de pagos. Uno de los logros de esta administración fue que el 80 por ciento de las operaciones de la industria se cubrieron con recursos propios. A finales de 1984, Petróleos Mexicanos tuvo por vez primera holgura financiera, hecho que le permitió aportar el 36 por ciento directamente de los ingresos del fisco.

En febrero de 1986, se dio la crisis de los precios afectando no sólo las finanzas de la industria sino la economía del país entero (gráfica 2, Apéndice 2).

La crisis financiera del país (deuda externa de 97 mil millones de dólares) se agudizó por los desastres ocurridos en 1985 por el sismo y además por la caída de los precios del petróleo en el mercado mundial, que ocasionaron un descenso de un poco más de un tercio los ingresos de las divisas petroleras. Situación que ocasionó ajustes tanto en las inversiones como en ciertas actividades como lo era la exploración. A pesar de esto, México contaba con reservas probadas que aseguraban su futuro. La recuperación parcial de los precios en el mercado internacional, en 1987, propició que la industria petrolera

³El petróleo, 50 Aniversario, PEMEX.

mexicana recobrase parte de su ingreso disminuido en divisas. Como medida de compensación se dieron aumentos en los productos refinados internos.

Francisco Rojas sustituyó a principios de 1987 a Beteta en la dirección de la empresa. La política administrativa no operó cambios, siguiendo con la directriz de consolidar la planta productiva mediante la ampliación de la capacidad productiva en refinación y petroquímica. Rojas en cuanto a las relaciones entre sindicato y empresa, ásperas en el tiempo de Beteta, logró un acercamiento conciliatorio entre ambas.

En estos años las reservas probadas habían sufrido cierto descenso por lo que se reforzó nuevamente a la exploración destinando el 38 por ciento de su presupuesto a dicha actividad (Gráfica 3, Apéndice 2). El crecimiento se dio por todos lados: terminales portuarias, de almacenamiento, de transporte marítimo y ductos. La importancia que ha adquirido el petróleo y el miedo a la incógnita de que pasará al acabarse, han llevado al hombre a desarrollar estudios y técnicas cada vez más elaboradas para el descubrimiento, estudio y explotación de yacimientos petrolíferos. Empujando al hombre a la necesidad de buscar y explotar yacimientos marinos, convirtiéndose así la explotación marina en una de las fuentes más importantes de energéticos del futuro inmediato.

1.6 Situación actual de la industria petrolera

Es cierto que la industria petrolera mexicana puso en juego sus mejores recursos para superar las dificultades de la crisis del 86 como también es cierto que México hoy en día se encuentra inmerso en un proceso de cambio para eliminar rezagos y reabrir el acceso al desarrollo sostenido.

La crisis económica (devaluación del peso, retroceso de la planta productiva, endeudamiento tanto del sector gobierno como del privado, fuga de capitales, falta de

competitividad, inflación y desconcierto general) fue la situación fundamental que trajo consigo un nuevo reto. El reto que representa el cambio de política económica, de una mixta y proteccionista, a una de mercado y abierta.

Algunos puntos de este reto son claros como lo es el que el Estado tiene que ser capaz de mantener la paz y la seguridad social como también debe demostrar responsabilidad y competencia para administrar las finanzas nacionales, asegurando la infraestructura que la industria requiere para su crecimiento. Por su parte, la industria privada tendrá la obligación de renovar sus equipos y actualizar su tecnología para tener productos competitivos y lograr con ello la integración de la sociedad y su beneficio mismo.

Los resultados han sido evidentes: la inflación anualizada es casi de un dígito, las finanzas públicas muestran cifras superavitarias, el Estado se ha descargado de funciones innecesarias y la economía es más abierta. Pero es cierto que sólo de esta manera se puede esperar el éxito en el rumbo que hemos emprendido, donde la globalización y la competencia internacional son simultáneamente el reto y el riesgo.

Petróleos Mexicanos no está exento de los imperativos transformadores en que se encuentra inmersa la economía y la sociedad mexicana. El cambio y la reestructuración comenzaron desde el inicio del gobierno del presidente Carlos Salinas de Gortari y la administración de Rojas.

Este cambio ha sido calificado por el presidente Salinas de Gortari como la 'revolución microeconómica'. Su finalidad ha sido que la comunidad petrolera haga suyos los valores de la eficiencia, la innovación, la seguridad industrial y el cuidado del medio ambiente.

Pemex busca ser una empresa económicamente eficiente, que obtenga ganancias reales, que sea competitiva, que minimice costos y que logre satisfacer las demandas de los clientes en condiciones óptimas de calidad, precio y especificaciones deseadas.

Con fines de lograr los propósitos antes mencionados, fue que en julio de 1992, se dio la descentralización de funciones en Petróleos Mexicanos (*Ley Orgánica de Petróleos Mexicanos y Organismos Subsidiarios*). Así se disponía la creación de cuatro organismos descentralizados de carácter técnico, industrial y comercial con personalidad jurídica y patrimonio propios. Los organismos son: **Pemex-Exploración y Producción, Pemex-Refinación, Pemex-Gas y Petroquímica Básica y Pemex- Petroquímica⁴.**

El organismo que compete a la realización de este trabajo es el de Pemex-Refinación por lo que es necesario establecer cuales son sus objetivos: procesos industriales de la refinación; elaboración de productos petrolíferos y de derivados del petróleo que sean susceptibles de servir como materias primas industriales básicas; almacenamiento, transporte, distribución y comercialización de los productos derivados mencionados.

Pemex es una de las más grandes empresas petroleras del mundo (Gráfica4, Apéndice 2). En 1992 fue el tercer productor de crudo y líquidos del gas, con una oferta equivalente al 4.5 por ciento del total mundial. Su vinculación con el mercado internacional del petróleo genera más del 30 por ciento del total de divisas que ingresan al país⁵.

⁴Memoria de Labores 1992, PEMEX.

⁵ Informe Anual 1992, PEMEX.

En la actualidad, Pemex cuenta con seis principales plantas de refinación en operación. En la tabla siguiente, se enlistan cada una de las refinerías con su respectiva capacidad nominal:

Tabla 1. Principales Plantas de Refinación en Operación

PLANTA	CAPACIDAD NOMINAL
Cadereyta, N.L.	562,000 BBD 10.6 MMPCD*
Madero, Tam.	458,420 BBD 53 MMPCD 40 t/d
Minatitlán, Ver.	550,500 BBD
Salamanca, Gto.	509,550 60 MMPCD 100 t/d
Salina Cruz, Oax.	805,000 BBD
Tula, Hgo.	777,000 BBD

Fuente: Memoria de Labores 1992, PEMEX

* MMPCD: Millones de pies cúbicos diarios

La capacidad nominal antes mencionada se refiere en su totalidad a los diferentes procesos de refinación en cada una de las plantas como son: Destilación primaria, Destilación al vacío, Desintegración Catalítica, Reductora de viscosidad, Coquizadora, Hidrosulfuradoras, Desasfaltadoras, Generadora de hidrógeno*, Tratadora de gases*, Grasas, Percoladora de parafinas, entre otras.

El énfasis en los programas de eficiencia y productividad de las refinerías permitió sostener los niveles de producción de 1 millón 565 mil barriles diarios para el año de 1992⁶.

Al concluir este año, se encontró que las 6 refinerías contaban con una capacidad de destilación atmosférica de un millón 515 mil barriles diarios. En la siguiente tabla puede observarse la capacidad de cada refinería.

Tabla 2. Capacidad Nominal de Destilación Atmosférica

REFINERÍA	CAPACIDAD NOMINAL (miles de barriles diarios)
Madero	195
Minatitlán	200
Salamanca	235
Cadereyta	235
Tula	320
Salina Cruz	330
TOTAL	1,515

Fuente: Informe Anual 1992, PEMEX.

Poco a poco, Petróleos Mexicanos ha logrado aumentos significativos en la producción de los petrolíferos como también ha podido cumplir con normas de protección ecológicas cada vez más estrictas. Sus programas de mejoras y de apoyo en el mantenimiento mayor y reparaciones mayores han sido hasta ahora de gran éxito.

Capítulo II: La Refinería Madero, Importante Centro Productor de Combustible y Petroquímicos

2.1 Algo sobre la historia de esta refinería

Si como aseguran muchos viejos trabajadores petroleros esta planta de refinación se fundó antes del inicio del auge petrolero, si es casi seguro que la misma haya empezado a operar, allá por el año de 1908, ya cuenta con 86 años. Lo que si es real, que desde sus inicios, oficialmente, se le conoció como Compañía Mexicana de Petróleo El Águila, S.A. y aun cuando por su nombre se piense que el capital era de nacionales, no fue así. Sus principales accionistas eran ingleses.

Es de aceptar tácitamente, que en esas épocas del auge petrolero (1918-1923) y no obstante de que eran muchas las instalaciones petroleras que existían en la región, El Águila sobresalía en producción y tenía fama de que era una de ese tipo de empresas, que mejor trato daban a sus empleados y quizá parte de estas versiones tuviesen veracidad; pues al observar las modernas y cómodas residencias que sobresalían en su colonia cerca de la refinería, colonia en la que destacaban las instalaciones deportivas y hasta un elegante Casino Social, esto lo confirmaba.

Ciertamente, las colonias residenciales de los obreros en cambio, eran modestas; pero solo una mínima parte de los trabajadores tenía esa facilidad de contar con casa habitación cerca de su centro de trabajo, ya que la mayoría solían vivir en colonias populares a kilómetros de distancia del centro de labores y la mayor parte en Doña Cecilia (hoy Cd. Madero).

Destacaban por aquellos años empresas petroleras tan famosas además de El Águila, como La Huasteca, Pierce Oil Co., Standar Oil, Petromex, Sinclair Oil Co. y otras.

Pero como ya se mencionó, la Cfa. Petrolera El Águila, debido al mayor número de plantas refinadoras que operaba, era por ende, de las que contaba con un número superior de trabajadores.

Después de la Nacionalización del petróleo, la dirección de Petróleos Mexicanos, optó por dar mayor impulso a la Refinería Madero y aún cuando Pemex construyó nuevas refinerías en diversos lugares del país, nunca dejó de dotar con mas potentes y modernas plantas a la refinería maderense, lo que permitió que ésta, no perdiera el primer lugar entre el consorcio de las instalaciones petroleras en México.

Mientras tanto, otras antiguas instalaciones fueron desmanteladas y sus trabajadores fueron trasladados a otros lugares para que se hiciesen responsables de las nuevas refinerías, pero mientras este proceso se desarrollaba, en otras dependencias de Pemex, la refinería Madero continuaba fortaleciéndose. Sin embargo, sindicalmente tuvo sus problemas gremiales casi desde el principio, ocasionando con ellos lamentables incidentes en varias asambleas.

Fue la época en que aparecieron varias figuras que lograron imponer la tranquilidad y armonía y no solamente eso, sino que hicieron prosperar a la llamada Sección Uno, constituyendo primero la Caja de Ahorros y después, tiendas de consumo, fábricas de ropa, hortalizas y finalmente, hasta un centro recreativo.

Los petroleros de la Uno, no sólo se preocuparon por mejorar sus condiciones personales en lo económico, sino que de paso contribuyeron en buena parte en modernizar en diversos aspectos a Cd. Madero, con pavimentación de calles, alumbrado, agua potable y drenaje entre otras. Por el gran centro de trabajo que es la Refinería Madero y por sus trabajadores es por lo que se logró el desarrollo de ese

pueblo, que anteriormente, sólo fue una colonia olvidada de Tampico. Actualmente, la refinería "Francisco I. Madero" es manejada por Pemex-Refinación.

2.2 Descripción general

La Refinería Francisco I. Madero se localiza en Ciudad Madero, Tamaulipas. Esta refinería posee una superficie aproximada de 600 hectáreas, cuenta actualmente con 28 plantas de proceso en operación, además de las instalaciones auxiliares, tales como la planta de fuerza, los patios de tanques de almacenamiento, talleres, almacenes, muelles, estación de bombas del Poliducto, oficinas, colonias residenciales y campos deportivos.

Tiene una capacidad instalada que le permite producir 3,900 barriles de petroquímicos básicos y una capacidad instalada que asciende a los 185,000 barriles diarios de crudo procesado.

Desde que se inició la reestructuración en Pemex, ha habido sucesivos recortes de personal en la refinería, estimándose que hoy día cuenta con alrededor de 4000 trabajadores, incluyendo personal de confianza.

2.2.1 Crudos

Los aceites crudos procesados en la Refinería Madero, se agrupan bajo cinco denominaciones, según su procedencia: Tamaulipas, Pánuco, Arenque, Ligero y Pesado del Istmo (Maya). Cada uno de ellos con características diferentes, por lo que se procesan en mezclas o individualmente, de acuerdo a la demanda de productos.

Las diferentes características de los crudos han obligado a los investigadores a diseñar y operar plantas con mayor flexibilidad, a modificarlas en muchos casos o

diversificar diseños con los márgenes necesarios para el procesamiento de mezclas de rango de composición más amplios.

Fue en la refinería Madero donde se tuvieron las primeras experiencias en el manejo alternado de crudos de características diferentes. En la planta de destilación primaria y de vacío se procesaron por primera vez crudos de especificaciones diferentes como el crudo pesado Pánuco, con densidad de 0.900 gramos por centímetro cúbico, y el crudo ligero Istmo, de 0.850.

Los crudos de Tamaulipas, Arenque, Pánuco y parte del ligero del Istmo, se reciben por oleoducto y el ligero y pesado del Istmo por buque-tanque.

2.2.2 Clasificación del petróleo crudo

El petróleo puede clasificarse por su lugar de procedencia como ya se mencionó anteriormente o de acuerdo al contenido que posee (parafínico, nafténico, aromático).

El petróleo en México se puede clasificar en agrio o dulce (por su contenido de azufre) y en ligero o en pesado (de acuerdo a su densidad).

Pemex ofrece al mercado de exportación las siguientes variedades de petróleo crudo con las siguientes calidades típicas:

Tabla 1. Variedades de petróleo crudo de exportación

NOMBRE	TIPO	ρ , g/cm ³	°API	% S
Maya	pesado y agrio	0.920	22.0	3.3
Istmo	ligero y dulce	0.850	33.6	1.3
Olmecca	muy ligero y dulce	0.800	39.3	0.8

Fuente: Anuario Estadístico 1993, PEMEX

Cabe destacar que mientras más baja es la densidad del crudo éste es más ligero y por lo tanto posee un mayor ° API (Apéndice 1) y en consecuencia una mejor calidad.

También es importante denotar que a mayor densidad el porcentaje de azufre es mayor y ante ello el precio por barril se castiga. En la siguiente tabla podemos ejemplificar el castigo que experimenta el tipo de crudo según su porcentaje de azufre en peso.

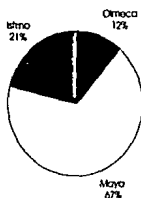
Tabla 2. Variación en el Precio según el % de azufre

Maya	12.21 USD\$/barril
Istmo	18.08 USD\$/barril
Olmeca	20.02 USD\$/barril

Fuente: Informe de Pemex para 1992

Como se puede observar en la siguiente gráfica⁷, la exportación varía según el tipo de petróleo crudo.

Gráfica 1. Exportaciones por tipo, 1992



2.2.3 Servicios de la Planta de Fuerza

a) Suministro de agua

El agua usada en la refinería se toma del vaso natural de captación de la Laguna del Chairel (20,000 GPM). La energía eléctrica para mover a las bombas se lleva mediante una línea eléctrica que va desde la Laguna de Patos hasta la Laguna de

⁷ Anuario estadístico 1993, PEMEX

Chairel. De esta laguna parten dos acueductos, uno de 24" y otro de 30" de diámetro, con una longitud de 8,192 m hasta la llegada a la Laguna de Patos. Esta última es un vaso artificial que se usa para asentar y almacenar el agua, además tiene una subestación eléctrica que se alimenta desde la planta de fuerza, para alimentar a un centro de control de motores para accionar las bombas existentes en la laguna para el suministro de agua a la refinería.

Los consumos actuales de agua en la refinería son los siguientes:

Contra Incendio	2,000 GPM
Enfriamiento	11,700 GPM
Calderas	5,812 GPM
Servicios Grales.	2,000 GPM

TOTAL:	21,512 GPM

b) Generación de Vapor

La generación de vapor se realiza por la Planta de Fuerza "MP", la cual cuenta con una batería de calderas de alta presión de 42 kg/cm² que poseen una capacidad instalada de 540 ton/hr. Existe la Planta Auxiliar de calderas "CP" con una batería de calderas que se conforman de dos de una presión de 19 kg/cm² con una capacidad instalada de 460 ton/hr y otras dos con presión de 42 kg/cm² con una capacidad de 500 ton/hr. Existe otra batería con dos calderas en el área de la Planta Catalítica con presión de 19 kg/cm² con una capacidad total de 420 ton/hr.

Formándose así una capacidad total instalada de:

Vapor de 42 kg/cm ²	1,040 ton/hr
Vapor de 19 kg/cm ²	800 ton/hr

c) Tratamiento de Aguas para Calderas

Cuenta con tres plantas de tratamiento de agua para calderas y con un sistema de recuperación de condensado.

d) Agua de Enfriamiento

El agua de enfriamiento se suministra a los turbogeneradores de la Planta de Fuerza, a las Plantas de Butadieno y DEMEX, a la Planta Catalítica y al resto de las plantas de proceso a través de las Torres de Enfriamiento (70,000 GPM y 40 psig de presión a 32°C; y 366,000 GPM y 45 psig de presión a 32°C).

e) Energía Eléctrica

La energía eléctrica para la refinería, terminal marítima y zona residencial, es generada por cuatro turbogeneradores accionados con vapor de 42 kg/cm², dando un total de capacidad instalada de 65,000 kW. Se cuenta con una subestación de enlace con la Comisión Federal de Electricidad, de una capacidad instalada de 15,000 kW, para tener un respaldo en el suministro de energía a la refinería en caso de emergencia.

f) Aire Comprimido

La Planta de Fuerza cuenta con una capacidad instalada de aire comprimido para servicio general de 6,800 pies³/min.

2.2.4 Patios de almacenamiento

- Patio Norte: almacena los crudos que sirven de carga a la refinería, así como los destilados intermedios que se mandan por oleoducto. Su capacidad para almacenar crudo es de 1,800,000 bls aproximadamente y la de destilados es de 1,700,000 bls aproximadamente.

- Patio Oriente: almacena los productos intermedios para su reproceso posterior. Por la diversidad de productos los tanques son del tipo vertical, horizontal, esféricos y esferoides.

- Patio Poniente: almacena los distintos combustóleos que se producen en la refinería. Su capacidad es de 1,900,000 bls aproximadamente.

2.2.5 Infraestructura

a) Terminal Marítima

La Terminal Madero se localiza en el litoral del Golfo de México y cuenta con siete muelles que dan servicio para el transporte de crudos, combustóleos, destilados y petroquímicos, por vía marítima.

La materia prima y/o productos terminados llegan y se distribuyen de la Refinería Madero, de diferentes formas o maneras, entre las que se pueden contar el oleoducto Madero-Cadereyta, el poliducto Madero-Monterrey, el combustoleoducto Madero-CFE Altamira, el amoniaducto Madero-San Fernando, el ducto de Butadieno Madero-Humex, el ducto de Estireno Madero-Humex y el ducto de Paraxileno de Madero-Petrocel.

b) Terminal de Embarques Terrestres

Los productos terminados para su venta al público serán distribuidos en carros y auto-tanques a industrias mas lejanas. Cabe mencionar que la refinería cuenta con las facilidades necesarias para el llenado de tambores, para descarga de buque-tanques y llenado de autos y carro- tanques, así como también posee un tanque criogénico para almacenamiento (amoniaco) y con sistemas de refrigeración para los esferoides de butadieno.

c) El Laboratorio

El laboratorio proporciona los resultados físicos y químicos necesarios para la vigilancia y el control de las normas de calidad establecidas tanto para las materias primas como de las corrientes de proceso y terminados.

2.3 Plantas de proceso de refinación

El petróleo crudo rara vez se utiliza directamente, ya que requiere un proceso de refinación para la producción de productos terminados. Este proceso ocupa un lugar importante en la economía energética.

Es necesario establecer que la *refinación* es el conjunto de una serie de procesos físicos y químicos a los que se somete el petróleo crudo, la materia prima, para obtener de él, por destilación, los diversos hidrocarburos o las familias de éstos con propiedades físicas y químicas bien definidas.

Después de la separación se aplican a los derivados así obtenidos diversos procesos de conversión para obtener de ellos productos más valiosos y éstos se someten finalmente a tratamientos con reactivos químicos en general, a fin de eliminar las impurezas que los hacen impropios para su empleo comercial. En la figura 2.1 puede observarse el diagrama de flujo integrado para la refinación del petróleo.

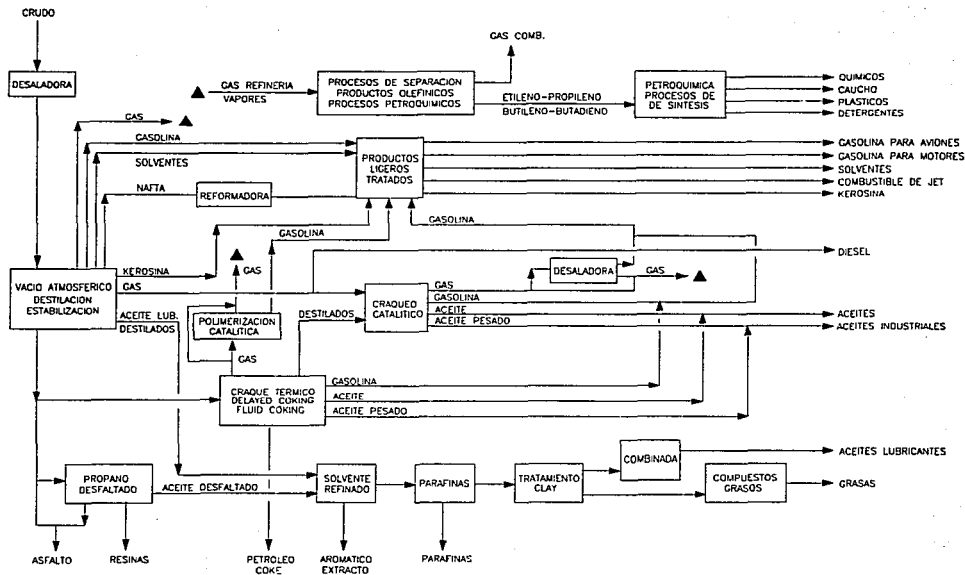


FIG. 2.1 DIAGRAMA DE FLUJO INTEGRADO PARA LA REFINACION DEL PETROLEO

En la siguiente tabla se listan las diferentes plantas de proceso de refinación que constituyen a la Refinería Madero y sus capacidades de proceso.

Tabla 3 : Unidades de Refinación

UNIDAD DE PROCESO	DESCRIPCIÓN DE LA UNIDAD	CAPACIDAD NOMINAL
MA	Destilación Primaria	55,000 BPD
MB	Destilación Primaria	55,000 BPD
BA	Destilación Combinada	51,000 BPD
MC	Fraccionador de Ligeros	26,000 BPD
MI	Preparadora de carga	42,000 BPD
MAA	Tratamiento de Kerosina	16,000 BPD
ME	Desintegración Catalítica	51,000 BPD
MF	Planta de Asfalto	12,000 BPD
TX	Reductora de Viscosidad	10,000 BPD
U-600	Hidrodesulfuradora de gasolina	15,000 BPD.
U-500/ U-501	Hidrodesulfuradoras de dest. intermedios	11,600 BPD 25,000 BPD
U-700	Reformadora de gasolina	15,000 BPD
U-800	Planta de Hidrógeno	10 MMSCFD*
MH	Planta de Coque Fluido	10,000 BPD
MR	Alquilación	3,500 BPD
TY	Grasas Lubricantes	50 MT/D**
MFA	Mezclas Asfálticas	10,000 BPD
DEMEX	Demetalizadora	39,000 BPD

Fuente: Datos Generales de la Refinería Madero, Pemex.

*MMSCFD: Millones de pies cúbicos por día

**MT/D: Mil toneladas por día

Aunque no compete a esta tesis, cabe añadir que existen también varias plantas de proceso petroquímico que constituyen a la Refinería Madero, las cuales son:

- PLANTA PREPARADORA DE CARGA A ETILBENCENO "CE"
- PLANTA DE ETILBENCENO "CA"
- PLANTA DE ESTIRENO "CT"
- PLANTA DE POLIMERIZACION "MQ"
- PLANTA DE AQUIL-BENCENO "MU"
- PLANTAS RECUPERADORAS DE AZUFRE "MX" Y "BX"
- PLANTA PREPARADORA DE CARGA DE BUTADIENO "CH"
- PLANTA DE BUTADIENO "CK"

Los productos terminados elaborados en la Refinería Madero, como puede observarse en el diagrama de bloques (Figura 2.2), son los siguientes: Gas Propano, Gas Butano, Gas Licuado Pemex, Gasolina Extra, Gasolina Nova, Turbosina, Diesel, Combustóleo Ligero 300, Combustóleo Nacional 500, Asfalto, Asfalto Oxidado, Asfaltos Rebajados Fraguado Medio y Rápido; Grasas Lubricantes de: Sodio, Litio, Calcio, Mixtas y Sintéticas; como también Coque, Diafano, Hidrógeno, Azufre, Dodecibenceno, Benceno, Tolueno, Estireno y Butadieno.

2.4 Proceso de destilación

El crudo del petróleo como es obtenido de la superficie es un material que posee relativamente un valor muy bajo, ya que en su estado nativo, rara vez es de uso directo. Sin embargo, este puede ser refinado y posteriormente procesado en un variado número de productos cuyo valor es altamente mayor que el crudo original. El primer paso en cualquier refinería de petróleo es el de separar al crudo en sus varias fracciones por el proceso de destilación. Estas fracciones pueden ser productos por sí mismas o pueden ser a su vez la alimentación para otras unidades de proceso dentro de la refinería.

2.4.1 Destilación en general

Los procesos de refinación o son simples, como aquellos que se utilizan para separar al crudo en sus fracciones, o son procesos más complejos como aquellos donde se lleva a cabo una reacción química y la estructura de los constituyentes cambia. Dentro de la manufactura del petróleo uno de los procesos físicos más importantes es el que se denomina como destilación.

El proceso de destilación es una técnica de separación la cual hace uso de la diferencia en la volatilidad o en el punto de ebullición de los diversos componentes en una mezcla. Este se lleva a cabo en una columna que contiene una serie de platos perforados o

platos separados en su interior. Su finalidad es el de transportar al componente mas volátil de la mezcla en la fase vapor hacia el domo de la columna, y el de retirar al componente menos volátil en forma de un liquido por el fondo de esta. De acuerdo a las especificaciones requeridas, será posible obtener una o varias corrientes de cualquier otro punto de la columna. En procesos complejos que posean separaciones difíciles, será muy probable que se requiera mas de una columna.

Para lograr un buen control en la operación de la columna y ,a su vez, lograr una alta pureza en los productos es normalmente apropiado, el de condensar los vapores del domo de la columna para regresar una proporción del liquido condensado en la parte superior como un reflujo. Y es por esto que la operación se denomina como destilación fraccionada o fraccionamiento.

El término de destilación se aplica a aquellas operaciones donde los rendimientos de la fase vapor de la vaporización de una mezcla liquida contiene mas de un componente. Cuando el vapor de una mezcla liquida o de una solución posee únicamente un componente, el proceso se describe como una evaporación.

La destilación puede realizarse a presión atmosférica, a presión de alto vacfo, o a presiones elevadas según los requerimientos específicos de la separación. En cuanto a la temperatura, industrialmente la destilación a temperaturas muy bajas debe ser muy enfatizada. La combinación de un sistema de refrigeración, y una presión de operación moderada, permitiría que se llevase a cabo una destilación cuyos componentes serian gases en condiciones normales.

En un intento de ayudar al efecto de la separación, ha sido muchas veces necesario modificar el proceso de la destilación fraccional, por ejemplo, utilizando componentes adicionales. Esto nos trae como resultado operaciones como destilación al vapor,

destilación de extracción (destilación en presencia de un solvente que se convierte en el componente menos volátil de una mezcla), y una destilación azeotrópica (destilación en presencia de un solvente que se convierte en el componente más volátil de la mezcla).

