



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

CONTAMINACION ATMOSFERICA POR HIDRO-  
CARBUROS Y COMPUESTOS ORGANICOS VOLA-  
TILES EN UNA ZONA INDUSTRIAL PETROQUI-  
MICA. CASO MINATITLAN, VERACRUZ

T E S I S  
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE  
INGENIERO QUIMICO  
P R E S E N T A :  
RICARDO TORRES JARDON

RECIBIDA EN  
FALLA DE OR.GEN

1989



## **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.

## RESUMEN

Se presenta el resultado de la investigación sobre el problema de la contaminación atmosférica por hidrocarburos (HC) y compuestos orgánicos volátiles (COV) generados por la actividad industrial en Minatitlán, Veracruz. Las plantas industriales estudiadas son: la Refinería de Minatitlán, el Complejo Petroquímico de Cosoleacaque, la Unidad Minatitlán de Fertimex, Industrias ALBAMEX, Fenoquimia y Celanese Mexicana Unidad Cosoleacaque.

El inventario de emisiones obtenido por medio de la aplicación de factores de emisión indica que, la Refinería es la principal fuente de hidrocarburos alifáticos y alicíclicos con cerca de 46 ton/día (94 % del total emitido en Minatitlán), emitidos como consecuencia de las operaciones de destilación y las de procesamiento de fracciones del petróleo, así como también del almacenamiento de productos volátiles. La utilización de gas de refinería o natural para combustión en la mayoría de las operaciones industriales de Minatitlán produce una emisión mínima de HC. Las plantas petroquímicas involucran compuestos orgánicos y son las principales emisoras de COV (19.3 ton/día), como aromáticos, alcoholes, aldehídos y otros. De entre los aromáticos es emitido benceno, considerado como compuesto potencialmente peligroso. En este trabajo se presenta la estimación de la emisión de partículas de tipo orgánico policíclico (POM) como benzopirenos, producto de procesos de combustión y algunos industriales. El resultado señala que las operaciones de craqueo catalítico de la Refinería contribuyen con más del 99% de POM emitido por todas las operaciones industriales en Minatitlán (6 Kg/día).

Para estimar la dispersión de contaminantes en la microregión de Minatitlán se desarrolló un programa para computadora para fuentes múltiples en base al modelo clásico de dispersión gaussiana, el cual cumple con los requerimientos señalados por la literatura especializada. Se presentan las isolinneas de concentración de contaminantes (HC, COV y POM) para las condiciones meteorológicas de mayor potencial de impacto.

El resultado del pronóstico de dispersión señala que el problema de contaminación para los compuestos estudiados es importante, y que las zonas urbanas más afectadas de Minatitlán quedan localizadas en función de las condiciones de meteorología de un momento dado. Se pronostican concentraciones de hasta 100 ppm (como equivalentes a metano) de hidrocarburos alifáticos y alicíclicos; de hasta 10 ppm de COV (reportados como metano); y de hasta 5  $\mu\text{g}/\text{m}^3$  de POM (como benzopirenos). Gran parte del tiempo se rebasan niveles de concentración recomendados. Finalmente, la comprobación del modelo de dispersión con datos reales indica una correlación de  $r^2 = 0.65$ .

## CONTENIDO

Agradecimientos . . . . .	iv
Resumen . . . . .	v
Lista de Figuras . . . . .	vii
Lista de Planos . . . . .	xi
Lista de Tablas . . . . .	xii
I. OBJETIVO . . . . .	1
II. INTRODUCCION . . . . .	2
1. Problemática . . . . .	3
2. Alcance del estudio . . . . .	4
III. CONCEPTOS Y DEFINICIONES . . . . .	6
1. Generalidades . . . . .	6
2. Hidrocarburos . . . . .	6
3. Compuestos orgánicos volátiles . . . . .	12
IV. DESCRIPCION DE LA ZONA DE ESTUDIO . . . . .	13
1. Fisiografía . . . . .	13
2. Hidrología . . . . .	13
3. Meteorología general . . . . .	13
4. Aspectos demográficos y urbanos . . . . .	19
V. DESCRIPCION DE LOS PROCESOS INDUSTRIALES . . . . .	21
1. Introducción . . . . .	21
2. Refinería "Lázaro Cárdenas" de Minatitlán . . . . .	21
3. Complejo Petroquímico "Cosoleacaque" . . . . .	48
4. Unidad Minatitlán de Fertimex . . . . .	57
5. Industrias ALBAMEX . . . . .	61
6. Fenoquímica . . . . .	63
7. Unidad Cosoleacaque de Celanese Mexicana . . . . .	65
8. Fuentes potenciales de emisiones fugitivas . . . . .	67
VI. METODOLOGIA DE EVALUACION DE CALIDAD DEL AIRE . . . . .	70
1. Introducción . . . . .	70
2. Inventario de emisiones . . . . .	70
3. Modelo de pronóstico de dispersión de contaminantes . . . . .	81
4. Criterios generales de aplicación de modelo a Minatitlán . . . . .	89
VII. RESULTADOS . . . . .	91
1. Inventario de emisiones . . . . .	91
2. Modelo de pronóstico de dispersión . . . . .	95
3. Pronóstico de dispersión de contaminantes . . . . .	95
4. Comprobación del modelo de pronóstico . . . . .	103
VIII. DISCUSION Y CONCLUSIONES . . . . .	105
IX. BIBLIOGRAFIA . . . . .	110

### Apéndices

A. Información meteorológica complementaria . . . . .	A-1
B. Información complementaria de descripción de procesos . . . . .	B-1
C. Resultados del inventario de emisiones y datos de apoyo para aplicación del modelo de pronóstico de dispersión . . . . .	C-1
D. Listado en BASIC del programa de pronóstico de dispersión de contaminantes atmosféricos para fuentes múltiples . . . . .	D-1

## LISTA DE FIGURAS

Número	Página
1. Localización de la zona industrial de Minatitlán . . . . .	3
2. Clasificación de hidrocarburos . . . . .	7
3. Diagrama de COX para hidrocarburos saturados . . . . .	8
4. Esquema de ruta posible de formación de poliaromáticos por combustión . . . . .	11
5. Variación del gradiente vertical de temperatura en la atmósfera y de la estabilidad atmosférica en la cercanía de una costa . . . . .	16
6. Patrones de circulaciones atmosféricas térmicas en la cercanía de una costa . . . . .	17
7. Zonificación por tipo de actividad en la Ciudad de Minatitlán Ver., respecto a los diversos sectores urbano e industriales . . . . .	20
8. Localización de las principales industrias en Minatitlán Ver. . . . .	22
9. Esquema general de la Refinería "Lázaro Cárdenas" . . . . .	25
10. Esquema ilustrativo de una planta de destilación de petróleo combinada . . . . .	26
11. Esquema ilustrativo del proceso F.C.C. . . . .	31
12. Diagrama de flujo de las distintas fases de producción, refinación y distribución de productos de petróleo . . . . .	41
13. Sistema productor de vacío utilizando un condensador barométrico de dos etapas . . . . .	46
14. Esquema general del Complejo Petroquímico Cosoleacaque . . . . .	50
15. Esquema general de la producción de metionina . . . . .	62
16. Diagrama de un sello mecánico básico sencillo . . . . .	67
17. Diagrama de una válvula de compuerta mostrando los sitios de posible fuga . . . . .	68
18. Sistema de coordenadas gaussiano . . . . .	83
19. Porcentaje de contribución y estimación de emisiones de hidrocarburos y compuestos orgánicos volátiles por planta industrial en Minatitlán Veracruz . . . . .	92

LISTA DE FIGURAS .....continuación

Número	Página	
20.	Porcentaje de contribución y estimación de emisiones de hidrocarburos totales (HC + COV) por planta industrial y por grupo en Minatitlán Veracruz . . . . .	93
21.	Porcentaje de contribución y estimación de emisiones de material particulado policíclico (PCM) por planta industrial y operación en Minatitlán Veracruz . . . . .	94
22.a	Pronóstico de concentración de HC de origen industrial en Minatitlán. Primavera (7:00 - 12:00 hrs) . . . . .	95
22.b	Pronóstico de concentración de HC de origen industrial en Minatitlán. Primavera (11:00 -12:00 hrs) . . . . .	96
22.c	Pronóstico de concentración de HC de origen industrial en Minatitlán. Primavera (13:30 -14:30 hrs) . . . . .	97
22.d	Pronóstico de concentración de HC de origen industrial en Minatitlán. Verano (19:00 - 20:00 hrs) . . . . .	97
22.e	Pronóstico de concentración de HC de origen industrial en Minatitlán. Primavera (22:00 - 24:00 hrs) . . . . .	98
22.f	Pronóstico de concentración de HC de origen industrial en Minatitlán. Primavera (7:00 - 8:00 hrs) nublado . . . . .	98
23.a	Pronóstico de concentración de COV de origen industrial en Minatitlán. Primavera (7:00 - 8:00 hrs) . . . . .	99
23.b	Pronóstico de concentración de COV de origen industrial en Minatitlán. Primavera (11:00 - 12:00 hrs) . . . . .	99
23.c	Pronóstico de concentración de COV de origen industrial en Minatitlán. Primavera (17:00 - 18:00 hrs) . . . . .	100
23.d	Pronóstico de concentración de COV de origen industrial en Minatitlán. Verano (19:00 - 20:00 hrs) . . . . .	100
23.e	Pronóstico de concentración de COV de origen industrial en Minatitlán. Invierno (12:30 - 13:30 hrs) . . . . .	101
24.a	Pronóstico de concentración de POM de origen industrial en Minatitlán. Primavera ( 7:00 - 8:00 hrs) . . . . .	102
24.b	Pronóstico de concentración de POM de origen industrial en Minatitlán. Verano (18:00 - 19:00 hrs) . . . . .	102
25.	Representación grafica de datos de monitoreo y datos pronosticados de HCT para un punto específico de Minatitlán Ver. . . . .	104

LISTA DE FIGURAS .....continuación

Numero	Página
B-16	Proceso de remoción de azufre GIBBUTOL . . . . . B-19
B-17	Proceso de recuperación de azufre CLAUS . . . . . B-20
B-18	Proceso de desulfurización de gasolina . . . . . B-21
B-19	Proceso de desulfurización de querosina . . . . . B-22
B-20	Proceso de fraccionación de propano/propileno . . . B-23
B-21	Proceso de tratamiento cáustico de gasolina . . . . B-24
B-22	Proceso de obtención de amoniaco . . . . . B-25
B-23	Proceso de obtención de acrilonitrilo . . . . . B-26
B-24	Proceso de cristalización de xilenos . . . . . B-27
B-25	Proceso de isomerización de xilenos . . . . . B-28
B-26	Proceso de obtención de hidrógeno . . . . . B-29
B-27	Procesos de obtención de ácido sulfúrico . . . . . B-30
B-28	Proceso de obtención de ácido fosfórico . . . . . B-31
B-29	Proceso de obtención de ácido nítrico . . . . . B-32
B-30	Proceso de obtención de nitrato de amonio . . . . . B-33
B-31	Proceso de obtención de fertilizantes NPK . . . . . B-34
B-32	Proceso de obtención de urea TOYO KOATSU . . . . . B-35
B-33	Proceso de obtención de urea SNAM PROGETTI . . . . . B-36
B-34	Proceso de obtención de fenol/acetona . . . . . B-37
B-35	Proceso de obtención de acetona . . . . . B-38
B-36	Proceso de obtención de metacrilato de metilo . . . B-39
B-37	Proceso de obtención de acrilatos . . . . . B-40
B-38	Proceso de obtención de metanol . . . . . B-41
C-1	Diagrama de flujo condensado de programa de dispersión contaminantes atmosféricos . . . . . C-9
C-2	Diagrama de flujo condensado de subrutinas en el programa de dispersión de contaminantes atmosféricos C-10

LISTA DE FIGURAS .....continuación

Número	Página
A-1	Altura promedio estimada de la CLI en línea recta desde la costa a la microregión de Minatitlán (Primavera) . . . . . A-4
A-2	Altura promedio estimada de la CLI en línea recta desde la costa a la microregión de Minatitlán (Verano) . . . . . A-4
A-3	Variación promedio de las alturas de capa de mezcla en función de la hora del día sobre la microregión de Minatitlán (Primavera) . . . . . A-5
A-4	Variación promedio de las alturas de capa de mezcla en función de la hora del día sobre la microregión de Minatitlán (Verano) . . . . . A-5
A-5	Variación promedio de las alturas de capa de mezcla en función de la hora del día sobre la microregión de Minatitlán (Otoño) . . . . . A-6
A-6	Variación promedio de las alturas de capa de mezcla en función de la hora del día sobre la microregión de Minatitlán (Invierno) . . . . . A-7
B-1	Proceso de destilación primaria . . . . . B-4
B-2	Proceso de destilación secundaria . . . . . B-5
B-3	Proceso de destilación al alto vacío . . . . . B-6
B-4	Proceso de estabilización y prefraccionación . . . . . B-7
B-5	Proceso de fraccionación de ligeros (planta T.C.C.) . . . . . B-8
B-6	Proceso de desintegración catalítica T.C.C. . . . . B-9
B-7	Proceso de desintegración catalítica F.C.C. . . . . B-10
B-8	Proceso de reformación B.T.X. . . . . B-11
B-9	Proceso de reformación de naftas pesadas . . . . . B-12
B-10	Proceso de separación UDEX . . . . . B-13
B-11	Proceso de fraccionación de aromáticos y solventes . . . . . B-14
B-12	Proceso de hidrodeshidrogenación de benceno HYDEAL . . . . . B-15
B-13	Proceso de hidrogenación de benceno (ciclohexano). . . . . B-16
B-14	Proceso de polimerización de gasolinas . . . . . B-17
B-15	Proceso de alquilación de aromáticos ALKAR . . . . . B-18

## LISTA DE PLANOS

Número	Página
1. Area de procesos v almacenamiento de la Refineria "Lázaro Cardenas" de Minatitlan . . . . .	24
2. Area de procesos v almacenamiento del Complejo Petroquimico de Cosoleacaque . . . . .	49
3. Area de procesos v almacenamiento de la Unidad Minatitlán de Fertimex . . . . .	58
4. Origen y sistema de coordenadas polares empleado para la localización de las fuentes de emisión en el modelo de dispersión de fuentes múltiples en Minatitlán . . .	90

## LISTA DE TABLAS

Número	Pagina
I. Algunos contaminantes atmosféricos de origen industrial . . . . .	4
II. Niveles de calidad del aire no contaminado v límites de peligrosidad . . . . .	5
III. Simbología y significado de identificación de COV y HC . . . . .	7
IV. Constituyentes del petróleo crudo . . . . .	9
V. Propiedades físicas de líquidos orgánicos . . . . .	12
VI. Plantas de refinación en la Refinería de Minatitlán	21
VII. Plantas petroquímicas en la Refinería de Minatitlán	23
VIII. Características de las reacciones involucradas en la desintegración catalítica . . . . .	29
IX. Composición promedio de carga de gases ligeros generados en la T.C.C. enviados a quemador . . . . .	30
X. Principales reacciones en la reformación catalítica para aumentar el octanaje de gasolinas y producción de benceno, tolueno v xilenos (BTX) . . . . .	32
XI. Capacidad nominal de almacenamiento de la Refinería de Minatitlán . . . . .	40
XII. Relación de tanques de almacenamiento de productos de origen en petróleo en la Refinería de Minatitlán . . . . .	42
XIII. Principales plantas petroquímicas en operación en el Complejo Petroquímico de Cosoleacaque . . . . .	48
XIV. Principales reacciones presentes en el proceso de obtención de acrilonitrilo en el Complejo Petroquímico Petroquímico de Cosoleacaque . . . . .	53
XV. Consumo por Kg de materia prima/Kg de producto en la planta de acrilatos de Celanese Mexicana Cosoleacaque . . . . .	66
XVI. Factores de emisión de HCT para unidades específicas en refinerías de petróleo en base a la capacidad de carga . . . . .	71

LISTA DE TABLAS .....continuación

Número	Página
XVII. Factores de emisión de HCT para emisiones fugitivas en refineries de petróleo . . . . .	72
XVIII. Factores de emisión de HCT por carga de gasolinas en terminales de llenado . . . . .	72
XIX. Factores de emisión de HCT y COV para unidades tipo de plantas de procesamiento de gas natural/gasolina en refineries de petróleo . . . . .	73
XX. Factores de emisión de COV para una unidad pequeña de producción de ciclohexano . . . . .	73
XXI. Factores de emisión de HCT y partículas para plantas típicas de amoníaco sin equipo de control de emisiones . . . . .	74
XXII. Definición de las unidades modelo en la industria de síntesis orgánica para estimación de emisiones fugitivas de COV . . . . .	75
XXIII. Factores de emisión de COV para unidades tipo de síntesis orgánica . . . . .	76
XXIV. Factores de emisión de HCT y COV por evaporación en tanques de almacenamiento de techo fijo . . . . .	78
XXV. Factores de emisión para POM por operaciones de combustión de combustibles fósiles . . . . .	79
XXVI. Factores de emisión para POM para unidades de desintegración catalítica . . . . .	80
XXVII. Categorías de estabilidad de acuerdo a Pasquill . . . . .	85
XXVIII. Procedimientos matemáticos para estimar factores de dispersión . . . . .	86
XIX. Total de las emisiones estimadas de HC, COV y POM y partículas de urea de origen industrial en Minatitlán, Ver. . . . .	91
A-1 Promedios de tres horas de temperatura ambiente en la zona del Delta del Río Coatzacoalcos . . . . .	A-1
A-2 Temperaturas de superficie media mensual, máxima y mínima para la zona del Delta del Río Coatzacoalcos . . . . .	A-1
A-3 Radiación incidente para meses representativos en la Delta del Río Coatzacoalcos . . . . .	A-1

LISTA DE TABLAS .....continuación

Número		Página
A-4	Intensidad y dirección del viento (% de ocurrencia) en promedios de tres horas en la zona del Delta del Rio Coatzacoalcos . . . . .	A-2
A-5	Precipitación pluvial para meses representativos en la zona del Delta del Rio Coatzacoalcos . . . . .	A-3
A-6	Alturas de capas de mezcla matutina y vespertina para la zona del Delta del Rio Coatzacoalcos . . . . .	A-3
B-1	Características de los crudos típicos procesados en la Refinería de Minatitlán . . . . .	B-2
B-2	Composición en por ciento mol de la corriente típica de sintóleos recibida en las plantas de estabilización en la Refinería de Minatitlán . . . . .	B-2
B-3	Relación de los equipos de generación de calor y energía mas importantes en la Refinería de Minatitlán . . . . .	B-3
B-4	Composición típica de hidrocarburos venteados a la atmósfera en sistemas de producción de vacío . . . . .	B-3
B-5	Consumo de agua por planta y capacidad de sistemas enfriamiento en el Complejo Petroquímico de Cosoleacaque . . . . .	B-3
C-1	Inventario de emisiones de HC y COV por actividad industrial en Minatitlán, Ver. . . . .	C-1
C-2	Coordenadas de localización de fuentes de emisión y datos adicionales para la aplicación de modelo de dispersión en Minatitlán, Ver. . . . .	C-6
C-3	Condiciones climatológicas de mayor potencial de impacto en la calidad del aire en Minatitlán . . . . .	C-8
C-4	Concentraciones de fondo "background" para HC, COV y POM aplicadas a Minatitlán . . . . .	C-8

## I. OBJETIVO

El objetivo del presente trabajo es analizar el problema de contaminación atmosférica por hidrocarburos y compuestos orgánicos emitidos a la atmósfera como consecuencia de la actividad industrial petrolera y petroquímica en la Ciudad de Minatitlán, Veracruz, con el fin de proporcionar información técnica sobre esta situación a los organismos estatales e institucionales de investigación involucrados con esta problemática ambiental. Para el efecto se revisan los procesos industriales existentes, a fin de establecer su potencial emisor de hidrocarburos y compuestos orgánicos. Con la aplicación de factores de emisión, se estiman las emisiones esperadas por procesos y actividad y mediante la aplicación de un modelo de dispersión para fuentes múltiples se pronostican los niveles atmosféricos de estos compuestos bajo las condiciones meteorológicas dominantes en a región.

## II. INTRODUCCION

Las industrias petrolera y petroquímica de la República Mexicana, utilizan grandes volúmenes de materias primas (hidrocarburos) en procesos continuos, empleando para esto equipos y recipientes de grandes dimensiones. Consecuentemente, los residuos de estas industrias son también de grandes proporciones y en esta misma medida, la influencia de sus contaminantes respecto al medio ambiente son de importancia mayor en comparación con otras industrias (Juárez, 1983).

La emisión de hidrocarburos, constituye uno de los aspectos mas importantes del impacto a la calidad del aire de estas industrias, como consecuencia de que, la materia prima, los productos y gran parte de los residuos son precisamente estos compuestos.

No obstante, no todos los hidrocarburos son volátiles a las condiciones atmosféricas normales. Algunos de ellos de peso molecular elevado, emitidos como contaminantes, se encuentran generalmente depositados o asociados con material particulado emitido a la atmósfera.

Los efectos en el ambiente de este amplio grupo de compuestos son hasta la fecha difíciles de evaluar. Sin embargo, se conocen dos hechos sobresalientes al respecto:

1. Los hidrocarburos y los compuestos orgánicos volátiles asociados que son emitidos a la atmósfera por fuentes fijas y móviles, pueden contribuir a la generación de oxidantes fotoquímicos (Perkins, 1974; EPA, 1984a).
2. Los hidrocarburos, en todos sus grupos y estados pueden tener efectos tóxicos en el hombre, los animales y en las plantas o pueden ser potencialmente carcinógenos (Sawicki et al., 1960; Perkins, 1974).

La ciudad de Minatitlán, localizada al Sur del Estado de Veracruz, es uno de los centros industriales mas importantes del país. En sus límites se localizan: la refinería "Lázaro Cárdenas", el complejo petroquímico "Cosoleacaque" y varias industrias petroquímicas como, Albamex, Celanese Mexicana, Fertimex, y Fenoquimia. Esta actividad ha ocasionado que se considere a Minatitlán como "zona de atención prioritaria por contaminación atmosférica" (SAHOP, 1980; Bravo et al., 1986; SEDUE, 1986).

## 1. Problemática

La zona industrial petroquímica de Minatitlán se localiza a los  $94^{\circ} 35'$  Oeste y  $18^{\circ} 00'$  Norte, en una superficie aproximada de 70 km<sup>2</sup>. Las principales industrias establecidas en esa zona son la refinería "Lázaro Cárdenas", el complejo petroquímico de Cosoleacaque, Celanese Mexicana, Fenoquímica, Fertimex y Albamex (Figura 1).



Figura 1. Localización de la zona industrial de Minatitlán.

La actividad industrial establecida en esa región (Minatitlán-Coahuila de Zaragoza), ha sido consecuencia del desarrollo del sector petrolero y petroquímico de la industria nacional, además de la ventaja geográfica que presenta en términos de costo de transporte por la posibilidad de comunicación interoceánica, tanto de productos del sector primario como de productos ligados en la industria extractiva (Mancke, 1979).

Sin embargo, el deterioro creciente de la calidad del aire en la conurbación, ya ha sido demostrado mediante estudios intensivos de monitoreo realizados bajo el patrocinio de CONACYT (Bravo et al., 1986). Por otro lado, los efectos de la contaminación atmosférica producida han llegado a impactar las actividades agrícolas de una amplia zona cercana a Minatitlán, siendo del dominio público las molestias y pérdidas económicas ocasionadas (SAHOP, 1980; Hernández, 1981). SEDUE ha identificado a la conurbación Coahuila de Zaragoza-Minatitlán como un problema ambiental nacional dada la cantidad y variedad de contaminantes emitidos por la actividad industrial.

2. Alcance del estudio

De entre varios contaminantes emitidos por actividades industriales se presenta una selección de ellos en la Tabla I. En esta tabla se señalan aspectos como: distribución en el medio ambiente, niveles aproximados encontrados y efectos en la salud de entre otros (Bravo, 1978).