2.4.2 Destilación del petróleo

Como sabemos ya el petróleo es una mezcla compleja de hidrocarburos, muchos de los cuales poseen los mismos o puntos cercanos de ebullición. Por esto, no es posible lograr la separación del petróleo en compuestos puros a través de la destilación (excepto por aquellos hidrocarburos que poseen los puntos de ebullición más bajos). Como resultado, el crudo se separa en diversas mezclas que poseen un rango amplio en sus puntos de ebullición. A esta destilación se le conoce como **destilación primaria** (*topping o skimming*).

Para lograr una mejor eficiencia y menores costos la separación del petróleo se lleva a cabo, generalmente, en dos etapas: la primera, llevando a cabo el fraccionamiento del total del crudo a una presión atmosférica; y posteriormente, alimentando la fracción de los fondos (*topped crude*) del despunte atmosférico a un segundo fraccionador, el cual será operado al alto vacío.

A lo largo de esta tesis, nos enfocaremos en la destilación atmosférica ya que la planta que nos ocupa opera bajo dicho proceso.

2.4.3 Destilación Atmosférica

Si el contenido de sal del crudo a tratar es mayor al de 10 lb/1,000 bbl (expresado como NaCl), el crudo deberá desalarse para minimizar el factor de incrustación y corrosión que ocasionaría el depósito de sales en las superficies de transferencia de calor y la formación de ácidos por la descomposición de sales de cloruro.

El proceso de desalamiento se lleva a cabo añadiendo agua de un 6 hasta un 15 por ciento con respecto a la proporción de crudo a aproximadamente 250°F y bajo presión suficiente para evitar la vaporización tanto del agua como de hidrocarburos. La mezcla de crudo y agua será emulsificada, y las sales se disolverán en el agua. Aditivos químicos podrán ser utilizados con el fin de romper la emulsión, permitiendo así que las fases de agua y de crudo sean separadas. El agua que contiene a la sal será desechada del sistema. Puede también producirse un desalamiento eléctrico, el cual involucra la adición de un 4 hasta un 10 por ciento de agua bajo una presión a 160-300°F, emulsificando a la mezcla, y introduciendo a la emulsión a un campo electrostático de alto potencial (16,000 a 35,000 volts). Este campo de alto potencial ocasiona que las impurezas se asocien al agua y al mismo tiempo produce en la fase acuosa la unión (aglomeración) de las gotas de agua salada con mayor rapidez para que sea removida.

El contenido de sal en el crudo se reduce normalmente un 90% en una primera etapa de operación. Podrían utilizarse un mayor número de etapas de desalación en caso de haber sido inadecuada la reducción de sal en la primera etapa.

Después de la desalación, el crudo se bombea a través de una serie de intercambiadores de calor aumentando su temperatura hasta aproximadamente los 550°F. El intercambio de calor se logra a través del producto y del mismo flujo. Posteriormente, se es necesario un calentamiento a fuego directo, por lo que el crudo entra a un horno alcanzando los 750°F aproximadamente. El efluente del horno será la carga al fraccionador atmosférico, que será alimentada en la zona flash. La temperatura de descarga del horno es lo suficientemente alta (650-750°F) para provocar la vaporización de todos los productos que se han separado hacia arriba de la zona flash y además de un 20% de los productos de fondo. Este 20% que ha sido sobre flasheado permite que ocurra cierta fraccionamiento en

los platos que están justo por arriba de la zona flash, lo cual provee de un reflujo interno en exceso de las corrientes laterales que han sido retiradas.

Los materiales se han separado en la columna de destilación de acuerdo a sus puntos de ebullición, así pues, la fracción que posee el menor rango de puntos de ebullición abandona a la torre por la parte superior conocida como el domo. Productos deseados pueden ser retirados como corrientes laterales en puntos apropiados de la columna. Estas corrientes laterales son adicionalmente fraccionadas en columnas mas pequeñas.

El reflujo de la columna está constituido tanto por la condensación de los vapores que se regresan de acuerdo a cierta relación a la parte superior como el *pump-around* y *pump-back* de corrientes en la parte baja de la torre. La manera en que se constituye este reflujo tiene como razón de ser el reducir el diámetro de la parte superior de la columna (ya que al remover todo el calor en la parte superior maximizaría el reflujo y el fraccionamiento mismo) y el lograr que el reflujo que se localice por debajo de las salidas laterales se maximice.

Con la finalidad de obtener fondos con altos puntos de ebullición y para evitar el rezago de gasóleo en el liquido de la zona flash se encuentran localizados algunos platos por debajo de esta zona y a la vez se le alimenta vapor. El vapor tiene también por objeto el reducir la presión parcial de los hidrocarburos por lo que reduce a su vez la temperatura de vaporización.

Generalmente, una torre atmosférica contiene entre 30 y 50 platos. No debemos olvidar que a pesar de que la separación de mezclas complejas de crudos es relativamente sencilla, el diseño y la operación de estas unidades aun se llevan a cabo de manera exclusiva en una base empírica. Esto se debe indudablemente a que el crudo esta formado

por un numero infinito de hidrocarburos discretos, desde el metano hasta materiales que poseen 70 ó mas átomos de carbón.

Como una aproximación en el diseño se consideran entre cinco y ocho platos necesarios por cada producto lateral y además el mismo número arriba y abajo del plato de alimentación. Así pues, una torre atmosférica para crudo con cuatro salidas laterales requeriría desde 30 hasta 42 platos.

Después del fraccionador, se encuentra lo que se conoce como un agotador lateral (*stripper*). Esta torre pequeña contiene de cuatro a diez platos y a su vez se le alimenta vapor por debajo del ultimo plato. La finalidad de este equipo es lograr romper el equilibrio liquido-vapor que se logra en los platos del fraccionador ya que al retirar las corrientes laterales y estas poseer los componentes con menor punto de ebullición se disminuye el punto flash, por lo que los productos ligeros pasan a través de los productos mas pesados. Al romper este equilibrio, las puntas ligeras junto con el vapor serán venteadas de nuevo a la zona de vapor de la torre atmosférica, al plato correspondiente según la salida lateral. En otras palabras, aquí, el vapor se utiliza para liberar a la fracción de sus componentes más volátiles para que el punto de ebullición inicial del producto pueda ser ajustado a un valor deseado.

El condensador de la parte superior de la torre atmosférica condensa la fracción de vapor pentano-pesados. Esta es la porción de la gasolina ligera, la cual contiene propano y butanos y esencialmente todos aquellos componentes de alto punto de ebullición. Parte de este condensado se regresa a la torre atmosférica en la parte superior en forma de reflujo, mientras que el resto se manda a la sección de estabilización de la planta de gas de la refinería donde los butanos y propanos son separados de la gasolina LSR.

El proceso descrito anteriormente se llama de una sola etapa. Las complejidades que presentan las operaciones de una refinería, frecuentemente, requieren el uso de un sistema de dos etapas para poder proveer diferentes partidas para el rango de productos deseados. Este sistema incluye además de la torre atmosférica una torre primaria a la que se le conoce como "preflash", la cual opera a aproximadamente a 50 psig y se utiliza cuando el crudo deberá ser separado de seis a diez cortes. Los fondos de esta columna serán la alimentación de la torre atmosférica.

En muchos otros casos, existe un tanque de flasheo el cual se instala entre el sistema de calentamiento de los intercambiadores y el horno. Las fracciones que logran vaporizarse (ya que su punto de ebullición era de los más bajos) por el calor suministrado por el precalentamiento de los intercambiadores son separadas en el tambor de flasheo y fluyen directamente a la zona a flash del fraccionador. El líquido es bombeado a través del horno para posteriormente ser también parte de la carga al fraccionador. Esto trae como resultado un horno de dimensiones menores y con ello un menor costo.

2.4.4 Productos de la Destilación

El petróleo se separa en fracciones por destilación. La composición de cada fracción está relacionado al rango que posee como punto de ebullición, y en ningún caso se obtienen productos puros.

Las fracciones del petróleo en general se pueden clasificar como se muestra en la siguiente tabla.

Tabla 4. Fracciones de la Destilación del Petróleo

PRODUCTO	RANGO DE EBULLICIÓN °F
Gasolina Natural	30-180
Destilados Ligeros	
Gasolina	80-380
Naftas	200-450
Combustible Jet	180-450
Kerosina	350-550
Aceites ligeros de calentamiento	400-600
Destilados Intermedios	
Gasóleo	480-750
Diesel	380-650
Aceites pesados combustibles	550-800
Destilados Pesados	
Aceites Lubricantes	600-1000
Ceras	arriba 625
Residuos	
Aceites Lubricantes	arriba 900
Asfalto	arriba 900
Residuo	arriba 900
Coque	

Fuente: PERRY'S CHEMICAL ENGINEER'S HANDBOOK

2.4.5 Productos de la unidad de destilación atmosférica

Los productos principales que logran obtenerse de una destilación atmosférica de un cierto crudo son:

Gas combustible. Este gas combustible está compuesto primordialmente de metano y etano. En algunas refinerías, propano en exceso con requerimientos de LPG también se incluyen en las corrientes de gas combustible. A este tipo de corrientes se le conoce como de gas seco.

Gas mojado. Esta corriente de gas mojado contiene propano y butanos así como metano y etano. El propano y los butanos son separados para usarse para el procesamiento de LPG (*liquefied petroleum gas*) y, en el caso del butano, para el mezclado de gasolinas.

Gasolina LSR (light straight-run gasoline). La corriente de gasolina estable LSR se desulfuriza y se utiliza en el mezclado de gasolinas o se procesa en una unidad de isomerización para mejorar el octanaje antes de llevar a cabo el mezclado.

Nafta o Gasolina HSR (heavy straight-run gasoline). Los cortes de nafta se utilizan generalmente como alimentación de la reformadora catalítica para la producción de reformados con alto octanaje para el mezclado de las gasolinas y los aromáticos.

Gasóleo. Los gasóleos ligeros y atmosféricos son procesados por hidrocraqueo o por un cracking catalítico para producir gasolina, jet, y combustibles diesel.

Residuo. El residuo se conoce como el *topped crude*, y son los fondos que se alimentan a la unidad de vacío. Este posteriormente, puede ser procesado por la unidad de coque, la reductora de viscosidad o por la unidad de mezclas asfálticas para producir aceite combustible pesado o bases concentradas de lubricantes para almacenaje. Para crudos asfálticos, el residuo puede ser procesado posteriormente para producir los tipos de asfaltos necesarios tanto para la pavimentación como para el material de techos.

2.5 Plantas de destilación primaria "MA Y MB"

Las Plantas de Destilación Primaria "MA y MB", comenzaron con una capacidad de operación de 55,000 bls/día cada una y procesan una mezcla de crudos de Arenque y Tamaulipas, para obtener como productos: nafta, kerosina, gasóleo ligero y residuo.

2.5.1 Descripción del Proceso

La siguiente descripción de flujo se refiere al Diagrama de Flujo de Proceso "DFP" (Figura 2.3) de la unidad de crudo de Madero. Tomando en cuenta que ambas plantas son iguales, para fines de este trabajo únicamente nos abocaremos a la Planta MA.

La carga de crudo a la Unidad MA proviene de la zona de almacenaje y se alimenta a través de la bomba de carga, MA-P-1A o B, a una temperatura aproximada de 130 °F. Sucesivamente, el crudo se calienta a 175°F en el reflujo medio que va hacia el intercambiador de crudo, MA-E-2, después se eleva su temperatura a 190°F en el intercambiador de gasóleo ligero-crudo, MA-E-4. Corriente abajo de este intercambiador, el crudo se divide en dos corrientes iguales que están reguladas por los controladores de nivel, los cuales son activados por el nivel de líquido en el fondo de las columnas de preflash, MA-T-3 y T-4. Cada una de estas corrientes recibirá un tratamiento idéntico desde este punto hasta que entren a la columna atmosférica, MA-T-1. A su vez, cada corriente es calentada a 300°F por los intercambiadores de topped crude, MA-E-5I y MA-E-5II, para poder entrar al proceso de desalación.

El flujo de la unidad de desalado se discute al finalizar la descripción de este flujo.

El crudo que proviene de las desaladoras es calentado a 422°F por los intercambiadores, MA-E-6I y 6II. Crudo parcialmente vaporizado por los intercambiadores anteriores, entra a las columnas de preflasheo, MA-T-3 y MA-T-4, y es aquí donde el vapor de la nafta ligera es separada del resto del crudo.

El crudo flasheado se bombea (MA-P-3A y 3C) desde la columna de preflasheo a los intercambiadores de crudo, MA-E-7I y 7II, donde se calienta nuevamente hasta alcanzar los 454°F. Saliendo de estos intercambiadores cada corriente de crudo flasheado se divide en dos corrientes iguales, las cuales son reguladas por unos controladores de flujo. Entonces es cuando estas corrientes entran a los calentadores, MA-F-1A y 1B. Las

corrientes de salida de los hornos se descarga en la zona flash de la columna atmosférica, MA-T-1.

El calentamiento de crudo flasheado se controla mediante el monitoreo de la temperatura de salida de cada uno de los serpentines del horno. Existen controladores-registradores individuales de temperatura, los cuales actúan en función de la temperatura del crudo flasheado en cada serpentín. Estos ajustan a su vez, a los controladores de flujo de aceite combustible a cada calentador.

Los vapores del domo de la columna atmosférica, los cuales poseen una temperatura aproximada de 276°F se condensan y se subenfrian en el condensador, MA-E-14, pasando después al acumulador atmosférico, MA-D-1. El agua condensada se subtrae del acumulador a través de una válvula de control de nivel, la cual está regulada por el controlador de nivel que se localiza en la pata del equipo.

Cabe mencionarse que tanto la columna de preflash como la atmosférica poseen un sistema de inyección amoníaco anhidro para el control de pH.

Nafta a 100°F se bombea desde el acumulador, MA-D-1, mediante la bomba de carga, MA-P-5A o B, tanto a la columna de preflasheo como reflujo, como al condensador, MA-E-13I y 13II, para combinarse con los vapores provenientes del domo de la columna de preflasheo. Posteriormente, son bombeados como reflujo del domo de la torre atmosférica. El reflujo de nafta al domo de la columna atmosférica se controla por controladores-registradores de temperatura, los cuales actúan mediante señales provenientes de los controladores de temperatura del domo de la torre.

Los productos del domo de la columna de preflasheo son combinados con la nafta de la columna atmosférica y condensados a través del condensador, MA-E-13I y 13II, de donde son enviados a los acumuladores, MA-D-2 y MA-D-3. La columna de preflasheo puede ser controlada por dos mecanismos. El primer mecanismo es un controlador-registrador de presión que permite que los vapores no pasen al condensador del preflash

mediante un bypass. El segundo sería un controlador de presión que libera gas no condensable al sistema de recuperación de vapores.

Los vapores de agua condensados en el preflasheo son retirados del acumulador mediante una válvula de controlador de nivel, la cual a su vez actúa mediante la alimentación de un controlador de nivel de interfase hidrocarburo-agua localizado en la pierna de agua del acumulador.

La kerosina se retira de la columna atmosférica (plato 24 y 26) mediante controladores de nivel en el agotador lateral de kerosina, MA-T-2A. Los vapores del agotador se regresan al MA-T-1 por debajo del plato 28. La kerosina como producto del agotador se bombea (MA-P-6) al enfriador de kerosina, MA-E-8, abatiendo a su temperatura a 100°F. La corriente de salida del enfriador se regula mediante un controlador-registrador de flujo. Antes de mandarse a almacenamiento, la kerosina pasa a través de un filtro.

El reflujo intermedio de la torre atmosférica, que está a 400°F, se retira por arriba del plato 21 y se bombea posteriormente (MA-P-9A o B) al intercambiador de crudo, MA-E-2, y normalmente también pasa a través de un bypass al enfriador, MA-E-9, para ser regresado a la torre en el plato 24. Lo anterior se realiza bajo un controlador de flujo.

El gasóleo ligero se retira de la columna atmosférica desde el plato 15 al 17 y está controlado a través de un controlador de nivel en el agotador, MA-T-2B. Tanto los vapores del agotador como el vapor son regresados a la columna atmosférica por debajo del plato 19. El gasóleo ligero del agotador se bombea (MA-P-7) al intercambiador de crudo, MA-E-3, donde se enfría a 215°F. Después, pasa a través del enfriador, MA-E-10, donde logra enfriarse hasta 120°F para posteriormente mandarse a almacenaje pero controlándose a través de un controlador de flujo.

El reflujo del fondo de la torre atmosférica se retira por debajo del plato 13 y se bombea posteriormente (MA-P-10) al enfriador, MA-E-15, donde logra enfriarse hasta los 390°F, después se regresa a la torre en el plato 15. Lo anterior se realiza bajo un

controlador de flujo. Este reflujo no siempre se requerirá, aunque está provisto para asegurar una operación satisfactoria cuando se trate de crudos ligeros.

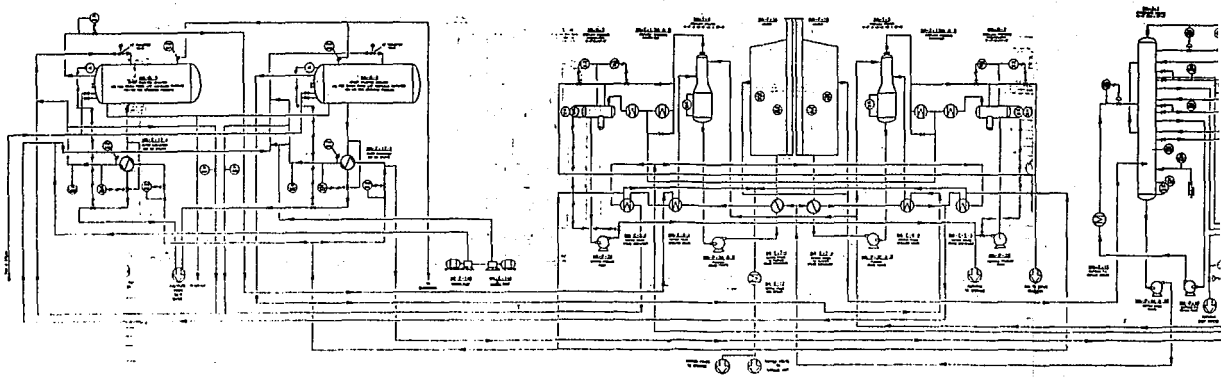
Relativamente hace poco tiempo, se llevó a cabo una modificación en la torre atmosférica con la cual actualmente ya no se produce gasóleo pesado en esta equipo sino una nafta intermedia. El producto de nafta se retira bajo un control de nivel por el plato 28 y se dirige a la zona de gasóleo pesado del agotador lateral (parte inferior). Los vapores del agotador pueden ser regresados al domo de la torre a lo largo de esta operación. La nafta intermedia es bombeada a través de la antigua bomba de gasóleo pesado, MA-P-8A o B, hacia un bypass de dos enfriadores, MA-E-4 y MA-E-11 para ser almacenada posteriormente. El almacenaje nuevamente se controla con un control de flujo.

Por último, el residuo que está a 640°F se bombea (MA-P-4A o B) desde la base de la columna atmosférica y se separa en dos corrientes iguales. Cada corriente se enfría sucesivamente hasta los 597°F en los intercambiadores, MA-E-7I y 7II. Así, se sucede nuevamente a un tren de enfriamiento a través de los intercambiadores MA-E-6I y 6II obteniendo los 443°F y a través de los intercambiadores MA-E-5I y 5II, obteniéndose los 325°F. Es entonces cuando ambas corrientes vuelven a mezclarse. El flujo total de residuo se regula por un control de nivel, el cual se regula a través del nivel de líquido que existe en la base de la columna atmosférica. Por último, antes de que el residuo se envíe a la unidad de vacío o a la zona de almacenaje, es necesario volver a enfriar a la corriente hasta los 275°F. Este enfriamiento se lleva a cabo en la caja de enfriamiento MA-E-12.

La base de la torre atmosférica y cada sección de las corrientes laterales del agotador se abastecen con vapor de 140 psig, el cual ha sido sobrecalentado en la zona de convección de los calentadores, MA-F-1A y 1B. Los flujos de vapor del agotador se regulan con válvulas manuales de control. Este vapor es necesario para reducir la presión parcial de los hidrocarburos ya que así la temperatura de vaporización requerida disminuye.

La sección del desalamiento está constituida por dos desaladoras, MA-D-5 y MA-D-6. El crudo caliente a 300°F, proveniente de los intercambiadores MA-E-5I y 5II, fluye a través de unas válvulas emulsificantes hacia ambas desaladoras. Existe la posibilidad de inyectar agua (de alta presión, 250 psig, a una temperatura aproximada de 200°F) con cáustica ya sea en la succión de la bomba de carga de crudo, o en las válvulas emulsificantes, o en la corriente de entrada a los intercambiadores .

Así, en las desaladoras las capas de agua y aceite logran separarse después de que la carga de crudo pasa por un campo eléctrico. El crudo desalado, que conforma la capa superior, fluye a través de una válvula de control, la cual mantiene la presión en la desaladora (125-150psig) y se dirige al tren de intercambiadores, MA-E-6I y 6II, para ser calentado antes de entrar a las columnas de preflasheo.



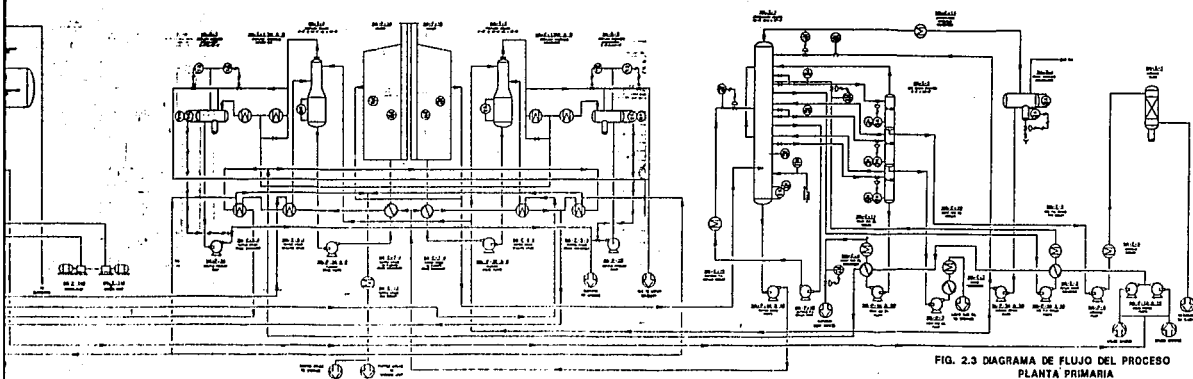


FIG. 2.3 DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO
PLANTA PRIMARIA

2.6 Situación actual de la planta "MA"

2.6.1 Cuadros Comparativos

En las siguientes páginas se anexan unas tablas⁸ en donde se presentan los resultados de algunos análisis que se llevaron a cabo en la misma planta durante los últimos meses de 1992 y principios de 1993. Así es como estos datos pueden ser tomados como representativos de la operación normal de la planta.

En la tabla 5 se presentan las características que posee la mezcla de crudos que se lleva a cabo en la refinería, la cual se utiliza como carga para la planta primaria "MA", así como las características de los crudos individualmente.

En el resto de las tablas se proporcionan las características de los diversos productos que se obtienen en esta planta.

⁸ Fuente Directa

Tabla 5. Características de los crudos

CRUDOS	MEZCLA DE CRUDOS	TAMAULIPAS	ARENQUE
% VOLUMENES EN LA CARGA	76.1	11.6	12.3
PRUEBAS			
Peso Específico A 20/4 o C	0.87	0.95	0.85
Densidad o API	30.60	17.48	34.02
Presión de vapor lb/pulg 2.	5.70	4.00	9.50
Viscosidad SSU. a 21.1oC	92.00	0.00	69.00
Viscosidad SSU. a 37.8oC	60.00	0.00	50.00
Viscosidad SSF. a 50oC	0.00	111.00	0.00
Viscosidad SSF. a 60oC	0.00	69.00	0.00
Temperatura de escurrimiento oC	<-25	-15.00	<-25
Agua por Destilación % vol.	0.50	Trazas	Trazas
Azúfre total % peso	2.50	5.36	2.60
Cenizas % peso	0.16	0.05	0.01
Poder calorífico neto, BTU/lb	19339.00	18606.00	19422.00
DESTILACION HEMPEL			
TIE oC	30.00	48.00	34.00
10% oC	40.00	162.00	86.00
20% oC	170.00	260.00	138.00
30% oC	220.00	315.00	196.00
40% oC	280.00	0.00	258.00
Dest. A 190 oC % vol.	26.00	12.60	29.00
Dest. A 250 oC % vol.	35.00	18.60	38.60
Dest. A 300 oC % vol.	43.30	27.30	47.00
Dest. A 320 oC % vol.	49.30	33.30	52.00
CONTENIDO DE METALES			
Fe	0.34	0.78	0.41
Ni	48.70	68.50	19.30
V	148.50	250.70	72.70

Tabla 6. Características de las Naftas

EQUIPO	TORRE	EQUIPO	TORRE
	T-1		T-1
CORRIENTE	NAFTA	CORRIENTE	NAFTA
PRUEBAS		PRUEBAS	
Peso Especifico a 20/4oC	0.776	Valor Cal. BTU/Lb.	20084
Densidad oAPI	50.07	Numero de Bromo cg.de Br/g	1.1
DESTILACION ASTM oC			
TIE	136	Azufre Total % Peso	0.16
10%	158	Azufre Mercaptanico, ppm	95
30%	168	Indice de Cetano (Calculado)	43.5
50%	174	Visc. SSU. A 37.8 oC, seg.	0
70%	180	Visc. Cinematica, a 25 oC, Cst.	2.12
90%	194		
T F E	224	ANALISIS PONA	
Color Saybolt	20	Parafinas % Vol.	48.7
Temp. de Inflamación P.M oC	30	Olefinas % Vol.	0.6
Temp. Misc con Anilina oC.	54.2	Naftenos % Vol.	30.5
Temp. de congelación oC.	<-55	Aromaticos % Vol.	20.2
Goma Preformada mg/100 ml.	1.2		
Goma Acelerada mg/100 ml.	2.6		

Tabla 7. Características de las Kerosinas

EQUIPO	TORRE T-1
CORRIENTE	KEROSINAS
PRUEBAS	
Peso Especifico a 20/40C	0.807
Densidad aAPI	43.17
DESTILACION ASTM oC	
T I E	170
10%	188
30%	206
50%	222
70%	244
90%	272
T F E	298
Color Saybolt	24
Temp. de Congelación oC	-33
Temp. de Inflamación P.M., oC.	56
Temp. Misc. con Anilina oC	62.4
Numero de Bromo cgf. Br/g	1.1
Corrosión 3 Hrs. a 50 oC.	1a.
Azufre total % Peso	0.44
Azufre Mercaptanico, ppm.	63.2
Valor Calorifico Bruto BTU/lb	19504
Viscosidad S.S.U A 37.8 Oc . seg.	31.3
Viscosidad Cinemática a 25 oC, est.	0
Viscosidad Cinemática a-20oC est.	5.97
Nitrógeno básico, ppm.	0
Índice de Cetano, (Calculado=	48
Aromáticos % Vol.	14
ESTABILIDAD TERMICA	
Caida de Presión, mm. de Hg.	0
Depósitos en el tubo del calentador	0