Tabla I. Algunos contaminantes atmosféricos de origen industrial (Bravo, 1978)

Agente contaminante	Fuentes principales antropogénicas	Distribución en el ambiente	Niveles aproximados	Interacciones químicas y ambientales pertinentes	Efectos en la salud del hombre	Efectos en el ambiente
Óxido de carbono (CO)	Combustión incompleta de materias carbonosas (vehículos automotores, procesos industriales, eliminación de desechos sólidos, incendios forestales).	Aire (local y regional)	Muy variables, según las condiciones locales. Los valores máximos próximos a un tráfico intenso van de 20 a 120 ppm. Valores medios en el aire urbano desde menos de 1 a el rededor de 10 ppm.	El CO se oxida muy lentamente en la atmósfera inferior. Esencialmente es químicamente inerte y no reacciona con otros elementos integrantes de la atmósfera urbana en un grado significativo.	Substitución de CO por el O <sub>2</sub> en la hemoglobina. Las personas que sufren enfermedades respiratorias son más sensibles. Posibles efectos psicofisiológicos a bajas concentraciones.	No produce efectos en la flora superior a concentraciones inferiores a 100 ppm (de 1 a 3 semanas de exposición).
Hidrocarburos volátiles y sus productos	Combustión incompleta de combustibles carbonosos (vehículos automotores, combustión estacionaria), refinerías de petróleo, ind. petroquímica, procesos de eliminación de desechos sólidos, elaboración ind., tanques de almacenamiento con combustibles volátiles disueltos.	Aire (local y regional)	En zonas muy contaminadas, valores máximos durante una hora, hasta 10 ppm (en forma de carbono)	Productos del combustible original inactivos y parcialmente oxidados y sustancias formadas por ruptura de enlace y posterior síntesis. Los compuestos reactivos como los alquenos, desempeñan un papel importante en la formación del tipo de contaminación oxidante.	Se sospecha que son cancerígenos. Especialmente los compuestos producto de reacciones atmosféricas de hidrocarburos, sus derivados y otras sustancias (ej. m <sup>o</sup> ); Irritantes oculares como acroleína y aldehídos.	a. Algunos compuestos como el stileno son muy tóxicos (a las plantas a 0.005 ppm) b. Reducción de visibilidad originada por partículas en aerosol c. Pueden producir olores desagradables.
Partículas	Quema de combustibles para la producción de calor y energía, procesos de elaboración industrial, incineración de desechos sólidos, vehículos automotores y otros medios de transporte. Incendios agrícolas y forestales.	Aire (local, regional y global)	Proceden anuales en zonas urbanas de 40 a 200 µg/m <sup>3</sup>	Químicamente se trata de gran diversidad de sustancias. Debido a su comportamiento físico relacionado con el tamaño de las partículas (propiedades específicas y ópticas, inercia), suelen considerarse grupalmente.	Efectos sinérgicos con agentes como el CO <sub>2</sub> ; posibles efectos tóxicos dependientes de la composición química	a. Reducción de la visibilidad b. Daños a materiales.
Hidrocarburos aromáticos policíclicos (HAP)	Combustión de materiales orgánicos. Escape de nitrógeno de motores de gasolina y diesel. H <sub>2</sub> en autos, cigarrillos, desechos de fábricas de gas, refinerías, industrias químicas.	Aire, agua y alimentos (local y regional)	Información incompleta. Los datos son para benzo-(a)-pireno. Aire 0.01 a 100 ng/1000 m <sup>3</sup> (importantes variaciones locales y estacionales). Agua superficial 0.03 a 0.1 µg/l. Carne pescada ahumada, hasta 50 µg/kg. Hueso de cigarrillos aprox 1 µg/1000 cigarrillos.	Comprende varios compuestos químicos como el benzo-(a)-pireno, dibenz(a,h)-acridina, asociados con partículas carbonáceas	Las pruebas de que la exposición ocupacional a mezclas de HAP (alquitras de carbón, productos del petróleo) producen cáncer en hombre son concluyentes. Sin embargo, no está claro el papel de los distintos componentes químicos. Para otros tipos de exposición ambiental, las pruebas son indicativas pero no concluyentes.	No se dispone de información

La Tabla II presenta una comparación de niveles de calidad de aire contaminado y su límite de peligrosidad para varios contaminantes, de acuerdo a criterios del Banco Mundial (1973).

Tabla II. Niveles de calidad del aire no contaminado y límites de peligrosidad (Banco Mundial, 1973)

Contaminante	Ambiente no contaminado	Arriba de este nivel pueden presentarse efectos en la salud
CO	0.03 ppm	50 ppm (90 min) 10 ppm (8 horas)
NO2	4.0 ppm	0.06 ppm (24 horas)
<b>Hidrocarburos:</b>		
CH4 (así reportados por el método analítico)	1-1.5 ppm	500 ppm (alifáticos)* (alíciclicos)*
-	-	25 ppm (aromáticos)*
-	-	0.06 ppm (formaldehído)*
-	-	0.25 ppm (acroleína)*
-	-	50 ppm (acetaldehído)*
SO2	<0.002 ppm	0.04 ppm (1 hora)
O3	0.01-0.05 ppm	0.3 ppm (1 hora)
Partículas Suspendidas	10-60 µg/m3	280-300 µg/m3
Totales	(24 horas)	(24 horas)

\*. promedio horario

Ocasionalmente se mencionan a los hidrocarburos en algunas normas de calidad del aire del mundo y su mención no está relacionada con la protección de la salud, sino, para prevenir la formación de oxidantes fotoquímicos. Otra razón es que normalmente los niveles de hidrocarburos en ambientes urbanos son relativamente bajos. Sin embargo, en ambientes laborales y/o en la vecindad de las instalaciones industriales los niveles pueden alcanzar concentraciones importantes. En estos casos, existen otros tipos de criterios que son tratados con mayor detalle en aspectos de salud ocupacional (OSHA, 1982).

Este panorama limita el alcance del análisis de impacto en la calidad del aire por la presencia de hidrocarburos y orgánicos, ya que aún se carece de un criterio general aceptado para relacionar ambientes laborales con urbanos. No obstante, el estudio de los procesos industriales permite identificar en primera instancia el tipo de contaminantes emitidos en el área de estudio. Aplicando factores de emisión se obtiene la intensidad con la que se emiten estos contaminantes y finalmente, por medio del uso de un modelo de dispersión apoyado con datos de meteorología de la zona, es posible inferir una primera estimación de la calidad del aire en la región.

### III. CONCEPTOS Y DEFINICIONES

#### 1. Generalidades

Los hidrocarburos y los compuestos orgánicos pueden ser producidos naturalmente, así como también antropogénicamente, sin embargo, muchos de ellos pueden llegar a ser tóxicos para el hombre y los ecosistemas.

Goldstein (1983), define a los compuestos tóxicos atmosféricos orgánicos como: contaminantes que no cuentan con criterios de calidad. Así mismo, la EPA, Agencia de Protección Ambiental de los Estados Unidos (1984a), define a los contaminantes atmosféricos peligrosos como: contaminantes atmosféricos a los cuales no les son aplicables una norma de calidad de aire, y a los que, a juicio de las autoridades responsables causa o contribuye a la contaminación atmosférica y que dé como resultado un incremento en la mortalidad o un incremento en enfermedades serias irreversibles o reversibles con efectos de incapacitación.

En el sentido estricto, los hidrocarburos son compuestos cuyas moléculas contienen exclusivamente carbono e hidrógeno y los compuestos orgánicos son aquellos que además de carbono e hidrógeno contienen oxígeno y otros elementos (Morrison y Boyd, 1976; EPA, 1984a). Los programas de contaminación atmosférica de la EPA involucrados con el control y medición de compuestos orgánicos han elaborado una serie de abreviaturas y definiciones para identificar las diferentes clases de compuestos orgánicos e hidrocarburos. La Tabla III presenta estas simbologías.

#### 2. Hidrocarburos

Como ya fue definido, los hidrocarburos son compuestos cuyas moléculas contienen exclusivamente carbono e hidrógeno. La volatilidad de estos compuestos disminuye al aumentar el peso molecular, por lo que cabe esperar que solamente los hidrocarburos mas ligeros, de C1 a C4, contribuyan significativamente a la contaminación del aire, y que mas pesados solo existan en trazas. No obstante, los hidrocarburos mas peligrosos en el ambiente, son algunos de los contaminantes menos comunes y presentes en cantidades pequeñas.

Un ordenamiento de grupos generales de hidrocarburos conforme a su efecto potencial nocivo a la salud en orden creciente se indica a continuación (Warner, 1980):

- a) Alifáticos
- b) Aromáticos
- c) Aromáticos policíclicos

Tabla III. Simbología y significado de identificación de compuestos orgánicos e hidrocarburos (EPA, 1984a).

Simbolo	Significado
HC	Hidrocarburos
THC	Hidrocarburos totales; término aplicado a la medición que reporta la cantidad total de hidrocarburos en una muestra.
NMHC	Hidrocarburos no metano; término aplicado a mediciones que reportan la cantidad total de hidrocarburos excluyendo al metano
TGNO	Total de orgánicos gaseosos no metano en una muestra
NMOC	Compuestos orgánicos no metano en una muestra
VOC	Compuestos orgánicos volátiles (COV); cualquier compuesto orgánico que cuando es descargado a la atmósfera puede permanecer como gas el suficiente tiempo y participar en reacciones fotoquímicas. También, todos los orgánicos que contengan presiones de vapor mayores a 0.1 mmHg a 20°C y 760 mmHg de presión atmosférica, pueden ser considerados COV (0.0019 Psia a 68°F y 14.6 Psia de presión atmosférica)

La Figura 2 presenta los grupos generales y sus subdivisiones de los hidrocarburos exclusivamente.

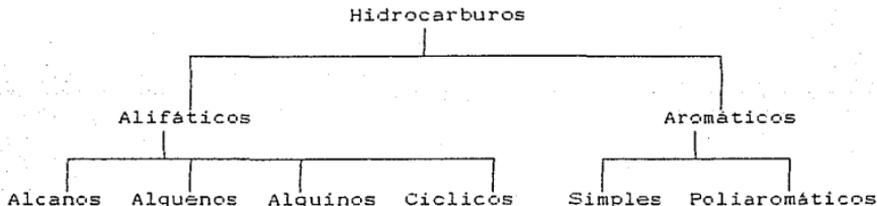


Figura 2. Clasificación de hidrocarburos .

Los hidrocarburos forman parte básica de la industria petroquímica por ser materia prima, producto y subproducto en muchos casos. La presencia de la mayoría de estos hidrocarburos en el ambiente atmosférico se debe a que son altamente volátiles, por lo que en todas las operaciones industriales: extracción, bombeo, refinación, transformación, distribución y utilización, ya sea como materia prima, como combustible o como compuesto de algún químico especial, existe una emisión potencial de ellos. La Figura 3 presenta un diagrama de "COX" para varios hidrocarburos importantes (Thompson y Ceckler, 1979), y en el cual se aprecian las presiones de vapor a distintas temperaturas.

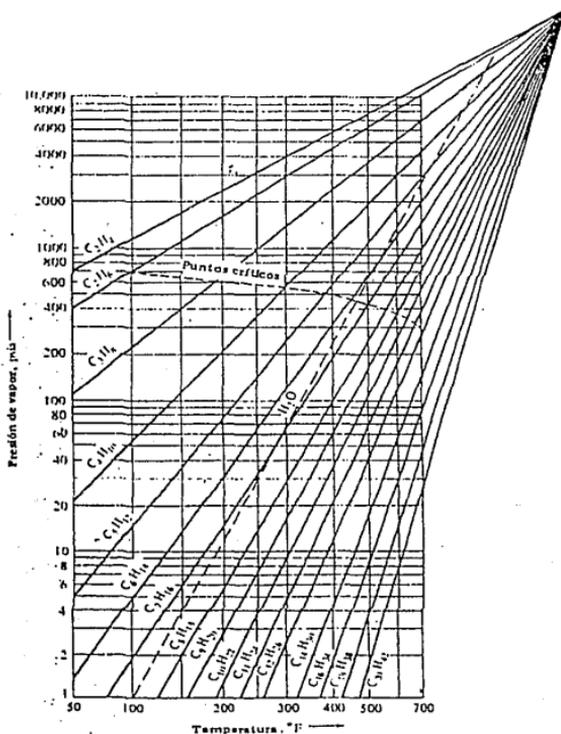


Figura 3. Diagrama de COX para hidrocarburos saturados (Tomado de Thompson y Ceckler, 1979)

a. Alifáticos

Los hidrocarburos alifáticos se dividen en: alcanos, alquenos, alquinos y compuestos cíclicos alifáticos. Los alcanos parafínicos, son compuestos con ligaduras carbono-carbono sencillas.

Los alcanos se obtienen principalmente del petróleo y del gas natural. El crudo extraído de los pozos petroleros no es otra cosa que una mezcla de hidrocarburos (Tabla IV).

Tabla IV. Constituyentes del petróleo crudo (Thompson y Ceckler, 1979).

Fracción	Temperatura de destilación °C	Número de carbonos
Gas natural	< 20	C1 - C4
Eter de petróleo	20 - 60	C5 - C6
Nafta ligera	60 - 100	C6 - C7
Gasolina natural	40 - 205	C5-C10 y cicloalcanos
Queroseno	175 - 325	C12-C18 y aromáticos
Aceite lubricante	Líquidos no volátiles	Probablemente cadenas largas unidas a estructuras cíclicas
Asfaltos	Sólidos	Estructuras policíclicas

La fuente industrial de los alcanos es el petróleo y el gas natural que lo acompaña. Además de emplearse directamente ciertas fracciones del petróleo son convertidas en otros compuestos, así, la isomerización catalítica transforma alcanos de cadena lineal en ramificados o también, el proceso de desintegración catalítica convierte alcanos de cadena larga en alcanos de cadena corta y en alquenos, por citar ejemplos.

Los alquenos constituyen una de las materias primas más importantes para la síntesis petroquímica a gran escala. El etileno y el propileno constituyen los casos más representativos (Etienne y Menchaca, 1975; EPA, 1974).

Los compuestos alicíclicos están formados por cadenas cíclicas de cicloalcanos y cicloalquenos. El petróleo crudo puede contener varias clases de cicloalcanos que son conocidos comúnmente como naftenos (Morrison y Boyd, 1976).

b. Aromáticos

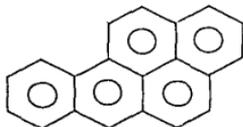
Los compuestos aromáticos son el benceno y todas aquellas sustancias semejantes en su comportamiento químico. Los compuestos formados por unidades de alcanos y aromáticos son los alquilbencenos. A nivel industria química y economía nacional es de gran importancia la producción a gran escala del benceno, tolueno y xileno (BTX) (Fac. Química, 1985).

c. Aromáticos policíclicos

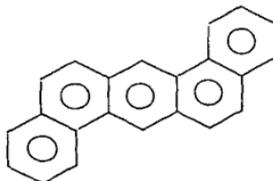
Los compuestos aromáticos policíclicos están formados por varios anillos aromáticos fusionados. Como ejemplos de importancia industrial se pueden citar: naftaleno, antraceno y fenantreno.

La fuente industrial de estos compuestos utiliza como materia prima alquitrán de carbón, aunque también se pueden sintetizar a partir de naftas de petróleo (EPA, 1976a). La fusión compleja de varios anillos aromáticos da lugar a los aromáticos policíclicos los cuales, son considerados en su mayoría cancerígenos (Sawicki et al., 1960; EPA, 1972; Morrison y Boyd, 1976).

Estos hidrocarburos aromáticos policíclicos no siempre son de interés industrial, sino que son el producto indeseable de la combustión incompleta de combustibles fósiles y de otros como quema de basuras y algunos procesos industriales (U. S. Department of Health, Education and Welfare, 1959). De entre los hidrocarburos aromáticos policíclicos importantes en problemas de contaminación atmosférica se encuentran los siguientes:



benzo(a)pireno



dibenzo(a,h)antraceno

Los compuestos de este tipo son identificados actualmente por la EPA como "Polycyclic Organic Matter", o POM (1987). Estos POM no son gases a la temperatura ambiente, pero su presencia se debe a que están asociados o depositados con el hollín o material carbonáceo que resulta de la combustión incompleta a alta temperatura. El mecanismo de formación de los POM aún no se conoce con certeza. La Figura 4 es un esquema con una serie de posibles caminos de formación de POM por combustión (EPA, 1972).



### 3. Compuestos orgánicos volátiles

Los compuestos orgánicos son aquellos que contienen, además de carbono e hidrógeno, otros grupos funcionales de oxígeno, nitrógeno, azufre y cloro de entre otros. Los grupos funcionales unidos en la cadena de hidrocarburos o anillo, determinan las propiedades químicas de la molécula.

En base a esta definición la EPA propone identificar como compuestos orgánicos volátiles a cualquier compuesto orgánico que presente una presión de vapor mayor a 0.1 mmHg (0.0019 Psia) a 20°C (68°F) y 760 mmHg (14.6 Psia).

La Tabla V presenta las propiedades físicas más importantes de algunos compuestos orgánicos de interés, algunos de los cuales son materia prima, subproductos o productos de las plantas industriales localizadas en Minatitlán (Hart y Shuetz, 1953; EPA, 1976b; EPA, 1985; Fac. Química, 1985).

Tabla V. Propiedades físicas de líquidos orgánicos de interés.

Compuesto	Peso molecular	Densidad (vapor 60°F) lb/gal	Presión de vapor, Psia a:			
			50°F	60°F	70°F	80°F
Acetona	58	6.6	2.2	2.9	3.7	4.7
Acetato de etilo	88	7.6	0.8	1.1	1.5	1.9
Acetato de vinilo	86	7.8	1.0	1.3	1.7	2.3
Acrilatos de:						
2-etil-hexilo	168	25.5	0.0006	0.001	0.0017	0.003
metilo	70	10.66	0.8	1.1	1.5	1.9
etilo	84	12.8	0.3	0.41	0.56	0.77
butilo	112	16.9	0.007	0.01	0.012	0.015
Acrlonitrilo	53	6.8	1.0	1.4	1.8	2.4
Alcoholes :						
etilico	46	6.6	0.4	0.6	0.9	1.2
isopropilico	60	6.6	0.3	0.6	0.7	0.9
metilico	32	6.6	1.0	1.4	2.0	2.6
Benceno	78	7.4	0.9	1.2	1.5	2.0
Bisulfuro de carbono	76	10.6	3.9	4.8	6.0	7.4
Ciclohexano	84	6.5	0.9	1.2	1.6	2.1
Cloroformo	119	12.5	1.9	2.5	3.2	4.1
Cloruro de metileno	85	11.1	4.3	5.4	6.8	8.7
1,2-dicloroetano	99	10.5	0.8	1.0	1.4	1.7
Fenol	94	12.0	0.008	0.010	0.015	0.019
Metacrilato de metilo	100	7.9	0.2	0.3	0.6	0.8
Metilcetona	72	6.7	0.9	1.2	1.5	2.1
Tetracloruro de carbono	154	13.4	1.1	1.4	1.8	2.3
1,1,1-tricloroetano	133	11.2	1.2	1.6	2.0	2.6
Tricloroetileno	131	12.3	0.7	0.9	1.2	2.0
Tolueno	92	7.3	0.2	0.3	0.4	0.6
o-Xileno	106	7.3	0.07	0.08	0.12	0.18

(Es COV, si la Presión de vapor > 0.0019 Psia a cond. estandar)

#### IV. DESCRIPCION DE LA ZONA DE ESTUDIO

##### 1. Fisiografía.

La región de estudio se localiza en la parte Sureste del Estado de Veracruz. Específicamente en las últimas estribaciones la Sierra de los Tuxtles y la llamada Cuenca del Istmo (ver la Figura 1). El terreno no presenta elevaciones de consideración por encontrarse en la planicie costera. La región no supera los 50 m.s.n.m., y esta claramente dividida en subregiones definidas por la situación de los cuerpos de agua. Morfológicamente se encuentra formada por fondos, ríos, lagunas y pantanos (Barradas et al., 1982).

##### 2. Hidrología

Una gran parte de la región está constituida por tierras inundables o inundadas y está cruzada por importantes vías fluviales, siendo la de mayor relieve el río Coatzacoalcos y sus afluentes (a esta región también se le denomina "Delta del Río Coatzacoalcos"). Se estima que el gasto medio del río Coatzacoalcos es de aproximadamente 410 m<sup>3</sup>/seg, aumentando en época de lluvias a 2 000 a 3 000 m<sup>3</sup>/seg (Barradas et al., 1982).

##### 3. Meteorología general

###### 3.a Temperatura ambiente

Los valores normales de temperaturas media, máxima y mínima extremas se presentan en el Apéndice A, Tablas A-1 y A-2. En Enero se presentan las temperaturas más bajas, posiblemente asociadas con la llegada de frentes fríos, afectando a la región con nublados. La temperatura máxima se presenta en los meses de Mayo y Junio, coincidiendo con los de máxima insolación (Tabla A-3).

El comportamiento de la temperatura ambiente durante el día es variable. La temperatura máxima se registra generalmente hacia las 16:00 hr en ausencia de cielos nublados (cuando la turbulencia atmosférica en la vertical está completamente desarrollada), y la mínima se registra algunos minutos antes del amanecer (Barradas et al., 1982).

###### 3.b Vientos

En esta región, por ser casi plana y cercana a la costa los vientos más frecuentes son las brisas de mar y de tierra. Las influencias de tormentas locales y huracanes influyen además en la variabilidad de las direcciones esperadas. En la Tabla A-4 se muestra el análisis estadístico de datos de meteorología de los vientos para la zona del Delta del Río Coatzacoalcos (Bravo y Torres, 1985; Sosa, 1987).

La dirección predominante es del Norte durante el día y del Sur durante la noche, con una gran variabilidad de intensidades de viento, que van desde calmas en la madrugada, hasta vientos de más de 4 m/seg por la tarde. En Invierno, influye la presencia del sistema semipermanente de alta presión en el Golfo de México y en Verano, la presencia de tormentas tropicales y de huracanes influyen sensiblemente en los patrones regionales de viento en la región (Barradas et al., 1982).

### 3.c Precipitación pluvial

Aparentemente, la circulación local de vientos en esta región genera diferentes cantidades de agua precipitable, ya que la mayoría de las veces la lluvia es producida por vórtices, tormentas tropicales o huracanes.

La temporada de estío abarca los meses de Diciembre, Enero, Febrero, Marzo y Abril ( $\pm$  35 mm agua promedio mensual); y en los meses restantes se presenta la temporada de lluvias ( $\pm$  63 mm agua promedio mensual). La Tabla A-5 presenta valores de precipitación media mensual y precipitación máxima en 24 horas para un periodo de 20 años para la zona del Delta del Río Coatzacoalcos (Barradas et al., 1982).

### 3.d Altura de la capa de mezcla

La altura de la capa de mezcla se define como la distancia vertical a partir de la superficie hasta la cual se presenta un vigoroso mezclado promovido por mecanismos de gradientes térmicos. Este mezclado está relacionado con la eficiencia de dilución de contaminantes en la atmósfera, (Holzworth, 1967; Munn y Rodhe, 1985).

La altura de capa de mezcla puede ser calculada en forma aproximada a partir de datos de radiosondeo y métodos gráficos y considerando si es altura matutina o altura vespertina.

Para el Delta del Río Coatzacoalcos, se utilizaron datos de estaciones de radiosondeo cercanas a un nivel mesosescala, por no realizarse esta medición en la región. Para la estimación de la capa de mezcla matutina se siguieron recomendaciones de la EPA (1977a), en los cuales se involucran factores como: cercanía de la costa, temperatura de la superficie del mar y datos de los radiosondeos matutinos realizados. La altura de la capa máxima o vespertina para esta región fue obtenida de cartas de altura de capa de mezcla reportadas por Jáuregui (1983). La Tabla A-6 presenta los resultados de las alturas de capa de mezcla matutina y vespertina obtenidas con los métodos señalados.

### 3.e Inversiones del gradiente vertical de temperatura (IGV)

Un fenómeno de importancia para la dispersión de los contaminantes atmosféricos es el de la llamada inversión del gradiente vertical de temperatura. Durante la noche, el enfriamiento por radiación se propaga, de la superficie hacia arriba, de tal forma que el aire más denso se encuentra cerca del suelo, presentándose, además, una turbulencia mínima debido a la estratificación del aire, siendo reducida la capacidad de dilución de contaminantes en la atmósfera.

Estas inversiones superficiales son muy comunes durante la noche y amanecer en todo el país. Afortunadamente las aguas calientes del Golfo de México tienden a inhibir la formación de la inversión a lo largo de toda la costa, siendo la duración de estas inversiones muy corta. Este hecho, es más pronunciado en los meses calientes, en los que los sistemas de gradientes de presión sobre el Golfo refuerzan las brisas marinas sobre las áreas localizadas en la cercanía de las costas. Cabe señalar que en condiciones de nubosidad total, el fenómeno puede verse incrementado (Hosler, 1961; Wendell y Olsson, 1967; Jáuregui, 1983).

La frecuencia con que se presentan estas inversiones en el Delta del Río Coatzacoalcos puede resumirse de la manera siguiente:

Mes	Ene	Feb	Mar	Abr	May	Jun	Jul	Ago	Sep	Oct	Nov	Dic
Frec.	90%	65%	81%	78%	97%	83%	93%	93%	90%	84%	89%	89%

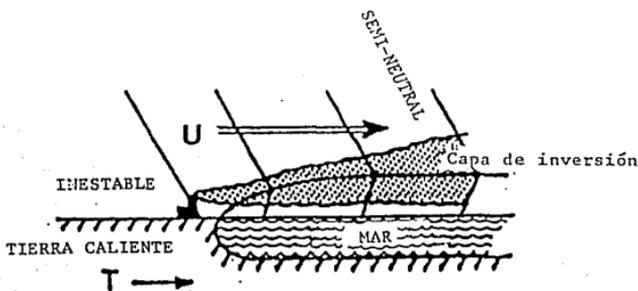
La altura promedio de esta inversión se estima para toda la macroregión del Estado de Veracruz en unos 150 mts para todo el año (Jáuregui, 1983).

### 3.f Capa límite interna (CLI)

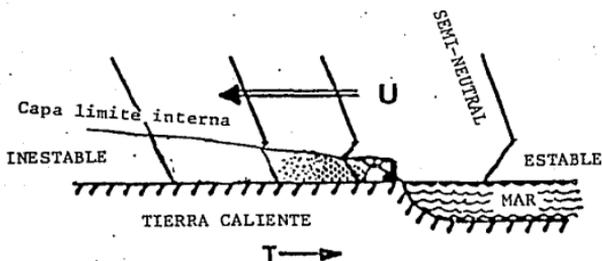
Existe un fenómeno meteorológico de interés en la cercanía de las costas, es la formación de la capa límite interna (CLI). La CLI es, en esencia, una capa atmosférica atrapada por algún tipo de inversión. La CLI crece monotónicamente con la distancia tierra adentro a partir de la orilla del mar desde un valor pequeño (posiblemente cero). La influencia de la CLI en los patrones de viento locales (micrometeorología) es también de suma importancia para la dispersión de los contaminantes atmosféricos, debido a que, existen diferencias de temperatura entre la superficie de la tierra y el mar, provocando cierta estabilidad atmosférica característica. El resultado es la formación de una inversión de temperatura cercana a la superficie, fenómeno que se presenta cuando una parcela de aire caliente inestable se desplaza sobre una superficie fría (Venktram, 1967).

Las emisiones de contaminantes que queden atrapadas dentro de la CLI pueden ser acarreadas por varios kilómetros tierra adentro con poca dilución y en consecuencia, en concentraciones altas. A esta condición se le llama "fumigación por brisa".

La CLI está definida en función del calentamiento solar (hora del día) y de la distancia tierra adentro. Las Figuras 5 y 6 muestran esquemáticamente los patrones térmicos de circulación cerca de la costa y los efectos que produce la condición de fumigación por brisa cuando una emisión queda atrapada por la CLI (Wendell y Olsson, 1967; EPA, 1977a).



a) Brisa de Tierra



b) Brisa de Mar

Figura 5. Variación del gradiente vertical de temperatura en la atmósfera y del tipo de estabilidad en la cercanía de una costa cuando la temperatura de la tierra es mayor a la temperatura superficial del mar.



Figura 6. Patrones de circulaciones atmosféricas térmicas en la cercanía de una costa considerando tres casos:

- (a) brisa de mar promovida por una diferencial del calentamiento por radiación solar,
- (b) brisa de mar reforzada por el efecto de una isla de calor de un área urbana o industrial,
- (c) brisa de tierra (noche), promovida por una diferencial de temperatura por enfriamiento.

Considerando la importancia de este fenómeno meteorológico característico de las costas, se realizó una estimación de la CLI a diferentes horas del día y distancias tierra adentro para la zona de estudio utilizando la ecuación de Kerman et al. (1982):

$$h = \frac{u^* \left[ \frac{\Delta h_T \times}{ST/Sz} \right]}{\bar{U}} \quad (1)$$

donde: h = altura de la CLI. mts  
 u\* = velocidad friccional corregida por altura. mts/seg  
 $\Delta h_T$  = diferencia de temperatura mar-tierra, °C  
 ST/Sz = gradiente vertical de temperatura, °C/mt  
 $\bar{U}$  = intensidad media del viento en la superficie.  
 mts/seg  
 x = distancia tierra adentro, mts

La ecuación se aplicó para la zona del Delta del Rio Coatzacoalcos utilizando para ese fin la información disponible de radiosondeos efectuados en el Puerto de Veracruz y la Cd. de Mérida, así como datos del Observatorio Climatológico de Coatzacoalcos, del Aeropuerto de Minatitlán y de cartas de temperatura de superficie del mar de la Secretaría de Marina.

Los resultados se presentan gráficamente en las Figuras A-1 y A-2 del Apéndice A. Una primera apreciación de estos resultados señala que, para el área industrial-urbana de Minatitlán, la CLI se presenta después del mediodía y solamente en los meses en los que la temperatura de superficie de la tierra, es mayor que la temperatura de la superficie del mar, y cuando la brisa de mar ya está formalmente establecida. Esto sucede principalmente en las estaciones de Primavera y Verano. Los resultados presentados son pronósticos teóricos que requerirán de una comprobación posterior, y en este mismo nivel se maneja a nivel mundial (Wendel y Olson, 1967).

En conclusión al aspecto relacionado con las diversas alturas de capas de inversión y mezclado (por consiguiente de turbulencia atmosférica), se puede señalar que las más importantes para el presente estudio son la capa de mezcla de altura y la capa límite interna. En las Figuras A-3, A-4, A-5 y A-6 se presenta en forma gráfica el resultado de este análisis meteorológico. El procedimiento para obtener la variación de la altura de la capa de mezcla (Hm) durante las diferentes horas del día es el recomendado por Ludwig (1970), aplicando la siguiente ecuación:

$$Hm = \left[ \frac{T - T_{\min}}{T_{\max} - T_{\min}} \right] [H_{\max} - H_{\min}] + H_{\min} \quad (2)$$

donde: T = Temperatura del aire a la hora de interés, °C  
 T<sub>min</sub> = Temperatura mínima durante las 24 horas, °C  
 T<sub>max</sub> = Temperatura máxima durante las 24 horas, °C  
 H<sub>max</sub> = Altura de la capa de mezcla vespertina, mts  
 H<sub>min</sub> = Altura de la capa de mezcla matutina, mts

#### 4. Aspectos demográficos y urbanos

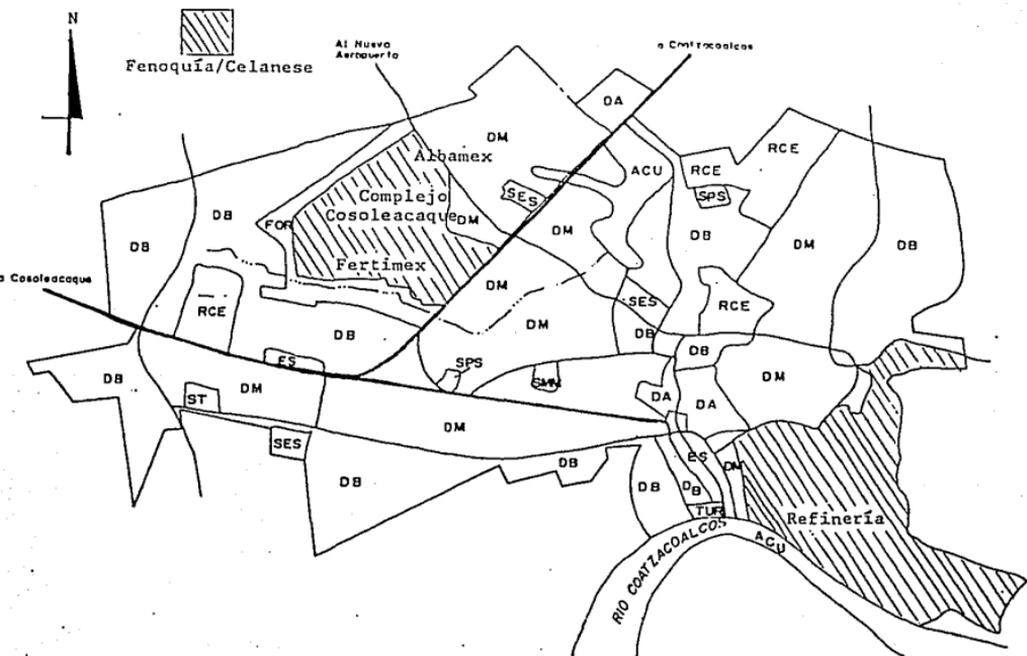
El área industrial-urbana de Minatitlán se localiza al margen del Río Coatzacoalcos y ocupa una superficie estimada en 1 400 Has (Figura 7). Minatitlán está a menos de 20 Km de la ciudad de Coatzacoalcos, la cual es el asentamiento humano más importante de la región. Ambas ciudades conforman lo que se conoce como la conurbación Coatzacoalcos-Minatitlán, como consecuencia de la actividad urbano-industrial que en conjunto desarrollan.

La población estimada para Minatitlán en 1985 era de 150 000 h, Minatitlán es cabecera del Municipio del mismo nombre. Por otro lado, la ciudad presenta un crecimiento urbano elevado con respecto a la capacidad del Municipio para proporcionar los servicios adecuados (SAHOP, 1980).

El agua potable que se suministra proviene de pozos (agua contaminada en la mayor parte de los casos) y de la captación de agua de dos manantiales (40 l/seg). El 65% de las viviendas cuenta con agua potable; el 68% con drenaje y el 85% con energía eléctrica. Se estima que en 1985 se contaba con aproximadamente 2 700 viviendas. El alcantarillado sólo cubre el 30% del área urbana. La ciudad no cuenta con plantas de tratamiento de aguas negras municipales, de tal forma que el drenaje, el alcantarillado y el resto de la población descargan los desechos al Río Coatzacoalcos ó a arroyos, pantanos ó fosas sépticas.

En el área urbana de Minatitlán se localizan diversos centros educativos. En 1985 se contaba con 25 escuelas primarias (17 000 alumnos), 21 secundarias (6 000 alumnos), 5 escuelas preparatorias (1 000 alumnos) y 4 centros de enseñanza superior (aproximadamente 1 000 alumnos).

El sector salud contaba con varios hospitales y centros de salud como: el Hospital Regional de Pemex (70 camas), Hospital Civil (36 camas y 6 cunas), 2 Centros de Salud de la SSA (112 camas) y clínicas del IMSS, ISSSTE y Cruz Roja (SAHOP, 1980).



DA HABITACION ALTA DENSIDAD.

DM HABITACION MEDIA DENSIDAD.

DB HABITACION BAJA DENSIDAD.

FOR FORESTALES

RCE SERVICIOS RECREATIVOS.

SES SERVICIOS DE ENSEÑANZA SUPERIOR.

ST SERVICIOS DE TRANSPORTE.

ES SERVICIOS DE COMERCIO.

SPS SERVICIOS DE SALUD.

TUR SERVICIOS TURISTICOS

INDUSTRIALES

ACU ACUIFERO

SMM SERVICIOS MORTUORIOS MUNICIPALES

Figura 7. Zonificación por tipo de actividad en la Ciudad de Minatitlán, Ver., respecto a los diversos sectores urbano e industriales (SAHOP, 1980).

## V. DESCRIPCIÓN DE LOS PROCESOS INDUSTRIALES

### 1. Introducción

Dentro y en los límites de la Cd. de Minatitlán se localizan varias plantas industriales y petroquímicas. Las más importantes por volumen de producción son: la Refinería "Lázaro Cárdenas"; el Complejo Petroquímico de Cosoleacaque; la Unidad Minatitlán de Fertimex y las plantas de Albamex, Celanese Mexicana y Fenocimia (Figura 8). En las secciones siguientes se describen brevemente los procesos de producción de mayor significancia, señalándose para cada uno de ellos los puntos potenciales de emisión de HC y COV a la atmósfera. En el Apéndice B se muestran en forma resumida los diagramas de los procesos descritos.

### 2. Refinería "Lázaro Cárdenas" de Minatitlán

Las instalaciones de la Refinería se encuentran localizadas en el margen del Río Coatzacoalcos y al Sur del área urbana de Minatitlán en un área aproximada de 3 Km<sup>2</sup> (Plano 1). La Refinería original data de 1908, sin embargo, las primeras instalaciones han sido desmanteladas (Petróleos Mexicanos, 1971). Desde 1955 a la fecha se han sucedido ampliaciones y modernizaciones. Para 1985 la capacidad de la Refinería llegaba a 200 000 B/D de crudo. Las Tablas VI y VII presentan, respectivamente, los procesos de refinación y petroquímica actualmente en operación (Pemex, 1987).

Tabla VI. Plantas de refinación en la Refinería de Minatitlán

Planta	Capacidad nominal, B/D
Destilación primaria No. 1	29 000
Destilación primaria No. 2	29 000
Destilación primaria No. 3	76 000
Destilación primaria y secundaria No. 4	6 000
Destilación primaria y secundaria No. 5	60 000
Destilación secundaria (preparadora de carga) No. 3	25 000
Destilación al vacío (preparadora de carga) No. 1	28 000
Fracionadora de gasolina natural (estabilizadoras)	70 000
Hidrodesulfuradora de gasolina (U-1799 HDG)	15 000
Hidrodesulfuradora de keroseno (U-1800 HDK)	12 000
Hidrodesulfuradora de Diesel (U-1900 HDD)	12 000
Reformadora catalítica de gasolina (RNP-1)	8 000
Desintegradora catalítica FCC	24 000
Desintegradora catalítica TCC	16 000
Polimerización catalítica de gasolina	600
Hidrodesulfuradora de naftas (U-400)	25 000
Hidrodesulfuradora de destilados intermedios (U-100)	25 000
Reformadora de nafta pesada (U-500)	20 000
Reformadora catalítica BTX	20 000
Tratadora y fraccionadora de hidrocarburos	22 000

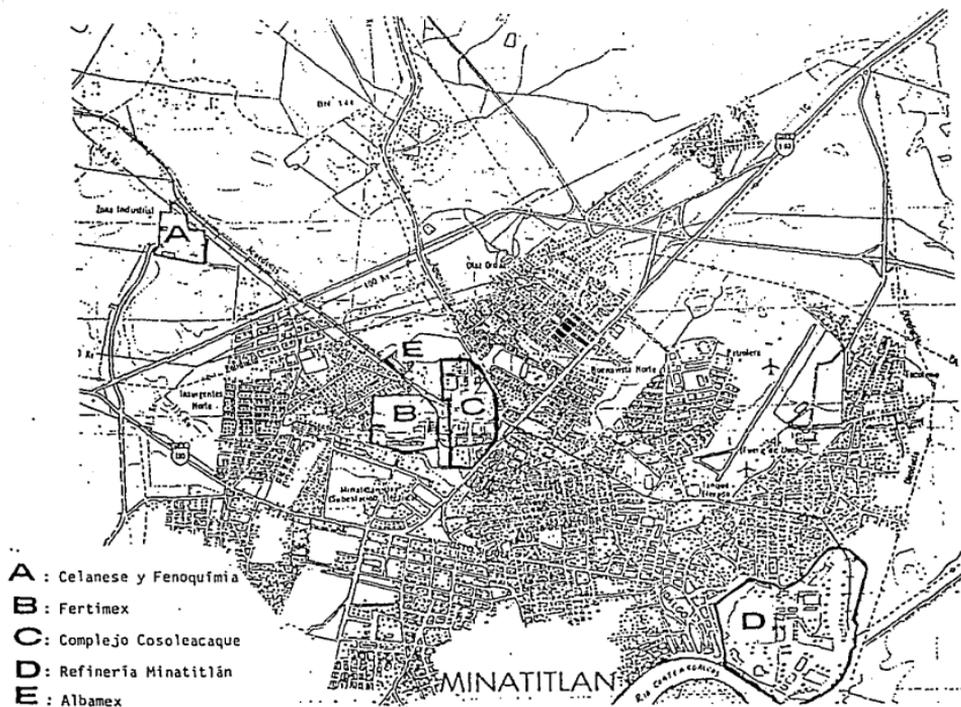


Figura 8. Localización de las principales industrias en la zona industrial de Minatitlán.

Tabla VII. Plantas petroquímicas en la Refinería de Minatitlán

Planta	Producto	Capacidad nominal, Ton/A
Alkar	Etilbenceno	8 000
Ciclohexano	Ciclohexano	106 000
Fraccionamiento de solventes	Heptano	10 000
	Hexano	20 000
Hydeal	Benceno	70 550
Reformadora BTX	Benceno	53 700
Extractor UDEX	Tolueno	100 000
Fraccionamiento de aromáticos	Etilbenceno	9 550
	meta y para-Xileno	40 610
	Aromina 100	74 000
Superfraccionadora de Xilenos	orto-Xileno	11 250
	Aromáticos pesados	44 000
Azufre	Azufre	26 000

Un esquema general de la Refinería se presenta en la Figura 9 y sobre esta misma se basará la descripción de los procesos.

Es importante señalar que, la información presentada a lo largo de este capítulo ha sido obtenida de diversas fuentes bibliográficas como trabajos de investigación, tesis y otros, dada la dificultad de obtenerse directamente tanto de PEMEX como de las otras industrias, por lo que en ocasiones la descripción de algunos procesos tendrán carácter ilustrativo técnico.

Para el análisis de las operaciones en la Refinería se sigue el siguiente orden:

- a. Procesos de separación: destilación, recuperación de HC, etc
- b. Procesos de conversión química: desintegración catalítica y térmica, reformado catalítico, etc.
- c. Procesos de tratamiento: hidrodesulfurización, desalado, hidrotratamiento, etc.
- d. Manejo de materias primas y productos: almacenamiento, carga
- e. Servicios auxiliares: calderas, enfriamiento, tratamiento de aguas, sistemas de vacío, etc.

## 2.a Procesos de separación

La primer fase de la refinación es la separación del crudo en diversos constituyentes en tres operaciones básicas: destilación atmosférica, destilación al vacío y recuperación de ligeros.

El tipo de operación utilizado depende del tipo de crudo o carga a separar. En la Refinería de Minatitlán se procesan dos tipos de crudo: ceroso y no ceroso (Tabla B-1, Apéndice B). Las plantas de destilación primaria Nos. 1,2,3 y 5 se procesa crudo ceroso, y en la planta combinada 4 se carga crudo no ceroso.



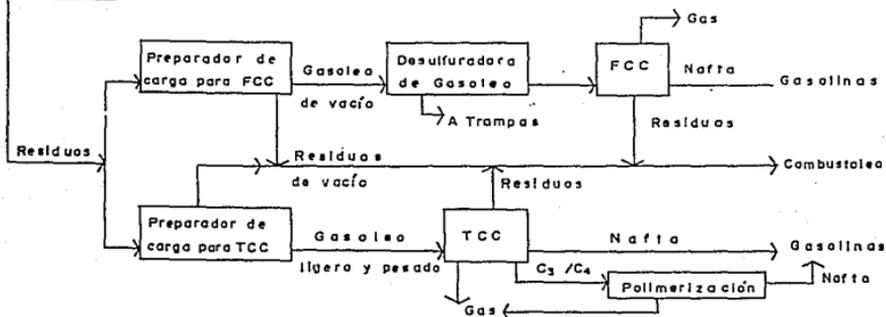
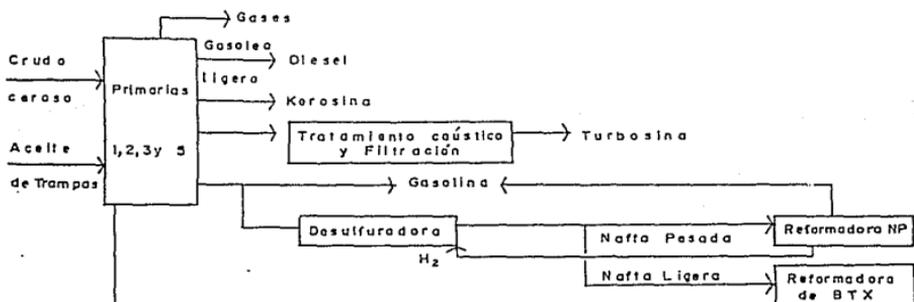
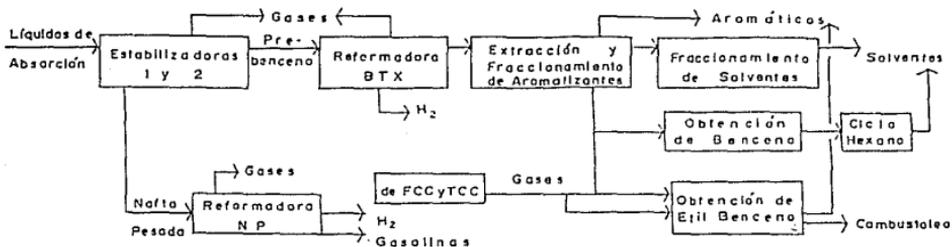


Figura 9. Esquema general de la Refinería "Lázaro Cárdenas" de Minatitlán (tomado de: Ochoa et al., 1972).

El crudo no-ceroso contiene cantidades significativas de parafinas por lo que se emplea para la obtención de parafinas principalmente. Las plantas combinadas se denominan así por que están compuestas de dos operaciones de destilación: primaria y secundaria. La primaria es destilación atmosférica y la secundaria es destilación al vacío. Las plantas de destilación al vacío se emplean para separar fracciones de residuos de las primarias, obteniéndose cortes que a presión atmosférica serían difíciles de separar. Un esquema ilustrativo de una planta de destilación combinada se presenta en la Figura 10.

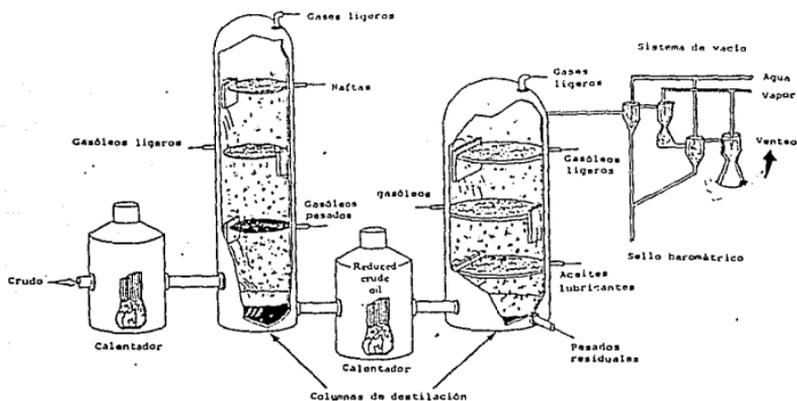


Figura 10. Esquema ilustrativo de una planta de destilación combinada en refinerías de petróleo.

La destilación secundaria también puede ser de dos tipos: vacío (0.6-0.7 atm) y alto vacío (0.25-0.1 atm). El vacío se emplea para obtener gasóleos que son la carga de alimentación a las plantas desintegradoras catalíticas y se conocen como, "preparadoras de carga". En el Apéndice B, Figuras B-1, B-2 y B-3, se presentan diagramas de los procesos de destilación atmosférica, destilación al vacío y preparadora de carga, respectivamente.

El vacío en estas operaciones, se realiza por medio de eyectores de vapor con condensadores barométricos los cuales descargan sus venteos directamente a la atmósfera, siendo esta operación una de las más importantes fuentes de emisión de HC a la atmósfera.

Las plantas de destilación son fuentes potenciales de emisiones de hidrocarburos a la atmósfera por que existe la posibilidad de derrames o escurrimientos de HC líquidos en algún punto del proceso, como será discutido mas adelante.

Las plantas estabilizadoras de la Refinería de Minatitlán también se incluyen dentro de los procesos de separación. Estas estabilizadoras reciben como alimentación crudo enriquecido con gases y gasolinas (sintóleo) de las plantas de absorción de Cd. Pemex y La Venta. La composición típica del sintóleo se presenta en la Tabla B-2. La planta estabilizadora consiste de tres pequeñas torres de separación, y se obtienen como productos: propano, i-butano, n-butano y gasolina estabilizada.

Estas plantas estabilizadoras generan gases residuales de HC que son enviados a quemadores de campo y, al igual que las plantas de destilación, pueden presentar algunas emisiones fugitivas. La Figura B-4 presenta el diagrama de la planta estabilizadora No. 1 de la Refinería de Minatitlán, incluyendo otras operaciones de separación como la columna prefraccionadora (el producto es una mezcla de pentanos y hexano), y la torre repasadora (gasóleos y gasolina dulce como productos).

Dentro de la Refinería se cuenta con otros procesos de separación, los cuales algunos de ellos forman parte de una operación específica. Tal es el caso de la planta tratadora y fraccionadora de hidrocarburos. Esta planta opera con equipos y condiciones similares a las de las plantas estabilizadoras, con la diferencia de que la carga la constituyen hidrocarburos gaseosos y gasolina sin estabilizar provenientes de la sección de fraccionamiento de los hidrocarburos, siendo su objetivo el eliminar la mayor parte de H<sub>2</sub>S, H<sub>2</sub>, metano y etanol presente y entonces estabilizar la gasolina para extraerle fracciones ligeras como: propano, propileno, butanol y butadieno.