Tabla 8. Características del Gasóleo

EQUIPO	TORRE FRACCIONADORA	
	GASOLEO	GASOLEO
CORRIENTE	LIGERO	PESADO
PRUEBAS		
Peso Especifico a 20/4oC	0.86	0.97
Densidad oAPI	32.29	19.06
DESTILACION ASTM 760 mmHg oC		
TIE	184.00	297.00
5%	244.00	365.00
10%	270.00	392.00
20%	294.00	428.00
30%	308.00	456.00
40%	316.00	474.00
50%	324.00	480.00
60%	332.00	499.00
70%	340.00	509.00
80%	352.00	521.00
90%	366.00	525.00
95%	374.00	531.00
T F E	388.00	0.00
Color ASTM	1.00	>8.0
Temp. de Inflamación	92.00	78.00
Temp. de Escurrimiento oC.	3.00	2.00
Visc. S.U. a 37.18 oC seg.	47.00	174.00
Visc. S.U. a 98.9 oC seg.	33.00	43.00
Corrosión 3 Hrs a 50 oC.	1a.	1a
Azufre Total % Peso	1.40	2.10
Numero de Bromo cg. de Br/g	2.60	4.40
Indice de Cetano (Calculado)	52.10	40.60
Valor Cal. Bruto BTU/lb	19392.00	18862.00
Cenizas, % Peso	0.02	0.02
CONTENIDO DE METALES ppm		
Cu	0.02	0.03
Na	0.02	0.08
Ni	0.07	6.00
Fe	0.04	0.11
V	0.35	33.00

Tabla 9. Características de los Residuos

EQUIPO	TORRE FRACCIONADORA
CORRIENTE	RESIDUO
PRUEBAS	
Peso Especifico a 20/4 oC.	0.98
Densidad o API	12.91
Temp. de Inflamación C.A.C oC.	242.00
Temp. de Ignición oC.	0.00
Temp. de Escurrimiento oC.	0.00
Viscosidad SSF. a 50 oC.	642.00
Viscosidad SSF. a 100 oC.	0.00
Viscosidad SU. a 100 oF.	0.00
Val. Cal. Bruto BTU/lb.	18416.00
Azufre Total % Peso.	3.80
Carbón Conradson % Peso.	11.40
Temp. de Fusión , oC.	0.00
Ductilidad a 25 oC cm.	0.00
Solubilidad en CCL %	99.70
Destilación a 1000 oF % Vol.	38.00
Cenizas % Peso	0.093
CONTENIDO DE METALES	
Fe, ppm	0.32
Ni, ppm	64.7
V, ppm	273.1
Asfaltenos, % Peso	13.42

Tabla 10. Características de los Gases

EQUIPO	ACUMULADORES	
	D-2	D-3
CORRIENTE	GASES INCONDENSABLES	
PRUEBAS		
P.Esp.Uq.a 15.6oC	0.545	0.543
P.Esp. (Aire=1)	1.439	1.42
Presión de Vap.Lb/in2	0	0
Corrosión 1 Hr a 37.8 oC	0	0
Poder Cal. Neto BTU/pie3	1816	1779
Peso Molecular	41.68	41.14
ANALISIS CROMAT. % MOL		
ACIDO SULFIDRICO	5.1	4.9
HIDROGENO	0	0
INERTES	16	17
METANO	10.2	10.3
ETANO	17	17.2
ETILENO	0	0
BIOXIDO DE CARBONO	3.1	3
PROPANO	20.6	20.7
PROPILENO	0	0
ISOBUTANO	3.6	3.6
BUTANO NORMAL	11	11
BUTENO-1	0	0
ISOBUTILENO	0	0
TRANS 2 BUTENO	0	0
CIS 2 BUTENO	0	0
ISOPENTANO	6.5	6.1
PENTANO NORMAL	6.1	5.7
HEXANOS Y MAS	0.8	0.5
BUTADIENO 1.3	H	H

2.6.2 Levantamiento de tablero y campo

La primera tarea que se debe llevar a cabo para conocer la situación de los instrumentos en la planta es un levantamiento tanto del tablero de instrumentación que se localiza en el cuarto de control (Figura 2.4), como el de los instrumentos en campo. Específicamente para la planta "MA", dicho levantamiento fue realizado en los meses de marzo y abril de 1994, obteniéndose como resultados la información que a continuación se presenta:

LISTA DE INSTRUMENTOS EN EL LEVANTAMIENTO

	CLAVE	SERVICIO	INSTRUMENTO	LOCALIZACION	RANGO	OBSERVACIONES
1	FI-173	VAPOR PROC. T-2A	IND	C	0-100"	-
2	FI-205	GAS A QUEMADORES F-2	TRA IND	CC	0-200"	-
3	FI-209	VAPOR PROC. T-2B	IND	C	0-20"	-
4	FI-224	VAPOR PROC. T-2C	IND	C	0-20"	-
5	FI-244	VAPOR PROC. T-1	TRA IND	CC	0-100"	-
6	FI-447	AGUA PROC. A D-5	IND	C	0-100"	NO OPERA
7	FI-448	AGUA PROC. A D-6	IND	C	0-100"	NO OPERA
8	FI-467	-	IND	C	-	NO OPERA
9	FI-MCV-341	AGUA A DESALADORA D-6	TRA IND EST VAL	CCCC	0-100"	-
10	FR-22	CARGA A T-4	*TRA *REG *TOT GRE GRT	CTTCT	0-75"	-
11	FR-23	CARGA A T-3	*TRA *REG *TOT GRE GRT	CTTCT	0-75"	-
12	FR-57	GASOLINA A ALMACENAJE	TRA REG IND	CTC	0-100"	-
13	FR-100	GAS COMBUSTIBLE A PLANTA	TRA IND	CC	0-400"	-
14	FR-204	ACEITE COMB. A QUEMADORES F-2	TRA REG	CT	0-200"	-
15	FR-206	RETORNO DE ACEITE COMBUSTIBLE F-2	TRA REG	CT	0-200"	-
16	FR-110	EXCESO GAS D-1, D-2, D-3	TRA REG	CC	0-50"	-
17	FR-161	REFLUJO SUP. T-1	TRA REG	CT	0-100"	-
18	FR-266	RESIDUO A ALMACEN	TRA REG	CT	0-50"	-
19	FRC-57(159)	NAFTA A ALMACENAJE	TRA REG CON VAL	CTTC	0-100"	-
20	FRC-91	CARGA SERPENTIN 1 DE F1-A	TRA REG CON POS VAL	CTTCC	0-100"	-
21	FRC-96	CARGA SERPENTIN 2 DE F1-A	TRA REG CON POS VAL	CTTCC	0-100"	-
22	FRC-101	CARGA SERPENTIN 1 DE F1-B	TRA REG CON POS VAL	CTTCC	0-100"	-
23	FRC-106	CARGA SERPENTIN 2 DE F1-B	TRA REG CON POS VAL	CTTCC	0-100"	-
24	FRC-164	REFLUJO A T-4	TRA REG CON VAL	CTC	0-25"	-
25	FRC-165	RECIRCULACION D-3	TRA REG CON VAL	CTTC	0-100"	-
26	FRC-166	RECIRCULACION D-2	TRA REG CON VAL	CTTC	0-100"	-
27	FRC-167	REFLUJO A T-3	TRA REG CON VAL	CTC	0-25"	-
28	FRC-168	REFLUJO INTERM. LIG A PLATO 24 T-1	TRA REG CON POS VAL IND	CTTCCC	0-100"	-
29	FRC-176	REFLUJO INTERM PES A PLATO 16 T-1	TRA REG CON POS VAL IND	CTTCCC	0-100"	-
30	FRC-183	KEROSINA A ALMACENAJE	TRA REG CON POS VAL	CTTCC	0-100"	-
31	FRC-201	CARGA SERPENTIN 1 F-2	TRA REG CON POS VAL PSW AL	CTTCTT	0-500"	-
32	FRC-202	CARGA SERPENTIN 2 F-2	TRA REG CON POS VAL PSW AL	CTTCTT	0-500"	-
33	FRC-221	GASOLEO LIGERO A ALMACENAJE	TRA REG CON POS VAL	CTTCC	0-150"	-
34	FRC-236	GASOLEO PESADO A ALMACENAJE	TRA REG CON VAL	CTTC	0-300"	-
35	PI-210	CRUDO SERPENTIN 1 F-2	TRA IND	CT	-	-
36	PI-212	CRUDO SERPENTIN 2 F-2	TRA IND	CT	-	-
37	PI-133	GAS A CALENTADORES F-1 A/B	TRA IND PSW ALA	CTTT	0-4KG/cm2	-
38	PI-245	FONDOS DE T-1	TRA IND	CT	0-2KG/cm2	-
39	PI-277	AIRE DE INSTRUMENTOS	IND PSW ALA	TTT	0-7KG/cm2	-

LISTA DE INSTRUMENTOS EN EL LEVANTAMIENTO

	CLAVE	SERVICIO	INSTRUMENTO	LOCALIZACION	RANGO	OBSERVACIONES
40	PI-278	AIRE GENERAL REFINERIA	IND	T	0-14KG/cm	NO OPERA
41	PI-280	AGUA ENFRIAMIENTO	TRA IND PSW ALA	CTTT	0-7/KG/cm2	-
42	PI-281	VAPOR DE 18KG/cm2	TRA IND	CT	0-35KG/cm2	-
43	PI-283	VAPOR DE 3.5	TRA IND	CT	0-7KG/cm2	-
44	PI-352	VAPOR DE 10.0	TRA IND	CT	0-21KG/cm2	-
45	PI-353	VAPOR DE 1.0	IND	T	-	NO OPERA
46	PC-45	ACUMULADOR D-1	CON POS VAL POS VAL	CCCCC	-	-
47	PC-76	VAPOR A P-3B	CON PIL VAL	CCC	0-500 PSI	-
48	PC-86	VAPOR A P-3D	CON PIL VAL	CCC	0-500 PSI	-
49	PC-217	GAS PILOTOS F-2	CON VAL	CC	-	-
50	PC-130	RED.VAPOR F-1 A/B	CON VAL	CC	0-500 PSI	-
51	PC-134	GAS COMB. A F-1A	CON VAL	CC	0.50 PSI	-
52	PC-177	GAS COMB. A F-1B	CON VAL	CC	0.50 PSI	-
53	PC-344	CRUDO DESALADO D-5	CON VAL	CC	0-200 PSI	-
54	PC-345	CRUDO DESALADO D-6	CON VAL	CC	0-200 PSI	-
55	PDIC-216	VAPOR ATOMIZ. F-2	TRA CON VAL	CCC	-	-
56	PIC-214	GAS QUEMADORES F-2	CON VAL PSW ALA	CCCT	-	-
57	PIC-215	AC. COMB. A F-2	TRA IND CON POS VAL PSW ALA	CTTCCTT	0-14KG/cm	-
58	PIC-117	COMB.SERPENTIN 1 F1-A	TRA IND CON POS VAL	CTTCC	0-7KG/cm2	-
59	PIC-121	COMB.SERPENTIN 2 F1-A	TRA IND CON POS VAL	CTTCC	0-7KG/cm2	-
60	PIC-125	COMB. SERPENTIN 1 F1-B	TRA IND CON POS VAL	CTTCC	0-7KG/cm2	-
61	PIC-129	COMB. SERPENTIN 2 F1-B	TRA IND CON POS VAL	CTTCC	0-7KG/cm2	-
62	PIX-119	VAPOR SERPENTIN 1 F1-A	TRA IND CON VAL	CCCC	0-7KG/cm2	-
63	PIX-123	VAPOR SERPENTIN 2 F1-A	TRA IND CON VAL	CCCC	0-7KG/cm2	-
64	PIX-127	VAPOR SERPENTIN 1 F1-B	TRA IND CON VAL	CCCC	0-7KGcm2	-
65	PIX-131	VAPOR SERPENTIN 2 F1-B	TRA IND CON VAL	CCCC	0-7KG/cm2	-
66	PRC-44	ACUMULADOR D-3	TRA REG CON POS VAL	CTTCC	0-2KG/cm2	-
67	PRC-61	ACUMULADOR D-2	TRA REG CON POS VAL	CTTCC	0-2KG/cm2	-
68	SP-11	GAS A PILOTOS F-2	PBS PSW SOV VAL	TCCC	-	-
69	SP-12	GAS A QUEMADORES F-2	PBS PSW SOV VAL	TCCC	-	-
70	DG-	TIRO	-	-	-	-
71	LI-152	GASOLINA D-1	TRA IND PSW ALA	CTTT	0-60"LIN	-
72	LC-5	INTERFASE DASALADORA D-5	TRA CON VAL	CCC	0-36"	VER DIBUJO DE DESALADORA
73	LC-6	INTERFASE DESALADORA D-6	TRA CON VAL	CCC	0-36"	VER DIBUJO DE DESALADORA
74	LC-24	NIVEL TORRE DESPUNTE T-3	TRA IND CON POS VAL ALA ALA	CTCCCTT	0-60"LIN	-
75	LC-25	NIVEL TORRE DESPUNTE T-4	TRA IND CON POS VAL ALA ALA	CTCCCTT	0-60"LIN	-
76	LC-46 (48)	INTERFASE D-3	CON VAL	CC	0-16"LIN	-
77	LC-51	GASOLINA D-3	TRA IND CON POS VAL	CTCCC	0-50"LIN	-
78	LC-65	INTERFASE D-2	CON VAL	CC	0-16"LIN	-
79	LC-68	GASOLINA D-2	TRA IND CON POS VAL	CTCCC	0-48"LIN	-

LISTA DE INSTRUMENTOS EN EL LEVANTAMIENTO

	CLAVE	SERVICIO	INSTRUMENTO	LOCALIZACION	RANGO	OBSERVACIONES
80	LC-150	INTERFASE D-1	CON POS VAL	CCC	0-16"	-
81	LC-170	KEROSINA T-2A	TRA IND CON POS VAL	CTCCC	0-32"LIN	-
82	LC-212	GASOLEO LIGERO T-2B	TRA IND CON POS VAL	CTCCC	0-32"	-
83	LC-227	GASOLEO PESADO T-2C	TRA IND CON POS VAL	CTCCC	0-32"	-
84	LC-247	FONDOS FRACCIONADORA	TRA IND CON POS VAL	CTCCC	0-50"	-
85	LHA-	NIVEL D-1	LSW ALA	CT	-	-
86	LAH-24	NIVEL T-3	LSW ALA	CT	-	-
87	LAH-25	NIVEL T-4	LSW ALA	CT	-	-
88	TR-100	TEMP. SALIDA CARGA	-	-	-	NO OPERA
89	TRC-95	SERPENTIN 1 F-1A	TER mV/I *REG *CON I/P VAL	CTTTTC	*J	-
90	TRC-100	SERPENTIN 2 F-1A	TER mV/I *REG *CON I/P VAL	CTTTTC	*J	-
91	TRC-105	SERPENTIN 1 F-1B	TER mV/I *REG *CON I/P VAL	CTTTTC	*J	-
92	TRC-110	SERPENTIN 2 F-1B	TER mV/I *REG *CON I/P VAL	CTTTTC	*J	-
93	TRC-138	REFLUJO DOMO T-1	TRA REG CON POS VAL	CTTCC	0-200 C	-
94	HTA-276	ALTA TEMP.CHIMENEA F-1A/B	TER ACT ALA	CTT	-	NO OPERA(INCOMPLETO)
95	HTA-	ALTA TEMP.CHIMENEA F-2	-	-	-	NO EXISTE
96	COV-116A	CORTE AC.COMBUST. F-1A	EST VAL	CC	3-15PSI	-
97	COV-276A	CORTE AC.COMBUST. F-1B	EST VAL	CC	3-15PSI	-
98	AN-02	ANALIZADOR OXIGEN F-1 A/B Y F-2	AO2	C	-	-
99	PS-AC1	COMPRESOR AIRE 1	PSW SOV	CC	-	-
100	PS-AC2	COMPRESOR AIRE 2	PSW SOV	CC	-	-
101	TI-1	CRUDO DE CAMBIADORES E-5 II	TER	C	*J	-
102	TI-2	CRUDO DE CAMBIADORES E-5 I	TER	C	*J	-
103	TI-3	CRUDO DESALADO T-4	TER	C	*J	-
104	TI-4	DOMO T-4	TER	C	*J	-
105	TI-5	CRUDO DESALADO T-3	TER	C	*J	-
106	TI-6	DOMO T-3	TER	C	*J	-
107	TI-7	CRUDO DESPUNTADO FONDO T-4	TER	C	*J	-
108	TI-8	CRUDO DESPUN. CAMBIADORES E-7 I	TER	C	*J	-
109	TI-9	CRUDO DESP. FONDO T-3	TER	C	*J	-
110	TI-10	CRUDO DESPUN CAMBIADORES E-7 II	TER	C	*J	-
111	TI-11	TUBO 30 NTE. F-1A	TER	C	*J	-
112	TI-12	SALIDA SERPENTIN NORTE F-1A	TER	C	*J	-
113	TI-13	TUBO 30 SUR F-1A	TER	C	*J	-
114	TI-14	SALIDA SERPENTIN SUR F-1A	TER	C	*J	-
115	TI-15	TUBO 30 NTE F-1B	TER	C	*J	-
116	TI-16	SALIDA SERPENTIN NORTE F-1B	TER	C	*J	-
117	TI-17	TUBO 30 SUR F 1B	TER	C	*J	-
118	TI-18	SALIDA SERPENTIN SUR F-1B	TER	C	*J	-
119	TI-19	DOMO T-1	TER	C	*J	-

LISTA DE INSTRUMENTOS EN EL LEVANTAMIENTO

	CLAVE	SERVICIO	INSTRUMENTO	LOCALIZACION	RANGO	OBSERVACIONES
120	TI-20	KEROSINA DE T-1	TER	C	"J"	-
121	TI-21	KEROSINA T-2	TER	C	"J"	-
122	TI-22	REFLUJO INTERMEDIO LIG. DE T-1	TER	C	"J"	-
123	TI-23	REFLUJO INTERMEDIO LIG. A T-1	TER	C	"J"	-
124	TI-24	GASOLEO LIGERO DE T-1	TER	C	"J"	-
125	TI-25	GASOLEO LIGERO T-2	TER	C	"J"	-
126	TI-26	GASOLEO PESADO DE T-1	TER	C	"J"	-
127	TI-27	GASOLEO PESADO DE T-2	TER	C	"J"	-
128	TI-28	PLATO DE CARGA T-1	TER	C	"J"	-
129	TI-29	RESIDUO ATMOSF. DE FONDO T-1	TER	C	"J"	-
130	TI-30	REFLUJO INTERMEDIO PESADO DE T-1	TER	C	"J"	-
131	TI-31	REFLUJO INTERMEDIO PESADO A T-1	TER	C	"J"	-
132	TI-32	NAFTA A T2-C	TER	C	"J"	-
133	TI-33	-	-	-	-	NO EXISTE EN CONSOLA
134	TI-34	-	-	-	-	NO EXISTE EN CONSOLA
135	TI-35	-	-	-	-	NO EXISTE EN CONSOLA
136	TI-36	-	-	-	-	NO EXISTE EN CONSOLA
137	TI-37	-	-	-	-	NO EXISTE EN CONSOLA
138	TI-38	-	-	-	-	NO EXISTE EN CONSOLA
139	TI-39	MURO RADIANTE F-1B	TER	-	"J"	-
140	TI-40	CHIMENEA F-1A/B	TER	C	"J"	-
141	TI-41	ENTRADA CONVECCION PTE F-1A	TER	C	"J"	-
142	TI-42	ENTRADA CONVECCION OTE. F-1A	TER	C	"J"	-
143	TI-43	SALIDA CONVECCION PTE. F-1A	TER	C	"J"	-
144	TI-44	SALIDA CONVECCION OTE. F-1A	TER	C	"J"	-
145	TI-45	ENTRADA CONVECCION OTE. F-1B	TER	C	"J"	-
146	TI-46	ENTRADA CONVECCION PTE. F-1B	TER	C	"J"	-
147	TI-47	SALIDA CONVECCION OTE. F-1B	TER	C	"J"	-
148	TI-48	SALIDA CONVECCION PTE. F-1B	TER	C	"J"	-
149	TI-49	SALIDA CONVECCION E-6-I-A	TER	C	"J"	-
150	TI-50	SALIDA CONVECCION E-6-I-C	TER	C	"J"	-
151	TI-51	SALIDA CONVECCION E-6-II-A	TER	C	"J"	-
152	TI-52	SALIDA CONVECCION E-6-II-C	TER	C	"J"	-
153	TI-53	-	-	-	-	NO EXISTE EN CONSOLA
154	TI-54	-	-	-	-	NO EXISTE EN CONSOLA
155	TI-55	ENTRADA SERPENTIN 1 F-2	TER	C	"J"	-
156	TI-56	ENTRADA SERPENTIN 2 F-2	TER	C	"J"	-
157	TI-57	-	-	-	-	NO EXISTE EN CONSOLA
158	TI-58	-	-	-	-	NO EXISTE EN CONSOLA
159	TI-59	SALIDA SERP. 1 F-2	TER	C	"J"	-

LISTA DE INSTRUMENTOS EN EL LEVANTAMIENTO

	CLAVE	SERVICIO	INSTRUMENTO	LOCALIZACION	RANGO	OBSERVACIONES
160	TI-60	SALIDA SERP. 2 F-2	TER	C	"J"	-
161	TI-61	-	-	-	-	NO EXISTE EN CONSOLA
162	TI-62	-	-	-	-	NO EXISTE EN CONSOLA
163	TI-63	SALIDA GENERAL F-2	TER	C	"J"	-
164	TI-64	ENTRADA ZONA CONVEC GASES F-2	TER	C	"J"	-
165	TI-65	ENTRADA CHIMÉNEA F-2	TER	C	"J"	-
166	TI-66	ZONA RADIACION F-2	TER	C	"J"	-
167	TI-67	SERP. 1 CONVECCION RADIACION F-2	TER	C	"J"	-
168	TI-68	SERP. 2 CONVECCION RADIACION F-2	TER	C	"J"	-
169	SER-1	PALOMETA F-1A/B	SER	C		NO EXISTE
170	SER-2	PALOMETA F-2	SER	C		NO EXISTE

ABREVIATURAS

CLAVE

FI	Indicador de Flujo
FR	Registrador de Flujo
FRC	Controlador Registrador de Flujo
LC	Controlador de Nivel
LI	Indicador de Nivel
LHA	Alarma de Alto Nivel
HTA	Alarma por Alta Temperatura
PI	Indicador de Presión
PC	Controlador de Presión
PIC	Controlador Indicador de Presión
PDIC	Controlador Indicador de Presión Diferencial
SER	Servomotor
TI	Indicador de Temperatura
TR	Registrador de Temperatura
TRC	Controlador Registrador de Temperatura

INSTRUMENTO

ALA	Alarma
CON	Controlador
IND	Indicador
LSW	Interruptor de Bajo Nivel
POS	Posicionador
PSW	Interruptor de Presión
REG	Registrador

SOV	Válvula Solenoide
TER	Termopar
TOT	Totalizador
TRA	Transmisor
VAL	Válvula
IP	Transductor de Intensidad de Corriente a Presión
mV/I	Convertidor a 4.20mA

LEVANTAMIENTO

C	Levantamiento en Campo
T	Levantamiento en Tablero

RANGO

J	Tipo de Termopar (Fierro-Constantino)
---	---------------------------------------

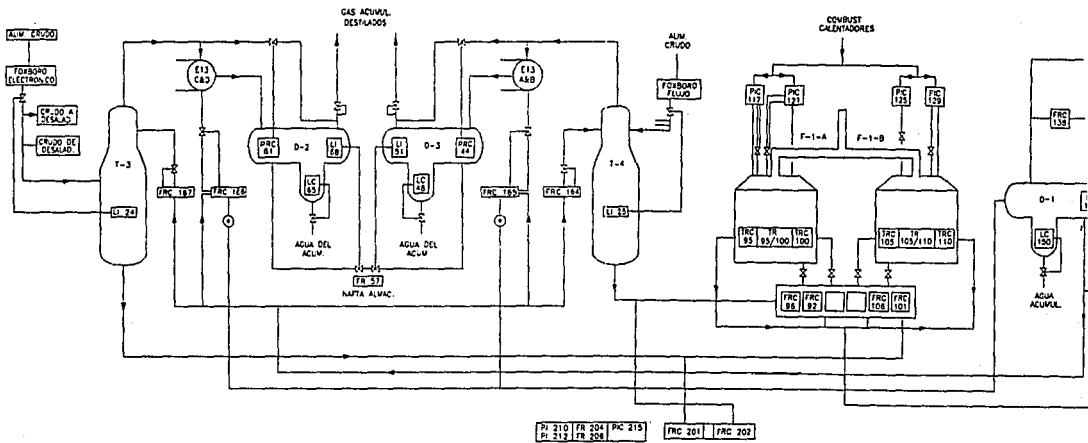


FIG. 2.4 TABLERO DE INSTRUMENTACION

2.7 Condiciones normales de operación de la planta "MA"

DESALADORA "MA-D-5"

Temperatura de operación	300 °F
Presión del equipo	125-150 psig

DESALADORA "MA-D-6"

Temperatura de operación	300 °F
Presión del equipo	125-150 psig

COLUMNA DE PREFLASH "MA-T-3"

Temperatura en domo	275 °F
Presión en domo	20.4 psig
Temperatura en fondo	422 °F
Presión en fondo	21.7 psig

COLUMNA DE PREFLASH "MA-T-4"

Temperatura en domo	275 °F
Presión en domo	20.4 psig
Temperatura en fondo	422 °F
Presión en fondo	21.7 psig

ACUMULADOR DE PREFLASH "MA-D-2"

Temperatura del equipo	100 °F
Presión del equipo	12.9 psig

ACUMULADOR DE PREFLASH "MA-D-3"

Temperatura del equipo	100 °F
Presión del equipo	12.9 psig

COLUMNA ATMOSFÉRICA "MA-T-1"

Temperatura de domo	276 °F
Presión del domo	3.5 psig
Temperatura de salida	650 °F
Presión del fondo	6.5 psig

ACUMULADOR ATMOSFÉRICO "MA-D-1"

Temperatura del equipo	100 °F
Presión del equipo	1 psig

AGOTADOR LATERAL "MA-T-2"

Temperatura de MA-T-2A	350 °F
Presión de MA-T-2A	50 psig
Temperatura de MA-T-2B	495 °F
Presión de MA-T-2B	50 psig
Temperatura de MA-T-2C	545 °F
Presión de MA-T-2C	50 psig

Capítulo III: Automatización

3.1 Niveles de automatización

En la figura 3.1 se pueden observar los niveles de automatización que pueden existir en una planta. Estos son independientes de los avances tecnológicos, es decir que no importa cual sea el sistema de control, computadora o tecnología de proceso que se esté utilizando, estas funciones deben realizarse. La tecnología empleada afectará únicamente la eficiencia con la cual se llevaran a cabo estas funciones.

Optimización
Control avanzado
Control regulatorio y secuencial básico
Adquisición de datos

Figura 3.1. Funciones de una Planta

El nivel inferior es la instrumentación de campo, a través de la cual las señales del proceso (presiones, flujos, temperaturas, etc) son integradas al sistema de control. Aunque este es el nivel más bajo en la pirámide de automatización también es el más importante, ya que una mala selección o especificación de instrumentos puede llevar a errores de medición tan grandes que impidan la implementación de los niveles superiores. Tecnológicamente, la instrumentación de campo ha evolucionado desde los instrumentos neumáticos hasta redes de instrumentos inteligentes con protocolos de comunicación hacia sistemas abiertos (todavía en pruebas de aceptación).

El control regulatorio y secuencial básico abarca todas las lazos de control y estrategias de protección requeridas por la planta para mantener a las variables controladas en los puntos de ajuste requeridos por el proceso, así como para activar secuencias de paro de emergencia. El control regulatorio básico utiliza algoritmos PID sencillos o en

combinaciones, los cuales se implementaron en el inicio de la automatización con en unidades de control neumático y en tableros de relevadores, y actualmente se realizan en sistemas de control distribuido (SCD). El control regulatorio básico se ejecuta en tiempo real, lo que implica que el tiempo que transcurre entre que se recibe la señal de campo, se ejecuta el algoritmo, y se envía la señal de corrección al elemento final de control es del orden de un segundo.

El objetivo del control avanzado es el mantener estables a las variables controladas, por medio de algoritmos complejos y manipulando los puntos de ajuste del control regulatorio básico. Se utiliza en lazos de control que presentan acoplamiento, tiempos muertos grandes, dinámica cambiante, y en general en lazos que no se manejan adecuadamente con algoritmos PID sencillos. El control avanzado se ejecuta en tiempos del orden de minutos, y dado la complejidad de los algoritmos se implementan en computadoras de gran capacidad de procesamiento y con manejo de lenguajes de alto nivel.