Un ejemplo de aplicación de esta operación de separación se presenta en la planta T.C.C. de Minatitlán (Figura B-5).

Las emisiones atmosféricas potenciales de los procesos de separación la constituyen hidrocarburos ligeros que, por su bajo punto de ebullición, son volátiles a las condiciones normales, por lo que fácilmente pueden escapar a la atmósfera en cualquier punto de los procesos que permita algún tipo de fuga, o bien, pueden ser producto directo de la evaporación de derrames líquidos derivados de petróleo. Al final de la descripción de la Refinería de Minatitlán se presenta una discusión sobre este importante aspecto. Sin embargo, los procesos que utilizan vacío son los emisores potenciales de hidrocarburos mas importantes de las refinerías, por lo que también estos sistemas son tratados con detalle en un inciso posterior.

## 2.b Procesos de conversión química

La fase de conversión química es la más importante y esencial de la Refinería, de tal forma que las unidades de desintegración catalítica son el centro de todas las operaciones. Como procesos de conversión se pueden señalar:

- 1) Desintegración catalítica (plantas T.C.C y F.C.C)
- 2) Reformado catalítico de naftas
- 3) Hidrodesalquilación
- 4) Hidrogenación
- 5) Polimerización
- 6) Alquilación

La Refinería de Minatitlán cuenta, además, con otra serie de procesos de conversión química considerados dentro de la petroquímica básica, como lo son la obtención de benceno, tolueno, xilenos, etilbenceno y otros.

### 2.b.1 Desintegración catalítica

En este proceso, las moléculas pesadas de hidrocarburos son desintegradas (craqueadas) para formar hidrocarburos de peso molecular bajo principalmente en el rango de destilación de gasolinas. Las unidades de desintegración catalítica se clasifican de acuerdo al método usado para transferir el catalizador. Los métodos más comunes son el de lecho móvil, ejemplificado por las unidades thermofor (T.C.C.) y las de lecho fluidizado (F.C.C.). En las F.C.C., el catalizador está formado por polvos finos y en las T.C.C. el catalizador son pequeños pelets. En Minatitlán, ambas plantas operan y en los dos casos el catalizador es alúmina-silice. Los dos procesos involucran una circulación del catalizador por un reactor, y su posterior paso por una sección de regeneración, en donde es eliminado el coque que se ha depositado sobre el catalizador por medio de su quemado en una operación continua.

En esencia, la desintegración catalítica consiste en poner en contacto, hidrocarburos pesados con un catalizador sólido a temperaturas entre 450-550 °C y baja presión. La materia prima son gasóleos. La Tabla VIII resume las características de las reacciones involucradas. Los productos son generalmente mezclas de isoalcanos, iso- y n-olefinas y n-alcanos, C3 y de cadenas mayores (U.S. Department of Energy, 1980). Estas unidades de desintegración catalítica son fuentes importantes de contaminantes atmosféricos como polvos y gases orgánicos e inorgánicos.

Tabla VIII. Características de las reacciones involucradas en la desintegración catalítica (craqueo).  
(Etienne y Manchaca, 1971)

Compuestos	Efecto de la reacción catalítica (iónica)
Parafinas lineales	Formación de olefinas C3-C4, parafinas ramificadas, isomerización de grandes cantidades de aromáticos
Alquilaromáticos	Ruptura entre la cadena y el anillo
a) olefinas	Migración de la doble ligadura hacia el centro e isomerización intensiva
b) olefinas	Transferencia selectiva de hidrógeno para olefinas terciarias
Naftenos	Desintegración a velocidades semejantes a las parafinas
-----	
Facilidad de desintegración catalítica:	
Parafinas > Olefinas > Diolefinas > Naftenos > Aromáticos	
-----	
La reacción global termina según se presente la reacción contraria a la iniciación	
-----	

La planta T.C.C. de la Refinería de Minatitlán tiene una capacidad de 16 000 B/D y utiliza la desintegración catalítica por temperatura. Esta planta consta de tres secciones:

- 1) Sección preparadora de carga (Figura B-2, Apéndice B)
- 2) Sección catalítica (Figura B-6, Apéndice B)
- 3) Sección de fraccionamiento (Figura B-5, Apéndice B)

La materia prima proviene del fondo de las torres de destilación primaria y es alimentada a la preparadora de carga (Ver Figura 9), en donde se obtienen por destilación al vacío, fracciones de gasóleos que se mezclan e introducen al reactor de desintegración. El esquema y resumen de esta unidad se presenta en la Figura B-6

El catalizador (silice-alúmina), se hace fluir mediante una corriente de aire y es posteriormente regenerado en un horno. Para pasarlo del reactor al horno se usa flujo por gravedad. La regeneración del catalizador en el horno se lleva a cabo soplando aire a través del catalizador en condiciones controladas de flujo y temperatura. Después de pasar por la zona de combustión del horno, el catalizador fluye por una hilera de canales colectores, en la cual se separan los gases de la combustión de modo similar a como se separan los vapores del reactor y son enviados a la atmósfera por medio de una chimenea.

El catalizador pasa del horno a enfriadores de catalizador, después, fluye hacia abajo del horno a través de cambiadores de calor, cediendo su calor al agua para producir vapor y fluye por líneas de sello verticales venteadas a la atmósfera; estas líneas conducen el catalizador al recipiente elevado (Moreno, 1967).

La pérdida de catalizador (enviado como polvos finos a la atmósfera y con depósitos de compuestos polinucleares) se estima en 0.000208 Kg/B (Escobar y Hernández, 1984; EPA, 1987). La operación de la unidad T.C.C. se considera importante fuente emisora de partículas (como catalizador), bióxido de azufre, monóxido de carbono e hidrocarburos.

Las operaciones subsecuentes, posterior al craqueo catalítico son básicamente de separación y ya han sido descritos en el inciso anterior. Cabe mencionar que, un volumen importante de gases producidos en la sección de fraccionación es enviada a quemadores localizados en el lado poniente de la refinería junto con desfogues de seguridad de las primarias, en una operación máxima de 35 000 m<sup>3</sup>/D de gases ligeros enviados a quemador. La composición media de estos gases se presenta en la Tabla IX.

Tabla IX. Composición promedio de carga de gases ligeros generados en T.C.C. enviada a quemador.

Fracción	% en mol
C2 y C2	0.063
C3	0.061
C3	0.051
iC4	0.071
C4	0.048
nC4	0.074
iC5	0.081
nC5	0.031
mas pesados	0.280
H2	0.080
H2S	0.070

El proceso de craqueo catalítico en lecho fluidizado (F.C.C.), es un proceso a baja presión y a alta temperatura en presencia de un catalizador y éste, es regenerado continuamente.

La planta F.C.C. de la Refinería de Minatitlán está diseñada para convertir destilados de gasolina de alto octano y en otros subproductos que son materia prima para la producción de polialquilados y otros (Figura B-7). La planta cuenta con una unidad de desulfurización (la unidad de desulfurización será discutida en el inciso correspondiente a procesos de tratamiento

de la Refinería de Minatitlán). La carga para la F.C.C. es nafta o destilados. Un esquema ilustrativo del proceso general se presenta en la Figura 11.

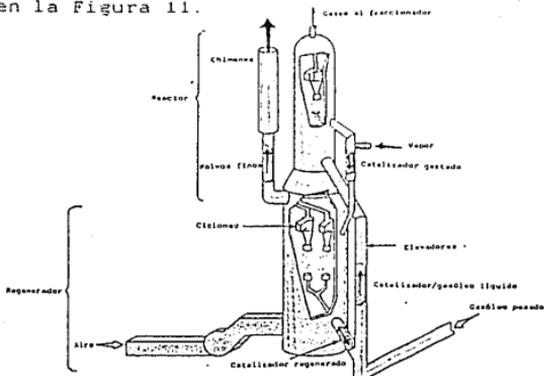


Figura 11. Esquema ilustrativo del proceso F.C.C.

La carga de alimentación es precalentada y mezclada con residuos recirculados y catalizador caliente regenerado; toda esta mezcla es vaporizada para así entrar al reactor. La reacción es endotérmica y el calor requerido es proporcionado por el catalizador caliente y calor que se libera en la combustión del coque en el regenerador. Como éste último se encuentra colocado debajo del reactor hay transmisión de calor hacia el reactor. Las condiciones de flujo y temperatura en el ducto de elevación de la mezcla y el reactor son controladas a fin de alcanzar el grado óptimo de desintegración.

El proceso de craqueo se termina en el reactor y los vapores resultantes de hidrocarburos pasan por ciclones para remover el catalizador y poder ser enviados al fraccionador de la F.C.C., en donde se obtienen diversos cortes: (en porcentaje en mol) 58.5 gasolina debutanizada; 20.0 aceite ligero; 6.4 butilenos; 6.4 butanos; 6.1 propilenos; 3.0 propano; 2.6 C2 y ligeros y 5.0 de lodos clarificados. El catalizador va a regeneración después de de ser agotado con vapor.

Para reactivar al catalizador se fuerza el paso de grandes volúmenes de aire a través del regenerador, quemando el coque depositado en el catalizador y calentándolo al mismo tiempo. El catalizador regenerado y caliente se recircula. Los gases de combustión del regenerador son pasados por otros ciclones y por un recuperador de calor por medio de la combustión de CO. El CO se forma porque se limita el flujo de aire en el regenerador para prevenir temperaturas excesivas. La pérdida de catalizador emitido a la atmosfera varía entre 0.02-0.05 Kg/B de carga fresca. El catalizador perdido también lleva depósitos de compuestos orgánicos policíclicos.

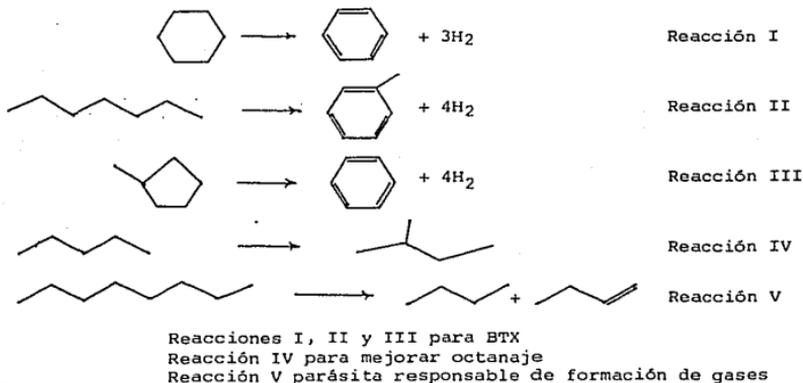
Los regeneradores de catalizador en estos procesos de craqueo son considerados la principal fuente de contaminantes atmosféricos en las refinerías. El cuadro siguiente presenta valores típicos de emisión de contaminantes de estas unidades:

Partículas	± 0.020 Kg/1000 B de carga
Hidrocarburos	± 90 Kg/1000 B de carga
Monóxido de carbono	± 6 206 Kg/1000 B de carga
Oxidos de nitrógeno	± 63 Kg/1000 B de carga
Bióxido de azufre	± 230 Kg/1000 B de carga

## 2.b.2 Reformado catalítico de naftas y fraccionación de aromáticos

El reformado catalítico es un proceso empleado para mejorar y aumentar el bajo octanaje de naftas para producir gasolinas de alto octanaje o para lograr altas producciones de aromáticos de uso petroquímico, como el caso del benceno. El mecanismo de reacción involucra un rearrreglo de las moléculas (generalmente por movimientos de hidrógeno) en hidrocarburos lineales o por la conversión de naftenos y parafinas en benceno, tolueno y xileno (Tabla X). El producto final dependerá de algunas variables como temperatura de reactor y presión (Etienne y Menchaca, 1975).

Tabla X. Principales reacciones en la reformación catalítica para aumentar el octanaje de gasolinas y para producción de benceno, tolueno y xilenos (BTX).



Debido a que, los catalizadores empleados en la reformación son fácilmente desactivados (envenenados) por azufre, las corrientes deben ser hidrotratadas (desulfurizadas) antes de ser cargadas a las unidades reformadoras. Los catalizadores son de base de platino y deben regenerarse frecuentemente o ser reemplazados.

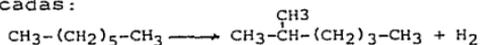
En la Refinería de Minatitlán se tienen tres procesos de reformación catalítica:

- 1) Reformadora catalítica de gasolina (8 000 B/D)
- 2) Reformadora catalítica de nafta pesada (20 000 B/D)
- 3) Reformadora catalítica BTX (20 000 B/D)

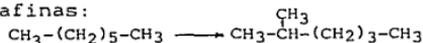
Se cita como ejemplo el caso de la reformadora catalítica de BTX de nafta ligera (Figura B-8). La planta reformadora catalítica BTX instalada en Minatitlán cuenta con reactores en lecho fijo y catalizador de Pt/alúmina y opera continuamente a alta presión. La unidad tiene por objeto procesar un corte de hidrocarburos de seis a ocho átomos de carbono, enriqueciendo su contenido de aromáticos y produciendo H<sub>2</sub>. La corriente rica en aromáticos se concentra aún más por destilación en la unidad, para ser posteriormente extraídos en otra planta por medio de un disolvente selectivo (mezcla de etilenglicol, dispropilenglicol y agua) en la Unidad UDEX, en donde se fraccionan los aromáticos para obtenerse: etilbenceno, benceno, tolueno y xilenos como productos (Alcerreca, 1965).

Las reacciones que se presentan en el reactor de naftas ligeras (BTX) pueden ser de isomerización y de deshidrogenación. Ejemplos de estas reacciones son:

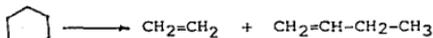
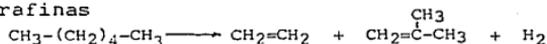
Isomerización de parafinas normales en ramificadas:



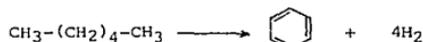
Isomerización de parafinas normales en isoparafinas:



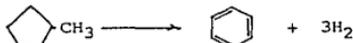
Hidrocrackeo de parafinas y naftenos:



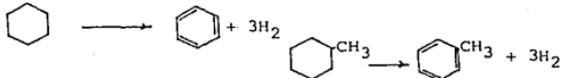
Deshidrociclación de parafinas en aromáticos:



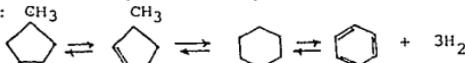
Deshidroisomerización de ciclopentanos en aromáticos:



Deshidrogenación de ciclohexanos en aromáticos:



-Deshidrogenación de alquil ciclopentanos en aromáticos:



Por otro lado, la fracción de nafta pesada que proviene del fraccionador de crudo contiene substancialmente parafinas de cadena corta del tipo C6 a C12, las cuales contienen tasas de octano muy bajas para permitir su uso como combustible de motor por lo que se les realiza un reformado catalítico a alta temperatura y presión con un alto rendimiento gaseoso de aproximadamente 15% en peso, consistente en hidrogeno y alcanos inferiores. Los productos líquidos son gasolina de octanaje elevado con un contenido rico en aromáticos y baja en olefinicos. Las reacciones son muy complicadas (Thompson y Ceckler, 1979). La Figura B-9 presenta un ejemplo ilustrativo de este proceso (Etienne y Menchaca, 1975).

De la planta de naftas ligeras se envia la corriente principal a la Unidad UDEX (ver Figura 9). En la Unidad UDEX se extraen con disolventes selectivos (dietilenglicol, dipropilenglicol y agua) los siguientes productos: etilbenceno, benceno, tolueno y xilenos. La operación es complicada (Wittcoff y Reuben, 1985).

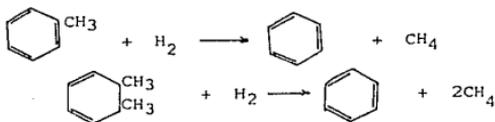
La Figura B-10 ilustra el proceso UDEX presentado en literatura especializada (Hydrocarbon Processing, 1970a). La fraccionación posterior se presenta en la Figura B-11, aunque este último debería incluirse en los procesos de separación.

Por otro lado, la separación de la mezcla de xilenos es difícil debido a que tienen puntos de ebullición muy cercanos. El o-xileno (p.e. 144.4°C) se separa del m-xileno (p.e. 139.1°C) y del p-xileno (p.e. 138.3°C) en una columna de destilación de gran altura (aproximadamente 200 platos). Después, los isómeros meta y para se enfrían a -60°C y son separados por diferencia de sus puntos de fusión en el Complejo de Cosoleacaque, como se tratará mas adelante.

Debido a que se manejan compuestos relativamente volátiles en los procesos de reformación de la Refinería de Minatitlán y en los que a continuación se describen, es posible que se presenten importantes emisiones de estos compuestos a la atmósfera, especialmente donde existen fugas o derrames o escurrimientos. En la sección de fraccionación de aromáticos hay generación de gases que, una vez recolectados pueden ser utilizados como gas combustible o bien, pueden ser enviados a quemador. En la sección de fraccionación de solventes también pueden presentarse desfogues que son enviados a quemador y derrames de COV.

### 2.b.3 Hidrodesalquilación de Tolueno (Planta de Benceno)

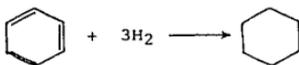
Una gran proporción del tolueno obtenido en la fraccionación de aromáticos es hidrodesalquilizado a benceno. Las reacciones entre alquilbenenos é hidrógeno son básicamente:



La planta de benceno de la Refinería de Minatitlán utiliza el proceso HYDEAL (Figura B-12). En este proceso, el hidrógeno es combinado con el tolueno y enviado al reactor, en presencia de catalizador. El producto de la reacción es separado y el H<sub>2</sub> es recirculado. Los productos son principalmente benceno y gas de ligeros que es enviado a combustible o a quemador cuando hay exceso (Chem. Eng. Progress, 1962; Escobar y Hernández, 1984).

#### 2.b.4 Hidrogenación de Benceno (Planta de Ciclohexano)

El ciclohexano es obtenido a través de la hidrogenación del benceno en la planta de ciclohexano, recibiendo materia prima de la planta HYDEAL (Figura B-13). La reacción es básicamente la siguiente:



La reacción generalmente se realiza en fase líquida con un catalizador de níquel a temperatura y presión altas. El proceso en general es muy sencillo, pero se deben cuidar aspectos técnicos de condiciones de operación (Chem. Engineering, 1974; Escobar y Hernández, 1984).

#### 2.b.5 Polimerización de olefinas

Las olefinas de bajo peso molecular (C<sub>3</sub> /C<sub>4</sub>) que se generan en el proceso de desintegración catalítica se dimerizan y trimerizan a productos que pueden emplearse en la formulación de las gasolinas. La reacción es en presencia de catalizador. En este caso el catalizador polimeriza al propileno (que proviene del efluente gaseoso de la F.C.C.) para producir mezclas de propanos-propilenos y butanos-butilenos (Escobar y Hernández, 1984). En general, el proceso consiste en unir dos ó más olefinas (hidrocarburos insaturados) en presencia de un catalizador catiónico (H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>). La reacción típica es:



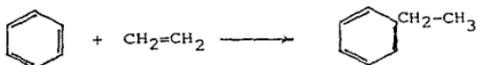
La Figura B-14 presenta un esquema resumido del proceso de polimerización en la Refinería de Minatitlán, el cual consta básicamente de tres secciones: tratamiento de la carga, polimerización y fraccionamiento. La carga de gases fraccionados proveniente de la F.C.C. presenta la siguiente composición típica: propileno 0.78% vol. y propano 0.22% vol. (Corzo, 1961).

#### 2.b.6 Alquilación catalítica de aromáticos (Planta ALKAR)

El objeto de la planta ALKAR de la Refinería de Minatitlán, es la alquilación catalítica de aromáticos con olefinas. En este caso, es la alquilación de benceno con etileno para formar la

serie di, tri y hexaetilbenceno, llamada polietilbenceno. Las cargas a la planta ALKAR son benceno y etileno (éste último proveniente de las plantas F.C.C. y T.C.C.). El proceso se efectúa en los siguientes pasos: preparación de la carga; reacción de alquilación; fraccionación, y recuperación del activador (Figura B-15).

La reacción procede en dos reactores catalíticos en paralelo que facilitan la conversión completa a etilbenceno. La primera reacción es la de alquilación, en la cual, el etileno reacciona con el benceno para formar una serie de alquilbencenos. Las condiciones de equilibrio determinan la distribución de los productos de reacción, pero en general, el contenido de etilbencenos varía entre 60 y 75% mol. La reacción es rápida y altamente exotérmica:



La formación de polietilbencenos son la base de la segunda reacción denominada transalquilación. En esta fase, se crean las condiciones de equilibrio necesarias para la reacción de los polietilbencenos que con una cantidad adicional de benceno producen una mayor cantidad de etilbenceno. La carga de gases de alimentación a esta unidad son típicamente:

H <sub>2</sub>	33.2 % mol
C <sub>1</sub>	30.1 "
C <sub>2</sub>	15.5 "
C <sub>2</sub>	8.0 "
C <sub>3</sub>	4.7 "
C <sub>3</sub>	6.5 "
iC <sub>4</sub>	1.1 "
nC <sub>4</sub>	0.3 "
C <sub>4</sub>	0.4 "
2-trans-C <sub>4</sub>	0.1 "
2-cis-C <sub>4</sub>	0.1 "

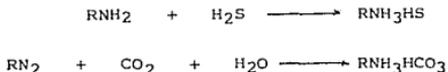
En la planta también hay generación de gases residuales que pueden ser enviados a quemador o utilizados como gas a combustible. El etilbenceno producido es enviado a tanques de almacenamiento (Carmona, 1967).

## 2.c Procesos de tratamiento

En los procesos de tratamiento se mejora la calidad de los productos obtenidos separando de los mismos los compuestos indeseables de entre los que se pueden citar: azufre, nitrógeno y oxígeno, los cuales son removidos por diversos procesos tales como hidrosulfurización, hidrocrackeo, hidrotreatmento, endulzamiento químico y remoción de gas ácido. También se consideran procesos de tratamiento pero más sencillos los siguientes: desalado, desmineralización, filtrado y eliminación de agua. La Refinería de Minatitlán incluye procesos de este tipo.

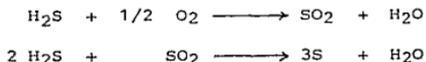
### 2.c.1 Unidad de recuperación de azufre

La recuperación de azufre es un ejemplo del uso de la tecnología para controlar emisiones de un contaminante en la refinación del petróleo. El H<sub>2</sub>S producido en muchos de los procesos de la refinería, puede ser enviado a una unidad de recuperación de azufre, a quemadores o bien ser integrado al sistema de gas combustible. La recuperación se realiza con un sistema de absorción con aminas orgánicas (proceso Girbotol). En la Refinería de Minatitlán se emplea dietanolamina que absorbe H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub> de acuerdo a las siguientes reacciones:

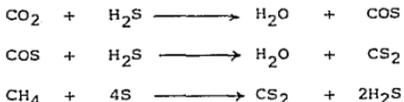


La Figura B-16 presenta el proceso Girbotol del área de ligeros de la Refinería de Minatitlán (Corzo, 1961). En la operación de este proceso se pueden presentar emisiones a la atmósfera, o bien, recuperarse los gases residuales para ser enviados a quemador (EPA, 1973a).

En la Refinería de Minatitlán se cuenta con una unidad de recuperación de azufre a partir del gas amargo (proceso Claus modificado). El esquema general del proceso se presenta en la Figura B-17. El proceso consiste básicamente en la oxidación catalítica en multietapas del H<sub>2</sub>S de acuerdo a las reacciones:



Sin embargo, es posible la formación de otros compuestos resultantes de las reacciones de los diferentes componentes contenidos originalmente en la corriente de gas amargo, por ejemplo:



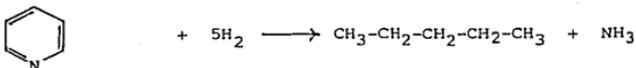
El efluente gaseoso del horno es condensado y el azufre formado es separado. Los gases remanentes son lavados y el "gas cola" es enviado a quemador (EPA, 1973a). El "gas cola" se compone de SO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, COS, CS<sub>2</sub>, CO y compuestos orgánicos volátiles en pequeñas cantidades. Los puntos potenciales de emisión son: el horno de reacción y la chimenea de venteo de los gases de la combustión de los gases residuales (EPA, 1973a).

## 2.c.2 Desulfurización

Los procesos de desulfurización son utilizados para remover azufre de las corrientes que, por la naturaleza de ciertas operaciones en la refinería requieren estar libres de compuestos de azufre, o bien que por especificaciones de calidad del producto final sea requerido un bajo contenido de azufre. En la Refinería de Minatitlán se tienen cinco procesos de desulfurización: hidrosulfuradora de queroseno (U-1800 HDK), hidrosulfuradora de gasolina (U-179 HDG), hidrosulfuradora de diesel (U-1 900 HDD), hidrosulfuradora de naftas (U-400 HDN) y la hidrosulfuradora de destilados intermedios (U-100 HDI) (Villalobos, 1969; Pemex, 1987).