La función de la optimización de procesos es el maximizar o minimizar objetivos, los cuales se dividen en tres tipos: de seguridad, de cumplimiento de especificaciones y económicos. La optimización se realiza a través de manipular los puntos de ajuste del control regulatorio y del control avanzado hasta conseguir el objetivo deseado sin violar las restricciones establecidas. La optimización realiza las correcciones en un periodo de tiempo del orden de una hora.

3.2 Generalidades del control

Un sistema de control puede definirse como una serie combinada de unidades que se integran con la finalidad de lograr un control automático en los diferentes procesos de la industria.

En un primer nivel, este control automático involucra ciertas herramientas tecnológicas como lo son las computadoras, las bases de datos y las redes de comunicación que sirven para ejecutar o asistir en la realización de las siguientes funciones en un proceso industrial: Adquisición de datos, Monitoreo, Regulación y Supervisión, Operación, Mantenimiento, Administración y Coordinación del proceso.

El auge de automatización en México principia en 1982 con la instalación del primer sistema de control distribuido en la planta de Cloro de Tehuantepec, actualmente existen mas de 160 SCD instalados y operando.

Sin embargo, a través de los años, este intento de automatizar, sin un programa establecido, ha generado "islas de automatización". Hoy en día, Pemex esta llevado a cabo una serie de esfuerzos con los cuales busca el generar un plan maestro de automatización el cual genere las especificaciones requeridas para lograr la unión de estas islas individuales y evitar que vuelvan a aparecer.

El control de procesos requiere de una planeación, de un diseño y de una evaluación cuidadosa tanto del control como de las funciones económico-comerciales de la planta.

Puede decirse que básicamente existen tres razones para llevar a cabo la aplicación del control de procesos. Estas son:

- **Seguridad:** los sistemas de control son utilizados para mantener dentro de un rango de seguridad los parámetros o variables del proceso potencialmente peligrosos tanto para el personal que opera la planta como para los equipos de proceso.

- **Cumplimiento de Especificaciones:**

a) *Especificación de Calidad:* se deben cumplir con las especificaciones límites de calidad del producto estipuladas en la industria según la necesidad del mercado actual. El control de procesos nos es útil para lograr obtener la calidad deseada en el producto.

b) *Especificación Ambiental:* con las nuevas normas ambientales han surgido ciertas especificaciones que deben cumplirse, como lo son el obtener desechos industriales no contaminantes. Regulación que se logra también a través del control.

- **Económicos:** el efecto de un parámetro de proceso en la producción de la planta depende de las condiciones de operación y de las limitaciones de la propia planta. Variaciones en las condiciones de operación en un proceso pueden causar cambios en el volumen de producción o en la calidad del producto.

Reduciendo las variaciones en los parámetros del proceso, a través de un sistema de control, se obtiene un mejor producto. En otras palabras, cuando se trabaja en las correctas condiciones de operación las ganancias de la planta pueden aumentar.

Esta última razón resulta un beneficio que generalmente clasifican como no tangible, ya que es muy difícil cuantificarlo en el momento en que se lleva a cabo la automatización del proceso. Pero puede decirse que el beneficio escondido proviene tanto de una satisfacción mayor en los clientes (menor pérdida de ellos), lo cual lleva a un incremento en las ventas. También, el cuantificar las consecuencias de una violación de especificación (implicaría un menor volumen de producción y un reproceso del producto fallo) trae consigo beneficios económicos.

3.3 Clasificación de los sistemas de control

Los sistemas de control se clasifican como sistemas de lazo abierto o de lazo cerrado, dependiendo o no de que la variable que se quiere controlar se esté midiendo directamente para hacer ajustes de compensación en la variable que está siendo manipulada.

Un sistema de lazo abierto es aquel que no posee un sistema automático de control que mida y manipule a la variable a controlar. Este requiere aún de un operador humano en su manejo. Cabe remarcar que la señal de salida del proceso no tiene efecto alguno sobre la señal de entrada a el proceso.

En cambio, un sistema de lazo cerrado posee un sistema que mide la variable de salida del proceso, la compara con un valor que se establece y la manipula a través de un controlador, es decir, la entrada al proceso es función de la salida del mismo. Ya no es necesario la participación de un operador humano. En la Figura 3.2 se presenta un ejemplo de un diagrama de bloques de un sistema de control de lazo cerrado, siendo éste el sistema que se utilizará en la implementación de la Refinería Madero.

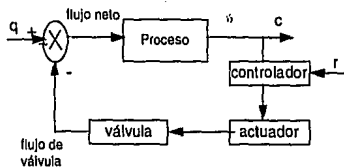


Figura 3.2 Tipo de Lazo de Control

c: Variable controlada r: punto de ajuste o setpoint
q: carga de flujo

Un sistema de control se puede dividir en dos partes. La primera, esta formada por la función que debe desempeñar el sistema y la segunda parte es el equipo que conforma a este sistema.

3.4 Funcionalidad del control regulatorio

La función de un sistema de control convencional se divide en:

3.4.1 Algoritmos de Control

3.4.2 Estrategias de Control

3.4.1 Algoritmos de control

Un controlador es una función matemática que busca que el error que existe entre la variable medida y la variable de referencia sea cero. El control PID constituye una de las técnicas más utilizadas en el control de procesos. En realidad es una conjunción de tres algoritmos matemáticos: el proporcional, el integral y el derivativo, cuyos porcentajes de actuación varían dependiendo de las condiciones particulares del proceso a controlar.

Para cada proceso pueden existir diferentes combinaciones de control: P, PI, PD y PID. Así, los algoritmos de control pueden describirse como:

Modo Proporcional (P): este es un control cuya finalidad es la de efectuar correcciones para que la variable por controlar o variable de proceso (PV) alcance el valor deseado, llamado punto de ajuste (SP). La acción del controlador es proporcional al error ya que se calcula a partir del error existente entre el punto de ajuste y la variable de proceso. Este algoritmo permite que el controlador proporcione una respuesta gradual ante una perturbación. Presenta como desventaja que es un control aproximado ya que un controlador proporcional sólo mantendrá la variable de proceso en el punto de ajuste bajo circunstancias específicas, por lo que bajo condiciones diferentes, el control proporcional tiende a minimizar el error pero no logra hacerlo cero ya que existe un retraso en su señal que hace que el error se haga constante (presenta offset). Otra desventaja que presentaría este modo es que el controlador carece del sentido del tiempo, es decir, que basa sus cálculos únicamente en el estado presente de la variable de proceso, no importándole valores anteriores o futuros predecibles.

Modo Proporcional Integral (PI): la acción del control es proporcional a la integral del error, es decir, se minimiza el error por offset, acercándose más rápido al setpoint. La desventaja de este control es que presenta una respuesta lenta, si cambio poco, varía poco. La principal función del control integral es asegurar que el valor de la variable de proceso sea igual al punto de ajuste, y esta corrección se logra ya que la integral en el tiempo de una variable es la suma continua de sus valores a lo largo de un intervalo de tiempo dado, por lo que la integral del error del sistema de control aumenta a medida que el error instantáneo difiere de cero. Es decir, que con el control integral un pequeño error (positivo o negativo) siempre provocará un incremento en la señal del control.

Modo Proporcional Integral Derivativo (PID): este control es proporcional al error, al cambio de éste con respecto a la ganancia y al cambio de la ganancia con respecto al error.

Su propósito es brindar una respuesta rápida, mientras que su desventaja es el que amplifica la señal de ruido.

El término de ganancia se aplica para identificar el valor de la respuesta proporcional hacia el cambio en la entrada del controlador. Los controladores PID únicamente funcionan de manera satisfactoria cuando el proceso en el cual actúan se encuentra en las condiciones para las cuales son sintonizados; si el proceso se encuentra en condiciones diferentes, el controlador pierde confiabilidad y precisión y simplemente no actúan sobre procesos no contemplados en la sintonización. Por eso es importante que el controlador posea un cierto grado de robustez para poder actuar de la mejor manera.

3.4.2 Estrategias de control

Las estrategias de control están compuestas por los siguientes lazos:

- | | |
|------------------|-----------------------|
| a) Lazo Sencillo | c) Lazo Relación |
| b) Lazo Cascada | d) Lazo Prealimentado |

En el siguiente capítulo se explican detalladamente los diferentes lazos que se proponen como estrategia de control en la Planta de Destilación Primaria "MA".

3.5 Equipo de un sistema de control

El equipo de control de un sistema puede a su vez dividirse en dos secciones:

- 3.5.1 Instrumentación en Campo
- 3.5.2 Equipo de Control : Sistema de Control Distribuido

3.5.1 Instrumentación en campo

Para llevar a cabo la implementación del control en un proyecto es necesario establecer los diferentes elementos que conforman un sistema de control automático. Por ello, de una manera breve, se explican, a continuación, los diversos elementos que conforman a un sistema de control.

1. *El proceso*: es la razón por la que existe el sistema de control, es decir, que si los procesos estuvieran diseñados de tal manera que no tuvieran ningún cambio y que siempre estuviesen estables, el control no tendría razón de ser.

Un proceso puede entenderse como un simple equipo o como una serie de equipos interconectados con alguna finalidad mecánica, química, eléctrica o una combinación de estas.

Nuestro proceso a tratar, como ya se ha mencionado, será una destilación atmosférica.

Para controlar un proceso es necesario tener una descripción detallada del mismo. Deben conocerse las características que pueden relacionar los cambios en los alrededores del proceso con los cambios en las variables de proceso a controlar (propiedades del fluido, dinámica del proceso, etc.).

Cuando el valor de la variable o de las variables de proceso que nos interesan son modificadas por alguna perturbación, es cuando el sistema de control debe actuar con el propósito de mantener a dichas variables dentro de el rango de operación previamente establecido.

Las perturbaciones pueden clasificarse como *perturbaciones de carga*, cuando afectan antes de que ocurra el proceso en sí, y *perturbaciones de salida* cuando ya sucedió el fenómeno propio y existe una diferencia en la medición.

2. Medios de Medición: los sensores son los encargados de medir la variable de proceso y generar una señal mecánica, neumática o electrónica de entrada a los transmisores (termopares, medidores de flujo, celdas de presión, etc.).

3. Medios de Transmisión: los transmisores son los encargados de enviar la señal al controlador. Estos forman parte del lazo de control.

4. Controladores: estos reciben la señal del transmisor y la compara con una señal externa llamada *setpoint* o punto de ajuste. El *setpoint* es el valor o el punto en donde deseamos que se mantenga la variable a controlar. El controlador puede filtrar, limitar o corregir la señal de comparación de acuerdo a los requerimientos del sistema, produciendo una señal de salida según el algoritmo (estrategia) de control.

5. Elementos Finales de Control: se le conoce así a cualquier equipo que produce un cambio en la variable de proceso a controlar (puede ser directa o indirectamente a través de otra variable de proceso). Generalmente, un elemento final de control tiene subsistemas (por ejemplo, una válvula de control necesita de un accionador y este a su vez de un transductor o un posicionador).

Es importante remarcar que todos los componentes del sistema de control deben poseer un buen funcionamiento ya que si alguno fallara, el proceso tendería a la inestabilidad, afectándose así la calidad del producto.

En conclusión, un sistema de control debe utilizarse para lograr que el proceso se mantenga estable, aún a pesar de que presente cambios en su dinámica. Para lograr un buen control siempre será necesario conocer la dinámica de los procesos.

3.5.2 Sistema de control distribuido

Específicamente para nuestra planta se seleccionó una tecnología de punta en *Hardware y Software* que ha sido probada a nivel industrial en aplicaciones implantadas en distintos países y se le conoce como TDC-3000. El objetivo principal del SCD es permitir un mayor grado de mejora en el control de procesos.

Un sistema de control distribuido está constituido por varios módulos, los cuales poseen funciones específicas, que se encuentran unidos a través de una red local de comunicación. Como su nombre lo indica es distribuido ya que se distribuye el riesgo y las funciones, es decir, en un sistema de control con una arquitectura centralizada, cualquier falla en algún componente, puede inmediatamente hacer que el sistema se caiga. Con la arquitectura distribuida del TDC-3000, es obvio que únicamente el dispositivo que contenga el componente que falle se perderá, permitiendo que el resto de los aparatos que

conforman al sistema sigan funcionando. Como resultado se obtiene que la pérdida de cualquier actividad se minimiza. En pocas palabras, por la arquitectura intrínseca del sistema de control distribuido se posee mayor robustez.

Para incrementar la robustez, el sistema el SCD se definió de acuerdo con las siguientes especificaciones:

- Controladores redundantes
- Fuentes de poder redundante con baterías de respaldo en cada módulo
- Módulos entradas y salida analógicas redundantes
- Red de comunicación redundante
- 20% de spare en módulos de entrada y salida
- 20% libre en la carga de fuentes de alimentación
- 20% libre en funciones de control

La columna vertebral del sistema TDC-3000 es una red de comunicación que se le conoce con el nombre de Red de Control Local (*LCN: Local Control Network*). Esta red une directamente a diversos módulos que proveen actividades específicas. La arquitectura de esta red puede observarse en la Figura 3.3 .

Aunque no competen a esta tesis de manera estricta, pero con el propósito de lograr un mejor entendimiento de este equipo se explicaran brevemente los principales módulos que constituyen al SCD.

El primer módulo, se conoce como la estación universal. Puede decirse que es la primera interfase hombre-máquina. Esta interfase permite tanto al operador, como al

ingeniero y al técnico de mantenimiento llevar a cabo sus diferentes actividades, sin necesidad de que ninguno intervenga en las actividades del otro.

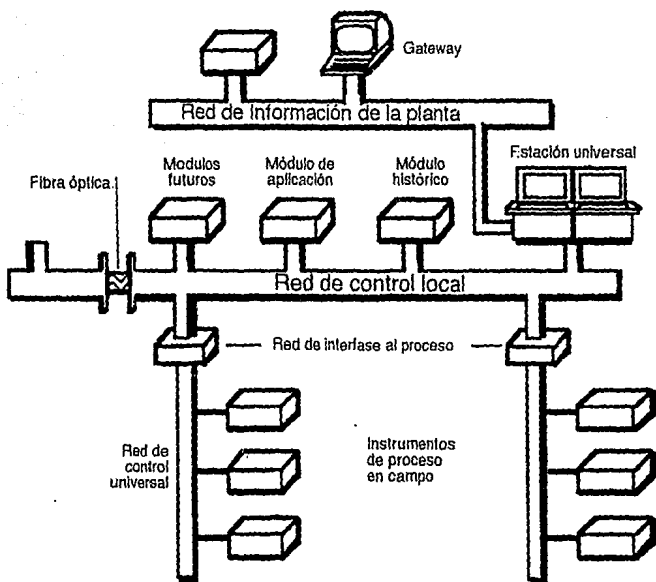
Las funciones que dichas personas pueden llevar a cabo son:

- **Funciones de Operación:** el monitoreo y la manipulación continua o discontinua de las operaciones, el manejo del sistema de alarmas, el llevar a cabo diagnósticos del monitoreo y control pudiendo imprimir historias, tendencias, promedios y reportes.
- **Funciones de Ingeniería:** la configuración de la base de datos del sistema, configuración de "data points", configuración de gráficos dinámicos, el diseño y configuración de reportes y la preparación y compilación de programas de control de lenguaje.
- **Funciones de Mantenimiento:** diagnóstico de módulos del sistema, de las redes de comunicación y de los elementos conectados directamente al proceso, así como el desplegar e imprimir información importante para el diagnóstico de fallas.

La comunicación entre hombre-máquina se realizará a través de un conjunto de desplegados en pantalla que se desarrollarán a partir de las funciones anteriores. Los desplegados de los operadores serán de proceso, del sistema y de funciones del sistema. Estos desplegados se podrán manejar en los niveles que se requieran, cada uno con un mayor detalle que el anterior. Las funciones tanto de ingeniería como de mantenimiento también podrán implementarse a través de desplegados específicos.

Esta estación universal puede comunicarse, también, a través de una red de información de la planta (*PIN: Plant Information Network*), a otro módulo, conocido como compuerta (*Computer Gateway*), el cual permite el uso de tecnología de banda ancha. Este módulo, en nuestro caso será la instalación de una computadora VAX, en dónde se instalará el sistema de control avanzado.

Figura 3.3 Arquitectura del sistema de control distribuido



El siguiente módulo es el de almacenaje masivo, que se conoce como el módulo de historia. Este módulo tiene diferentes capacidades de almacenaje, por lo que permite el almacenaje de, y un acceso rápido a, grandes bloques de datos que despliegan información como la historia del proceso de alarmas, cambios y mensajes del operador, errores del sistema y recomendaciones para el mantenimiento del sistema; también, la historia continua del proceso para corregir y mantener diversas tendencias o calcular y guardar varios tipos de promedios.

Por último, existe también el módulo de aplicación, el cual permite la implementación de ciertos cálculos complejos (matemáticos), es decir, la ejecución de algoritmos para calcular y estimar información a partir de los valores recibidos desde la red del sistema de control distribuido. Adicionalmente, permite estrategias estándares avanzadas de control (bajo nivel), como también pueden desarrollarse algoritmos a la medida mediante la programación de sistemas en lenguajes de ingeniería.

Existe una segunda red de comunicación que se conoce como la red de interfase al proceso (*NIM: Interface to Process Networks*). Esta NIM interconecta a la red LCN con la red de control universal (*UCN: Universal Control Network*). La UCN puede decirse que pertenece al nivel de control ya que se une al proceso en sí. Esto significa que las computadoras (controladores) están conectadas físicamente a los instrumentos (medidores de flujo, termopares, válvulas, etc.) del proceso y llevan a cabo algoritmos y estrategias de control en cada una de las computadoras. Se puede tener hasta 128 lazos de control que operan de manera concurrente y se ejecutan los 128 lazos en períodos de 0.5 a 1 segundos.

Es necesario tener una red de interfase de proceso (*PIN: Process Interface Network*) para poder monitorear o alimentar las variables de proceso a los módulos de mayor nivel (nivel supervisorio), ya que existen en versiones de alto-nivel, bajo-nivel y baja-energía.

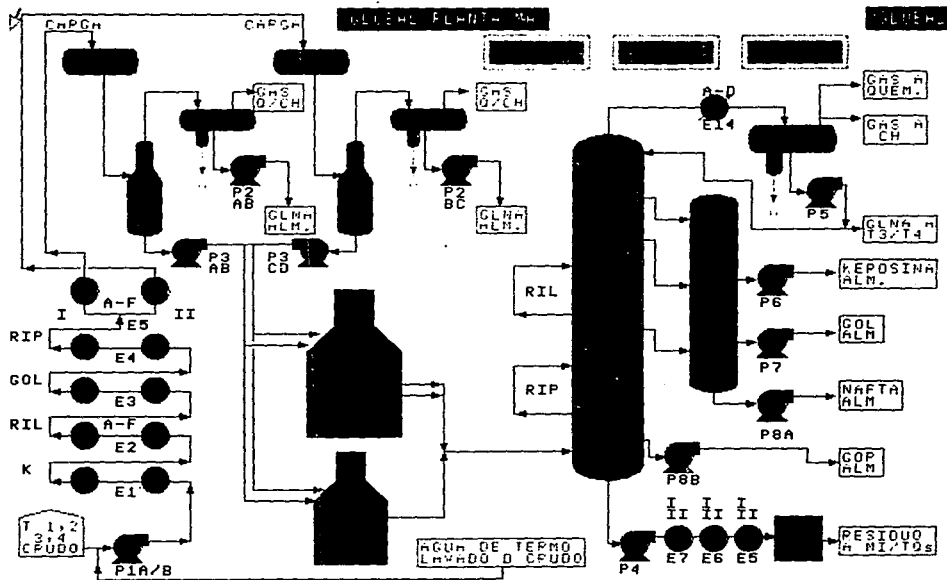
Los niveles se refieren a la amplitud (voltaje o corriente) de las señales. Y a través de esta interfase es como la red de comunicación del nivel de control se comunica con la red local de control del nivel supervisorio.

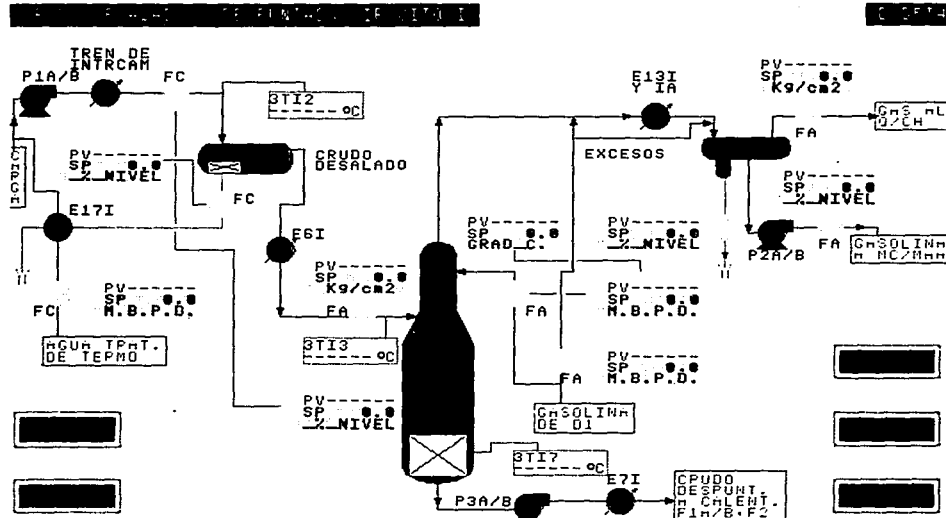
Los canales de comunicación físicamente serán del tipo fibra óptica, el cual asegura un intercambio oportuno de información mediante un protocolo eficiente y gran velocidad de comunicación.

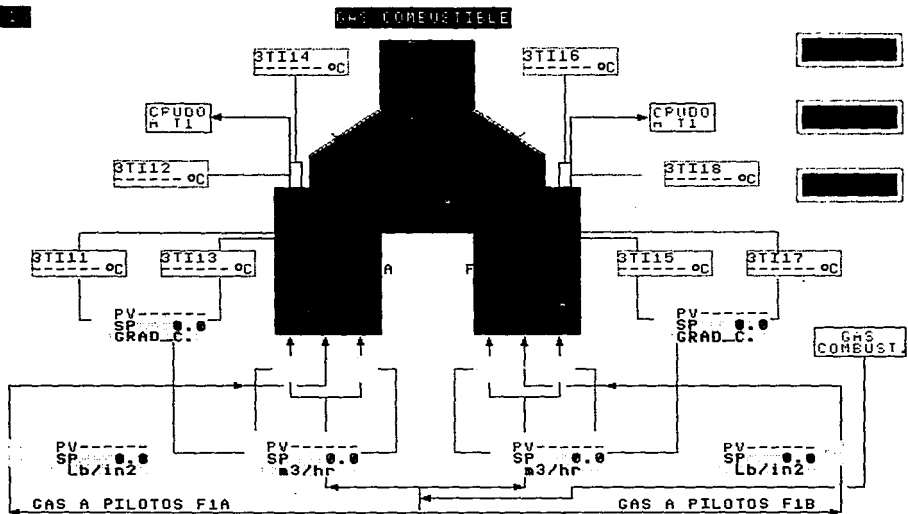
Para lograr los alcances que el sistema de control distribuido debe poseer se analizan las siguientes características del proceso como son la lista de señales que se obtienen de la planta, para con ello decidir cuantos controladores y redes de controladores se requieren; para posteriormente decidir la capacidad de memoria requerida para que las estaciones de operación e ingeniería operen adecuadamente, así como también cuantas pantallas y modulos auxiliares (Computer Gateways) son necesarios para el proceso.

El ingeniero de control debe llevar acabo la configuración del sistema de control distribuido. Para poder realizar todo su trabajo, fue necesario que el operador compartiera sus experiencias del manejo completo de las operaciones de la planta ya que será él el que se quede al mando del manejo de este nuevo sistema de control.. Así es como el ingeniero lleva acabo la configuración general (definición de bases de datos en tiempo real, asignación de unidades, etc.), para después iniciar la programación punto por punto hasta lograr la elaboración de los llamados gráficos dinámicos. Estos gráficos dinámicos son los que sustituirán a los tableros de los cuartos de control e informaran al operador sobre el status operativo de la planta.. El operador podrá así observar con mayor detalle todo su proceso y a la vez podrá actuar con mayor rapidez en caso de mal funcionamiento o emergencia ya que se cuenta en pantalla con un controlador de tipo *touchscreen*. A continuación, se incluyen unas impresiones que ejemplifican como pueden llegar a observarse los gráficos dinámicos.

09 Sep 94 13:47:09 2







Capítulo IV : Estrategias de Control para la Planta Primaria

4.1 Clasificación de las estrategias de control

Para poder desarrollar una estrategia de control es necesario analizar a las diferentes variables que conforman al proceso, es decir, identificar cuales son las variables que serán controladas y cuales son las variables que serán manipuladas. Posteriormente, se debe analizar la interacción que presentan todas las variables del proceso, especialmente como se ven afectadas las variables que nos interesan controlar.

Las variables que pueden conformar a los diferentes lazos de control son básicamente el flujo, la temperatura, la presión y el nivel de un líquido.

Cada proceso es diferente por lo que a través de las estrategias de control debe buscarse el arreglo que permita controlar de la mejor manera dicho proceso.

Las estrategias de control se pueden clasificar, como ya se ha mencionado en los siguientes lazos:

4.1.1 Lazo sencillo de control

Este lazo de control se constituye por una variable de entrada que se relaciona con una variable de salida.

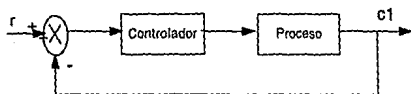


Figura 4.1 Configuración de un lazo sencillo

c1: Variable controlada

r: Punto de ajuste

4.1.2 Control cascada

Una situación común es cuando se tiene una variable manipulada para satisfacer la especificación de una combinación de variables controladas. En cualquier sistema con una sola variable manipulada, solamente una variable controlada puede ser especificada independientemente. En otras palabras, sólo puede existir un punto de ajuste en un tiempo dado. Esto, sin embargo, no excluye la incorporación de muchas variables a controlar siempre y cuando su combinación posea un solo grado de libertad.

Es aquí donde se encuentra un sistema de control cascada, donde el elemento final es manipulado a través de una variable controlada intermedia o secundaria, cuyos valores son dependientes de la primera. En otras palabras, la salida de un primer controlador puede utilizarse para manipular el punto de ajuste 'setpoint' de otro. Los dos controladores se dice que están en cascada, uno enseguida del otro (en serie). Cada controlador tendrá su propia medición de entrada, pero únicamente el controlador primario podrá tener un setpoint independiente y únicamente el controlador secundario tendrá una salida hacia el proceso. La variable manipulada, el controlador secundario, y su medición constituyen un lazo cerrado que se localiza entre el lazo primario. La figura 4.2 muestra la configuración de este control.

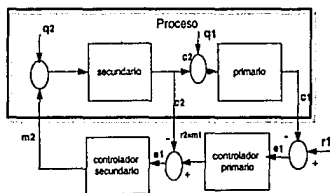


Figura 4.2 Control cascada resuelve al proceso en dos partes, cada una en un lazo cerrado

c1: Variable controlada primaria
 c2: Variable controlada secundaria
 e1: Desviación primaria
 e2: Desviación secundaria
 m1: Variable manipulada primaria

q1: Carga primaria
 q2: Carga secundaria
 r1: Punto de ajuste primaria
 r2: Punto de ajuste secundaria
 m2: Variable manipulada secundaria

Una de las ventajas notorias de este tipo de control es que cualquier perturbación, q_2 , que pudiese presentarse en el lazo secundario sería corregida por el segundo controlador, casi siempre antes de que influyese a la variable primaria. El lazo secundario también presenta la ventaja de que permite una manipulación exacta del flujo de masa o de energía del controlador primario.

Cabe mencionarse, que un control cascada no puede ser utilizado a menos de que exista una variable intermedia apropiada que pueda ser medida.

4.1.3 Control de relación

Este control presenta dos lazos sencillos de control separados pero que se relacionan entre sí, es decir, es un sistema prealimentado donde una variable es controlada en relación a otra para satisfacer un objetivo de mayor nivel (Figura 4.3). La relación generalmente es una proporcionalidad. En la práctica la variable que presenta mayor variación pone en función (relación) de la que presenta menor variación. Un ejemplo de este tipo de control sería el de la proporción de flujo de aire por flujo de combustible que se presentaría en un calentador.

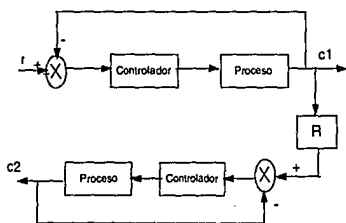


Figura 4.3 Configuración de un control de relación

c1: Variable controlada primer lazo
c2: Variable controlada segundo lazo

r: Punto de ajuste
R: Relación (proporcionalidad)

4.1.4 Control prealimentado (*Feedforward*)

Cuando un proceso no puede controlarse de una manera satisfactoria por la dificultad que presenta su propia naturaleza es muy susceptible a las perturbaciones de carga. Para resolver de una manera directa el problema de este tipo de procesos se utiliza el control prealimentado. Los principales factores que estén afectando al proceso se miden, y junto con el setpoint, son utilizados en computar la salida correcta de la variable para que se encuentre con condiciones corrientes. Cuando una perturbación ocurra, la acción correctiva comienza inmediatamente con el fin de cancelar dicha perturbación antes de que logre afectar a la variable controlada. A este control se le conoce como el control perfecto, el cual se limita por la precisión de las mediciones y del sistema de cómputo utilizado.

A continuación, se presenta un diagrama simplificado que ilustra el arreglo de un control prealimentado.

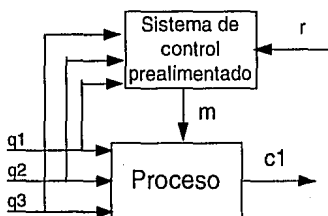


Figura 4.4 El sistema de control abarca un flujo previo de información

c: Variable controlada
m: Variable manipulada

r: Punto de ajuste
q1,q2,q3: Perturbaciones de carga

Es importante mencionar que la variable controlada no es utilizada por el sistema ya que esto ocasionaría una retroalimentación; este punto es importante ya que muestra como es posible controlar una variable sin la necesidad de tener una medición

continua disponible de ésta. Sin embargo, un *setpoint* es esencial porque cualquier sistema de control necesita una "orden" para darle a éste dirección.

A pesar de que en la Figura 4.4 se indica una sola variable controlada, cualquier número puede ser acomodado en un sólo sistema prealimentado. También son tres lazos prealimentados los que se muestran, con el fin de sugerir que todos los componentes de carga que afectan de manera significativa a la variable de control pueden utilizarse en la solución de la variable manipulada.

Este control no maneja por sí solo el concepto de error a la respuesta producida, por lo que siempre se acompaña de una retroalimentación (Fig. 4.5) con el fin de llevar a cabo la medición del error.

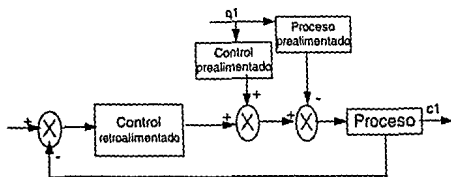


Figura 4.5 Control prealimentado con retroalimentación

c: Variable controlada

q1: Perturbaciones de carga

r: Punto de ajuste

Como se observa en la figura anterior, el control prealimentado busca una función de transferencia inversa y la suma. Esto lo lleva a cabo con la finalidad de anular las perturbaciones de carga ya que se la suma al control prealimentado, pero se le resta con el proceso prealimentado.

Este proceso se considera multivariable ya que depende de varias variables, es decir, plantea dos controladores para dos variables. Es la primera estrategia que se integró como lo que se conoce como interacción, es decir, posee dos entradas diferentes y una sola salida.

4.2 Estrategias propuestas para la planta "MA"

Una vez realizado el levantamiento tanto en campo como en tablero, el ingeniero de control debe proceder a entender los lazos de control ya establecidos. Esto se logró a través de pláticas con los operadores, quienes explicaban el funcionamiento de los controles ya establecidos. El ingeniero de control, también, tuvo que observar la manera en que los operadores lograban manualmente llevar a cabo un control de aquellas variables que no poseían un control específico. Así, fue como logró entenderse la interacción de las diferentes variables del proceso.

Posteriormente, se fue dando un planteamiento de los nuevos lazos de control regulatorio que se implementarán en la planta.

Para llegar a esto, el ingeniero de control tuvo que tomar en cuenta acoplamientos, tiempos muertos grandes y la dinámicas cambiantes existentes a lo largo del proceso. Se hicieron pruebas y extracciones de los diferentes procesos, a diferentes tiempos y en diferentes días con el fin de obtener resultados representativos.

En seguida se enlistan los lazos de control que se proponen como base para llevar a cabo el control avanzado en la planta primaria (Figura No. 1, 2, 3, 4 y 5). Para lograr un mejor entendimiento del control propio de la planta, se anexan algunos diagramas que muestran algunas de las estrategias nuevas propuestas del control. Estas estrategias están sujetas a cambios, puesto que los ingenieros de control siguen estudiando las relaciones que existen en el proceso.

**Estrategias de Control Regulatorio
Planta de destilación primaria**

Etiqueta	Servicio	Equipo	Algoritmo	Modo	SP	Entrada	Salida
LC-247	Fondos a almacenaje	Torre fracc. T1	PI	Auto		LC-247	LCV-247
FRC-168	Recirculación intermedia	Torre fracc. T2	PI	Auto		FRC-168	FRCV-168
FRC-176	Recirculación inferior	Torre fracc. T3	PI	Auto		FRC-176	FRCV-176
TRC-138	Reflujo domo	Torre fracc. T4	PID	Auto		TI-19	FC-161
LC-170	Desflegador de kerosina	Agotador T-2A	PI	Auto		LC-170	LCV-170
FRC-183	Kerosina a almacenaje	Agotador T-2A	PI	Auto		FRC-183	FRCV-183
LC-212	Desflegador de gol	Agotador T-2B	PI	Auto		LC-212	LCV-212
FRC-221	Gol a almacenaje	Agotador T-2B	PI	Auto		FRC-221	FRCV-221
LC-227	Desflegador de gap	Agotador T-2C	PI	Auto		LC-227	LCV-227
FRC-159	Nafta a almacenaje	Agotador T-2C	PI	Auto		FRC-159	FRCV-159
FRC-236	Gap a almacenaje	Agotador T-2C	PI	Auto		FRC-236	FRCV-236
PC-134	Gas a pilotos	Calentador F1A	PI	Auto		PC-134	PCV-134
PC-177	Gas a pilotos	Calentador F1B	PI	Auto		PC-177	PCV-177
	Lazos Nuevos						
TIC-4	Domo de T-4	Torre despunte T-4	PID	Auto		TI-4	FRC-164
TIC-6	Domo de T-3	Torre despunte T-3	PID	Auto		TI-6	FRC-167
TC-400	Salida serpentines F1A	Calentador F1A	PID	Auto		TI	FC-400
TC-401	Salida serpentines F1B	Calentador F1B	PID	Auto		TI	FC-401
TIC-63	Salida serpentines F2	Calentador F2	PID	Auto		TI-63	FC-205
FIC-244	Vapor de proceso a T-1	Torre fracc. T-1	PI ratio	Auto		F1244, F1266	FICV
FIC-173	Vapor de proceso a T-2A	Agotador T-2A	PI ratio	Auto		F1173, FRC183	FICV
FIC-209	Vapor de proceso a T-2B	Agotador T-2B	PI ratio	Auto		F209, FRC221	FICV
FIC-224	Vapor de proceso a T-2C	Agotador T-2C	PI ratio	Auto		F1224, FRC159	FICV
FC-161	Reflujo superior	Torre fracc. T-1	PI	Cas	TRC-138	FR-161	TRCV-138
FC-205	Gas comb. a quemadores	Calentador F2	PI	Cas		TIC-63	FICV-214
FC-400	Gas a quemadores	Calentador F1A	PI	Cas	TC-400	FI	TRCV55, TRCV100
FC-401	Gas a quemadores	Calentador F1B	PI	Cas	TC-401	FI	TRCV105, TRCV110
AC1A	Palometa 1	Calentador F1A	PI			AT-1A	AV1A
AC2A	Palometa 2	Calentador F1A	PI			AT-2A	AV2A
AC1B	Palometa 1	Calentador F1B	PI			AT-1B	AV1B
AC2B	Palometa 2	Calentador F1B	PI			AT-2B	AV2B
AC3	Palometa	Calentador F2	PI			AT-3	AV3
PC-214	Pref. baja presión de gas	Calentador F2	PI	Auto		PC-214	PICV-214

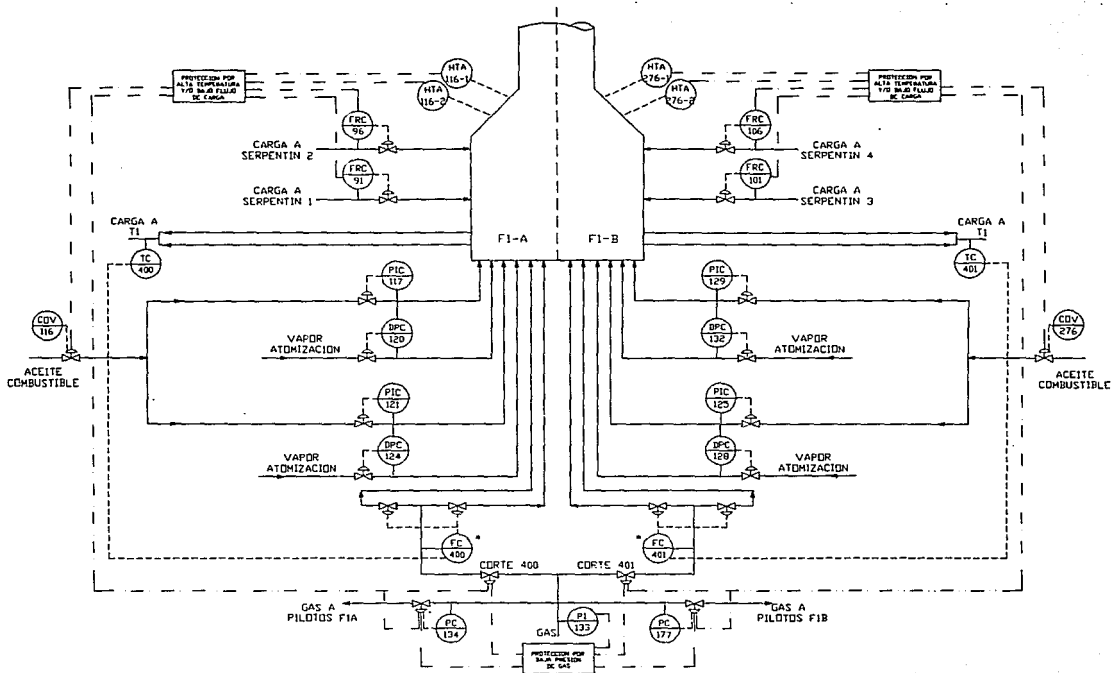


FIGURA No. 1

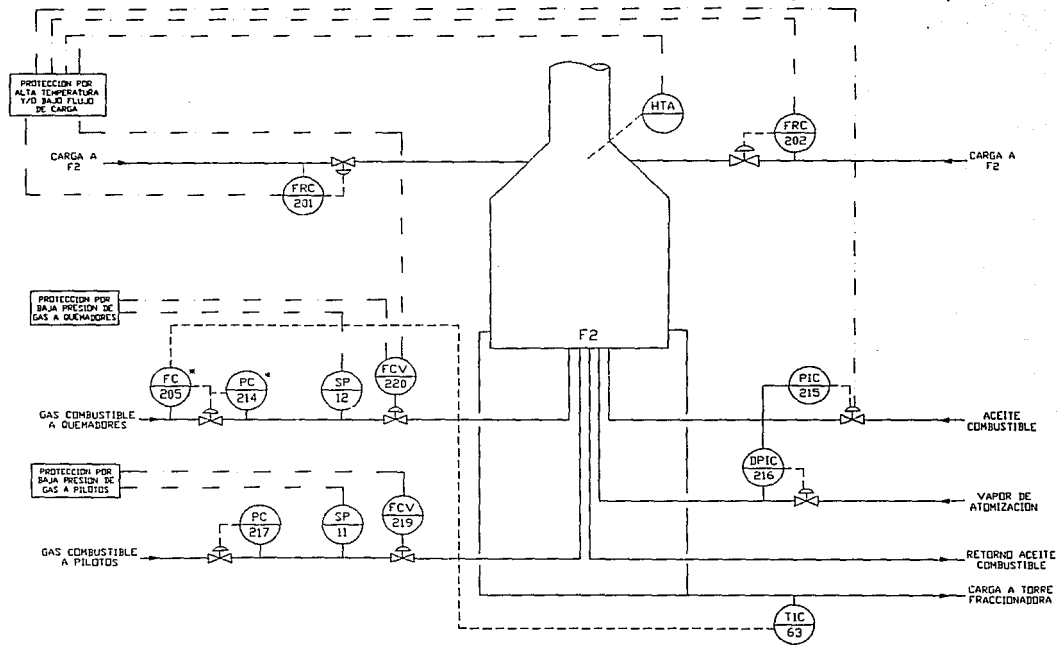


FIGURA No. 2

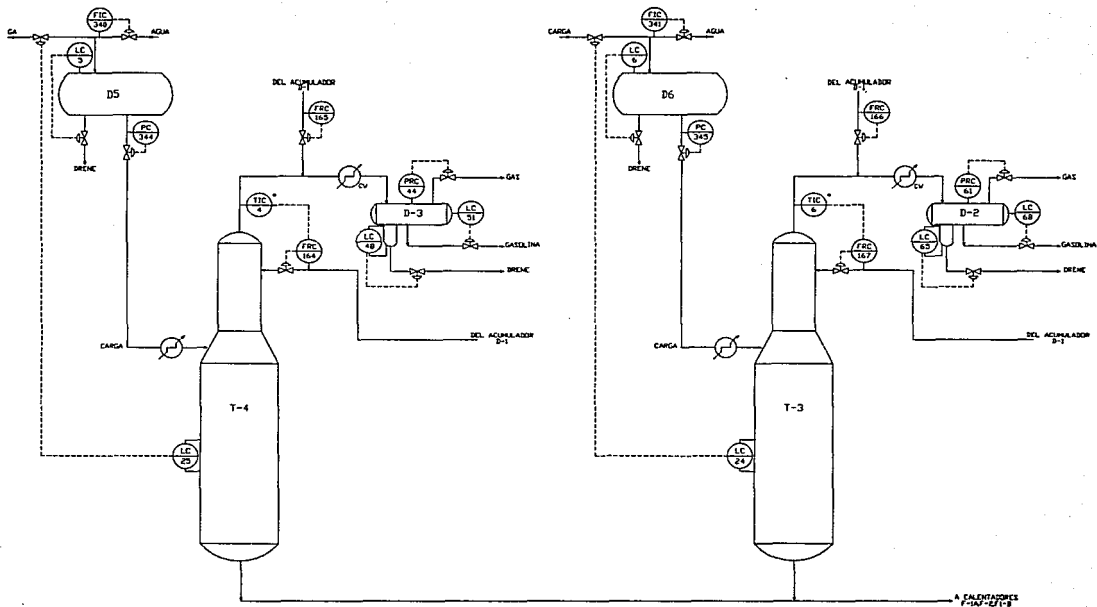


FIGURA No. 3

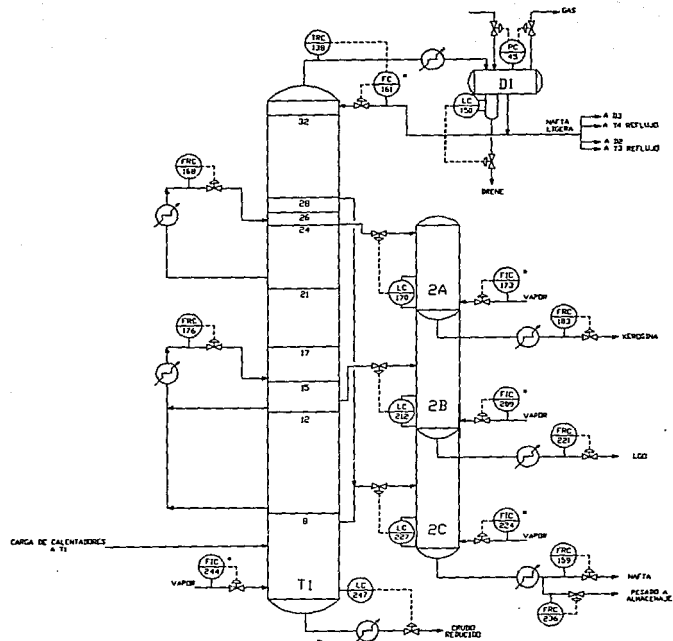


FIGURA No. 4

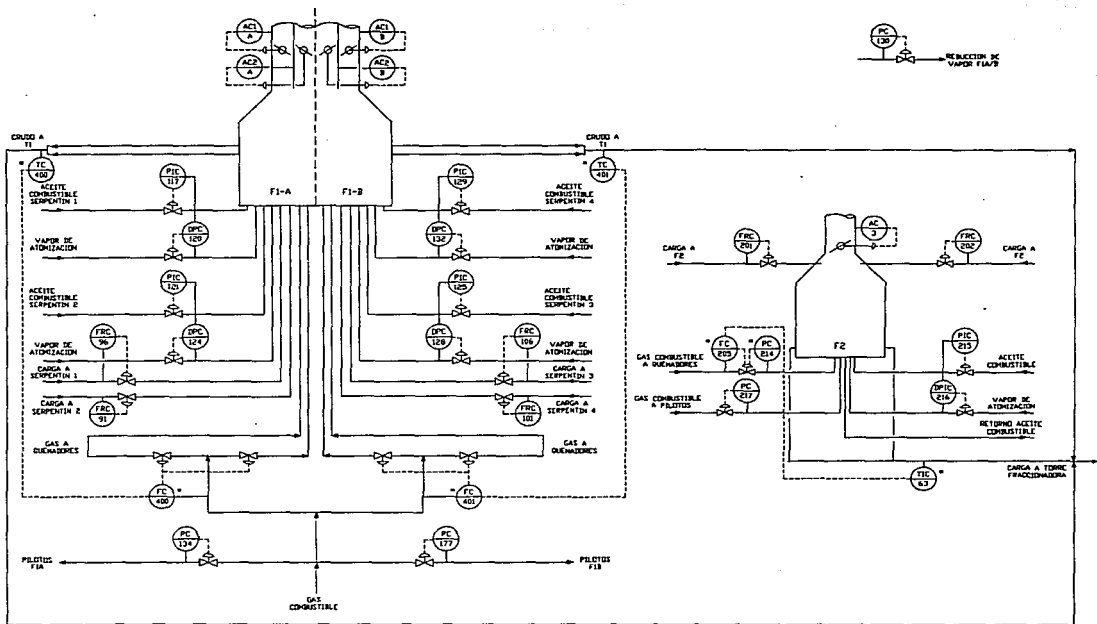


FIGURA No.5

PC134 ONENIMA PRESSURE OVERRIDE CONTROL
 PC177 CONTROL CON PREFERENCIA DE PRESION HORDA
 PC214

Capítulo V : Estrategia General del Sistema de Control Avanzado

En las últimas tres décadas se han realizado avances asombrosos en cuanto al desarrollo tecnológico de simulaciones algorítmicas y en cuanto a los procesos informáticos que se tienen, cambiando nuestros conceptos y abriendo nuevas fronteras en cuanto a control. A penas en 1968 se consideraba imposible el control regulatorio total, y en 1970 varios autores reconocidos en el campo declararon que pasarían décadas para lograr controles regulatorios avanzados en plantas catalíticas. Estos son solamente dos de los tantos y tantos imposibles que la tecnología actual ha vencido totalmente.

Inclusive se han alterado considerablemente conceptos importantes dentro del área de control, como por ejemplo la definición de control regulatorio básico. Hace una década se consideraba el control regulatorio básico como el único control posible para los procesos, realizando ecuaciones matemáticas sencillas de forma lineal. Hoy en día, con la tecnología que hemos adquirido, los procesos se controlan en partidas cada vez más separadas y con procedimientos y simulaciones mucho más complicados. Esto ha ocasionado que cada vez sea más difícil delimitar la frontera del control regulatorio básico y el avanzado.

Conforme el hardware de una computadora se hace cada vez mas accesible en precio y se mejoran los sensores y el equipo de control, mas compañías están utilizando el control avanzado para fomentar e incrementar la eficiencia y la confiabilidad (seguridad en su funcionamiento) de sus plantas de proceso. Establecido desde mediados de los 70's en las refinerías y en las industrias petroquímicas, el control avanzado de procesos y técnicas de optimización se están utilizando cada vez mas en las plantas químicas.

En este mundo, todo tiene un ciclo, por ello, lo que se forma, muere o se transforma y la Refinería de Madero ha sido llamada a transformarse para lograr adecuarse a la nueva

realidad de la industria petrolera en el mundo. Así pues, en febrero de 1993 se comenzó la implementación del sistema de control avanzado en dicha refinería.

El control avanzado manipula al control regulatorio básico, dentro del rango permitido por las restricciones definidas. Es particularmente útil para los procesos dinámicos y para ciertas operaciones complejas, entendiéndose por esto la cogeneración de plantas, en donde existen múltiples interacciones entre las unidades que la conforman.

La evolución del control de procesos está reflejada por el movimiento hacia la instrumentación inteligente. El control avanzado extiende el alcance de los PID a procesos mas complejos. Podemos observar en la siguiente tabla dicha evolución.

Tabla 1. Control de Procesos: Avanzado v.s. Tradicional

Optimización	Búsqueda Directa	Definición de Regla	Simulación en línea	
Restricciones	Estado Estable	Métodos Dinámicos	Una Variable	Multivariable
Regulatorio	Señal Condicional	Algoritmo PID	Compensación tiempo muerto	Control Prealimentado
Básico	Control Analógico	Control lógico programable (PLC)	DCS	Computadora de Proceso
Campo	Válvulas	Transmisores	Transmisores Inteligentes	Analizadores en tiempo real

Control Tradicional

5.1 Definición del control avanzado

Es necesario contestar a la pregunta: ¿Qué es el control Avanzado?

El establecimiento de un control de procesos típico es jerárquico (Tabla 1), empezando por los instrumentos en campo como son los sensores, y posteriormente

moviéndose a las unidades de control digital. Cada nivel superior del sistema de control pasa puntos de ajustes hacia, y recibe información prealimentada desde, el nivel inferior. Típicos establecimientos utilizan controladores de lazo sencillo, cada uno gobernando a una variable primaria de proceso, como lo es el flujo, la presión, o la temperatura, que se basa en una o varias señales de los sensores.

El siguiente nivel es el control regulatorio, en donde el proceso se mantiene en condiciones presentes, primeramente a través del uso de aparatos PID. Este es seguido por el control restringido, en donde el operador especifica los puntos de ajuste para cada variable. El nivel mas alto es la optimización de los procesos.

El control avanzado entra en acción desde el nivel del control básico hasta la optimización del proceso. En vez de tener operadores que tengan que ajustar las unidades de control manualmente para variables específicas, los sistemas avanzados proveen de modelos generales que automatizan a los controles tanto regulatorio como el restringido, como también al nivel de optimización. En el control regulatorio, como ya se ha mencionado, las técnicas de prealimentación pueden utilizarse para suplementar al PID, para predecir el impacto de un cambio corriente arriba en el proceso para ajustarlo corriente abajo para prevenir una perturbación. Las técnicas de compensación de tiempo muerto también pueden aplicarse para compensar los largos retrasos en las respuestas del proceso, permitiendo así una sintonización del controlador mas justa, es decir, menos robusta.

En el nivel de control restringido, las técnicas multivariables pueden utilizarse. Estas son modelos dinámicos lineales de los procesos que pueden predecir como responderá en el tiempo a cambios en las condiciones básicas de operación. Esto permite a los operadores que se preparen con tiempo para posibles variaciones en los límites de

operación, y así tomar ventaja del relajamiento de las restricciones para mantener a las condiciones del proceso lo mas cerca posible del óptimo.

En procesos continuos, como lo es la refinería, las técnicas de control avanzado pueden coordinar de mejor manera las interacciones que ocurren frecuentemente entre los flujos de material y de energía en los sistemas de control de lazo sencillo, donde el cambio de una variable requiere que otras sean ajustadas para compensar los efectos laterales posibles.

También, puede ayudar a suavizar a los procesos dinámicos que son tan pesados para el control tradicional.

Por ello, reduciendo las variaciones de un proceso, el control avanzado permite que las plantas operen en el espectro, es decir, lo mas cercano posible a sus restricciones de operación. Esto, en su turno, disminuye el uso de energía, así como también los costos en el procesamiento de la materia prima y de los efluentes de residuo (desperdicios). Este puede a su vez, mejorar la calidad y el rendimiento de los productos, así como la seguridad y la productividad de la planta, mientras se disminuye la contaminación. En general, puede decirse que los procesos son propicios al control avanzado cuando se involucran:

- Costos de energía y de materia prima
- Rígidas especificaciones de productos
- Producción limitada
- Problemas de medición
- Perturbaciones o Transtornos frecuentes

5.2 Objetivos del control avanzado

Los objetivos que deberá de cumplir el sistema de control avanzado, instalado en la refinería, son los siguientes:

- Evaluar y recomendar estrategias de control avanzado con el fin de alcanzar los objetivos económicos y operacionales que PEMEX-REFINACION ha establecido para la planta de proceso "MA".
- Completar el diseño funcional de las estrategias de control, y posteriormente revisarlas para la aprobación final de PEMEX.
- Realizar pruebas en planta con el fin de corroborar el correcto desempeño de dichas estrategias
- Una vez seleccionadas las estrategias de control avanzado, se especificará, seleccionará y adquirirá la computadora de proceso.
- Completar el diseño detallado y la programación requerida para la total integración de las estrategias de control con la computadora de proceso y el Sistema de Control Distribuido (SCD).
- Instalación del sistema completo en la refinería de Madero, y demostrar satisfactoriamente el desempeño y la eficiencia del sistema completo.

5.3 Planta primaria "MA"

Como muchas veces, lo que se requiere para el control avanzado ya está en la planta, el primer paso es checar el equipo de control de proceso existente. Aquí, es esencial empezar por el primer nivel- los instrumentos en el campo, incluyendo transmisores de flujo, de presión, y de temperatura, como también las válvulas de control. En el capítulo anterior se anexaron los resultados de dicha actividad. Posteriormente, el ingeniero de control tuvo que evaluar dichos instrumentos, es decir, si los transmisores estaban calibrados y poseían el rango necesario; si las válvulas de control son del tamaño adecuado y están calibradas; si se requiere de instrumentación adicional, entre otras tantas preguntas.

Después de la instrumentación de campo, vienen los controladores de proceso. Aquí, lo menos importante es el costo sino que tan pronto y sin dificultad puede el sistema soportar la tecnología requerida para el sistema de control avanzado. Y así es como se inicia la procura de los instrumentos.

Simultáneamente a la procura los ingenieros de control, después de realizar diferentes pruebas en campo, bajo las condiciones actuales de operación de la planta, se establecen las funciones de control que conformarán las estrategias del control avanzado. A esta actividad se le conoce como el Diseño Funcional.

A continuación, se presentan las estrategias de control avanzado que se han propuesto para la planta de proceso MA. Es necesario aclarar que estas estrategias pueden ser modificadas, suprimidas o su número puede ser incrementado de acuerdo al diseño funcional, ya que este sistema aún se encuentra en vías de desarrollo y términos de ejecución.

Las funciones de control avanzado comprenden el control de la calidad de los productos, así como el control del inventario de la columna. Dado que estas dos funciones se encuentran interrelacionadas, se considera la aplicación de un control multivariable para la torre atmosférica.