El proceso de desulfurización conocido como hidrotratamiento, utiliza un catalizador para eliminar azufre, nitrógeno, olefinas, arsénico y plomo de las fracciones líquidas del petróleo. Este tratamiento se utiliza en la preparación de la carga a las desintegradoras catalíticas y para mejorar la calidad de varias fracciones. El proceso de hidrotratamiento elimina más del 90% de los "contaminantes" mencionados.

El proceso general de hidrotratamiento de tres pasos integrales: a) tratamiento preliminar el H<sub>2</sub>S; b) inyección de aire para recuperar el catalizador; y c) contacto con el catalizador en los reactores. Las reacciones que se presentan en el reactor son básicamente:



Posteriormente, los "contaminantes" son separados de la fracción líquida por medio de una separación líquido-vapor. En general, y como el principio de operación es muy similar para el tratamiento de cortes ligeros y pesados sólo se varía en: la cantidad de hidrógeno a alimentar, en la severidad del proceso y en la velocidad espacial en el reactor. Periódicamente el catalizador pierde actividad, debido a la deposición de coque sobre su superficie y debe regenerarse o substituirse. La regeneración es similar a la realizada en las unidades de craqueo catalítica (quemado del coque depositado). La Figura

B-18 presenta el proceso de desulfurización de gasolinas a enviarse a las secciones de naftas pesadas y BTX de Minatitlán.

Las cargas de alimentación para la planta desulfurizadora provienen del proceso destilación primaria y reformación (gas rico en azufre). En la operación de la planta se presentan eventualmente venteos de hidrocarburos a la atmósfera para aliviar presión, así como la probabilidad de escurrimientos de hidrocarburos líquidos altamente volátiles(gasolinas).

La planta desulfurizadora de querosina en la Refinería de Minatitlán es similar en operación a la planta anterior (Figura B-19). Los gases remanentes (colas ligeras) desulfurizados de los diversos procesos pueden ser recuperados y separados aún mas en fracciones de C3 y olefinas de C4. El propósito de la recuperación es utilizar estas fracciones como craga para la planta fraccionadora de propano/propileno, con capacidad de 3 000 B/D. El esquema general de la fraccionación de colas ligeras en refinerías se presenta en la Figura B-20.

### 2.c.3 Tratamiento cáustico

Como ya se ha señalado, en la refinación de petróleo algo del azufre contenido en el crudo es convertido a H<sub>2</sub>S y a trazas de mercaptanos de bajo peso molecular. El H<sub>2</sub>S es removido en unidades de dietanolamina pero los mercaptanos son separados con otros procedimientos químicos. De estos, el mas común emplea un lavado con una solución cáustica de NaOH conteniendo un catalizador disuelto de Mo, Ni, Co/ Alúmina (Escobar y Hernández, 1984). La reacción que se lleva a cabo es:



Este proceso se conoce como endulzado de destilados de petróleo e involucra la conversión de mercaptanos a disulfuros alquilados en presencia de catalizador (Figura B-21). El punto potencial de emisión de hidrocarburos a la atmósfera es el paso del contacto entre el destilado y el aire del "soplado de aire" para la separación de los disulfuros (EPA, 1985).

En la Refinería de Minatitlán se cuenta con varias unidades de tratamiento cáustico:

- a) tratamiento cáustico de gasolina de la T.C.C. (7 200 B/D)
- b) tratamiento cáustico de querosinas (5 500 B/D)
- c) tratamiento cáustico de turbosina/gasolina (12 000 B/D)
- d) tratamiento cáustico de aceites ligeros (9 000 B/D).

En la planta de tratamiento de aceites ligeros (lubricantes), los aceites son sometidos a tratamiento en la planta combinada, primero con H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> para eliminar los compuestos indeseables, para posteriormente neutralizarlos con hidratos de cal.

Los aceites se clarifican mezclandolos con arcilla, se filtran y son enviados a la seccion de mezclado y envase. Las emisiones de hidrocarburos son minimas en la operacion de esta planta, por la baja presion de vapor de los aceites manejados.

#### 2.c.4 Tratamiento Merox

El proceso de las plantas Merox, consiste en tratar gasolinas y fracciones de bajo peso molecular para eliminar azufre remanente en forma de mercaptanos, utilizando un catalizador Merox. El proceso es similar al tratamiento cáustico, difiriendo solamente en el uso del catalizador, el cual presenta la ventaja de que elimina el problema de la disposicion de residuos cáusticos separados (Hydrocarbon Processing, 1970).

La Refineria de Minatitlán cuenta con varias plantas Merox: a) planta Merox de gasolina primaria (14 000 B/D); b) planta Merox S.C.C. (14 000 B/D); c) planta Merox butileno/butano (3 700 B/D) (Gárfias, 1981). Las emisiones de HC en este tipo de plantas pueden considerarse minimas.

#### 2.d Manejo de materias primas y productos

A grandes rasgos, la industria del petróleo implica tres fases: 1) produccion y transporte de crudo a refinerias; 2) refinacion del crudo, y 3) trasportacion y distribucion comercial de productos terminados. En las tres fases se requiere de algún tipo de bombeo de liquidos o compresion de gases o almacenamiento de ambos. Cada una de estas operaciones de transferencia son fuentes potenciales de emision de HC a la atmosfera. La Figura 12 presenta un esquema de la estructura de operaciones petroleras, sus interconexiones y los puntos potenciales de emision de HC (EPA, 1977b).

La Refineria de Minatitlán, recibe crudo y sintóleo de los campos de los campos de produccion de la zona Sur de México por oleoductos y también recibe productos petroquimicos y gases de la zona Coatzacoalcos-Minatitlán (IMP, 1968; Pemex, 1986). Asi mismo, la Refineria cuenta con terminales de almacenamiento de productos terminados, terminales de distribucion maritima y terrestre y de estaciones de bombeo de diversos productos. La Tabla XI presenta la relacion de capacidad de almacenamiento en la Refineria de Minatitlán (Pemex, 1976).

Tabla XI. Capacidad nominal de almacenamiento de la Refineria de Minatitlán.

Gasolinas	981 500 B/año
Querosinas	296 400 B/año
Diesel	915 500 B/año
Combustóleo	766 500 B/año
Gases	79 000 B/año
Otros	502 500 B/año

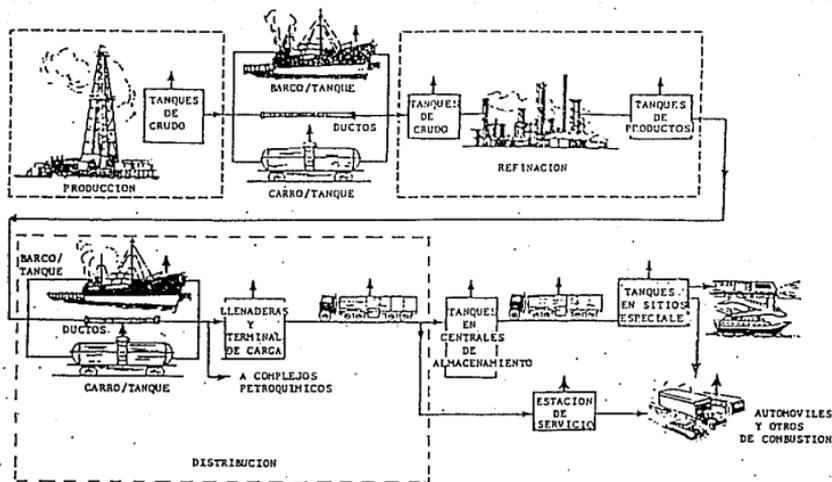


Figura 12. Diagrama de flujo de las distintas fases de producción, refinación y distribución de productos de petróleo (las emisiones potenciales de HC y VOC se indican con flechas verticales). EPA, 1977b.

La capacidad de almacenamiento en la terminal de carga de la Refinería es: gas licuado, 20 000 Ton/año; amoniaco, 20 000 Ton/año; y p-xileno, 3 900 Ton/año.

La Tabla XII presenta la relación de tanques de almacenamiento de interés en la Refinería de Minatitlán. Se estima que existen poco más de 120 tanques de almacenamiento con una capacidad total de 3 250 000 B de diversos compuestos (agua, hidrocarburos y productos inorgánicos) (Ramos, 1968). El tipo de tanque es variable ya que pueden ser cilindricos verticales y horizontales (salchichas) o esféricos. Los cilindricos son los mas comunes y son de techo fijo con una capacidad que varia entre 500 B y 1 000 B (EPA, 1973b). Los tanques con techo fijo estan por lo general equipados con un sistema de venteo de presión/vacio diseñado para que se tenga un minimo de cambios de volúmenes de vapores con el exterior. Para tanques grandes, la presión de operación máxima recomendada es +2.1 g/cm<sup>2</sup>/-2.1 g/cm<sup>2</sup> (presión/vacio).

Tabla XII. Relación de tanques de almacenamiento de productos de origen en petróleo en la Refinería de Minatitlán

Producto	No. de tanques	Capacidad en Barriles	Color de franja identificadora
Gasolina	2	35 000	azul
Gasolina	2	85 000	azul
Gasolina	1	95 000	azul
Gasolina	6	20 000	azul (esféricos)
Gasolina extra	3	50 000	amarillo
Diesel nacional	2	100 000	variable
Diesel automotriz	2	50 000	variable
Petróleo diáfano	1	25 000	morado
Petróleo diáfano	1	50 000	morado
Tractomex	2	50 000	verde
Turbosina	3	10 000	incoloro
Combustóleo	3	50 000	negro
Combustóleo	2	85 000	negro
Ciclohexano	3	500	incoloro
Heptano	1	500	incoloro
Aromina 100	1	500	incoloro
o-Xileno	2	500	incoloro
m- y p-xileno	2	500	incoloro
Etilbenceno	2	500	incoloro
Benceno	2	500	incoloro
Tolueno	2	500	incoloro
Aceite clarificado	2	25 000	incoloro
Aceite clarificado	2	5 000	incoloro
Butano	1	10 000	incoloro
Butileno	2	5 000	incoloro
Isobutano	2	5 000	incoloro
Propileno	3	1 500	incoloro
Propano	10	1 000	incoloro

Dependiendo de las características fisicoquímicas del líquido almacenado pueden presentarse diversos mecanismos de emisión de hidrocarburos a la atmósfera siendo los más importantes:

- 1) Pérdidas por respiración. Se presentan cuando existe una expansión térmica de los vapores dentro del tanque por clima caluroso y como consecuencia aumenta la presión del interior.
- 2) Pérdidas por trabajo. Se presentan cuando en un tanque se realiza la operación de llenado o vaciado. Cuando se llena se desplazan vapores que son expulsados al exterior a través de la válvula de seguridad. Cuando se vacía se presenta un ingreso de aire al interior del tanque debido a que se bajado el nivel del líquido, sin embargo, este aire "nuevo" satura a los vapores contenidos en el tanque, aumentando por consiguiente la presión total del sistema de tal forma que, para restablecer la presión normal de operación del tanque se ventean los vapores a la atmósfera.

3) Pérdidas por excesivo llenado. Se presentan como consecuencia de sobrepasar la capacidad de diseño de llenado del tanque; al subir el nivel máximo permisible hay desplazamiento de vapores al exterior debido a un aumento de presión interna.

4) Pérdidas por presión. Se presentan cuando la presión interna del tanque excede la presión de diseño del tanque, lo que da por resultado que la válvula de venteo del tanque se abra, venteando los vapores a la atmósfera.

La pérdida total por evaporación en tanques de almacenamiento depende de la rapidez de pérdida y del periodo de tiempo involucrado. Las variables que afectan a la rapidez son: presión de vapor del líquido almacenado, cambios extremos de temperatura y clima cálido, altura del espacio libre de vapor en el tanque, diámetro del tanque, calendario de actividades de vaciado y llenado, condiciones físicas del tanque y sellos en conexiones, tipo de tanque y pintura exterior del mismo.

Las condiciones actuales de los tanques (techo fijo) en la Refinería de Minatitlán y las condiciones ambientales de la región crean un escenario tal que favorece en gran proporción la emisión de HC y VOC a la atmósfera en el aspecto relacionado con el manejo y distribución de petróleo y sus subproductos.

## 2.e Servicios auxiliares

Los diversos procesos de refinación del petróleo están asociados con algún servicio auxiliar, como lo son: calderas, hornos, torres de enfriamiento, electricidad, vapor, energía eléctrica, etc., o con algún equipo o sistema de transferencia o seguridad como: bombas, compresoras, sistemas de venteo, quemadores, gases criogénicos, hidrógeno, vacío, y otros. En la mayoría de estas operaciones de servicio existe la posibilidad de emisión de HC o VOC a la atmósfera, conforme a lo que a continuación se señala.

### 2.e.1 Calderas, electricidad y vapor

La generación de vapor en las refinerías y plantas de proceso tiene tres objetivos fundamentales:

- 1) Para calentamiento en el proceso (sin contacto directo con los productos); el vapor de esta clase es de 10.5 Kg/cm<sup>2</sup>.
- 2) Para generación de energía en turbinas de vapor y/o compresoras; el vapor es de alta presión de hasta 30 Kg/cm<sup>2</sup> y por lo general requiere sobrecalentamiento.
- 3) Para utilización como diluyente, medio de agotamiento o fuente de vacío (en eyectores de vapor); el vapor es de baja presión,  $\pm$  3.5 Kg/cm<sup>2</sup>.

En la Refinería de Minatitlán los diversos procesos pueden requerir de calor que debe ser proporcionado por hornos o calentadores de fuego directo, dependiendo de la operación

especifica involucrada. La Tabla B-3 presenta los equipos de generación de calor mas importantes, de acuerdo a su capacidad, en la Refinería de Minatitlán (Mathey, 1957; Rivera, 1969).

La emisión potencial de hidrocarburos y orgánicos volátiles en estas operaciones se presenta en los productos de combustión; ya que, mientras más pesado sea el combustible quemado, habrá mayor probabilidad de que la combustión sea incompleta teniendo como consecuencia mayor producción y emisión de diversos compuestos contaminantes (EPA, 1973a). En la Refinería de Minatitlán se consume gas natural y un mínimo de combustóleo, por lo que la emisión potencial de HC y VOC por esta operación se puede considerar relativamente baja.

### 2.e.2 Quemadores

La Refinería de Minatitlán, cuenta con varios sistemas de quemadores localizados dentro de los límites de la misma y cuyo objeto es disponer de cargas recolectadas de hidrocarburos condensados y gases residuales de los diversos sistemas de desfogue que se generan en las plantas en operación. Este método de control permite eliminar gases potencialmente tóxicos como el H<sub>2</sub>S o bien, de gases que presentan algún peligro de explosión y que son desfogados como medida de seguridad. El tipo de quemadores usados en la Refinería es de fosa. Los flujos de gas a quemadores son importantes; tan sólo a los quemadores del ala poniente de la Refinería se envían 21 m<sup>3</sup>/D de gases residuales.

La operación inadecuada de estos sistemas de quemadores genera la emisión de humos (partículas carbonáceas y compuestos polinucleares depositados en ellas) y de gases diversos, ambos productos de una incompleta combustión (EPA, 1984b; Tichenor, 1985; Pohl, 1985).

### 2.e.3 Sistemas de tratamiento de aguas residuales

Estos sistemas tienen por objeto, colectar, segregar y tratar por métodos específicos o convencionales las corrientes de aguas residuales generadas en los diversos procesos, con el fin de remover los contaminantes que ellas contengan. Las aguas residuales de una Refinería provienen de diversas fuentes como son: fugas, derrames, enfriamiento y escurrimiento de sellos de compresores y bombas, purgas de muestreo, limpieza y arrastre de residuos por lluvia. El agua contaminada es colectada en el sistema de drenaje de proceso y enviada al sistema de pretratamiento, en donde los aceites de petróleo son desnatados en un separador, y las aguas separadas son enviadas a otro tratamiento adicional, cuando éste es requerido.

Los sistemas de colección y tratamiento de agua residual son fuente de emisión de hidrocarburos y orgánicos a la atmósfera, ya que existe la posibilidad de evaporación de los mismos cuando hay exposición directa de las corrientes residuales y/o depósitos descubiertos a la atmósfera y se presentan condiciones ambientales extremas de temperatura.

En la Refinería de Minatitlán se cuenta con cinco separadores de tipo API (rastras y placas corrugadas), con capacidades de hasta 22 710 l/min. También se cuenta con un sistema de tratamiento secundario con fosas de retención de 9 000 m<sup>3</sup> con un tiempo de residencia de 6 hr; el efluente es posteriormente enviado a lagunas de oxidación y de retención, previo a la descarga final.

La emisión de hidrocarburos y orgánicos a la atmósfera ya ha sido ampliamente estudiada por organismos como la EPA (1973b) y se cuenta ya con factores de emisión para diversos tipos de tratamientos de aguas residuales y mecanismos de separación.

#### 2.e.4 Torres de enfriamiento

Las torres de enfriamiento permiten la remoción de calor del agua utilizada para enfriar equipos o sistemas de proceso como: reactores, condensadores o cambiadores de calor. El agua en estos sistemas es circulada a través del equipo sin contactar directamente con los productos, para posteriormente ser enviada a la torre de enfriamiento, donde el agua es enfriada con aire, para nuevamente ser reciclada a los equipos. En la torre de enfriamiento, se fuerza el paso de aire a través del agua; una porción del agua se evapora con el aire y el agua remanente es enfriada porque ha transferido calor al proceso de evaporación. El aire es forzado utilizando grandes ventiladores que hacen pasar el aire a través de una serie de paletas de madera, por las que por gravedad se hace escurrir el agua a enfriar.

La posibilidad de emisión de HC y COV surge porque en algún punto del proceso el agua a entrado en contacto con COV o hidrocarburos provenientes de fugas o derrames de otros equipos, o porque se ha utilizado el agua de enfriamiento como agua de repuesto en algún proceso. Los COV y los HC pueden ser evaporados fácilmente durante el proceso de intercambio de calor entre el agua y el aire de enfriamiento, debido a su baja presión de vapor (EPA, 1982).

Se estima que la Refinería de Minatitlán utiliza como agua de enfriamiento aproximadamente, 1 135.5 m<sup>3</sup>/D.

#### 2.e.5 Sistemas de vacío

Los sistemas de vacío son utilizados intensivamente en la destilación al vacío y en sistemas de control y otros. Estos sistemas son fuentes potenciales de hidrocarburos y COV a la atmósfera, ya que las corrientes de hidrocarburos incondensables, separados con este sistema son venteados a la atmósfera.

El vacío es creado por medio de la remoción de los vapores de los incondensables del interior de la torre de destilación con un sistema de eyectores de vapor a chorro. Los incondensables consisten de: i. hidrocarburos ligeros contenidos en la carga de alimentación a la destilación; ii. gases de hidrocarburos producidos por craqueo o sobrecalentamiento de la carga alimentada a la destilación; iii. aire disuelto en la carga

alimentada y agua del vapor inyectado para la destilación. Una composición típica de una corriente incondensables es: 75% HC; 9% H<sub>2</sub>S; 5% CO; 3% H<sub>2</sub> y 8% aire (EPA, 1977c). La Tabla B-4 presenta una composición típica de la mezcla de hidrocarburos incondensables venteados a la atmósfera.

Un esquema general de un sistema típico de vacío con condensadores barométricos se presenta en la Figura 13. En estos los condensadores mantienen el vacío por la condensación del vapor del eyector y de los vapores provenientes de la columna de destilación usando agua fría. Es posible que se condensen algunos COV y queden mezclados en el agua. Sin embargo los HC y COV incondensables son descargados a la atmósfera. La Refinería de Minatitlán incluye varios de estos sistemas, por lo que se consideran puntos potenciales de emisión de HC y COV.

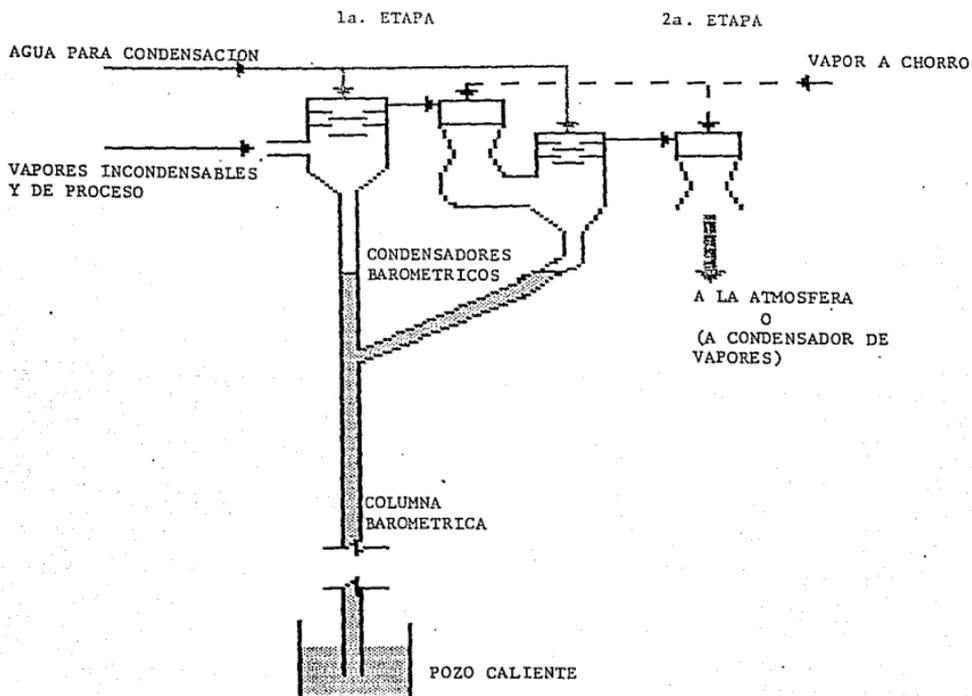


Figura 13. Sistema productor de vacío utilizando un condensador barométrico de dos etapas.

## 2.e.6 Sellos, válvulas y accesorios

En la operación de plantas de refinación de petróleo y petroquímica, existen numerosos puntos importantes de emisión en equipos y accesorios que por su característica de operación y del fluido que manejan deben ser considerados en la estimación de emisiones a la atmósfera de HC y COV. Tal es el caso de los sellos de bombas, sellos de compresores, válvulas de proceso, sistemas de relevo de presión y otros.

Considerando que estos sistemas auxiliares son comunes a todas las operaciones que involucran en sus procesos hidrocarburos y compuestos orgánicos volátiles (procesos de refinación y petroquímica), se presenta al final de este capítulo una discusión general de estas importantes fuentes puntuales de emisión.

### 3. Complejo Petroquímico "Cosoleacaque"

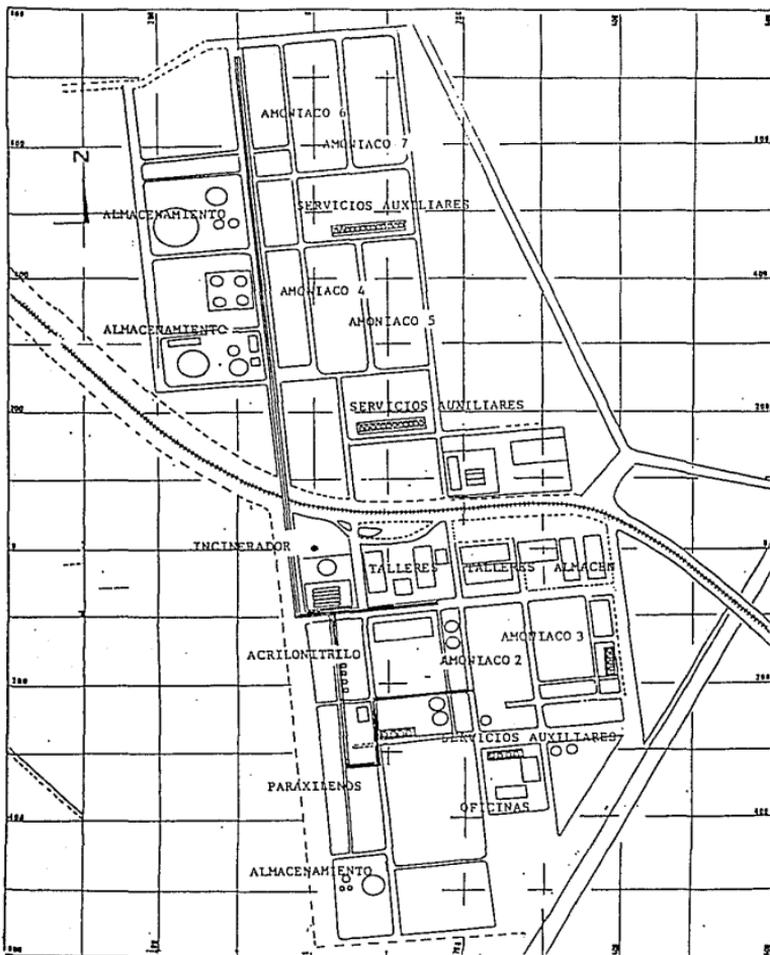
El Complejo petroquímico "Cosoleacaque", ocupa una superficie de 78 hectáreas y se encuentra localizado en el Km. 39 de la carretera costera del Golfo a una altitud de 30 m sobre el nivel del mar, dentro del Municipio de Cosoleacaque, Ver., pero enclavado en el perímetro de la Ciudad de Minatitlán (Figura 8).