La tecnología del control predictivo (PCT), paquete de *software* proporcionado por una compañía norteamericana, será utilizado para proveer el control avanzado en la planta primaria MA. El PCT es una aplicación de un control multivariable basado en modelos predictivos, que puede manipular cada una de las siguientes variables:

- Reflujos del domo
- Extracciones laterales
- Vapor del Agotador
- Reflujos intermedios
- Especificaciones del usuario

Otro de los paquetes que la firma norteamericana proporcionará se denomina GCC (*Generalized Cutpoint Calculation*). Este paquete será utilizado para inferir calidades de los productos laterales y del domo a partir de perfiles de temperatura de la columna y mediciones de flujo y presión. El GCC está diseñado para proporcionar una

retroalimentación hacia el controlador multivariable PCT y detectar y corregir rápidamente por cambios en la composición de la alimentación del crudo. Esto permitirá la operación estable, aún cuando se presenten variaciones en el crudo.

El uso del PCT y GCC permite integraciones futuras con un paquete de modelaje de la unidad de crudo para lograr una optimización en línea de la torre atmosférica (MA-T-1).

Las funciones de control para el preflash y para la torre fraccionadora están basados en los conceptos del control del balance de material y del balance de energía. El balance de material se ajusta para determinar el punto de corte del producto o el punto que implica el rango de ebullición según la composición de la alimentación, el cual divide a los productos del domo y del fondo (en una torre binaria) o cortes adyacentes (fraccionador múltiple). El balance de energía se ajusta para el control de la columna de separación o la separación en alguna sección de la columna. Mas calor del rehervidor por unidad de alimentación, eliminación de calor de reflujo por unidad alimentada ó reflujo interno por unidad alimentada incrementan la separación. En una torre con múltiples reflujos la eliminación de calor de los reflujos puede ser localizada para poder obtener una máxima recuperación de calor. El balance de energía se ajusta generalmente mas lento que el balance de material porque la respuesta de la columna hacia un movimiento en el balance de energía es como diez veces más lento que una respuesta a causa de un movimiento de balance de material.

Las funciones de control que se han propuesto son las siguientes:

1. Maximizador de carga
2. Control de balance del calentador
3. Control de oxígeno en los calentadores
4. Control Overflash
5. Control al punto al 90% de nafta
6. Control al 90% de kerosina

7. Control al 90% de gasóleo ligero
8. Control al 90% de gasóleo pesado
9. Minimización de la presión del domo de la torre de crudo
10. Control de la relación vapor/producto del agotador de kerosina
11. Control de la relación vapor/producto del agotador de combustóleo ligero
12. Control de la relación vapor/producto del agotador de combustóleo pesado
13. Optimización de reflujos intermedios
14. Control de la relación vapor/fondos

El maximizador de alimentación de crudo incrementa el flujo total de carga; ésto se realiza reestableciendo el punto de ajuste del controlador de flujo hacia el calentador, hasta que se alcance alguna de las restricciones siguientes:

- Máxima presión de la desaladora.
- Máxima presión máxima de carga.
- Máxima temperatura en el calentador.
- Salida de control del controlador de temperatura del domo de la torre

El control de balance del calentador ajusta el flujo a cada uno de los serpentines del calentador, para balancear las temperaturas de salida. Las restricciones incluyen flujo mínimo.

El control de oxígeno de los calentadores ajusta el flujo de aire al calentador para mantener la cantidad objetivo de oxígeno en el gas de chimenea. La retroalimentación se realizará por medio de un analizador de oxígeno en la chimenea.

El control overflash ajusta la temperatura de salida del calentador en un overflash estimado, basado en una diferencial de temperatura entre la zona de flasheo y las restricciones del primer plato de extracción. Estas restricciones, que serán verificadas durante el diseño funcional, incluyen:

- Límites del calentador.
- Límite de capacidad en la torre atmosférica.
- Posición de la válvula de reflujo en el domo.
- Límites de enfriamientos de reflujo.

Los límites de capacidad de la torre serán calculados utilizando otro paquete de cálculo. También incluye la inundación de los platos, velocidades de vapor, o relaciones de líquido-vapor.

Este control de overflow será integrado en el control PCT por la interacción que existe entre esta función control, la calidad del producto y la columna de control de inventario.

El control al punto al 90% de nafta ajusta la temperatura del domo de la torre atmosférica para mantener una meta calculada del punto de corte al 90% para nafta. Este punto se infiere con base en las temperaturas y presiones de la torre, compensado por la presión parcial del hidrocarburo. Se utilizan los paquetes PCT y GCC para esta función. Los resultados del laboratorio serán utilizados para ajustar automáticamente el cálculo del punto de 90% de nafta.

El control al punto al 90% de kerosina, de gasóleo ligero y de gasóleo pesado ajustan el flujo de extracción de estos mismos para poder mantener el objetivo del punto de corte al 90%. Esto se llevará a cabo también por las tecnologías PCT y GCC. La tecnología GCC provee una respuesta de alta velocidad a las variaciones en la composición del crudo. El punto de corte al 90% será inferido, como ya se mencionó anteriormente, basándose en los valores de temperatura y presión de la torre. Los resultados del laboratorio ajustarán automáticamente el cálculo del punto al 90% de cualquier fracción. Se incorporará un control prealimentado (desacoplador) en todas las extracciones laterales, con el objeto de compensar los efectos de acoplamiento, causados por el control de flujo de las extracciones laterales.

La presión en el domo de la torre de crudo se minimizará hasta alcanzar una de las restricciones siguientes: máximo trabajo del condensador, inundación de la torre y la mínima presión.

Los tres controles de relación vapor/producto del agotador ajustan el flujo de vapor de las diferentes zonas del agotador con el objeto de mantener una relación adecuada.

La función de optimización de los reflujos intermedios ajusta dichos reflujos en la torre atmosférica, para maximizar la recuperación de calor bajo ciertas restricciones. Estas restricciones, que se verificarán en el diseño funcional, incluyen los reflujos mínimos y máximos del domo, reflujos laterales, la relación líquido/vapor calculadas en los platos y los límites de inundación. Se utilizará la tecnología PCT para integrar esta aplicación al control de calidad y de inventarios de la columna.

Por último, el control de relación vapor/fondos ajusta el flujo de vapor en el fondo de la torre a manera de mantener la relación adecuada.

5.4 Control multivariable

En un proceso multivariable, el problema que existe para llevar a cabo el control es la interacción que presentan sus diferentes variables.

La interacción entre los lazos de control de un sistema multivariable ha sido uno de los temas que en los últimos 20 años ha tenido gran desarrollo de investigación. Se han estudiado varios tipos de desacopladores para lograr separar a los lazos. Rosenbrock presentó el arreglo inverso Nyquist (INA) para cuantificar la interacción entre las variables. Bristol, Shinskey y McAvoy desarrollaron el arreglo de ganancias relativas (RGM) como un índice de la interacción de lazos.

Todos estos trabajos se basaron en la premisa de que la interacción era indeseable. Esto resulta ser verdad para las perturbaciones en los puntos de ajuste. Uno quisiera poder cambiar el punto de ajuste de un lazo sin afectar a los otros lazos. Si los lazos no interactuaran, cada lazo individualmente podría ser sintonizado y así, todo el sistema sería estable como consecuencia de que cada lazo individualmente, a su vez, sería estable.

Desafortunadamente, todas estas interacciones han traído problemas y dudas de como lograr el diseño de un sistema de control efectivo para un proceso multivariable. En la mayoría de las aplicaciones de control el problema que se ha presentado no ha sido el de las respuestas de los puntos de ajuste sino el de las respuestas de las cargas. Siempre se desea que el proceso mantenga sus valores establecidos aún a pesar de que se presenten perturbaciones de carga. Es por esto que la interacción ha resultado no ser tan indeseable puesto que en algunos sistemas ha ayudado a rechazar ciertos efectos producidos por perturbaciones de carga. También se ha reportado que en muchos casos el uso de decopladores ha producido rechazos de carga peores. Sin embargo, el decoplamiento puede degradar la capacidad de rechazo de carga del sistema, el uso de decopladores se recomienda únicamente en los casos donde los cambios de puntos de ajustes sean las perturbaciones más importantes.

De manera muy breve puede decirse que el uso del arreglo de Bristol de las ganancias relativas es importante para poder decidir la estructura del control, es decir, ya que a través de estas ganancias puede establecerse la mejor manera en que dos variables (manipulada y controlada) pueden aparearse y con ello establecer la mejor estructura del controlador. Los elementos en este arreglo pueden ser números que varían desde valores negativos muy grandes hasta valores positivos también muy grandes. Mientras más cercano sea el valor del número al 1, menor será la diferencia que se presente al cerrar un lazo sencillo con respecto al lazo considerado. Así es como existirá una menor interacción, por

lo que los componentes de la matriz RGM deben aparearse en variables pares que se aproximen al número 1. Números cercanos a 0.5 como también números de valores muy grandes indican interacción. Números negativos indican que la señal del controlador deberá ser diferente cuando otros lazos se encuentren en automático (el proceso puede moverse en un sentido cuando se abre el switch y en otro sentido cuando se cierra).

Un proceso multivariable puede controlarse a través de un sistema lineal multivariable. Este sistema consiste en arreglar todas las entradas y las salidas del sistema de control en una matriz, en donde cada entrada se conecta a una salida a través de una relación lineal. La planta entonces se prueba para determinar como relaciona estas variables tanto en estado estable como en estado no permanente. A partir de esta información, las relaciones en la matriz del sistema de control son desarrolladas, con las cuales se producirá un control óptimo de estas variables. Sin duda uno de los controladores multivariables lineales mas popular es el Control de la Matriz Dinámica, DMC (*Dynamic Matrix Control*). También puede decirse que es una de las técnicas más eficientes del Control Predictivo. El Control Predictivo, a partir del modelo del proceso, ejerce acciones preventivas de control basándose en las predicciones acerca del comportamiento de la variable por controlar. El DMC, basado en un modelo de dominio en el tiempo, fue desarrollado en la compañía petrolera Shell Oil Company. El DMC puede ser aplicado tanto en sistemas de una entrada y una salida (SISO: *Single Input-Single Output*) como en sistemas multivariables (MIMO: *Multiple Inputs- Multiple Outputs*).

Sin embargo el DMC posee limitantes en el tamaño del problema que puede resolver, ya que requiere la inversión en matrices que crecen cúbicamente el número de las variables que se trate.. Cualquier proceso que tenga mas de cuatro variables manipuladas, como lo es generalmente una destilación que por lo menos posee cinco, no puede ser acomodado en este sistema. Si se incorporara un quinto lazo arbitrariamente, ninguna adaptación de los otros cuatro produciría resultados óptimos. Este tipo de sistema que se

basa en matrices son bastante costosos por lo que no puede aplicarse a áreas extensas de la planta. Por lo tanto, debe operar el DMC en conjunto con lazos simples de control y otros sistemas estructurados para poder proveer un control completo de la planta. Posee como desventaja que es un algoritmo poco robusto, por lo que es muy sensible a los errores. Se dice que es robusto cuando el sistema de control es tolerante a cambios en el proceso.

El DMC utiliza un modelo de algoritmo de control interno, basado en los resultados de pruebas conducidas en el proceso bajo lazos de control cerrados. También considera valores predictivos de la variable controlada, utiliza mediciones actuales para actualizar las predicciones (retroalimentación).

5.5 Control PCT (*Predictive Control Technology*)

Es necesario responder a la pregunta ¿Qué es un modelo de control predictivo (MPC)?

MODELO: Datos de las mediciones en planta y el conocimiento de los ingenieros se usan para crear una representación matemática del proceso.

PREDICTIVO: Modelos del proceso y los datos de las mediciones en planta se utilizan para calcular valores futuros esperados de variables claves del proceso (asumiendo no perturbaciones futuras).

CONTROL: Predicciones y el modelo del proceso se usan para calcular movimientos para manipular variables que procuran para minimizar la desviación de los procesos de sus objetivos (*targets*).

Los modelos matemáticos se pueden utilizar para lograr un mejor entendimiento del proceso, para mejorar el entrenamiento del personal operativo (simulaciones), para mejorar

el diseño de las estrategias de control y la sintonización inicial del controlador y por último para optimizar las condiciones de operación.

A los ingenieros de proceso les concierne la actuación del proceso en estado estable, mientras que a los ingenieros de control les interesa tanto la actuación del estado estable como la dinámica del proceso. La actuación dinámica tiene un impacto fundamental en el diseño de las funciones de control.

Los modelos de control predictivo son obviamente mas sofisticados y complicados que técnicas mas simples como son el control proporcional integral o el control PID. Pero un MPC no siempre provee un control significativamente mejor que un PI o PID, por lo que debe utilizarse cuando se busca un modelo general de aproximación y especialmente para procesos con diferentes tiempos muertos significativos o para procesos con control multivariable.

Las ventajas de un modelo de control predictivo son:

- Maneja problemas grandes multivariables facilmente.
- Maneja restricciones directamente
- Puede compensar automaticamente por tiempos muertos, respuestas inversas y otras características difíciles del proceso.
- Puede utilizarse sobre un mayor rango de problemas- reduciendo el entrenamiento y los costos de mantenimiento.

El algoritmo de PCT utiliza modelos de proceso y datos del proceso para predecir el comportamiento futuro de las variables controladas. El controlador calcula una serie de movimientos de control óptimos para minimizar los errores entre el comportamiento predicho y el deseado. Las variables de proceso, es decir, las controladas pueden controlarse dentro de una zona o hacia un objetivo específico (*target*). La solución del

controlador protege a ambas restricciones (presentes y futuras) tanto para las variables manipuladas como las controladas. Un programa lineal (LP) puede ser utilizado en los modos de lazo cerrado o simplemente consultor para especificar los objetivos óptimos de los controladores, que están sujetos a restricciones específicas en orden de prioridad. Como alternativa a la solución del LP, pueden ordenarse a las variables manipuladas en orden de prioridad.

El PCT es fácilmente configurable utilizando un menú basado en la configuración de interfase de una PCT. Esta interfase también permite llevar a cabo pruebas y la sintonización del controlador de la PCT via simulaciones.

5.5.1 Características del PCT

- **Base del Modelo-** Utiliza modelos de procesos de Entrada-Salida (Input-Output) para las predicciones y el diseño del controlador
- **Multivariable-** Calcula movimientos para múltiples variables manipuladas para simultáneamente controlar múltiples variables de proceso.
- **Optimiza-** Minimiza la función objetivo para controlar óptimos objetivos (*targets*) de una manera dinámica óptima.
- **Restringe-** Protege las restricciones tanto presentes como futuras de las variables manipuladas y controladas.
- **Predictivo-** Utiliza predicciones de variables controladas y perturbaciones, como también mediciones de retroalimentación en los cálculos de la solución de un controlador.

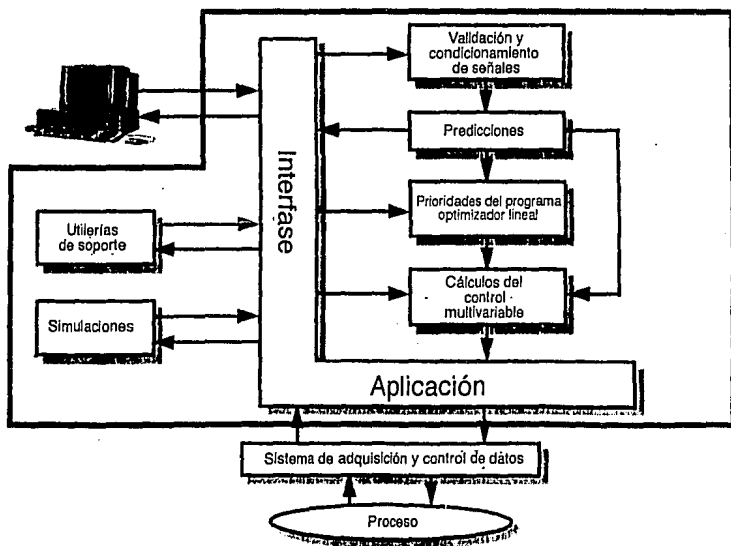
5.5.2 Componentes del PCT

Los componentes que conforman a este control predictivo son:

- Validación y condicionamiento de señales
- Predicciones
- Prioridades del Programa Optimizador Lineal
- Cálculos de Control Multivariable
- Simulación
- Aplicación de Interfase
- Utilerías de Soporte

A continuación, puede observarse en la Figura 5.1 la estructura de la tecnología del control predictivo.

Figura 5.1 Estructura del PCT



5.6 Ingeniería y Programación

Una vez que se ha llevado a cabo el diseño funcional del control avanzado, las actividades que restan dentro del proyecto de control avanzado que se le propuso a PEMEX son:

- **Selección de la computadora de proceso:** se le dará por escrito una especificación general de la computadora de proceso, que se basará en la actuación y en el costo del sistema recomendado. Se establecerá la interfase con el sistema de control distribuido y se cargará el software de la aplicación del sistema de control avanzado instalándose en la refinería y se entrenará al director de Pemex encargado del sistema.
- **Diseño detallado y programación:** una vez aprobado el diseño funcional, comenzará el diseño detallado que realizará, pruebas en la planta para determinar la dinámica del proceso y con ello verificar si las estrategias de control son adecuadas, se definirá la relación entre las variables manipuladas y controladas, se identificará las entradas y salidas tanto las calculadas como las de entrada manual, se determinará el tiempo y la secuencia de las estrategias y por último, se determinarán los parámetros de sintonización inicial y se llevará a cabo una demostración del control y se entrenará a los ingenieros de la planta.
- **Integración:** durante esta fase, las estrategias de control se instalarán en el DCS y la computadora de proceso. Los programas serán integrados (convertidos y codificados) en el sistema de control y propiamente probados. En otras palabras, todos los programas, demostraciones y reportes se unen y se prueban en conjunto, para asegurar que encajen con cada uno de ellos y con la base de información, el lenguaje de control y con el tiempo real del sistema de operación. Todo el *software* es probado para detectar errores y su funcionalidad es demostrada durante las pruebas conocidas como FAT (*Factory*

Acceptance Test). Una vez que el control avanzado paso la FAT, se transfiere a la planta para la integración en vivo con los instrumentos , y comienza el comisionado.

- **Comisionado:** se elaborará un manual que proporcionará información de como utilizar el sistema de control desde el punto de vista del operador. Se darán cursos para el entrenamiento de los operadores de Pemex y se tabularán los parámetros finales de sintonización.

Además, la comunicación con el sistema de control de la planta deberá someterse a prueba. Después, los controladores multivariables deben accionarse, y cada controlador deberá ser probado en un model de lazo abierto, donde no se les permite que se dirijan a los puntos de ajuste del control regulatorio básico. Posteriormente, se cerrarán los lazos en modo *advisory* y después de haber checado que las acciones de los controladores y su sintonización sean exitosas se colocan en modo automático. Una vez que los controladores multivariables han demostrado satisfactoriamente su desempeño, el paquete de optimización se comisiona.

Después del comisionado, la actividad que deberá continuarse será el mantenimiento para asegurar los beneficios continuos del control avanzado. Los analizadores y los sensores deberán checarsse y calibrarse con regularidad. Y tampoco debe olvidarse que la sintonización de los controladores será necesaria después de algún tiempo de trabajo o cuando existan cambios de proceso u operacionales. Una re-sintonización será necesaria siempre que las especificaciones o las condiciones de proceso cambien, y cuando se añadan nuevas especificaciones de los productos.

Nunca debe olvidarse que involucrar al equipo de trabajo en el sistema de control es indispensable, ya que el control avanzado sólo puede triunfar si es aceptado por los

operadores. Son ellos los que permanecen en la planta las 24 horas del día, por lo que los operadores que no estén de acuerdo y conformes con los nuevos sistemas pueden apagarlos y volver sin ningún problema al control manual, sin tener que explicar el porque.

5.7 Aplicaciones de los analizadores

Los esquemas de control avanzado hacen uso de los analizadores en línea para el mantenimiento de las variables controladas críticas y claves.

Estos analizadores en línea eliminan la necesidad de depender de los datos del laboratorio, lo cual podría llevarse desde dos hasta cuatro horas para que la retroalimentación (información nueva) alcance los esquemas de control.

Los analizadores son instrumentos valiosos en cuanto al tiempo del cálculo de la acción correctiva en los esquemas de control por su tiempo de respuesta tan rápido (1-4 minutos). El ingrediente clave para la obtención de datos confiables y sincronizados de un analizador es el sistema de muestreo. Este sistema de muestras debe ser diseñado para proveer una representación verdadera y a la medida de la corriente-muestra con el menor retraso en tiempo posible.

Los analizadores requieren de un plan de mantenimiento y calibración disciplinado para lograr que éstos operen continuamente (24 horas/día, 365 días/año).

En las unidades de destilación de crudo generalmente se utilizan analizadores que presentan diferentes aplicaciones, como son los llamados Analizadores del Punto de Ebullición, del Punto Flash, del Punto de Congelación, la alarma del color, analizador de la densidad, el monitor de entrada de sal en el crudo, analizador de oxígeno, entre otros, con el fin de monitorear variables de proceso importantes.

Capítulo VI: Programa de Ejecución

Programar es establecer un plan donde se ordenen en el tiempo y en el espacio el desarrollo de los actos necesarios para lograr un fin. En él se establecerán entre otras cosas, el número y secuencia de las actividades en que vamos a ordenar la obra y, en base a los volúmenes por ejecutar y los recursos disponibles, la duración de cada una de las actividades para después de la aplicación de alguna técnica algorítmica obtener información relacionada con el costo y duración total del proyecto.

El éxito que el ingeniero tenga en la ejecución del trabajo, radica principalmente en haber realizado antes, de manera cuidadosa la programación de este. El presupuesto, al igual que el programa constituyen dos parámetros de comparación contra los cuales se puede verificar, a medida que la obra se ejecuta, si los avances y los gastos registrados nos permitirán concluir los trabajos, en el tiempo y costo previsto, o bien, estaremos en posibilidades de tomar acciones correctivas que nos acerquen al cumplimiento del programa original.

Por esta razón, es importante la formulación de un programa de trabajo que tenga carácter ejecutivo, basado en la mayor cantidad de información disponible, en la experiencia y en el conocimiento detallado de los recursos disponibles para la realización de los trabajos.

Existen básicamente dos tipos de programas; el de barras o "Gantt" y el de secuencias, que puede ser ruta crítica o teoría de redes.

6.1 Diagramas de barras o diagramas de Gantt

Es el más conocido y utilizado, sobre todo para proyectos no muy complejos y en esencia se forma de la siguiente manera:

- Se enlistan las actividades más importantes siguiendo un orden de ejecución de acuerdo al proyecto que se trate.
- De acuerdo con los requerimientos de la obra se asignan recursos y se estiman tiempos o viceversa..
- Se representa cada actividad por una recta horizontal acotada en una escala de tiempos, en unidades de calendario, tales como días, semanas, quincenas o meses, haciendo coincidir el inicio y el fin del proyecto con esta escala.
- Se ajustan las posiciones de las barras según el proceso constructivo, los tiempos estimados para cada actividad y tomando en cuenta los días no laborables previstos en el calendario del proyecto.

Es el programa de construcción que estamos acostumbrados a ver. Se representa con un diagrama de barras, en el que se muestran para una obra dada, las diferentes actividades del proceso y las fechas estimadas de inicio y terminación de cada actividad; generalmente se establece el orden de ejecución de las actividades por el orden de los renglones del diagrama.

Por ser una representación gráfica del tipo vectorial, ya que tiene magnitud, dirección y sentido, es sumamente objetivo y puede ser interpretado sin problemas, inclusive por personas sin conocimientos técnicos.

Este método de programación es ventajoso cuando se trata de proyectos pequeños en los cuales las actividades son relativamente independientes. Sin embargo tiene el defecto de que no refleja en ningún momento las relaciones que existen entre actividades y de esta manera no puede saberse realmente que actividades afectan directamente la duración de un proyecto como un todo. Debido a lo anterior al retrasarse el proyecto la tendencia es acelerar todas las actividades.

La observación de estas deficiencias dio como resultado una metodología que, aplicando la teoría de las gráficas, nos permite conocer las relaciones entre las distintas actividades de un proyecto.

La introducción de gráficas y análisis de redes para describir el plan de un proyecto dio como resultado el método de los DIAGRAMAS DE FLECHAS.

6.2 Métodos de diagramas de flechas

Los métodos de diagramas de flechas son, básicamente, el resultado marginal de exhaustivos estudios sobre investigación de operaciones. Los primeros trabajos se realizaron en enero de 1957, y su finalidad inmediata era de tratar de perfeccionar las técnicas entonces existentes de planeación y programación. Las personas que desarrollaron estos trabajos fueron los señores M. R. Walker, de la división de estudios de ingeniería de la Dupont, y J. K. Kelly, que a la sazón prestaría sus servicios en la Remington Rand Univac. Así, la primera aplicación de la técnica en un proyecto importante la realizó la Dupont, con resultados bastante alentadores. Este método es conocido como CPM o Critical Path Method (Método de la Ruta Crítica).

Simultáneamente a estas investigaciones, la Marina de Estados Unidos, en colaboración con el despacho de consultores Bozz, Allen y Hamilton, desarrollaba una técnica similar diseñada para coordinar el progreso de los distintos contratistas y agencias que trabajaban en el proyecto Polaris. Esta técnica fué, bautizada con el nombre de PERT, que resume las iniciales de Program Evaluation Reporting Technique (Técnica de Evaluación, Programación y Reporte).

En su forma original, los dos sistemas eran muy similares, con una característica innovadora muy importante: la separación de las funciones de planeación y programación.

Ambas técnicas utilizaban diagramas de flechas para indicar las interrelaciones de las distintas actividades componentes del proyecto, culminando con un plan integral y único, lo que permitía su revisión racional por parte del responsable de la ejecución.

Había sin embargo, algunas diferencias entre los dos sistemas. El método de la ruta crítica era, básicamente, una técnica para la dirección y ejecución de proyectos y estaba encaminado hacia la realización de las actividades que los componen. PERT era una técnica coordinadora orientada hacia los hechos de un proyecto, es decir, hacia la terminación o inicio de las actividades.

El método de la ruta crítica, por otra parte, permitía estimar el enlace de tiempo y costo en la ejecución de las actividades y tomar decisiones entre alternativas de menor duración y mayor costo. PERT en principio no poseía esta característica, pero tenía cualidades que la ruta crítica no incluía, tales como la capacidad para introducir el cálculo de probabilidades en las estimaciones de la duración de las actividades.

Ambas técnicas se han ido revisando y refinando, eliminando gradualmente sus diferencias hasta el grado de afirmar que, en la actualidad, los dos sistemas son esencialmente equivalentes.

Generalizando, el método del camino crítico se desarrolló como una técnica orientada hacia la ejecución óptima de las actividades de un proyecto, en tanto que el PERT estaba orientado hacia la culminación de los hechos para la coordinación de un proceso.

Los beneficios derivados de la aplicación de cualquiera de estos métodos se presentarán en relación directa a la habilidad con que se hayan aplicado estas. Se debe advertir, sin embargo, que no son una panacea que resuelven todos los problemas de

planeación, programación y control de un proyecto. Cualquier aplicación incorrecta producirá resultados adversos.

Las principales ventajas de la adecuada aplicación de estas técnicas son el poder proporcionar del proyecto la siguiente información:

- Permite la planeación y programación efectiva de los recursos disponibles.
- El responsable del proyecto puede planear y programar racionalmente los recursos necesarios para realizar el proyecto: mano de obra, materiales, equipo y capital de trabajo.
- Descomponer el trabajo en actividades diferentes, lo que permite coordinar éstos y actuar con mayor eficiencia.
- Determinar cuales son las actividades que controlan la duración de la obra y las holguras de las demás actividades.
- Analizar situaciones imprevistas y tomar medidas correctivas adecuadas.
- Controlar efectivamente el proyecto en lo que se refiere a retrasos y adelantos.
- Cuantificar la magnitud de las desviaciones y sus efectos en la terminación del proyecto.
- Establecer un flujo de información que retroalimente el programa y que permita modificarlo si es necesario.

En el caso específico de los trabajos realizados en cuanto a la modernización de la refinería de Madero, se decidió primero realizar un diagrama de barras para posteriormente calcularlo por medio de ruta crítica. Esto se llevó acabo después de varias horas de disertación entre todos los ingenieros de las diferentes ramas que intervendrían en el proyecto. Una vez que se siguieron los procedimientos descritos y se llegó a un acuerdo, se procedió a alimentar todos los datos en un programa denominado Winproject versión III, el cual realizó los cálculos de forma automática.

Cabe aclarar que se decidió atacar el proyecto con frentes múltiples, por lo que el programa resultó general para la instalación de todas las plantas. En este caso específico la MA, queda implícita en el programa que se presenta, ya que no podría concluirse por si misma, sino que dependería de los trabajos de ingeniería que se vendrían haciendo para las demás plantas.

Como se puede apreciar en el diagrama de barras presentado, todas las actividades se encuentran programadas en horas hombre, es por esto que sus inicios y terminaciones marcan también horas. El programa se adecuó a los grupos que Pemex exigía para tener un mayor control.

Es importante hacer notar que aunque se iniciaron varios frentes independientes, la ruta crítica es la que mantiene unido todo el esquema dándole integridad al proyecto. Por ejemplo, áreas que aparentemente son totalmente ajenas, como lo serían la ejecución de proyectos arquitectónicos de los cuartos y el diseño de estrategias para el control avanzado, se mantienen siempre ligadas por actividades comunes en la ruta crítica del proyecto.

La ruta crítica es fácilmente identificable en el diagrama de ésta. Todas las actividades que se encuentran con rebordes resaltados en negrita, son actividades con holgura total igual a cero, actividades críticas. La correcta ejecución de estos trabajos en cuanto a sus tiempos, determinará el éxito de la programación. En este caso particular es de vital importancia, ya que el no entregar el proyecto en el tiempo programado representaría para la contratista el pago de multas multimillonarias.

PROGRAMA DE RUTA CRITICA

ID	Nombre de actividades	1994												1995						
		Mar	Abr	May	Jun	Jul	Ago	Sep	Oct	Nov	Dic	Jan	Feb	Mar	Abr	May	Jun	Jul	Ago	Sep
1	PROYECTO DE AUTOMATIZACION REFINERIA "CO. L. MADERO"	[Barra gruesa negra]																		
2	L- INGENIERIA DE INSTRUMENTACION E INFRAESTRUCTURA	[Barra gruesa negra]																		
3	INGENIERIA DE INSTRUMENTACION	[Barra gruesa negra]																		
4	Levantamiento en campo	[Barra gruesa negra]																		
5	Actualización de DTI's	[Barra blanca]																		
6	Desarrollo de espec. grales. instrumentos	[Barra gruesa negra]																		
7	Desarrollo de indice de instrumentos	[Barra blanca]																		
8	Desarrollo de diagramas generales de cableado	[Barra blanca]																		
9	Cálculo de requerim. de alimen. de instrum. y sistem.	[Barra blanca]																		
10	Hojas de datos de instrumentos	[Barra gruesa negra]																		
11	Desarrollo de diagramas típicos de instalación	[Barra blanca]																		
12	Desarrollo de diagramas de conexonado	[Barra blanca]																		
13	Desarrollo de diagramas de localización de instrum.	[Barra blanca]																		
14	Desarrollo de planos de rutas de señales	[Barra blanca]																		
15	Cedula de cables y conduits	[Barra blanca]																		
15	Lista de materiales y Volumen de obra (instrumentación)	[Barra blanca]																		
17	ELECTRICA	[Barra gruesa negra]																		
18	Levantamiento en campo (Ingeniería Electrica)	[Barra blanca]																		
19	Especificaciones de unidades de fuerza ininterrumpible	[Barra blanca]																		
20	Desarrollo de planos de distribución de tierras y contactos	[Barra blanca]																		
21	Desarrollo de diagramas unifilares y distribución de cargas	[Barra blanca]																		
22	Lista de materiales y Volumen de obra (Ing. electrica)	[Barra blanca]																		
23	MECANICA	[Barra gruesa negra]																		
24	Levantamiento en campo (Mecánico y Tuberías)	[Barra blanca]																		
25	Diseño de arreglos de tubería para colocación de instrumentos	[Barra blanca]																		

Project: R
Date: 14/1

Actividad Critica [Barra gruesa negra] Progreso
Actividad No Critica [Barra blanca] Señalización

Actividad Resumen [Barra gruesa negra]
Actividad Enrollada [Diamante]

PROGRAMA DE RUTA CRITICA

ID	Nombre de actividades	1994												1995							
		Mar	Abr	May	Jun	Jul	Ago	Sep	Oct	Nov	Dic	Jan	Feb	Mar	Abr	May	Jun	Jul	Ago	Sep	
26	Lista de materiales y Voldmen de obra (Mecánico y Tuberías)																				
27	CIVIL																				
28	Diseño arquitectónico cuartos de control satélite																				
29	Diseño estructural cuartos de control satélite																				
30	Diseño de instalación eléctrica y red de tierras (Inc. en Ing. El)																				
31	Diseño de sistemas de aire acond. cuartos de control satélite																				
32	Diseño arquitectónico cuartos de control central																				
33	Diseño estructural C.C.C.																				
34	Diseño de instalación eléctrica y red de tierras (Inc. en Ing. El)																				
35	Diseño de sistemas de aire acond. cuartos de control central																				
36	SERVICIOS DE PROCURA																				
37	Generación de pedidos																				
38	Expedición																				
39	Tráfico																				
40	Inspección																				
41	II.- INSTRUMENTACION DE CAMPO																				
42	INSTRUMENTOS A SUSTITUIR O REPARAR																				
43	Instrumentos nuevos (a definir por																				
44	INSTRUMENTOS NUEVOS A DEFINIR																				
45	Instrumentos a sustituir o reparar																				
46	III.- OBRA DE INSTRUMENTACION E INFRAESTRUCTURA																				
47	INSTALACION DE INSTRUMENTOS																				
48	Instalación de Instrumentos																				
49	CABLEADO DE SEÑALES DE INSTRUMENTOS																				
50	Tendido de líneas de conducción de señales analógicas de alto niv																				

Project: R
Date: 14/1

Actividad Critica

Actividad No Critica

Progreso

Señalización

Actividad Resumen

Actividad Enrollada

PROGRAMA DE RUTA CRITICA

ID	Nombre de actividades	1994												1995							
		Mar	Apr	May	Jun	Jul	Aug	Sep	Oct	Nov	Dec	Jan	Feb	Mar	Apr	May	Jun	Jul	Aug	Sep	
51	Tendido de líneas de conducción de señales analógicas de bajo niv																				
52	Tendido de líneas de conducción de señales discretas																				
53	CONSTRUCCION DE CUARTOS DE CONTROL																				
54	Construcción de cuarto de control centralizado																				
55	Construcción de cuartos de control satélito																				
56	IV.- SISTEMAS DE INTERCOMUNICACIONES																				
57	V.- SISTEMA DE CONTROL DISTRIBUIDO																				
58	SERVICIOS																				
59	Diseño de estrategias de control regulatorio básico																				
60	Diseño de estrategias de control lógico y secuencial																				
61	Desarrollo de especificaciones detalladas de hardware de SCD																				
62	Diseño de bases de datos SCD																				
63	Diseño de interfase Hombre/Máquina gráficos dinámicos SCD																				
64	Diseño de reportes SCD																				
65	Desarrollo de planos de equipos en cuarto de control																				
66	Configuración de base de datos SCD																				
67	Configuración de desplegados SCD																				
68	Configuración de reportes SCD																				
69	Instalación de SCD																				
70	Conexión de SCD																				
71	Pruebas F.A.T. del Sistema de Control Distribuido																				
72	Pruebas de Integración																				
73	Arranque (Hot cut-over)																				
74	EQUIPO																				
75	Módulos de control regulatorio																				

Project: R
Date: 14/1

Actividad Critica

Actividad No Critica

Progreso

Señalización

Actividad Resumen

Actividad Enrollada

PROGRAMA DE RUTA CRITICA

ID	Nombre de actividades	1994												1995							
		Mar	Apr	May	Jun	Jul	Aug	Sep	Oct	Nov	Dec	Jan	Feb	Mar	Apr	May	Jun	Jul	Aug	Sep	
76	Interfases con el proceso																				
77	Estaciones de operación y/o ingeniería																				
78	Impresoras y/o videocopiadoras																				
79	Módulos de comunicaciones con computadora de proceso																				
80	Módulos de almacenamiento masivo de información																				
81	Módulos de aplicaciones matemáticas																				
82	Redes de comunicación del SCD, incluye instalación (fibra óptica)																				
83	Licencias de Software																				
84	Unidades de Potencia Ininterrumpida, incluye instalación																				
85	VI.- SISTEMA DE CONTROL AVANZADO	[Barra gruesa negra]																			
86	SERVICIOS	[Barra gruesa negra]																			
87	Estudios de proceso																				
88	Diseño funcional																				
89	Pruebas en planta (iniciales)																				
90	Diseño detallado																				
91	Programación y simulación																				
92	Generación de demostrador																				
93	Conversión de programas																				
94	Implementación de modelos																				
95	Instalación de controladores en el SCD																				
96	Generación de interfases hombre/máquina																				
97	Pruebas de aceptación																				
98	Instalación de computadora de proceso																				
99	Pruebas en plantas (secundarias)																				
100	Comisionado																				

Project: R
Date: 14/1

Actividad Crítica



Progreso



Actividad Resumen



Actividad No Crítica



Señalización



Actividad Enrollada



PROGRAMA DE RUTA CRITICA

ID	Nombre de actividades	1994												1995							
		Mar	Apr	May	Jun	Jul	Aug	Sep	Oct	Nov	Dec	Jan	Feb	Mar	Apr	May	Jun	Jul	Aug	Sep	
101	Evaluación de desempeño																				
102	Servicios de soporte																				
103	LICENCIAS DE SOFTWARE DE APLICACION																				
104	Control predictivo multivariable																				
105	Optimización en línea																				
106	COMPUTADORA DE PROCESO																				
107	Unidad de procesamiento																				
108	Unidades de memoria																				
109	Unidades de almacenamiento Mássivo																				
110	Unidades de discos y tapes																				
111	Redes de comunicación																				
112	Estaciones de trabajo																				
113	Impresoras y/o videocopladoras																				
114	Licencias de Software																				

Project: R
Date: 14/1

Actividad Critica [Barra Negra]
Actividad No Critica [Barra Blanca]

Progreso [Barra Gris]
Señalización [Diamante Negro]

Actividad Resumen [Barra Negra]
Actividad Enrollada [Diamante Blanco]

Capítulo VII : Análisis Económico

7.1 Antecedentes

La estimación de los beneficios económicos de un proyecto es determinante para la toma de decisiones en una empresa y es la parte mas atractiva para la dirección.

Cuando el proyecto que se lleva acabo es la implementación de un sistema de control avanzado, como lo es en nuestro caso, generalmente el realizar dicha evaluación resulta bastante difícil, puesto que sus beneficios verdaderos resultan ser no tangibles en el momento en que se lleva acabo la automatización del proceso. En otras palabras, es muy difícil cuantificar todos los beneficios que implicará el nuevo sistema de control hasta no poderlo observar bajo operación. Es por esta razón y por la de ser un proyecto pionero para México, por lo que para poder realizar un estudio 'real' económico del proyecto propuesto a lo largo de este estudio, fue necesario el utilizar la experiencia de compañías extranjeras expertas en este tipo de proyectos.

A continuación, se presenta un cuadro donde se enlistan los resultados de diversas compañías que han llevado acabo la instalación de este tipo de control avanzado en las unidades de destilación atmosférica de crudo, el ahorro que dicho sistema propone, así como también el tiempo aproximado de retorno de la inversión:

Tabla1. Beneficios históricos del control avanzado

COMPañÍA	Beneficios por SCA	Beneficio por optimización	TIEMPO DE RETORNO
Profimatics, Inc., Calif.	5 a 10 C\$/bbl*	----	< a 2 años
Setpoint, Inc., Texas	4 a 8 C\$/bbl	2 a 4 C\$/bbl	6-12 meses
ELF, División Val, París	• minimiza. consumo de energía	----	----
ABB Simcon, Inc., Texas	\$3- \$7 millones por año	----	< a 1 año
Johnson Yokogawa Corp., Okla.	\$1- \$2 millones por año	----	----

* Se refiere a centavos de dólar por barril de alimentación
FUENTE: Hydrocarbon Processing (Septiembre 1992).

7.2 Mejoras potenciales de la implementación del sistema de control avanzado

Las principales mejoras resultantes de la implementación de un sistema de control avanzado en una planta de destilación atmosférica son los siguientes:

7.2.1. Maximización de la capacidad de operación

El objetivo más importante en la operación de una unidad de proceso es lograr la maximización de su capacidad, mientras que el beneficio más importante de la implementación de un sistema de control avanzado es permitir que la planta opere a su máxima capacidad por períodos más extendidos.

Experiencias anteriores han demostrado que es posible incrementar la capacidad de proceso hasta en un 40% sin disminuir la calidad de los productos finales⁹.

Otro beneficio importante es el poder operar la planta a condiciones estables de diseño por períodos más amplios de tiempo, ya que el sistema de control avanzado opera de manera correcta hasta el 90% del tiempo.

7.2.2. Incremento de los puntos de corte de Nafta, Kerosina y Gasóleo Ligero al 90%

El objetivo del control avanzado con respecto a los puntos de corte de los productos de la destilación será el incrementar dichos puntos al 90% lo que implica un aumento en el rendimiento de nafta con respecto a la kerosina y kerosina con respecto a gasóleo ligero

El resultado económico de estas mejoras se observa en el incremento de barriles por día de productos por barril procesado de crudo, lo que genera mayores ingresos con egresos similares.

Esta mejora, adicionalmente ofrece menores tiempo de respuesta a las variaciones en las especificaciones de la mezcla de crudo a tratar, lo que permite obtener calidades promedio mejores y por lo tanto mayores utilidades por barril procesado.

⁹ Hydrocarbon Processing, July 1993.

7.2.3. Minimización de la presión

Con el sistema de control avanzado, la presión de operación de la torre puede ser lentamente manipulada para su minimización, conforme otras restricciones de proceso varían. Los resultados económicos provienen de incrementar la separación para un carga calorífica constante en la torre o la reducción del consumo de energía a un grado de separación constante.

7.2.4 Reducción del exceso de aire en el horno de precalentamiento.

La reducción del exceso de oxígeno en la combustión del horno de precalentamiento mejora la eficiencia del dicho equipo, aproximadamente en un 10%. Estas mejoras permiten la disminución en el consumo de combustibles, lo que impacta directamente en los costos de servicios auxiliares.

7.2.5 Reducción de la relación de vapor del rehervidor.

Debido a las mejoras en la separación de los productos, los requerimientos de vapor en el rehervidor disminuyen.

7.2.6 Optimización en línea

La optimización en línea es un técnica relativamente nueva. La unidad es rigurosamente simulada para obtener un modelo en estado estable, que permita determinar la combinación óptima de las variables independientes para maximizar las utilidades de la unidad. Los resultados económicos de dicha optimización son difíciles de cuantificar, ya que a la fecha no se cuenta con suficiente información histórica a nivel mundial para determinar de forma precisa dichos ahorros.

7.2.7 Beneficios menores

Algunos otros beneficios se pueden obtener de las funciones mencionadas en el capítulo V, pero la cuantificación de estos, no ha sido posible por la falta de información, ya que el sistema de control no se encuentra en operación a la fecha.

7.3 Evaluación económica de la planta de destilación primaria

Para poder llevar a cabo la evaluación de la Planta es necesario el aclarar los diversos conceptos que formarán parte de ella. Se dividieron los Cargos en directos e indirectos, siendo los primeros los que indican en forma directa el la operación de la planta y, los últimos, los que ejercen en forma prorrateada a todas las plantas de proceso.

Se considera como base para esta evaluación el Libro de Costos y Gastos de Origen y de Costos de Transformación Industrial, CTI, del mes de mayo de 1994 ¹⁰.

7.3.1 Costos de operación

Dentro de los costos de operación se considerará:

- **Mano de Obra**
Se refiere únicamente al personal sindicalizado que lleva a cabo la operación.
- **Otros Cargos**
Se denominarán así a aquellos cargos por pago de canasta básica, gas, gasolina de la plantilla de operación y algunos cargos diversos como sería el cargo por pólizas, etc.
- **Supervisión Técnica Directa**
Este se refiere al personal técnico que conforma al sector (considerándose con fines prácticos el sector como la zona de la planta de destilación primaria).
- **Mano de Obra del Mantenimiento**
De acuerdo a las órdenes del taller de la planta serán las personas que efectúen los trabajos de mantenimiento en la planta primaria.
- **Materiales del Mantenimiento**
Estos serán los materiales que se utilicen en el mantenimiento de la Planta.

¹⁰ PEMEX-REFINACION

- **Materias Primas**
En este rubro se incluyen tanto al Crudo como las diversas sustancias químicas como inhibidores, desemulsificadores, etc., así como el agua que se requiere en el desalado del Crudo.
- **Aceites y lubricantes**
Son los aceites y las grasas lubricantes que se emplean en los equipos menores que constituyen a la planta (bombas, motores, etc.).

7.3.2 Gastos de operación

Dentro de estos gastos se considerará:

- **Material de Operación**
Se refiere a la ropa de trabajo, al material necesario para llevar a cabo el aseo, así como las herramientas proporcionadas a los operadores.
- **Contratos**
Serán los cargos por servicios de las compañías contratistas.

7.3.3 Cargos indirectos

- **Transportación**
Serán los cargos a la planta de acuerdo al reporte que presente el taller de transportación.
- **Previsión Social**
Serán los cargos generados por campañas sanitarias, la guardería infantil, biblioteca, campos y fomento deportivo.
- **Administración Local**
Se refiere a los cargos por servicio de Gerencia, Recursos Humanos, Recursos Financieros, Informática y delegación Jurídica entre otras dependencias.
- **Gastos Generales de Operación**
Son los cargos por servicio de laboratorios, planta de tratamiento de aguas residuales, limpieza en patios y calzadas, sistema de desfogue (quemadores de campo), planta de agua potable y de usos domésticos, entre otros.
- **Talleres**
Se considera aquí los costos de operación de los diversos talleres de la Refinería.

- **Supervisión Técnica**
Se refiere a los cargos por servicios de apoyo, asesoría del personal técnico correspondiente.
- **Provisiones y Almacenamiento**
Son los diversos cargos por los almacenes de la Refinería.
- **Depreciación (México)**
Son los cargos por cuota de Depreciación de la Planta y que se reciben de las Oficinas Centrales en México.
- **Depreciación Indirecta**
Son los cargos por Depreciación de los activos de la Refinería como las oficinas, los almacenes e instalaciones diversas.

7.3.4 Capacidad de procesamiento de crudo

La unidad de crudo "MA" de Madero originalmente poseía una capacidad de operación de 55,000 bpd, aunque posteriormente se llevó a cabo un revamp con lo que la capacidad aumentó a los 65,000 bpd. Para lograr estas nuevas condiciones de operación, fue necesario la adición de un nuevo horno (40 MMBtu/hr). Hoy, la planta procesa 60,000 bpd. Los productos de la unidad incluyen: nafta, kerosina, gasóleo ligero y residuo de crudo. A continuación se presentan los precios utilizados en el estudio de viabilidad:

- Mezcla de crudo: N\$ 53.38/bbl ¹¹.
- Nafta: N\$ 50.72/bbl ¹².
- Kerosina: N\$ 63.92/bbl ¹².
- Gasóleo ligero: N\$ 123.86/bbl ¹².
- Residuo: no se encontró precio para este producto pues se considera realmente un producto intermedio cuyo fin principal es el de ser utilizado como materia prima para la unidad de vacío.

¹¹ Periódico El Financiero. Octubre 20 de 1994.

¹² Instituto Mexicano del Petróleo.

7.3.5 Incremento promedio de rendimiento y disminución del consumo de servicios auxiliares

Con el fin de cuantificar de forma general los ahorros generados por el sistema de control avanzado, se recurrió tanto a los resultados históricos presentados en la tabla 1 de este capítulo, como a información bibliográfica diversa¹³.

Los datos históricos, presentados en las fuentes antes mencionadas, se promediaron con el fin de obtener una base representativa que permitió llevar a cabo el análisis de viabilidad del sistema de control avanzado. Dichos datos se presentan a continuación:

- Incremento en el rendimiento de la planta: 3%
- Disminución en el consumo de servicios auxiliares: 2%

7.4 Modelo de evaluación

Con el fin de determinar la viabilidad económica de la instalación del sistema de control avanzado en la planta de destilación primaria, se ha realizado un modelo financiero que nos permite conocer el tiempo de retorno de la inversión en función del costo de instalación del sistema y los ahorros generados por el mismo.

A continuación, se presentan los cálculos del modelo propuesto:

¹³ "Getting the most from Advanced Process Control". Chemical Engineering, March 1994.

"Quantify quality control's intangible benefits", Hydrocarbon Processing, May 1992.

"Estimating control function benefits". Hydrocarbon Processing, June 1991.

SITUACION ACTUAL

COSTOS DIRECTOS	Unidad	Conversión (Unidad/bbl)	Consumo (bbl/mes)	NS/unidad	NS/mes
Crudo	bbl	1.00000	1,800,000	53.38	96,084,000
SUSTANCIAS QUIMICAS					
Corexit 737	kg	0.00044	800	6.90	5,520
Corexit 738	kg	0.00033	600	10.30	6,180
IMP-IN2	kg	0.00011	200	8.42	1,684
IMP-RD28	kg	0.00067	1,200	0.07	840
Brexit-715	kg	0.00200	3,600	7.55	27,180
Agua de proceso	m3	0.01701	30,625	0.35	10,719
	Subtotal				52,123
SERVICIOS AUXILIARES					
Vapor 19 Kg/cm2)	ton	0.01025	18,450	16.39	302,396
Agua de enfriamiento	m3	0.54403	979,251	0.07	68,548
Gas combustible	mm3	0.00202	3,642	166.12	605,009
Combustoleo	m3	0.00077	1,393	195.40	272,192
Electricidad	Kw-Hr	0.25918	466,523	0.17	79,076
	Subtotal				1,327,220
COSTOS DE OPERACION					
Mano de obra de operación					87,619
Otros Cargos					28,922
Supervisión técnica directa					21,000
Mano de obra de mantenimiento					47,663
Materiales de mantenimiento					178,231
Aceite y lub.					486
	Subtotal				363,921
GASTOS DE OPERACION					
Materiales varios					1,347
Contratos					159,365
	Subtotal				160,712
COSTOS INDIRECTOS					
Supervisión técnica					200,177
Administración local					389,456
Transportación					7,111
Previsión social					11,704
Talleres					35,885

Gastos generales adm.					151,929
Provisiones y almacenamiento					35,726
Depreciación México					142,120
Depreciación indirecta					46,530
				<i>Subtotal</i>	1,020,638

COSTO TOTAL **99,008,614**

PRODUCTOS

<i>Nafta</i>	bbt	0.12283	221,100	50.72	11,214,192
<i>Kerosina</i>	bbt	0.10083	181,500	63.92	11,601,480
<i>Gasóleo ligero</i>	bbt	0.04767	85,800	123.86	10,627,188
<i>Residuos</i>	bbt	0.60500	1,089,000	0.00	0
TOTAL					33,442,860

UTILIDAD (PERDIDA) **(65,565,754)**

PLANTA MODERNIZADA

Incremento en rendimiento de la planta	3.00%
Disminución en consumo de servicios	2.0%

COSTOS DIRECTOS	Unidad	Conversión (Unidad/bbl)	Consumo (bbl/mes)	N\$/unidad	N\$/mes
Crudo	bbl	1.00000	1.800.000	53.38	96,084,000
SUSTANCIAS QUIMICAS					
Corexit 7327	kg	0.00044	784	6.90	5,410
Corexit 7318	kg	0.00033	588	10.30	6,056
IMP-IN3	kg	0.00011	196	8.42	1,650
IMP-RD29	kg	0.00065	1,176	0.07	840
Brexit-7158	kg	0.00196	3,528	7.55	26,636
Agua de proceso	m3	0.01667	30,013	0.35	10,504
	Subtotal				51,097
SERVICIOS AUXILIARES					
Vapor 19 Kg/cm2)	ton	0.01005	18,081	16.39	296,348
Agua de enfriamiento	m3	0.53315	959,666	0.07	67,177
Gas combustible	mm3	0.00198	3,569	166.12	592,909
Combustóleo	m3	0.00076	1,365	195.40	266,748
Electricidad	Kw-Hr	0.25400	457,193	0.17	79,076
	Subtotal				1,302,257
COSTOS DE OPERACION					
Mano de obra de operación					87,619
Otros Cargos					28,922
Supervisión técnica directa					21,000
Mano de obra de mantenimiento					47,663
Materiales de mantenimiento					178,231
Aceite y lub.					486
	Subtotal				363,921
GASTOS DE OPERACION					
Materiales varios					1,347
Contratos					159,365
	Subtotal				160,712
COSTOS INDIRECTOS					
Supervisión técnica					200,177
Administración local					389,456
Transportación					7,111

Previsión social					11,704
Talleres					35,885
Gastos generales adm.					151,929
Provisiones y almacenamiento					35,726
Depreciación México					142,120
Depreciación indirecta					46,530
	Subtotal				1,020,638

COSTO TOTAL **98,982,626**

PRODUCTOS

<i>Nafta</i>	bbi	0.12652	227,733	50.72	11,550,618
<i>Kerosina</i>	bbi	0.10386	186,945	63.92	11,949,524
<i>Gasoleo ligero</i>	bbi	0.04910	88,374	123.86	10,946,004
<i>Residuos</i>	bbi	0.62315	1,121,670	0.00	0
TOTAL					34,446,146

UTILIDAD (PERDIDA) **(64,536,480)**

COSTOS DEL SISTEMA DE CONTROL					
1. INGENIERIA DE INSTRUMENTACION E INFRAESTRUCTURA					
	INGENIERIA DE INSTRUMENTACION	UNIDAD	P.U. N5	MAXIMO H-H	IMPORTE N5
1	Levantamiento en campo	H-H	70.41	445	31332.45
2	Actualización de DITs	H-H	70.41	544	38303.04
3	Desarrollo de espec. generales Instrumentos	H-H	70.41	125	8801.25
4	Desarrollo de índice de Instrumentos	H-H	70.41	726	51117.66
5	Desarrollo de diagramas generales de cableado	H-H	70.41	157	11054.37
6	Cálculo de requerim. de alimen. de instrum. y sistema	H-H	70.41	45	3168.45
7	Hojas de datos de Instrumentos	H-H	70.41	651	45836.91
8	Desarrollo de diagramas de instalación	H-H	70.41	135	9505.35
9	Desarrollo de diagramas de conexonado	H-H	70.41	1516	106741.56
10	Desarrollo de diagramas de localización de Instrumentos	H-H	70.41	427	30065.07
11	Desarrollo de planos de rutas de señales	H-H	70.41	405	32740.65
12	Cédula de cables y conduits	H-H	70.41	943	66396.63
13	Lista de materiales y volumen de obra (instrum.)	H-H	70.41	80	5632.8
	SUBTOTAL				440696.19
ELECTRICA					
14	Levantamiento en campo (ingeniería)	H-H	70.41	24	1689.84
15	Especificaciones de unidades de fuerza	H-H	70.41	13	915.33
16	Desarrollo de planos de distribución de tierras y contactos	H-H	70.41	347	24432.27
17	Desarrollo de diagramas unifilares y distribución de carga	H-H	70.41	205	14434.05
18	Lista de materiales y volumen de obra (ingeniería)	H-H	70.41	49	3450.09
MECANICA					
19	Levantamiento en campo (mecánica y tubería)	H-H	70.41	22	1549.02
20	Diseño de arreglos de tuberías para colocación de instrum.	H-H	70.41	73	5139.93
21	Lista de materiales y volumen de obra (mecánica y tubería)	H-H	70.41	24	1689.84
CIVIL					
22	Diseño arquitectónico cuarto de control satélite	H-H	70.41	137	9646.17
23	Diseño estructural cuarto de control sat.	H-H	70.41	137	9646.17
24	Diseño de instalación eléctrica y red de tierras	H-H	70.41	45	3168.45
25	Diseño de sistemas de aire acondicionado cuarto ctrl.	H-H	70.41	95	6688.95
26	Diseño arquitectónico cuarto de control central	H-H	70.41	445	31332.45
27	Diseño estructural cuarto de control central	H-H	70.41	251	17672.91
28	Diseño de instalación eléctrica y red de tierras	H-H	70.41	293	20630.13
29	Diseño de sistemas de aire acondicionado cuarto ctrl. central	H-H	70.41	213	14997.33