El Complejo fue inaugurado oficialmente en 1968. Actualmente está integrado por seis plantas productoras de amoníaco, una de acrilonitrilo, una de cristalización e isomerización de p-xileno y una de hidrógeno. La distribución de las plantas se presenta en el Plano 2, y la descripción de las plantas se presenta en la Tabla XIII.

Tabla XIII. Principales plantas petroquímicas en operación en el Complejo Petroquímico de Cosoleacaque.

Planta	Productos	Capacidad nominal
Acrilonitrilo	Acetonitrilo	25 t/D
	Acrilonitrilo	75 t/D
	Acido cianhidrico	11 t/D
	Sulfato de amonio	25 t/D
Amoníaco 1	Hidrógeno	450 000 m3/D
	Anhidrido carbónico	235 t/D
Amoníaco 2	Amoníaco	1000 t/D
	Anhidrido carbónico	1270 t/D
	Hidrógeno	10 t/D
Amoníaco 3	Amoníaco	910 t/D
	Anhidrido carbónico	1150 t/D
Amoníaco 4	Amoníaco	1360 t/D
	Anhidrido carbónico	1720 t/D
Amoníaco 5	Amoníaco	1360 t/D
	Anhidrido carbónico	1720 t/D
Amoníaco 6	Amoníaco	1360 t/D
	Anhidrido carbónico	1720 t/D
Amoníaco 7	Amoníaco	1360 t/D
	Anhidrido carbónico	1720 t/D
Xilenos	para-Xileno	120 t/D

La Figura 14 presenta un esquema general de la inter-relación de las plantas del Complejo de Cosoleacaque.



Plano 2. Area de procesos y almacenamiento del Complejo Petroquímico de Cosoleacaque.

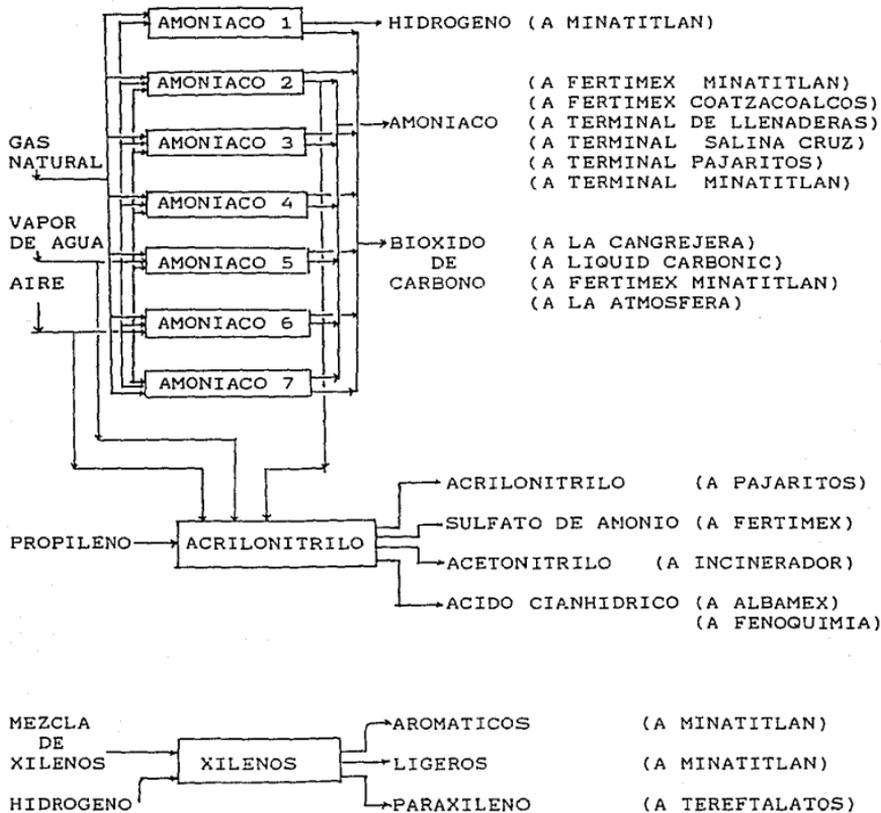


Figura 14. Esquema general del Complejo Petroquimico de Cosoleacaque y destino de productos.

El análisis de la información de los procesos involucrados y las emisiones potenciales de contaminantes a la atmósfera para el Complejo Cosoleacaque se presenta en tres grupos generales:

- a. Procesos de conversión química.
- b. Manejo de materias primas y productos.
- c. Servicios auxiliares y otros.

### 3.a Procesos de conversión química

Todos los procesos del Complejo Petroquímico de Cosoleacaque, involucran conversión química. El objetivo del complejo es la producción de amoníaco y de otros subproductos que son materia prima para petroquímica primaria y secundaria.

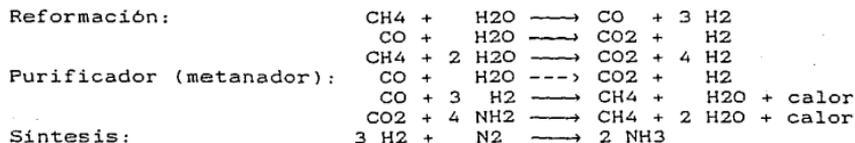
#### 3.a.1 Plantas de Amoníaco

La producción actual de amoníaco se estima en cerca de 2'500 000 ton/A, esta producción la generan 6 plantas de amoníaco. Los procesos de las plantas 3, 4, 5, 6 y 7 son de la firma McKellog, y la planta amoníaco 2 es de la firma LUMMUS (Pemex, 1985).

El amoníaco es un compuesto químico formado por hidrógeno y nitrógeno (NH<sub>3</sub>) que requiere como materias primas para su elaboración: gas natural, vapor de agua y aire (Figura 14). El proceso está dividido en tres secciones: i) generación y purificación del gas; ii) síntesis; y iii) distribución y almacenamiento.

La primera sección tiene por objeto generar y purificar la mezcla de hidrógeno y nitrógeno (del aire) en una relación de 3 a 1 a partir de gas natural, aire y vapor; esto se logra reformando el gas natural con vapor en presencia de un catalizador para producir hidrógeno, parte del cual requiere la adición de aire, formándose además CO y CO<sub>2</sub>. Posteriormente, el CO formado en la reformación es convertido a CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub> en la sección de purificación en los mutadores, con la subsecuente remoción del CO<sub>2</sub> formado, utilizando para este objeto una solución acuosa de carbonato de potasio. El CO y parte del CO<sub>2</sub> residuales son convertidos a metano en el metanador. En la sección de síntesis de amoníaco, la mezcla de H<sub>2</sub> y N<sub>2</sub> es convertida a NH<sub>3</sub> a temperatura y presión elevadas (Mata, 1969). El diagrama de flujo simplificado de la producción de amoníaco se presenta en la Figura B-22.

Las reacciones que se llevan a cabo son:



En las 2 primeras secciones hay posibles emisiones de compuestos contaminantes a la atmósfera que son generadas principalmente en las siguientes operaciones: calentamiento del primer reformador; regeneración de bióxido de carbono en el lavado de la solución; agotamiento de las purgas de la sección de síntesis, y purgas de las plantas con metanador.

La última sección de distribución y almacenamiento se localiza dentro del perímetro del Complejo. Se dispone de dos estaciones de bombeo y dos áreas de almacenamiento; una en el área norte con capacidad de almacenar 7 000 tons, otra en el área sur con capacidad para bombear 2 000 ton/día y dos esferas con capacidad para almacenar 3 000 toneladas.

Además se cuenta con una red de ductos para el exterior a las plantas de Fertimex en Minatitlán, Coatzacoalcos y Pajaritos, a la terminal de la Refinería de Minatitlán y a la terminal de Pajaritos (Mata, 1969; Pemex, 1985).

### 3.a.2 Planta de Acrilonitrilo

Esta planta fue diseñada por la firma FLUOR LTD (ENGLAND) y tiene una capacidad de producción de 24 000 ton/A. Las materias primas que utiliza son:

propileno (al 95% de pureza)	38 000 ton/A
amoniaco	14 000 ton/A
ácido sulfúrico (al 98%)	7 300 ton/A
hidróxido de sodio (al 100%)	30 ton/A
ácido paratoluensulfónico	100 ton/A

El propileno es recibido de la Refinería de Minatitlán; el amoniaco del mismo Complejo; y el ácido sulfúrico, el hidróxido de sodio y el ácido paratoluensulfónico se obtienen de diversas industrias vecinas como: Fertimex, Fenquímica, Celanese etc., (Barradas, 1980). El proceso se divide en tres secciones: i) reacción, ii) recuperación y, iii) purificación. Se cuenta además con un quemador elevado (flare) para la destrucción de gases tóxicos desprendidos durante el proceso y un incinerador adicional para la destrucción de sustancias tóxicas líquidas.

La sección de reacción se subdivide a su vez en dos: preparación de gases de alimentación (carga) y la de reactores. En la primera, se acondicionan los gases de reacción para alimentarlos a los reactores, y en la segunda, se hacen reaccionar los mismos, obteniéndose como producto principal el acrilonitrilo y varios subproductos como: ácido cianhídrico, acroleína, acetónitrilo y bióxido de carbono de entre los importantes.

Las principales reacciones que ocurren en el lecho catalítico se presentan en la Tabla XIV. En la sección de recuperación, es eliminado el exceso de amoniaco que no reaccionó, para lo cual los gases de los reactores se circulan a una torre lavadora con ácido sulfúrico, formando sulfato de amonio que es separado y purificado.



De gran importancia es la operación de incineración de efluentes orgánicos líquidos. El incinerador opera a una temperatura mínima de 540°C, el efluente típico enviado a incineración presenta las siguientes características:

substancia	mol/hr	Kg/hr
agua	18.48	151.63
para-toluensulfónico	0.98	6.12
para-toluensulfonato	0.08	0.70
acroleincianhidrina	6.88	3.12
acrilonitrilo	1.54	0.69
acetónitrilo	1.00	0.45

Un parámetro de gran importancia en esta operación es el control de la temperatura dentro del incinerador. La temperatura de autoignición del HCN es de 540°C, por lo que nunca se debe operar a menor temperatura ya que, de otra forma se producirían emisiones de vapores de ácido cianhídrico que es venenoso.

### 3.a.3 Planta de Xilenos

Esta planta tiene capacidad para producir 120 ton/día de para-xileno de 99.5% de pureza y está integrada por dos secciones. La primera es la sección de cristalización diseñada por la firma CHEVRON RESEARCH, y cuya función es separar el p-xileno de una mezcla líquida de xilenos recirculados de la misma planta y carga fresca de xilenos proveniente de la Refinería de Minatitlán. La segunda sección es la de isomerización, es de la firma ENGEL HARD ATLANTIC, y su función es enriquecer en para-xileno una corriente de la sección de cristalización por medio de la isomerización de meta-xileno (Pemex, 1985).

El xileno y sus isómeros se presentan ordinariamente juntos, como resultado de un equilibrio termodinámico en su fuente de origen. Por esta razón es p-xileno no se puede separar de esa mezcla por destilación. El p-xileno se obtiene industrialmente por cristalización fraccionada, por diferencia en punto de solidificación (p.s.). El p-xileno tiene un p.s. = 13.2°C y los otros presentan su p.s. menor a -25°C.

El xileno comercial contiene 4 aromáticos de CB en una mezcla cuya composición aproximada es: o-xileno, 23% mol; m-xileno, 43% mol; p-xileno 19% mol; y etilbenceno, 15% mol.

La materia prima a esta planta es una mezcla de o-, m-, y p-xilenos, etilbenceno, tolueno, naftenos y aromáticos de 8 y 9 átomos de carbono proveniente de la Refinería de Minatitlán, así como hidrógeno de la misma Refinería y del propio Complejo de Cosoleacaque Rodríguez H., 1973).

Sección de cristalización: La carga de alimentación de la Refinería con 29% de p-xileno y la carga de recirculación con

21.7% de p-xileno son refrigeradas en CO<sub>2</sub> líquido para lograr la separación del p-xileno en dos etapas de cristalización, a temperaturas de -57°C y -65°C, separándose el producto final en tres pasos de una operación de centrifugación (Figura B-24). El producto contiene 9.5% del p-xileno del licor madre pobre (10.4% de p-xileno) que sirve como carga a la sección de isomerización.

Sección de isomerización: El m-xileno se convierte en p-xileno mediante una reacción de isomerización. Esta, se lleva a cabo en un reactor empacado con catalizador (Pt) a 400°C, a través del cual se hace fluir una corriente de H<sub>2</sub>. El producto que se obtiene es una mezcla de hidrocarburos ligeros con el 21.7% de p-xileno e hidrocarburos aromáticos pesados (9 a 10 átomos de carbono). El esquema del proceso se presenta en la Figura B-25.

Mediante una operación de estabilización se separan la mezcla de ligeros que contiene: hidrocarburos saturados (del metano al hexano), tolueno, nafteno y etilbenceno, los cuales son almacenados y enviados a la Refinería de Minatitlán. Del fondo de la torre de estabilización se retira una corriente líquida que se alimenta a una torre de destilación que separa el producto pesado a 180°C, el cual contiene o-xileno y aromáticos de 9 a 10 átomos de carbono. El destilado es el producto isomerizado (21.7% de p-xileno) que se recircula a la sección de cristalización para integrarlo a la carga fresca que se recibe en esa sección (Pemex, 1985).

Todo el p-xileno se entrega a Tereftalatos Mexicanos por un ducto de 3" ø. En esta sección existe la generación de cuatro corrientes gaseosas; dos potencialmente peligrosas que son enviadas al quemador y dos no peligrosas son utilizadas en la planta como gas combustible (Jiménez, 1973). La composición típica de los gases generados es la siguiente:

Compuesto	Corriente 1 a gas combustible	Corriente 2 a gas combustible	Corriente a quemador
H <sub>2</sub>	70.5 mol/hr	3.5 mol/hr	---
C <sub>1</sub>	13.5	4.7	0.1
C <sub>2</sub>	5.9	7.1	0.8
C <sub>3</sub>	2.5	6.9	7.7
C <sub>4</sub>	0.9	4.3	5.3
C <sub>5</sub>	0.1	1.1	4.0
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	---	0.2	2.6
p-xileno	0.1	0.2	---
o- y m-xileno	0.3	---	---
tolueno	---	---	5.3
naftenos	---	---	3.0
etilbenceno	---	---	1.0
Total	93.8 (339 Kg/hr)	28 (437 Kg/hr)	29 (1058 Kg/hr)

Las pérdidas de líquidos de purgas se estiman en 14 Kg/hr.

### 3.a.4 Planta de Hidrógeno (Amoniaco 1)

Esta planta surgió de la demanda tan grande de hidrógeno requerido en los diversos procesos de hidrogenación de la Refinería de Minatitlán y en el mismo Complejo de Minatitlán. La gerencia de Petroquímica modificó la planta original Amoniaco 1 para producir hidrógeno a partir de mayo de 1982. Actualmente se generan 45 ton/día de hidrógeno con una pureza del 95%, las cuales se utilizan en su totalidad en las plantas de xilenos, benceno y etilbenceno (Pemex, 1985). Un diagrama típico de la producción de hidrógeno se presenta en la Figura B-26. La secuencia del proceso para la producción de hidrógeno por reformación de vapor es: remoción de azufre, reformado, mutación, absorción de CO<sub>2</sub> y metanación. En forma adicional, el proceso genera una buena cantidad de vapor de alta y baja presión como subproductos. Las posibles emisiones de contaminantes a la atmósfera en este proceso pueden ser los gases de combustión del horno de reformación y los ventos del agotador de CO<sub>2</sub> (U.S. Department of Energy, 1980).

### 3.b Manejo de materias primas y productos

Gran parte de los productos producidos en las plantas del Complejo, son enviados a diferentes destinos por poliductos, sin embargo, se cuenta con áreas de almacenamiento de agua y otros subproductos. Las características generales del sistema de almacenamiento en el Complejo de Cosoleacaque son las siguientes:

Producto	No. de tanques	Capacidad	Característica
amoniaco	2	1 550 ton	esféricos
amoniaco	2	2 020 ton	esféricos
amoniaco	2	1 875 ton	esféricos
propileno	5	1 000 ton	salchicha
acrilonitrilo	2	-----	cilindrico
mezcla de xilenos	1	5 900 ton	cilindrico
mezcla de xilenos	1	50 000 B	cilindrico
p-xileno	1	50 000 B	cilindrico
corte pesado	1	50 000 B	cilindrico
corte pesado	1	50 000 B	cilindrico

En los tanques de almacenamiento de tipo esférico y salchicha se almacenan productos peligrosos, por lo que no presentan sistemas de desfogue de presión directos a la atmósfera. Los tanques cilíndricos sí incluyen estos sistemas, a excepción del tanque de acrilonitrilo.

### 3.c Servicios auxiliares

Los servicios auxiliares para el Complejo de Cosoleacaque están integrados por: suministro de agua cruda, agua tratada para generación de vapor, agua para servicios contra incendios y agua de usos diversos; suministro de vapor y suministro de energía eléctrica (Pemex, 1985).

El agua se suministra por un acueducto de 42"  $\phi$  y de 2.6 Km de longitud. El gasto total de agua cruda en las instalaciones es de 81 900 lt/min con una capacidad de almacenamiento de 63 000 m<sup>3</sup> (Pemex, 1985). La Tabla B-5 presenta el consumo de agua y capacidad de sistemas de enfriamiento en el Complejo.

Para la generación de vapor de tres clases (baja, media y alta presión), se cuenta con 10 calderas con capacidad de generación de 220 ton/hr de vapor de 30 Kg/cm<sup>2</sup>; 220 ton/hr de vapor de 40 Kg/cm<sup>2</sup> y de 150 ton/hr de 105 Kg/cm<sup>2</sup>. La energía eléctrica se recibe de la Refinería de Minatitlán y es distribuida por una subestación instalada en el Complejo. Se cuenta además, con un sistema de tratamiento de efluentes de drenaje químico (Pemex, 1985).

Las emisiones potenciales a la atmósfera por estas operaciones de servicios auxiliares son de las mismas características de las discutidas para el caso de la Refinería de Minatitlán.

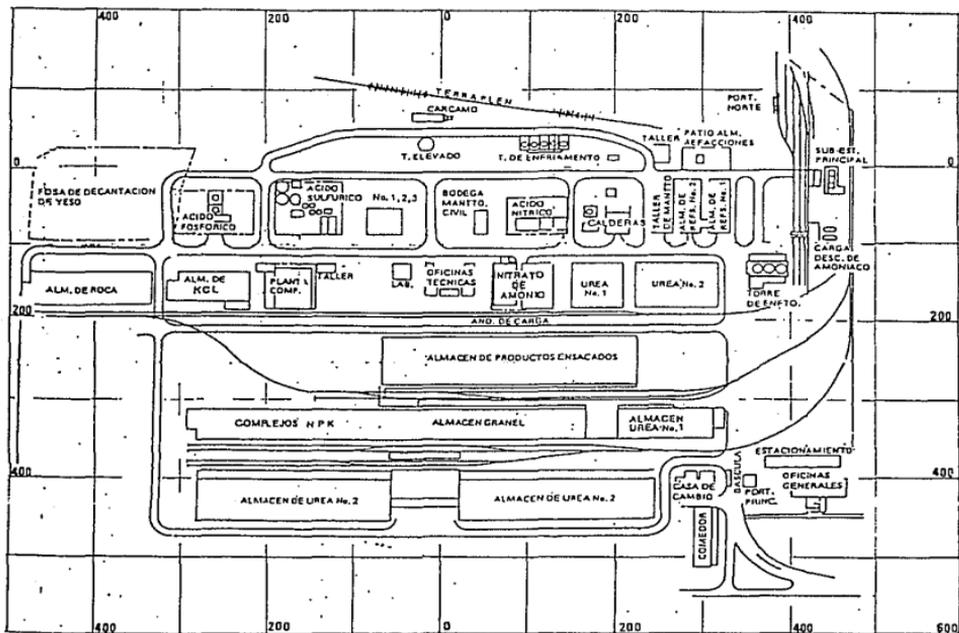
### 4. Unidad Minatitlán de Fertimex

La unidad Minatitlán de Fertimex se encuentra ubicada al Norte de la Cd. de Minatitlán y al costado poniente del Complejo Petroquímico de Cosoleacaque. Ocupa un área de 35.7 hectáreas.

La razón de la localización de esta planta en Minatitlán es de que existe disponibilidad inmediata de amoniaco y azufre a bajo precio. La unidad Minatitlán cuenta con las siguientes plantas:

Acido nítrico No. 1	50 000 ton/A
Acido nítrico No. 2	50 000 ton/A
Solución de nitrato de amonio	127 000 ton/A
Acido sulfúrico No. 1	55 000 ton/A
Acido sulfúrico No. 2	55 000 ton/A
Acido sulfúrico No. 3	330 000 ton/A
Acido fosfórico	39 600 ton/A
Nitrato de amonio (33.5% N)	100 000 ton/A
Urea No. 1	54 500 ton/A
Urea No. 2	247 500 ton/A
Complejos NPK	140 000 ton/A

La distribución de las plantas en la unidad se presenta en el plano 3.



Plano 3. Area de procesos y almacenamiento de la Unidad Minatitlán de Fertimex.

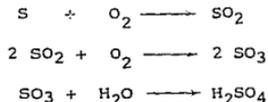
Los procesos industriales de la unidad Minatitlán de Fertimex involucran principalmente procesos de química inorgánica.

#### 4.a Plantas de Acido Sulfúrico

Fertimex cuenta con dos procesos para la obtención de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (Fertimex, 1978). Uno es de la firma C & I GIRDLER INTERNATIONAL, el cual es un proceso de contacto de la PANAMERICAN SULFUR BURNING. Este es el proceso de dos de las plantas. La planta restante es de la firma PANAMERICAN CONSULTING INTERNATIONAL, el cual utiliza el proceso de contacto de MONSANTO de doble absorción (Figura B-27).

El proceso es parecido para ambos procesos. El azufre fundido es enviado a un horno donde se efectúa la combustión al ponerse en contacto con oxígeno del aire seco administrado por medio de un turbo ventilador. La reacción es exotérmica. La segunda fase consiste básicamente en la oxidación del SO<sub>2</sub>, siendo el producto SO<sub>3</sub>, para lo cual la mezcla de gas-aire se hace pasar a través de un convertidor, el cual consiste de varias capas de catalizador de V<sub>2</sub>O<sub>5</sub>; la reacción también es exotérmica, siendo necesarios tres pasos de enfriamiento entre sus capas para favorecer la conversión. Posteriormente, los gases de SO<sub>3</sub> se ponen en contacto en contra-corriente con H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> al 98.5 % en una torre de absorción que los fija formándose "óleum" el que a continuación se diluye y se envía a tanques de almacenamiento.

Las principales reacciones involucradas son:



Las emisiones de contaminantes atmosféricos de estos procesos son bióxido de azufre y aerosoles de ácido sulfúrico, que son inorgánicos y que por lo tanto, no son incluidos en el alcance de este trabajo (EPA, 1977b).

#### 4.b Planta de Acido Fosfórico

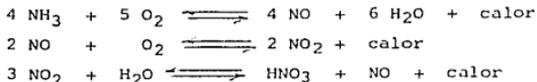
El ácido fosfórico se obtiene con un proceso que fue diseñado originalmente por C & GIRDLER utilizando el proceso DORR-OLIVER con filtros PRAYON, y el cual consiste de 4 secciones: molienda, digestión, filtración y concentración. Actualmente se han sustituido diversos equipos del proceso original para seguir el esquema de producción de la firma RHONE-POULENC. La Figura B-28 presenta este proceso (Fertimex, 1978). La reacción global involucrada es la siguiente:



En este proceso, las emisiones a la atmósfera consisten de partículas de roca fosfórica y fluoruros (EPA, 1977b). No hay posibilidad de emisión de HC o COV en este proceso.