SERVICIOS DE PROCURA					
30	Generación de pedidos	H-H	70.41	254	17884.14
31	Expectación	H-H	70.41	28	1971.48
32	Tráfico	H-H	70.41	28	1971.48
33	Inspección	H-H	70.41	50	3520.5
SUBTOTAL					192430.53
2. INSTRUMENTOS EN CAMPO "MA"					
<i>Instrumentos a sustituir o reparar</i>					
34	Transmisores de flujo inteligentes	PZAS.	4.108.67	40	164346.8
35	Transmisores de presión diferencial inteligentes	PZAS.	4.992.62	31	154771.22
36	Transmisores de nivel (admirancia)	PZAS.	13.958.88	15	209383.2
37	Transmisores de temperatura	PZAS.	3.198.87	0	0
38	Switches de presión	PZAS.	1.006.39	8	8051.12
39	Switches de flujo	PZAS.	1.689.29	5	8446.45
40	Switches de corriente	PZAS.	1.257.96	2	2515.96
41	Válvulas de control	PZAS.	24.116.00	6	144696
SUBTOTAL					692210.25
3. OBRA DE INSTRUMENTACION E INFRAESTRUCTURA					
<i>Instalación de instrumentos</i>					
42	Instalación de transmisores de flujo	LOTE	4.130.74	40	165229.6
43	Instalación de transmisores de presión	LOTE	2.446.47	31	75840.57
44	Instalación de transmisores de nivel	LOTE	605.94	15	9089.1
45	Instalación de interruptores (switches) de flujo	LOTE	235.64	5	1178.2
46	Instalación de interruptores de presión	LOTE	1.256.73	8	10053.84
47	Instalación de interruptores de corriente	LOTE	326.49	2	652.98
48	Desmontaje de válvulas de control	LOTE	975.16	6	5850.96
49	Revisión de válvulas de control	LOTE	494.72	6	2968.32
50	Instalación de válvulas de control	LOTE	975.16	6	5850.96
51	Calibración de transmisores de flujo	LOTE	508.67	40	20346.8
52	Calibración de transmisores de presión	LOTE	437.77	31	13570.87
53	Calibración de transmisores de nivel	LOTE	470.75	15	7061.25
54	Calibración de interruptores de flujo	LOTE	210.09	5	1050.45
55	Calibración de interruptores de presión	LOTE	255.4	8	2043.2
56	Calibración de interruptores de corriente	LOTE	210.09	2	420.18
57	Desmontaje de instrumentos fuera de operación				
57.1	Transmisores de flujo	LOTE	148.6	40	5944
57.2	Transmisores de presión	LOTE	180.66	31	5600.46
57.3	Transmisores de nivel	LOTE	92.32	15	1384.8

	CABLEADO DE SEÑALES DE INSTRUMENTOS				
58	Tendido de líneas de conducción de señales de alto nivel	MTS	22.02	75,000	1651500
59	Tendido de líneas de conducción de señales de bajo nivel	MTS.	33.06	45,000	1487700
60	Tendido de líneas de conducción de señales discretas	MTS.	6.2	55,000	341000
	CONSTRUCCION DE CUARTO DE CONTROL				
61	Construcción de cuarto de control satélite	LOTE		258,790	258,790
62	Construcción de cuarto de control centralizado	LOTE		4,100,900	4,100,900
		SUBTOTAL			8,171,983
4. SISTEMA DE CONTROL DISTRIBUIDO					
	<i>Servicios</i>				
63	Diseño de estrategias de control regulatorio básico	H-H	120.19	192	23076.48
64	Diseño de estrategias de control lógica y secuencial	H-H	120.19	110	13220.9
65	Desarrollo de especificaciones detalladas del hardware	H-H	120.19	24	2884.56
66	Diseño de bases de datos SCD	H-H	120.19	357	42907.83
67	Diseño de interfase Hombre/Máquina gráficos dinámicos	H-H	120.19	64	7692.16
68	Diseño de reportes	H-H	120.19	8	961.52
69	desarrollo de planos de equipos en cuarto de control	H-H	120.19	8	961.52
70	Configuración base de datos SCD (1794 var.)	H-H	120.19	179	21514.01
71	Configuración de desplegadas SCD (240 gráficas)	H-H	120.19	256	30768.64
72	Configuración de reportes SCD (20 reportes)	H-H	120.19	24	2884.56
73	Instalación de SCD	H-H	120.19	40	4807.6
74	Conexiones de SCD	H-H	120.19	100	12019
75	Pruebas F.A.T.	H-H	120.19	16	1923.04
76	Pruebas de integración	H-H	120.19	120	14422.8
77	Arranque	H-H	120.19	260	31249.4
		SUBTOTAL			211294.02
	<i>Equipo</i>				
78	Módulo de control regulatorio	LOTE	72,683.52	1	72,683.52
79	Interfases con el proceso	LOTE	309,294	1	309,294
80	Estaciones de operación y/o Ingeniería	LOTE	497,163.60	1	497,163.60
81	Impresoras y/o videocopiadoras	LOTE	36,443.60	1	36,443.60
82	Módulo de comunicación con computadora de proceso	LOTE	46,725.12	1	46,725.12
83	Módulos de almacenamiento masivo de información	LOTE	340,307.97	1	340,307.97
84	Módulo de aplicaciones matemáticas	LOTE	74,414	1	74,414
85	Redes de comunicación del SCD	LOTE	309,750	1	309,750
86	Fibra óptica (incluye instalación)	LOTE	1,080,992	1	1,080,992
87	Licencia del software	LOTE	381,416	1	381,416
88	Unidades de Potencia Ininterrumpida (incluye instalación)	LOTE	91,857.24	1	91,857.24
		SUBTOTAL			3,241,047.25

5. SISTEMA DE CONTROL AVANZADO					
	Servicios				
89	Estudios de proceso	H-H	400	19.694	7877.6
90	Diseño funcional	H-H	400	239	95600
91	Pruebas iniciales en planta	H-H	400	62	24800
92	Diseño detallado	H-H	400	419	167200
93	Programación y simulación	H-H	400	243,224	97289.6
94	Generación de demostrador	H-H	400	71.058	28423.2
95	Conversión de programas	H-H	400	39	15600
96	Implementación de modelos	H-H	400	48.706	19482.4
97	Instalación de controladores en el SCD	H-H	400	63.2	25280
98	Generación de interfaces hombre/máquina	H-H	400	62.47	24988
99	Pruebas de aceptación	H-H	400	30.448	12179.2
100	Instalación computadora de proceso	H-H	400	44.33	17732
101	Pruebas secundarias en planta	H-H	400	20.4	8160
102	Comisionado	H-H	400	62.142	24856.8
103	Evaluación de desempeño	H-H	400	601.552	240620.8
104	Servicios de soporte	H-H	400	23.858	9543.2
	LICENCIAS DE SOFTWARE DE APLICACION				
105	Control predictivo multivariable	LOTE		595.463	595.463
106	Optimización en línea	LOTE		321.547	321.547
	COMPUTADORA DE PROCESO				
107	Unidad de procesamiento	LOTE		129.665	129.665
108	Unidades de memoria	LOTE		11.478.27	11.478.27
109	Unidades de almacenamiento masivo	LOTE		14.496.77	14.496.77
110	Unidades de discos y tapas	LOTE		19.329.02	19.329.02
111	Redes de comunicación	LOTE		9,025.54	9,025.54
112	Estaciones de trabajo	LOTE		6,479.62	6,479.62
113	Impresoras y/o videocopiadoras	LOTE		2,472.70	2,472.70
114	Licencias de software	LOTE		31.515	31.515
	SUBTOTAL				1,366,237
	SUMA TOTAL DEL SISTEMA DE CONTROL				14,315,899

7.5 Resultados de la evaluación

Los resultados obtenidos a partir de los cálculos realizados se presentan a continuación.

Ahorro Mensual (N\$)	1,029,274.00
Ahorro Anual (N\$)	12,351,292.00
Ahorro N\$/Barril	0.572
Costo Total del SCA	14,315,899.00
Tiempo de Retorno de Inversión (años)	1.16

Capítulo VIII : Conclusiones

Las conclusiones obtenidas de este trabajo son las siguientes:

- La evaluación realizada muestra una pérdida de NS 65,565 754/mes para la unidad "MA" bajo las condiciones actuales y de NS 64,536,480/mes una vez instalado el sistema de control avanzado. Es importante aclarar que no se trata de una pérdida real ya que para este estudio no se consideró el precio de transferencia en el residuo por lo que los ingresos de la unidad solamente contemplan la venta de nafta, kerosina y gasóleo ligero. Sin embargo, las cifras muestran un ahorro real de NS 1,029,274/mes lo que arroja un tiempo de recuperación de la inversión de 1.16 años.
- Concluimos que los beneficios económicos de la instalación del sistema de control avanzado en la planta primaria son muy satisfactorios ya que el tiempo de recuperación de 1.16 años es reducido con respecto a la vida útil del sistema representando el 16.57 %, por lo que durante un período de 5.84 años tendremos utilidades adicionales equivalentes a NS 72,131,521. Lo que representa un 39.29% del costo total de la instalación de una planta nueva con la misma capacidad¹⁴.
- Existen ahorros adicionales difíciles de cuantificar de manera teórica , pero que nos ofrecen la posibilidad de disminuir el tiempo de recuperación hasta en un 10%.
- La instrumentación deficiente con que la planta ha contado, ha traído como resultado una pérdida de productos valiosos, una inconsistencia en la calidad de éstos, y un consumo excesivo de servicios auxiliares.

¹⁴ Foster Wheeler USA Corp., Refining Handbook '92, Hydrocarbon Processing, pag.153.

La implementación de un sistema de control completo y preciso trae consigo diversos beneficios.

Beneficios técnicos

- En términos de unidades de ingeniería, los beneficios que este nuevo sistema implica son: la reducción de la desviación estándar y que la operación se realice lo mas cercano posible a sus límites. Reduciéndose así las variaciones en la calidad de los productos y el consumo de servicios evitando violaciones que traigan consigo diversas penalizaciones.
- La consolidación de un cuarto de control centralizado trae como beneficios una coordinación mas cercana, una buena programación y un buen control.
- Este sistema de control buscará de manera eficiente que el proceso se mantenga estable, aún a pesar de que presente cambios en su dinámica (robustez) y además, cumple con uno de los objetivos de operación como es el de llevar acabo la operación bajo condiciones de máxima seguridad (control predictivo, alarmas, sistema contra incendio y explosión, etc.).
- Al ser un modelo base de control se logran alcanzar las metas de calidad deseadas y se eficiente el tiempo de respuesta del sistema de control.
- El sistema de control distribuído trae consigo grandes ventajas como es el poder distribuir el riesgo de alguna falla en el sistema de control sin la necesidad de perder el control de toda la planta, sino simplemente de aquel componente que llegase a fallar.

- Su sistema de desacoplamiento (control multivariable) le permite un manejo eficiente de toda la unidad y posteriormente el de su relación con las demás unidades existentes en la refinería.
- Es un proyecto multidisciplinario que implica un conocimiento completo ya que en el diseño y en el comisionado de un sistema de control avanzado se involucra a la ingeniería de proceso, a las operaciones de la planta, la planeación y la programación , hardware y sistemas de información, y a la ingeniería de control.
- No fue posible el cumplir con uno de los objetivos de operación que busca el control avanzado como lo es el de maximizar la alimentación (máxima eficiencia de la planta con respecto a su capacidad de diseño) ya que no fue posible conocer la capacidad de diseño de la planta.
- Se recomendaría que se hiciese un estudio para llevar acabo la automatización en el almacenamiento y el sistema de mezclado del petróleo crudo que conforma la carga de la unidad de destilación, con el fin de proveer a la unidad una alimentación de crudo mas consistente.

Beneficios económicos

- La viabilidad económica de la instalación del sistema de control avanzado ha sido probada satisfactoriamente.
- La reconversión a sistemas de control distribuido es realmente una necesidad mas que una opción. Esto se puede afirmar, ya que como se ha mencionado a lo largo de este trabajo, los objetivos actuales de Petróleos Mexicanos requieren del máximo aprovechamiento de los recursos con los menores costos posibles. Esta meta,

fundamental en la competitividad del mundo moderno, no es factible sin la implementación de la más alta tecnología a todos los niveles de operación.

Beneficios didácticos

Desde tiempos remotos el petróleo ha sido foco de atención de la humanidad. Su historia lo llevó poco a poco a ser la principal fuente de energía en la mayoría de los países civilizados. Se ha convertido en un recurso indispensable para la vida moderna. La importancia que ha adquirido y el miedo a la incógnita de, que pasará al acabarse, han llevado al hombre a desarrollar estudios y técnicas cada vez mas elaboradas para lograr su mejor aprovechamiento.

Así es como se han realizado avances asombrosos en la industria de la refinación, específicamente en el área de control. Las compañías cada vez utilizan mas los diferentes sistemas de control avanzado con el fin de aumentar y reforzar la eficiencia y la confiabilidad de sus plantas de proceso.

A pesar de los grandes logros alcanzados y de las barreras atravesadas, resulta interesante cuestionarse, ¿Qué tan lejos llegará aún la ingeniería de control en el futuro?, ¿Existirán nuevas barreras que cruzar, nuevos retos?

Y es así como este trabajo cumple con su fin de ser una herramienta poderosa para que los nuevos estudiantes puedan comprender y analizar la importancia que este tipo de proyectos traen al país. No obstante que a México se le ha visto bajo el yugo de una gran crisis económica, el ingeniero mexicano no ha tropezado gracias a su inventiva.

A pesar, de la gran iniciativa del mexicano, a este no se le ha permitido o no se le ha impulsado, a desarrollar nuevas técnicas, obligándolo a permanecer siempre al margen del

desarrollo norteamericano. La Facultad de Química, que pertenece a la mayor y más importante casa de estudios del país debería ser la pionera en la investigación de estos nuevos campos, estudiando y educando a las nuevas generaciones para que éstas estén preparadas para vencer los nuevos retos que enfrentarán ante el nuevo escenario del TLC. Es por esto que convendría darle mayor importancia a esta materia en los programas de estudios.

Como un viejo apotegma dice : "Nada se pierde, todo se transforma" y es así como la Refinería de Madero no desaparecerá, sino que se transformará para lograr adecuarse a la nueva realidad de la industria petrolera en México.

A P E N D I C E 1

Propiedades físicas y químicas del petróleo

Para propósitos de diseño y análisis de las operaciones de una planta de destilación de crudo, es suficiente generalmente la caracterización del petróleo y sus fracciones a partir de su gravedad, curvas de destilación en laboratorio, sus diferentes rangos de ebullición y su índice parafínico; estos se utilizan entonces para predecir sus propiedades físicas y químicas.

La calidad de un crudo se da en base a sus propiedades físicas y químicas.

Gravedad API y Gravedad Específica

La gravedad específica y la gravedad API (*American Petroleum Institute*) son expresiones de la densidad o del peso de una unidad de volumen de un material.

La *gravedad específica* es la relación del peso de una unidad de volumen de crudo dada con el peso del mismo volumen de agua medida a una temperatura estándar (60°F).

$$S_g = \rho (\text{cualquier líquido a } 60^\circ\text{F}) / \rho (\text{agua a } 60^\circ\text{F})$$

Generalmente, cuando se desea clasificar a los crudos, la gravedad específica de estos líquidos, muchas veces resulta una medida burda por lo que ésta se expresa como la *gravedad API*, la cual presenta números significativos en vez de fracciones.

La gravedad de un crudo o una fracción de petróleo se mide generalmente por la prueba ASTM D 287 o la equivalente ASTM D 1298 y se reporta como gravedad específica (SG) 60/60°F (15.6°C) o, mas comúnmente, como la gravedad API, la cual se define como

$$\text{gravedad API} = 141.5 / (\text{SG } 60/60^\circ\text{F}) - 131.5$$

El agua posee una gravedad API de 10.0, mientras que la mayoría de los crudos y sus fracciones tienen valores de gravedad API en el rango de 10 a 80. Los hidrocarburos ligeros (n-pentano y más ligeros) poseen valores hasta de 92.8 °API. En otras palabras, se clasifica a un crudo como ligero cuando sus °API son números mayores (superior a 22

$^{\circ}\text{API}$), por lo que cuanto menor sean los $^{\circ}\text{API}$ de un crudo, más pesado será éste (igual o inferior a 22°API).

Cabe mencionarse también que mientras menor sea la gravedad API, mayor será el rango de temperatura de ebullición para la fracción (corte de TBP, $^{\circ}\text{F}$).

Esta medida es de suma importancia para la planeación de los rendimientos de producción y a la vez, es necesario para los cálculos de diseño del proceso de refinación.

Existen tablas^{15,16} donde conociendo la gravedad API (para aceites y crudos) pueden conocerse otros datos de ingeniería como la gravedad específica, la densidad, la gravedad en escala Baumé (Líquidos más pesados o más ligeros que el agua) y las libras por galón o libras por pie cúbico .

Densidad

La densidad o el peso específico de una sustancia es su peso por unidad de volumen. Sus unidades en el sistema inglés son libras por pie cúbico, mientras que en el sistema métrico son gramos por centímetro cúbico. Su símbolo es ρ (Rho) . La densidad

Volumen Específico

El volumen específico es el recíproco de la densidad, expresándose sus unidades en el sistema inglés como el número de espacios de pies cúbicos ocupados por una libra de sustancia y en el sistema métrico como el número de centímetros cúbicos por gramo de sustancia. Su símbolo, V .

Presión de Vapor

Los líquidos varían mucho en sus presiones de vapor a cualquier temperatura. La volatilidad de un líquido se determina por la magnitud de las fuerzas intermoleculares que

¹⁵ Crane, Flow of Fluids, Industrial Products Group, U.S.A.

¹⁶ Perry, R.H., D. Green, Perry's Chemical Engineers' Handbook, Mc-Graw Hill, 1984, U.S.A.

hacen que las moléculas que se quedan permanezcan en el líquido. La volatilidad aumenta a medida que aumenta la temperatura y también a medida que aumente la energía cinética promedio de las moléculas en relación con las fuerzas intermoleculares.

Es importante conocer la presión de vapor ya que es una medida de la presión que el crudo desarrollará en un equipo cerrado y es particularmente significativa en aquellos materiales cuyos puntos de ebullición son tan bajos que no podrían ser destilados a presión atmosférica ya que existiría una gran pérdida de la fracción deseada (aumento en la presión ocasionaría que la fracción destilase a temperaturas más elevadas).

Viscosidad

La resistencia de un líquido a fluir se conoce con el nombre de viscosidad. La viscosidad se relaciona con la facilidad con la cual las moléculas individuales del fluido se mueven en relación con las otras. Esto depende de la fuerza de atracción entre las moléculas y también del hecho de que existan características estructurales que provoquen que las moléculas se enreden entre sí. Entre mayor es la viscosidad, el fluido fluye más lentamente.

La *viscosidad relativa* es la relación que existe entre la viscosidad de un líquido con la del agua a 68°F. La *viscosidad cinemática* es la viscosidad expresada en centipoises (0.01 · gramos /centímetro.segundo) y dividida entre la gravedad específica (gramos/centímetro cúbico) a la misma temperatura.

La viscosidad de un crudo es una medida de su resistencia al flujo interno y es una indicación de su propiedad para la lubricación de superficies. La medición de la viscosidad del crudo se lleva a cabo en el viscosímetro universal de Saybolt y en el de Saybolt Furol. Por esto último es que las unidades de viscosidad en los crudos se da en segundos. Existen tablas¹³ que muestran la relación y las equivalencias entre la viscosidad cinemática, Saybolt Universal y Saybolt Furol.

La viscosidad disminuye a medida que aumenta la temperatura , debido a que a altas temperaturas la energía cinética promedio es mayor y hace que las moléculas superen con facilidad las fuerzas de atracción entre ellas.

Punto de Fluidéz Crítica "Pour Point"

El punto de fluidéz crítica de un crudo o de un producto es la temperatura mínima a la cual el crudo puede fluir bajo condiciones de prueba. La información de este punto es muy importante puesto que indica la cantidad de cera presente en el crudo.

Contenido de Ceniza

Las pruebas de cenizas muestran la cantidad de cenizas que quedan después de haber quemado todo el material líquido y volátil de un crudo o de un producto. Las cenizas son generalmente sales metálicas, óxidos metálicos o sales y óxidos de silicón.

Residuo de Carbón

El residuo de carbón es la manera de indicar la tendencia que posee un crudo para formar residuos carbonáceos y metálicos, los cuales no se queman ni se evaporan con facilidad a las condiciones de la prueba. Esta prueba es importante para los combustibles de diesel, lubricantes y aceites combustibles.

Azufre

La determinación de azufre en el crudo es necesaria tanto para conocer la cantidad de compuestos de azufre como para saber si el crudo necesita tratamiento posterior. Los compuestos de azufre en la gasolina son peligrosos ya que reducen el efecto de los alcalis de plomo que se le añaden para aumentar el número de octanaje (se define como el porcentaje en volumen de isoocetano que debe ser mezclado con heptano normal de manera

que contrarreste la intensidad knock del combustible que este bajo prueba). También sucede que algunos compuestos de azufre cambian bajo las condiciones del motor formando compuestos de azufre corrosivos y con ello reduciendo la vida del motor.

Color

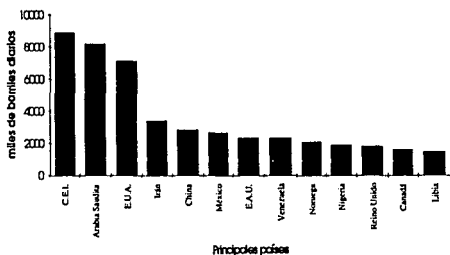
El color de un crudo o de un aceite sirve para indicar que tan completo o profundo ha sido el proceso de refinación.

A P E N D I C E 2

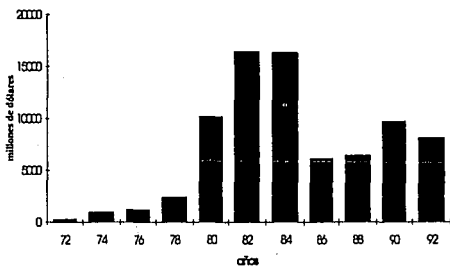
Gráficas del petróleo

Las siguientes gráficas¹⁷ tiene el objetivo de ejemplificar de manera mas clara el papel que juega el petróleo a través del tiempo.

Gráfica 1. Producción petrolera, principales países, 1992

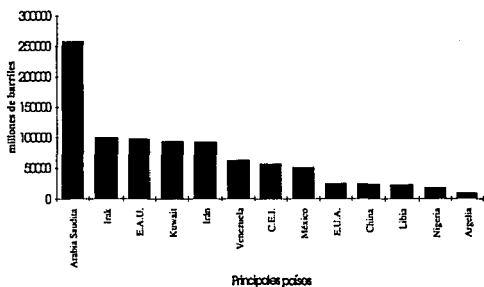


Gráfica 2. Exportaciones del petróleo crudo

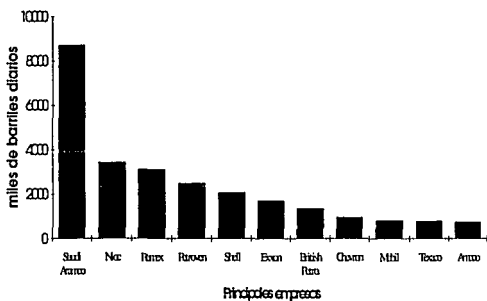


¹⁷ Anuario estadístico 1993, PEMEX

Gráfica 3. Reservas probadas de petróleo crudo, principales países, 1992



Gráfica 4. Principales empresas petroleras por producción de crudo, 1991



BIBLIOGRAFIA

- Luyben, W.L.
"PROCESS MODELING, SIMULATION AND CONTROL FOR CHEMICAL ENGINEERS"
McGraw-Hill Publishing Company
E.U.A. (1989)
- Shinskey, F.G.
"PROCESS CONTROL SYSTEMS"
McGraw-Hill Publishing Company
E.U.A. (1988)
- Waddams , A L.
"CHEMICALS FROM PETROLEUM"
Gulf Publishing Company
E.U.A. (1980)
- Hatch, L.F., S. Matar
" FROM HYDROCARBONS TO PETROCHEMICALS"
Gulf Publishing Company
E.U.A. (1981)
- Watkins R.N.
" PETROLEUM REFINERY DISTILLATION"
Gulf Publishing Company
E.U.A. (1981)
- Nelson, W.L.
" PETROLEUM REFINERY ENGINEERING"
McGraw-Hill Publishing Company
E.U.A. (1960)
- Shinskey, F.G.
" SIMULATING PROCESS CONTROL LOOPS"
The Instrument Society of America
E.U.A. (1989)
- Petróleos Mexicanos
**DATOS GENERALES DE LA REFINERIA MADERO
PEMEX**
Octubre de 1982

- **Petróleos Mexicanos**
MEMORIA DE LABORES 1992
PEMEX
México
- **Petróleos Mexicanos**
MEMORIA DE LABORES 1993
PEMEX
Marzo de 1994
- **Petróleos Mexicanos**
INFORME ANUAL 1992
PEMEX
Octubre de 1982
- **Petróleos Mexicanos**
EL PETROLEO
50 Aniversario, PEMEX
1988
- **Petróleos Mexicanos**
ANUARIO ESTADISTICO 1993
PEMEX
1993
- **PROFIMATICS, INC.**
"PREDICTIVE CONTROL TECHNOLOGY, THEORY AND APPLICATION"
March 21-25, 1992
- **Seborg, E. , Mellichamp**
" PROCESS DYNAMICS AND CONTROL"
John Wiley and Sons, Inc.
E.U.A., 1989
- **Kent, J.A**
" RIEGEL'S HANDBOOK OF INDUSTRIAL CHEMISTRY"
Van Nostrand Reinhold Company.
E.U.A., 1974
- **Catálogo General**
"PRODUCTOS PARA MEDICION Y CONTROL".
Electrónica Industrial Monclova

- Perry, R.H., Don Green.
"PERRY'S CHEMICAL ENGINEER'S HANDBOOK"
McGraw-Hill Publishing Company
E.U.A. (1984)
- Martínez, F.J. ¿Cerrarán la Refinería Madero?... ¿Usted, que cree?. Revista Tamaulipas, Enero-Febrero 1994, pags. 38-43.
- López Cerón, A. Pemex-Refinación. Revista Mexicana de la Construcción, No. 471, Abril 1994, pags. 28-34.
- Anderson, J., M. King, "Getting the most from advanced process control". Chemical Engineering, March 1994, pags.78-88.
- Haskins, D.E. "How to justify samall-refinery info/control system modernization". Hydrocarbon Processing, May 1993, pags. 69-72.
- Latour, P.R. "Quantify quality control's intangible benefits". Hydrocarbon Processing, May 1992, pags.61-68
- Bhatt, S. "Process control ties into business". Chemical Engineering, May 1992, pags.90-94
- Buchannon, Y. "Distributed control with a PhD". Chemical Engineering, March 1992, pags.41-45.
- Martin, G.D. "Long-Range Predictive Control". AIChE Journal. Vol.27, No.5, September 1981, pags.748-753
- Buchannon, Y. "Estimating control function benefits". Hydrocarbon Processing, June 1992, pags.68-73
- Roberson, C.G., M.D. O'Hearne. "Benefits of standarized advanced controls". Hydrocarbon Processing, July 1993, pags.63-66.
- Pelham, R.O. "Process optimization in the HPI". Hydrocarbon Processing, July 1993, pags.69-78.
- Kane, Les. "Advanced Process Control Handbook VII". Hydrocarbon Processing, September 1992, pags.128-136.
- Gulf Publishing Co. "Refining Handbook'92: A special report". Hydrocarbon Processing, November 1992, pag.153.