#### 4.c Planta de Acido Nitrico

La planta de ácido nítrico fue diseñada por la firma C & I GIRDLER (Proceso DUPONT). La unidad Fertimex cuenta con dos de estas plantas. El proceso consiste en la oxidación del amoniaco en presencia de catalizador de platino y rodio; posteriormente se absorben los gases nitrosos con agua en una torre de absorción (Fertimex, 1978). Las reacciones involucradas son:



La Figura B-29 presenta el diagrama de proceso. Las emisiones de contaminantes atmosféricos consisten básicamente de óxidos de nitrógeno (EPA, 1977b). No existe la posibilidad de emisiones de HC o COV.

#### 4.d Planta de Nitrato de Amonio

El proceso es del tipo "prilling" de la firma CANADA RESEARCH DEVELOPMENT, LTD. El proceso está basado en la neutralización del HNO<sub>3</sub> con amoniaco vaporizado a presión atmosférica. El proceso se divide en dos, extremo seco y en extremo húmedo (Fertimex, 1978). La Figura B-30 presenta el esquema del proceso.

Las emisiones a la atmósfera de este proceso son principalmente partículas de nitrato de amonio, y gases de óxidos de nitrógeno y amoniaco (EPA, 1977b). En el sentido estricto de la definición de COV, no se considera al NH<sub>3</sub> dentro de este grupo, por lo que no se incluye en este trabajo.

#### 4.e Planta de Complejos NPK

La planta utiliza el proceso PEC de la firma POTASE ET ENGRAIS CHIMIQUES. Se pueden elaborar fórmulas diversas de complejos utilizando ácido nítrico para el ataque de la roca fosfórica, ácido sulfúrico, amoniaco y sales de potasio, así como urea y solución de nitrato de amonio (Fertimex, 1978). Las fórmulas más comunes son: 18-9-18; 18-46-0; 17-17-17; 15-30-15; 15-15-23 y 25-25-0.

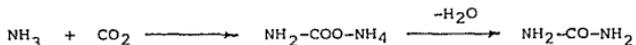
La Figura B-31 presenta el diagrama del proceso. Las emisiones de contaminantes atmosféricos en este proceso consisten de: partículas de fertilizantes, amoniaco y fluoruros. No hay emisiones de HC o COV (EPA, 1985).

#### 4.f Plantas de Urea

La unidad cuenta con dos plantas: una con el proceso de la firma TOYO KOATSU (C & I GIRDLER), y la otra con el proceso SNAM PROGETTI. El proceso TOYO KOATSU se desarrolla en cuatro etapas: síntesis; purificación y recuperación; concentración de urea; y prillado, y se realiza en un ciclo parcial (Figura B-32).

El proceso SNAM PROGETTI está basado en una operación de agotamiento con amoniaco en 4 etapas: síntesis de la urea y recuperación a alta presión; purificación de la urea y recuperación a baja presión; concentración; y prilado (Figura B-33)(Fertimex, 1978).

En ambos procesos se involucra la reacción entre amoniaco y bióxido de carbono, para dar un carbamato de amonio, que a su vez se deshidrata a urea:



Las emisiones a la atmósfera de contaminantes son básicamente partículas de urea y algunas trazas de aldehidos (EPA, 1985). La urea podría incluirse como compuesto orgánico, ya que su molécula está compuesta de carbono, oxígeno e hidrógeno.

#### 4.g Servicios auxiliares

La energía eléctrica se recibe de una subestación de la CFE. El suministro de agua cruda proviene de pozos profundos con una capacidad total de 150 lt/seg. El agua se utiliza para enfriamiento, proceso, generación de vapor y diversos. La unidad cuenta con tres torres de enfriamiento.

Para la generación de vapor se cuenta con diez calderas. Cinco de ellas son de recuperación: tres en las plantas de ácido sulfúrico y dos en las plantas de ácido nítrico. Las presiones de operación de las calderas van desde 12 a 25 Kg/cm<sup>2</sup>, con una capacidad de generación total de 180 ton/hr de vapor. El combustible que se emplea es gas natural proporcionado por dos líneas independientes por Pemex (Fertimex, 1978). No se dispone de información de los sistemas de almacenamiento.

#### 5. Industrias ALBAMEX

Las instalaciones de la planta de Industrias ALBAMEX (Alimentos Balanceados de México) se localizan a un costado de las plantas de Fertimex y del Complejo de Cosoleacaque.

De acuerdo a información publicada en literatura especializada (Hydrocarbon Processing, 1970c), la planta esta diseñada para producir metionina (6 000 ton/A) y metilmercaptano (3 000 ton/A). El proceso de síntesis es de la firma SUMITOMO SHOJO KAISHA (ANIQ, 1975). El proceso utiliza como materias primas: acroleína, metilmercaptano, amoniaco y ácido cianhidrico. El metil mercapatano se produce a partir de metanol y ácido sulfhidrico de acuerdo a la reacción:



El diagrama general del proceso se presenta en la Figura 15.

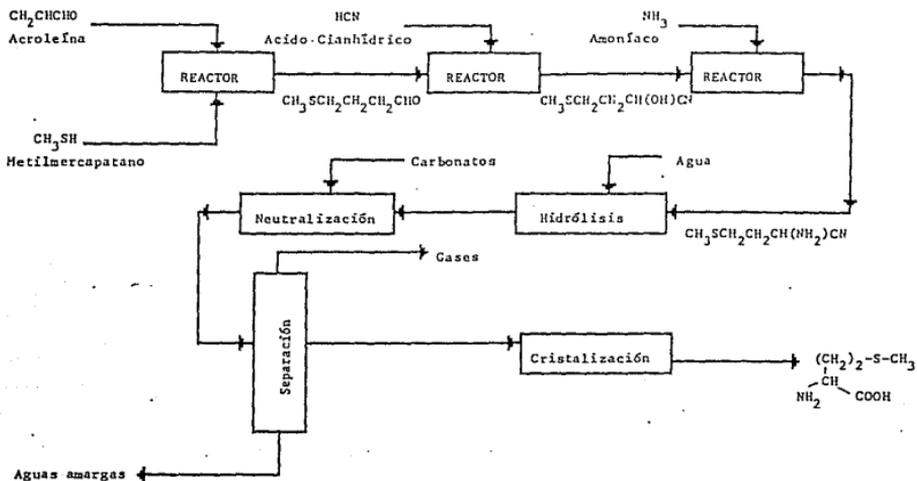


Figura 15. Esquema general de la producción de metionina.

La acroleína reacciona con el metilmercaptano para producir 3-metil-tiopropionaldehído. Este último, reacciona con ácido cianhídrico y se incorpora así el 2-hidroxilnitrilo a la molécula. Un grupo amino reemplaza al hidroxilo mediante amoníaco a presión, y el nitrilo es hidrolizado (con agua) a metionina (d-l-metionina). Posteriormente, continúa una neutralización con carbonatos, una cristalización y la separación final de la metionina de las aguas amargas (Kirk-Othmer, 1978).

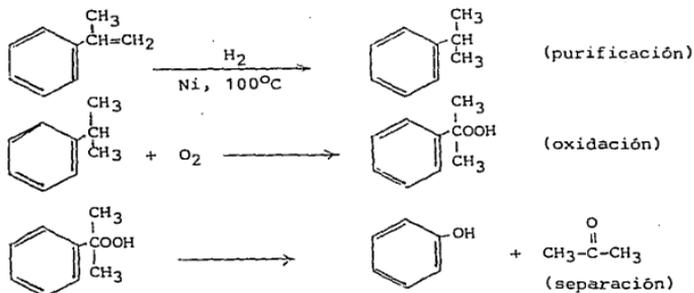
La metionina [ácido d,l,2-amino-4(tiometil)butanóico], es un sólido a condiciones normales, de olor característico muy desagradable cuyo punto de fusión es 281°C. Sin embargo, algunos de los otros compuestos manejados en su producción (materias primas y productos intermedios) pueden ser volátiles a las condiciones ambientales de Minatitlán. Una característica típica en plantas similares de producción de metionina y metilmercaptano, es el olor que, a pesar de ser desagradable a esas concentraciones, no implica problemas potenciales de toxicidad a la salud y no se considera un contaminante atmosférico de tipo HC o COV (Bravo, 1988). Se desconocen mayores detalles sobre los procesos de ALBAMEX.

## 6. Fenoquimia

La empresa Fenoquimia S.A. se localiza al Noroeste de la Cd. de Minatitlán. Fenoquimia elabora los siguientes productos: fenol (25 000 ton/A), acetona (15 000 ton/A) y metacrilato de metilo (12 000 ton/A), además de otros subproductos. Con el objeto de discutir la posibilidad de emisión de HC o COV en esta planta, se analiza por separado cada uno de los procesos involucrados.

### 6.a Planta de Fenol

Esta planta opera con el proceso CUMEX de oxidación de cumeno de la firma ICI BRITISH CO. (Fac. Química, 1985). Las materias primas requeridas son: cumeno, hidrógeno y oxígeno, y las principales reacciones involucradas son:



La acetona se obtiene como subproducto. La oxidación del cumeno es una reacción en cadena, típica de radicales libres. La presión es de 175-350 Kg/cm<sup>2</sup> y la temperatura de reacción es entre 100 y 130°C (Cárdenas, 1959). La Figura B-34 presenta el esquema del proceso de obtención de fenol con acetona como subproducto. Para la producción de una tonelada de fenol se requiere: 0.25 ton de vapor; 240 m<sup>3</sup> de agua de enfriamiento; 325 Kw de electricidad y 1 1589 Kcal de combustible (gas). Cabe hacer notar que existe un sistema de generación de vacío en el proceso, lo que puede ser un punto potencial de emisión de COV..

El fenol es un sólido cristalino (t.e.= 181.4°C; t.f.= 42°C) con sabor y olor característico. Los compuestos potencialmente volátiles son el cumeno y el propio fenol. La EPA no considera al fenol como contaminante potencialmente peligroso (EPA, 1986).

### 6.b Planta de Acetona

La planta de acetona de Fenoquimia utiliza como ruta para la obtención de la acetona la desintegración catalítica del alcohol isopropílico en fase de vapor (tecnología de la firma ICI). La acetona es un líquido incoloro, volátil (COV), flamable, de olor muy característico y con temperatura de ebullición de 56.1°C.

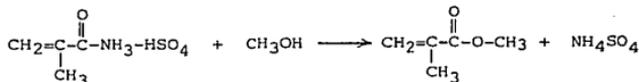
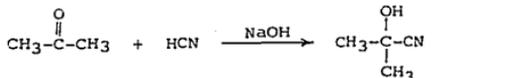
Para la producción de 1 tonelada de acetona se requieren 3.5 ton de vapor, 37 Kw de electricidad, 100 m<sup>3</sup> de agua de enfriamiento y 0.13 E06 Kcal de refrigeración. La reacción se efectúa en presencia de catalizador y es la siguiente:



En este proceso, se utiliza agua como absorbedor de la acetona y del isopropanol sin reaccionar, así como del hidrógeno generado; posteriormente, mediante una fraccionación se separa la acetona del agua. El proceso se esquematiza en la Figura B-35. El manejo y la distribución de las materias primas y productos son fuentes potenciales de emisión de COV, ya que las materias primas y los productos son líquidos que pueden escaparse a la atmósfera durante las operaciones de transferencia (bombeo), en uniones en la tubería o en venteos por almacenamiento. En este proceso, existe un venteo del absorbedor que por factores de seguridad es normalmente enviado a un quemador elevado para su disposición final (EPA, 1974).

#### 6.c Planta de Metacrilato de Metilo

En esta planta se emplea el proceso de la acetona-cianhidrina de la firma ICI. El metacrilato de metilo [ $\text{CH}_2=\text{C}(\text{CH}_3)\text{COOCH}_3$ ], es un líquido incoloro, volátil (COV), con una temperatura de ebullición de 100.1°C, y con una temperatura de inflamación de 10°C. Las materias primas necesarias para producir una tonelada de metacrilato de metilo son: 581 Kg de acetona, 270 Kg de HCN, 320 Kg de metanol y 981 Kg de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (Fac. Química, 1985). De acuerdo a una referencia (Fac. de Química, 1985), se obtiene ácido sulfúrico en la misma planta. El proceso de acetona-cianhidrina involucra varios pasos de reacción:



La síntesis inicia con la reacción del HCN con la acetona en medio básico para producir la aceto-cianhidrina. La descripción del proceso se presenta en la Figura B-36. Las reacciones químicas involucradas son altamente exotérmicas, por lo que se requiere de grandes cantidades de agua de enfriamiento (366 m<sup>3</sup> de agua de enfriamiento por ton de metacrilato de metilo).

Los puntos potenciales de emisión de COV a la atmósfera son los sistemas de vacío y los venteos del proceso.

#### 6.d Sistemas de almacenamiento

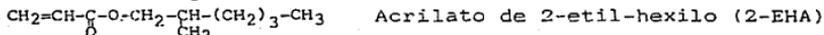
Los sistemas de almacenamiento pueden ser fuentes potenciales de emisiones de COV, sin embargo, no se cuenta con información sobre el tipo y cantidad de tanques de almacenamiento de la planta de Fenoquímica.

#### 7. Unidad Cosoleacaque de Celanese Mexicana

La unidad Cosoleacaque de Celanese Mexicana está ubicada a un costado de la planta de Fenoquímica. Celanese Mexicana elabora los siguientes productos: acrilatos de 2-etil-hexilo, metilo, etilo y butilo, así como metanol. El proceso de obtención de los acrilatos es a partir de la formación de acrilamida y su reacción con los alcoholes correspondientes. El proceso del metanol es de la firma ICI-UHDE. La capacidad de producción de acrilatos es de 14 000 ton/A y la capacidad de producción de metanol es de 825 000 ton/A (ANIQ, 1982). Se obtiene sulfato de amonio como subproducto de la producción de acrilatos.

#### 7.a Planta de Acrilatos

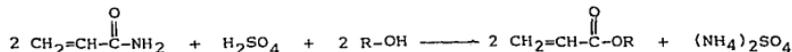
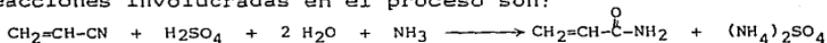
Los acrilatos son compuestos líquidos volátiles (COV) e inflamables, por lo que se manejan inhibidos en hidroquinona. Los acrilatos pertenecen al grupo de los carbonilos:  $\text{CH}_2=\text{CH}-\overset{\text{O}}{\underset{\text{O}}{\text{C}}}-\text{O}-\text{R}$



Las propiedades físicas de estos acrilatos son:

		MA	EA	BA	2-EHA
p. ebullición	°C	80.5	99.6	147.0	216.0
p. fusión	°C	-76.0	-77.0	-64.0	-90.0
p. autoevaporación	°C	6.7	12.9	44.5	93.3
p. inflamación	°C	463.0	399.0	297.0	258.0

Las materias primas para la elaboración de los acrilatos son: acrilonitrilo, hidrógeno, amoníaco, alcoholes (metílico, etílico, butílico y 2-etil-hexílico) y ácido sulfúrico, los que se reciben en la planta por ductos o por carros tanque. Las reacciones involucradas en el proceso son:



Estas reacciones consisten en la hidrólisis del acrilonitrilo en medio ácido, obteniéndose la acrilamida. La acrilamida se neutraliza para separar el ácido sulfúrico con el amoniaco y se obtiene sulfato de amonio como subproducto. La acrilamida pasa a un reactor y reacciona con H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> y el alcohol correspondiente, para obtenerse el acrilato deseado y nuevamente sulfato de amonio como subproducto. Posteriormente, la mezcla de acrilato y su alcohol se envía a separación y purificación (Amores, 1972). El esquema del proceso se presenta en la Figura B- 37.

Los consumos de materia prima por producto son variables. La Tabla XV presenta en valores aproximados del consumo de Kg de materia prima por Kg de producto.

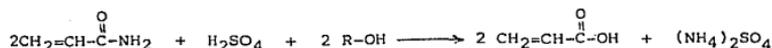
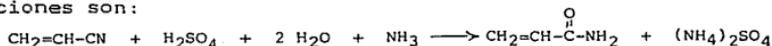
Tabla XV. Consumo de Kg de materia prima/Kg de producto en la planta de acrilatos de Celanese Mexicana Cosoleaques.

Producto	MA	EA	BA	2-EHA
Materia prima				
acrilonitrilo	1595	2391	1254	641
ácido sulfúrico	4158	5986	2966	1428
amoniaco	510	764	401	205
agua	1083	1624	852	436
metanol	793	-	-	-
etanol	-	1424	-	-
butanol	-	-	974	-
2-etil-hexanol	-	-	-	614
inhibidor (hidroquinona)	13	14	6	3
sulfato de amonio (como subproducto)	4458	6531	3237	1547

Los servicios requeridos por tonelada de producto son: vapor, 7 ton/ton de MA; 10 ton/ton de BA; 19 ton/ton EA; 14 ton/ton 2-EHA, y de agua, 2 252 m<sup>3</sup> en total. La planta cuenta con 9 tanques de almacenamiento de materias primas y productos, además de otros servicios (Amores, 1972). Hay posibilidad de emisiones de COV a la atmósfera en las operaciones de manejo de materias primas y productos.

#### 7.b Planta de Metanol

La planta de metanol utiliza el proceso ICI, y las materias primas pueden ser gas natural ó monóxido de carbono. Este es un proceso a baja presión que emplea un catalizador en base de cobre. El proceso inicial básico es el reformado del gas natural para obtener gas de síntesis (H<sub>2</sub>) (Ellwood, 1968). Las reacciones son:



El gas de síntesis, después de ser comprimido es cargado junto con el gas de reciclo al reactor. El efluente es condensado y el metanol crudo es separado del gas que no reaccionó, el cual se recicla al reactor. El metanol crudo libre de gas es separado por destilación "flash" y purificado en otra destilación posterior. El diagrama de proceso de indica en la Figura B-38.

Las posibles emisiones a la atmósfera provienen de los venteos y purgas que son enviados a quemador (EPA, 1974).

## 8. Fuentes potenciales de emisiones fugitivas de COV en la industria del petróleo y petroquímica

Existen numerosas fuentes potenciales de emisiones fugitivas de COV en la industria de refinación de petróleo y petroquímica, de entre ellas se pueden mencionar: fugas y derrames de los sellos de las bombas, de los sellos de los compresores, de las válvulas de proceso, de los sistemas de relevo, de sellos de agitadores, de bridas y conexiones, y de drenes de proceso (EPA, 1982).

### 8.a Bombas

Las bombas son extensamente utilizadas esta industria para transferir líquidos orgánicos e hidrocarburos. El tipo mas empleado es la bomba centrífuga. Otras clases de bombas también utilizadas son las de desplazamiento positivo, reciprocantes, rotatorias y de diafragma. Como la mayoría de los líquidos manejados en esta industria son volátiles, el fluido desplazado por la bomba debe estar aislado lo mas posible de la atmósfera, por lo que la bomba requiere de un sello especial (Figura 16).

Las fugas de líquidos en las bombas pueden ocurrir en el punto de contacto entre la flecha (móvil) y la carcasa estacionaria. Los sellos utilizados pueden ser empacados o mecánicos, siendo estos últimos de sello sencillo o doble. Por lo general, el sello de enfriamiento y el lubricante es el mismo líquido manipulado, siendo este el punto potencial de generación de escurrimientos o fugas, con la consiguiente evaporación y emisión de algún COV (EPA, 1982). Una refinería de 2 500 B/D puede contar con más de 200 bombas con sello. Los motores y las bombas de diafragma no tienen sellos.

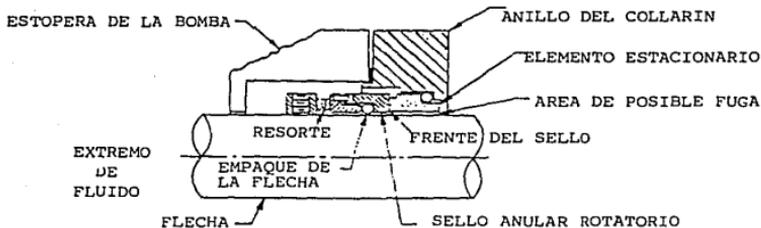


Figura 16. Diagrama de un sello mecánico básico sencillo.

## 8.b Compresores

Los sellos de las flechas de los compresores pueden ser de diversos tipos como: anillos de carbón o sellos de contacto mecánico. Todos ellos diseñados para evitar fugas, sin embargo, ninguna funciona al 100% de efectividad, siendo ese porcentaje fugado el responsable de las emisiones a la atmósfera. Muchas plantas de los EE.UU. están equipadas con sistemas de colección y evacuación de gases fugados en estos sellos (EPA, 1982).

## 8.c Válvulas de proceso

Una de las piezas mas comunes en las plantas químicas es la válvula. Las válvulas mas empleadas son las de control, globo, compuerta, bola, relevo y check. Todas ellas, excepto las de relevo, son activadas mecánicamente por un vástago, el cual puede ser de desplazamiento rotacional o lineal, dependiendo del diseño específico. Este vástago, requiere de un sello que aisle al fluido de proceso que pasa a través de la válvula, de la atmósfera. La gran frecuencia con que se presentan fugas de líquidos HC y/o COV por estos sellos, las convierten en fuentes potenciales de emisión. Las válvulas tipo check no tienen vástago, por lo que no se consideran en este caso. Otro punto potencial de emisión se presenta cuando hay fuga ocasionada por el asentamiento de la válvula o por desgaste del vástago, debido a que la válvula ya es antigua. Generalmente, el sello se obtiene con empaques de tipo "o" (EPA, 1982) (Figura 17).

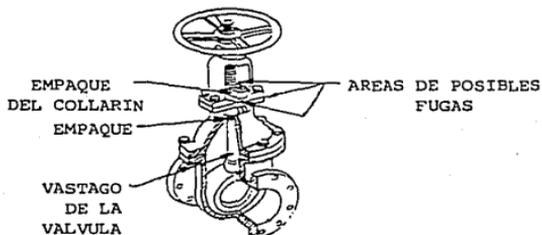


Figura 17. Diagrama de una válvula de compuerta mostrando los sitios de posible fuga.

Las válvulas de relevo (alivio de presión), operan desahogando o descargando gases a una presión de trabajo preestablecida por factores de seguridad, y se vuelven a cerrar cuando la presión baja de este límite. La emisión de HC o COV por la apertura de la válvula puede ser importante, aunque existe otra emisión potencial adicional si se presentan problemas de reasentamiento y en la formación del nuevo sello al cerrarse la misma.

En forma individual, las válvulas de proceso tienen una tasa de emisión de HC y COV baja. No obstante, una planta química cuenta o requiere de un número elevado de válvulas, siendo el total de las posibles emisiones individuales una cantidad importante. Por ejemplo, una refinería con capacidad de 2 500 B/D cuenta con aproximadamente 25 000 válvulas de proceso.

#### 8.d Agitadores

Los agitadores son comúnmente utilizados para agitar o mezclar compuestos líquidos. Como los casos anteriores de las bombas y los compresores, los agitadores pueden presentar escurrimientos de líquidos volátiles en el punto donde la flecha contacta a la carcasa. En consecuencia, se requieren de sellos para minimizar las emisiones fugitivas de los agitadores. Las emisiones potenciales de HC o COV pueden ocurrir cuando el sello está muy desgastado o cuando la presión de operación sobrepasa los límites de presión de diseño del sello (EPA, 1982).

#### 8.e Válvulas con terminaciones y líneas abiertas

Algunas válvulas en plantas de proceso son instaladas en un sistema tal que, están conectadas a una línea abierta a la atmósfera. Ejemplos de estos sistemas son: válvulas de purgas, válvulas de drenado y válvulas de venteo. Un deficiente mecanismo de asentamiento de la válvula, o un inadecuado cierre de la misma, puede dar como resultado una emisión fugitiva de HC o COV a la atmósfera (EPA, 1982).

#### 8.f Sistemas de muestreo y conexiones (bridas)

La operación de una unidad de proceso es vigilada constantemente en una rutina analítica de control de calidad. Para obtener muestras representativas las líneas de muestreo deben ser purgadas antes de cada muestreo. El líquido o vapor purgado es en ocasiones drenado sobre el suelo, al drenaje o liberado a la atmósfera, según sea el caso. Los líquidos volátiles derramados, pueden evaporarse fácilmente a las condiciones ambientales. En todos los casos se pueden generar emisiones de HC o COV.

Las bridas o conexiones, utilizadas para unir secciones de procesos, líneas o equipos, requieren de empaques sellados. La posibilidad de emisiones fugitivas de HC o COV se presenta, cuando el empaque se encuentra en malas condiciones, cuando no es el del tamaño adecuado o cuando no ha sido instalado adecuadamente (EPA, 1982).

## VI. METODOLOGIA DE EVALUACION DE CALIDAD DEL AIRE

### 1. Introducción

La metodología para estimar la calidad del aire resultante por actividades urbana e industrial en una zona o región, consiste básicamente en la aplicación de modelos de dispersión de contaminantes atmosféricos a bases de datos de emisión (Stern, 1984). Los modelos de dispersión (que en realidad son de pronóstico), requieren de dos tipos básicos de información: i) información de las fuentes emisoras (intensidad de emisión, tipo de contaminante y características físicas de las mismas), y ii) información general de la meteorología de la zona de estudio (dirección e intensidad de viento, estabilidad atmosférica y altura de la capa de mezcla). Una consideración adicional es la adecuación del modelo, para que cumpla con el objetivo del pronóstico.

Para cumplir con estos requerimientos de estimación de la calidad del aire para el presente trabajo, se elaboró un inventario de emisiones de HC y COV (gases y partículas), y se desarrolló un modelo de dispersión de contaminantes aplicable a fuentes múltiples, ambos casos para la zona industrial de Minatitlán.

### 2. Inventario de emisiones

Un inventario de emisiones es una lista de la cantidad de emisiones de contaminantes atmosféricos que ingresan a la atmósfera en un área bien delimitada. El inventario de emisiones permite identificar cuales son las fuentes de emisión más importantes. En el desarrollo de un inventario de emisiones se recomienda seguir varias actividades (Stern, 1984):

- hacer un listado de fuentes emisoras por tipo de fuente y posición geográfica
- determinar el tipo de emisión para cada fuente
- revisar la literatura disponible respecto a factores de emisión para cada fuente
- para el caso de conglomerados de fuentes pequeñas puntuales (fuentes área), se debe utilizar algún procedimiento matemático para estimar el número de las fuentes, contribución específica y posición relativa
- aplicar los factores de emisión para determinar la intensidad de emisión para cada tipo de fuente

Un factor de emisión, es un estimado experimental de la tasa de emisión promedio de un contaminante como resultado de cierta actividad. Estos factores son obtenidos de un gran número de datos de muestreos realizados en las fuentes, y presentan diversos grados de exactitud. Sin embargo, el hecho de estar basados en suficientes muestreos permite considerar que, si se aplican dentro de los límites recomendados pueden ser precisos y representativos (EPA, 1980a).

Cabe mencionar que, los factores de emisión han sido obtenidos en países desarrollados y que no cubren la totalidad de los procesos industriales actuales, sin embargo, la carencia de información nacional y local al respecto, los ubica como la única alternativa para la estimación de emisiones. El porcentaje de error introducido por utilizar factores de emisión publicados en la literatura no puede ser cuantificado, hasta que no se realice un monitoreo adecuado en la fuente misma.

## 2.a Factores de emisión para HC y COV

La Tabla XVI presenta los factores de emisión de la EPA para unidades de refinación de petróleo en base a cargas a la refinera (EPA, 1977b).

Tabla XVI. Factores de emisión de HCT para unidades específicas en refinarias de petróleo en base a la capacidad de carga (EPA, 1977b).

Proceso	Hidrocarburos Totales <sup>a</sup>	Aldehidos
Hervidores y calentadores combustíleo gas natural	63.50 g/B quemado 0.48 kg/1000 m <sup>3</sup> quemados	11.34 g/B quemados 0.048 kg/1000 m <sup>3</sup> quemados
Unidades FCC sin control y con precipitadores electrostáticos	99.79 g/B de carga fresca alimentada	8.61 g/B de carga fresca alimentada
Unidad TCC sin control	39.46 g/B de carga fresca alimentada	5.44 g/B. de carga fresca alimentada
Motores compresores	0.635 kg/1000 m <sup>3</sup> gas quemado	No Determinado
Turbinas de gas	0.28 kg/1000 m <sup>3</sup> gas quemado	No Determinado
Sistemas de desfogue sin control	0.73 g/B. de carga a la refinera	No Determinado
Sistemas de desfogue con control de recuperación de vapores y quemadores	362 g/B de carga a la refinera	No Determinado
Sistemas de vacío sin control (condensadores de columna)	8.16 g/B de carga a la refinera	No Determinado
	22.68 (0-58) g/B de alimentación al vacío	No Determinado
Miscelaneos (venteos, muestreo etc)	4.536 g/B. capacidad de refinera	No Determinado
Drenes de proceso	2.265 g/B de alimentación a la refinera	No Determinado
Válvulas y bridas	4.58 g/B de alimentación a la refinera	No Determinado
Válvulas de alivio	4.983 g/B de alimentación a la refinera	No Determinado
Sellos de bombas	7.701 g/B. de alimentación a la refinera	No Determinado
Sellos de compresores	4.0 kg/D por sello	No Determinado

<sup>a</sup> En general, se estima que menos del 1% en peso del total de las emisiones de hidrocarburos son metano

En la Tabla XVII se presentan los factores de emisión para emisiones fugitivas de refineries por tipo de fluido y fuente.

Tabla XVII. Factores de emisión de HCT para emisiones fugitivas en refineries de petróleo (EPA, 1980b).

Fuente de emisión	Tipo de fluido	Unidad del factor	Factor de emisión
Válvulas en líneas de proceso	II	kg/D-fuente	0.64 (0.32-1.19)
	III	kg/D-fuente	0.25 (0.13-0.39)
	IV	kg/D-fuente	0.005 (0.002-0.016)
	V	kg/D-fuente	0.20 (0.09-0.49)
Válvulas con línea terminal abierta	I	kg/D-fuente	0.05 (0.017-0.17)
	I	kg/D-fuente	0.061 (0.02-0.027)
Bridas (conexiones)	I	kg/D-fuente	0.061 (0.02-0.027)
	IV	kg/D-fuente	0.50 (0.21-1.2)
Sellos de bombas	III	kg/D-fuente	2.7 (1.7-4.0)
	IV	kg/D-fuente	0.50 (0.21-1.2)
Sellos de compresores	II	kg/D-fuente	15 (7.1-31)
	V	kg/D-fuente	1.2 (0.5-2.5)
Drenes de proceso	I	kg/D-fuente	0.76 (0.25-2.2)
Válvulas de relevo de tanques presurizados	II	kg/D-fuente	8.9 (1.1-14)
Tanques de almacenamiento			
	P.V. > 1.5 psia (techo fijo)	kg/1000 B capacidad refinería	20.91
	P.V. > 1.5 psia (techo flotante)	kg/1000 B capacidad almacenamiento	2.13
	P.V. < 1.5 psia (techo fijo)	kg/1000 B capacidad almacenamiento	0.713
Torres de enfriamiento	-	kg/m <sup>3</sup> capacidad agua de enfriamiento	7.05416 x 10 <sup>-3</sup>
	-	kg/1000 B alimentación refinería	4.536
Separadores aceite/agua		kg/1000 B alimentación refinería	90.72

- I. todas las corrientes de hidrocarburos y orgánicos
- II. corrientes gaseosas, hidrocarburos gas/vapor a las condiciones de proceso
- III. corrientes líquidas ligeras y gas/líquido (líquidos con P.V. > P.V. del keroseno)
- IV. corrientes líquidas pesadas (líquidas con P.V. ≤ P.V. del keroseno)
- V. corrientes de hidrógeno (o corrientes conteniendo mas del 50% de H<sub>2</sub> por volumen)

Los factores de emisión de HCT en el manejo y distribución de gasolinas en refineries se presenta en la Tabla XVIII.

Tabla XVIII. Factores de emisión de HCT por carga de gasolinas en terminales de llenado (EPA, 1970b).

Operaciones	Factor de emisión de HCT
Llenado de carros tanque a chorro	0.964 Kg/m <sup>3</sup> cargados
Llenado de carros tanque por inmersión	0.576 Kg/m <sup>3</sup> cargados
Llenado de buques tanque	0.480 Kg/m <sup>3</sup> cargados
Llenado de estaciones de servicio a chorro	1.35 Kg/m <sup>3</sup> cargados
Llenado de estaciones de servicio por inmersión	0.858 Kg/m <sup>3</sup> cargados
Llenado de tanques de automotores	1.36 Kg/m <sup>3</sup> cargados

La EPA propone otras metodologías para estimación de emisiones para plantas de procesamiento de gas natural/gasolinas; tal es el caso de considerar el tamaño de la planta y el número de componentes con potencial de emisión (por ej.: sellos de bombas, compresores, conexiones y bridas etc.). La metodología consiste en ubicar el tamaño de la planta dentro de un tamaño modelo pre-establecido en base al número de componentes, interpolándose los factores. La Tabla XIX presenta estos factores (EPA, 1981).

Tabla XIX. Factores de emisión de HCT y COV para unidades tipo de plantas de procesamiento de gas natural/gasolina en refinerías de petróleo (EPA, 1981).

Tipo de componente	Factor de emisión base kg/D	Número de componentes por planta			Factor de emisión base (kg/D)			Σ del total de emisión
		Modelo A (10 tanques) <sup>a</sup>	Modelo B (30 tanques)	Modelo C (100 tanques)	Modelo A	Modelo B	Modelo C	
Válvulas	0.18(0.48)	250	750	2500	45 (120)	135 (350)	450 (1200)	57 (59)
Válvulas de alivio	0.33(4.5)	4	12	40	1.3 (18)	4.0 (54)	13 (180)	2 (09)
Líneas de proceso (terminación abierta)	0.34(0.53)	50	150	500	17 (27)	51 (80)	170 (265)	22 (13)
Sellos de compresores	1.0 (4.9)	2	6	20	2 (9.8)	6.0 (29)	20 (98)	3 (05)
Sellos de bombas	1.2 (1.5)	2	2	20	2.4 (3.0)	7.2 (9.0)	24 (30)	3 (01)
Bridas y conexiones	0.011(0.026)	1000	3000	10000	11 (26)	33 (78)	110 (260)	14 (13)
total de emisiones base:					79 (204)	236 (610)	787 (2033)	

Notas :

<sup>a</sup>. Tanque es considerado en este caso, como cualquier recipiente importante en el proceso como por ejemplo : reactor, columnas, mezcladores etc.

##. Los números sin paréntesis indican los valores de emisión de COV

(##). Los números con paréntesis indican los valores de emisión de HCT

Las unidades petroquímicas, incluyendo algunos procesos de síntesis orgánica, han sido consideradas por la EPA únicamente cuando el potencial de emisión de HCT y/o COV es significativo (EPA, 1980b), aunque en ocasiones existen factores para procesos específicos. La Tabla XX presenta los factores de emisión para una unidad típica de ciclohexano (EPA, 1980b).

Tabla XX. Factores de emisión de COV para una unidad pequeña de producción de ciclohexano (EPA, 1983).

Fuente	Factor de emisión de COV, Kg/hr
Válvulas con manejo de gas	0.017
Válvulas con manejo de líquidos ligeros	0.008
Válvulas de alivio de presión	0.064
Sellos de bombas	0.255
Sellos de compresores	0.264

La producción de amoniaco ya ha sido cubierta por la EPA en cuanto al desarrollo de factores de emisión (EPA, 1983). En la Tabla XXI se presentan los factores de emisión de HCT y partículas para plantas típicas de amoniaco sin equipo de control de emisiones (EPA, 1983).

Tabla XXI. Factores de emisión de HCT y partículas para plantas típicas de amoniaco sin equipo de control de emisiones (EPA, 1983)

Punto de emisión	Contaminante	Kg emitido/ton NH3
Reformador primario (con combustión de gas natural)	metano	0.0056
	COV sin metano	0.0061
	partículas	0.065(a)
Regenerador de CO2	COV sin metano	0.520(b)
Columnas de agotamiento de vapor condensado	COV sin metano	0.600(c)
Unidades de desulfurización	COV sin metano	3.600

(a): las partículas no discriminan por tipo de compuesto

(b): 0.05 Kg/ton de NH3 consisten de monoetanolamina

(c): principalmente metanol

La EPA ha clasificado ha numerosas sustancias orgánicas como potencialmente peligrosas. aún si estas se presentan en fase vapor (EPA, 1986). En base ha esta condición, la EPA ha estudiado un gran número de procesos industriales de producción de estos compuestos (Atmospheric Sciences Research Laboratory, 1986). A partir de esta información, se han extraído factores de emisión para su aplicación a procesos de producción presentes en la zona industrial de Minatitlán, y son los siguientes:

Plantas de acrilonitrilo:

12 Kg de COV (como acrilonitrilo)/ton de acrilonitrilo producido

Plantas de benceno:

2.55 Kg de COV (como benceno)/ton de benceno producido

Plantas de tolueno:

10.85 Kg de COV (como tolueno)/ton de tolueno producido

Plantas de fenol:

34.62 Kg de COV (como fenol)/ton fenol producido

Plantas de xilenos (o-xileno y p-xileno):

4.83 Kg de COV (como xilenos)/ton de xilenos producida

Otra metodología desarrollada por la EPA para estimar las emisiones de plantas de síntesis orgánica, consiste en calcular las emisiones de COV en base al número de componentes de equipo y tipo de fluido manejado, en un procedimiento similar al presentado para las unidades tipo de gas natural/gasolina (EPA, 1980b). La Tabla XXII señala como están definidas estas unidades, y la Tabla XXIII presenta los factores de emisión para aplicarlos a procesos industriales de síntesis orgánica, en base a las unidades modelo anteriores (EPA, 1980b).

Tabla XXII. Definición de las unidades modelo en la industria de síntesis orgánica para estimación de emisiones fugitivas de COV (EPA, 1980b).

Componente	Número de componentes por unidad		
	Modelo A	Modelo B	Modelo C
<b>Sellos de bombas</b>			
líquidos ligeros			
sello mecánico sencillo	5	19	60
sello mecánico doble	3	10	31
sin sello	0	1	1
líquidos pesados			
sello mecánico sencillo	5	24	73
sello empacado	2	6	20
<b>Válvulas en líneas de proceso</b>			
vapor	90	365	1117
líquidos ligeros	84	365	1037
líquidos pesados	84	335	1037
<b>Válvulas de alivio de presión</b>			
vapor	11	42	130
líquidos ligeros	1	4	13
líquidos pesados	1	4	14
<b>Sellos de compresores</b>	1	1	8
<b>Conexiones para muestreo</b>	26	104	320
<b>Bridas y conexiones</b>	600	2400	7400

## 2.b Factores de emisión de HC y COV en sistemas de almacenamiento

Los tanques de almacenamiento de hidrocarburos y orgánicos líquidos son fuentes potenciales de emisión importantes, como ya se señaló en el capítulo anterior.

Tabla XXIII. Factores de emisión de COV para unidades tipo de síntesis orgánica.  
(EPA, 1980b)

Fuente de emisión fugitiva	Emisiones sin control					
	Unidad Modelo A		Unidad Modelo B		Unidad Modelo C	
	kg/hr	%del total	kg/hr	%del total	kg/hr	%del total
Bombas (sellos)	1.1	14	4.08	14	12.78	14
líquidos ligeros	0.96		3.48		10.92	
líquidos pesados	0.14		0.60		1.86	
Válvulas en líneas de proceso	2.76	36	11.11	38	34.14	37
vapor	1.89		7.66		23.46	
líquidos ligeros	0.84		3.35		10.37	
líquidos pesados	0.025		0.10		0.31	
Válvulas de alivio de presión	1.78	23	6.78	23	21.0	23
vapor	1.76		6.72		20.8	
líquidos ligeros	0.006		0.024		0.078	
líquidos pesados	0.009		0.036		0.13	
Válvulas y líneas con terminación abierta	1.03	13	4.14	14	12.75	14
vapor	0.225		0.925		2.88	
líquidos ligeros	0.66		2.65		8.13	
líquidos pesados	0.14		0.57		1.74	
Compresores (sellos)	0.44	6	0.88	3	3.52	4
Conexiones para muestreo	0.39	5	1.56	5	4.80	5
Bridas y conexiones	0.18	2	0.72	2	2.22	5
<b>Total de todas las fuentes</b>	<b>7.68</b>		<b>29.3</b>		<b>91.2</b>	



Tabla XXIV. Factores de emisión de HCT y COV por evaporación en tanques de almacenamiento de techo fijo (EPA, 1973c)

Producto	Relación de presión de vapor	Peso Molecular kg/mol	Pérdidas por respiración		Pérdidas por trabajo kg/D*1000 lts de cantidad diaria almacenada
			Tanque en buenas condiciones kg/D*1000 lts	Tanque en malas condiciones kg/D*1000 lts	
Petróleo crudo		64.5	0.018	0.020	0.088
Gasolina		56.8	0.026	0.031	1.100
Combustible nafta		63.3	0.0033	0.0095	0.29
Queroseno		72.7	0.0043	0.0048	0.12
Acetona	0.543	58.1	0.011	0.013	0.45
Hidróxido de amonio (al 28%)	1.53	35.1	0.018	0.021	0.76
Benceno	0.210	78.1	0.0057	0.0069	0.24
Alcohol isobutílico	0.0263	74.1	0.00067	0.0079	0.028
Alcohol terbutílico	0.0843	74.1	0.0021	0.0026	0.90
Tetracloruro carbonó	0.264	153.8	0.014	0.016	0.58
Ciclohexano	0.230	84.2	0.0067	0.0079	0.28
Ciclopentano	0.776	70.1	0.019	0.022	0.77
Acetato de etilo	0.210	88.1	0.0062	0.0074	0.27
Alcohol etílico	0.120	46.1	0.0019	0.0022	0.079
n-Heptano	0.103	100.2	0.0036	0.0040	0.15
n-Hexano	0.353	36.2	0.010	0.012	0.43
Acido cianhídrico	1.42	27.0	0.13	0.015	0.54
iso-Octano	0.112	114.2	0.0043	0.0051	0.18
iso-Pentano	1.86	72.2	0.047	0.053	0.080
Alcohol esopropílico	0.0933	60.1	0.0019	0.0022	0.080
Alcohol metílico	0.272	32.0	0.0031	0.0034	0.13
n-Pentano	1.26	72.2	0.032	0.036	1.30
Tolueno	0.0594	92.1	0.0019	0.022	0.077

La mayoría de los compuestos POM tienen un punto de fusión elevado y son sólidos extremadamente solubles en agua. Se han encontrado que los POM están asociados con partículas aerosoles menores a 5  $\mu\text{m}$  de diámetro (EPA, 1987). Las partículas que contienen POM son dispersadas y transportadas por el aire como si fuesen gases hasta grandes distancias de la fuente emisora. El origen de los POM es la combustión incompleta de combustibles sólidos, líquidos o gases. La velocidad de formación de POM y la tasa de emisión depende de factores como: características del combustible quemado o incinerado, así como del modo de operación (combustión). Los factores de emisión de POM para fuentes estacionarias han sido recopilados por la EPA (1987). Los factores de emisión de POM para combustión de gas natural, combustóleo y petróleo diáfano se presentan en la Tabla XXV.

Tabla XXV. Factores de emisión para POM por operaciones de combustión de combustibles fósiles (EPA, 1987).

Combustible	Factor de emisión	POM (componentes)
gas natural	4.68 E-13 g/Kcal	pireno, fluoranteno, coroneno benzo-(g,h,i)-perileno
	7.06 E-07 g/m3 quemado	benzo-( $\alpha$ )-pireno
combustóleo	1.02 E-07 g/Kcal	fenantreno, fluorantreno, metilantraceno, pirenos
(unidades pequeñas)	1.41 E-03 g/m3 quemado	benzo-( $\alpha$ )-pireno
(unidades grandes)	1.76 E-08 g/m3 quemado	benzo-( $\alpha$ )-pireno
petróleo diáfano	4.05 E-10 g/Kcal	pireno, fluoranteno, benzo-(g,h,i)-perileno coroneno

Algunos procesos por la naturaleza de los mismos, producen y emiten cantidades importantes de POM, tal es el caso de las unidades TCC y FCC de las refinarias, especialmente en la operación de regeneración del catalizador. La Tabla XXVI presenta los factores de emisión para estos casos.

Por otro lado, existen algunos procesos que no pertenecen a la química orgánica, pero que están presentes en la industria establecida en Minatitlán, como el caso de la unidad Minatitlán de Fertimex. En esta unidad, la planta de urea es una emisora importante de partículas, y que como se mencionó en el capítulo anterior, no son compuestos orgánicos en el sentido estricto de la palabra y tampoco son considerados material de tipo POM.

Las partículas consisten de urea  $[\text{CO}(\text{NH}_2)_2]$ . Su origen no es ningún proceso de combustión, sino que proceden de las diversas operaciones de la producción de urea.

Tabla XXV. Factores de emisión de POM para unidades de desintegración catalítica (EPA, 1987).

Factores de emisión de POM, µg/S de carga fresca y reciclada							
Tipo de unidad	Punto de emisión					perileno fluoranteno antraceno coroneno antraceno fenantreno	Total
		benzo(l)pireno	pireno	benzo(e)pireno	benzo(g,h,i)pireno		
FCC	Escape del regenerador sin control	169	9 402	1 221	146	140 758	151 696
FCC	Escape del recuperador de calor de gases de CO	11	92	13	18	59	193
TCC elevador de aire	Escape del regenerador	79 333	214 000	47 667	56 667	292 203	689 870
TCC elevador de congilonas	Escape del regenerador	16	320	41		83	460

El cuadro siguiente, indica una selección de factores de emisión para la manufactura de urea en las diferentes etapas de la producción (EPA, 1984c).

Etapa de producción	Factor de emisión	
	sin equipo de control	con equipo de control
	Kg/ton de urea	Kg/ton de urea
formación de solución y concentración	0.0105	---
formación de sólidos:		
prilado en lecho no fluidizado	1.90	0.032
prilado en lecho fluidizado	3.1	0.39
granulación en tambores	120.0	0.115
enfriamiento en tambor rotatorio	3.72	0.10
empacado	0.095	---

### 3. Modelo de pronóstico de dispersión de contaminantes

#### 3.a Antecedentes

La técnica de modelamiento matemático de dispersión de contaminantes atmosféricos mas utilizado y reconocido por organismos internacionales como la EPA y la Organización Mundial Meteorológica, está basado en una ecuación de distribución gaussiana. Este modelo surgió después de los trabajos experimentales de Pasquill (1961) y Gifford (1961). Pasquill desarrolló una técnica de codificación de dispersión de contaminantes emitidos por fuentes puntuales elevadas y su concentración al nivel del suelo, en función de la altura y ancho de las plumas de los contaminantes viento abajo de las fuentes. Gifford, encontró que existía una semejanza entre los parámetros de altura y ancho obtenidos por Pasquill, con las desviaciones estándar de la distribución de concentraciones en la vertical y en la horizontal.

El trabajo de Gifford concluyó que, una pluma de contaminantes presenta una distribución gaussiana, y que la distribución de concentración de contaminantes en un momento y en un punto dados de la pluma viento abajo, puede ser expresada en términos de una ecuación gaussiana generalizada.

### 3.b Ecuación de dispersión gaussiana

La ecuación de dispersión gaussiana puede escribirse para un sistema de tres dimensiones de la forma siguiente:

$$\chi \frac{(x,y,z)u}{Q} = \frac{1}{2\pi\sigma_y \sigma_z} \left[ \exp - \frac{(z-H)^2}{2\sigma_z^2} + \exp - \frac{(z+H)^2}{2\sigma_z^2} \right] \cdot \left[ \exp - \frac{-y^2}{2\sigma_y^2} \right] \quad (3)$$

donde:

- $\chi$  = concentración, g/m<sup>3</sup> (evaluada en x,y,z viento abajo de la fuente)
- $Q$  = intensidad de emisión, g/seg
- $u$  = intensidad de viento, m/seg
- $\sigma_y$  = desviación estándar de la distribución de la concentración del contaminante en la transversal del eje central de la pluma, m
- $\sigma_z$  = desviación estándar de la distribución de la concentración del contaminante en la vertical del eje central de la pluma, m
- $H$  = altura efectiva de emisión, m

La ecuación (3), señala que la concentración de un contaminante emitido continuamente por una fuente emisora y en un punto viento abajo de la misma, es proporcional a la intensidad de emisión y que es diluida a una razón inversamente proporcional a la intensidad del viento. Las suposiciones básicas de aplicación de esta ecuación son: el contaminante se considera como no reactivo durante el periodo de estudio, esto es, se considera conservativa; las concentraciones resultantes representan promedios de concentraciones similares a los que se obtendrían si se realizara un muestreo para un punto de interés en un periodo máximo de hasta una hora; el terreno es plano; la dirección e intensidad de viento permanecen casi constantes en ese periodo; y la intensidad de emisión permanece constante (Turner, 1970; Stern, 1984). La Figura 18 presenta el sistema gaussiano.

La ecuación (3) puede ser rearmada para aplicarla a diferentes situaciones de interés. Para el caso de estimación de concentraciones a nivel del suelo (z=0), la ecuación (3) se modifica a:

$$\chi(x,y,0:H) = \frac{Q}{\pi \sigma_y \sigma_z u} \left[ \exp - \frac{1}{2} \left[ \frac{y}{\sigma_y} \right]^2 \cdot \exp - \frac{1}{2} \left[ \frac{H}{\sigma_z} \right]^2 \right] \quad (4)$$

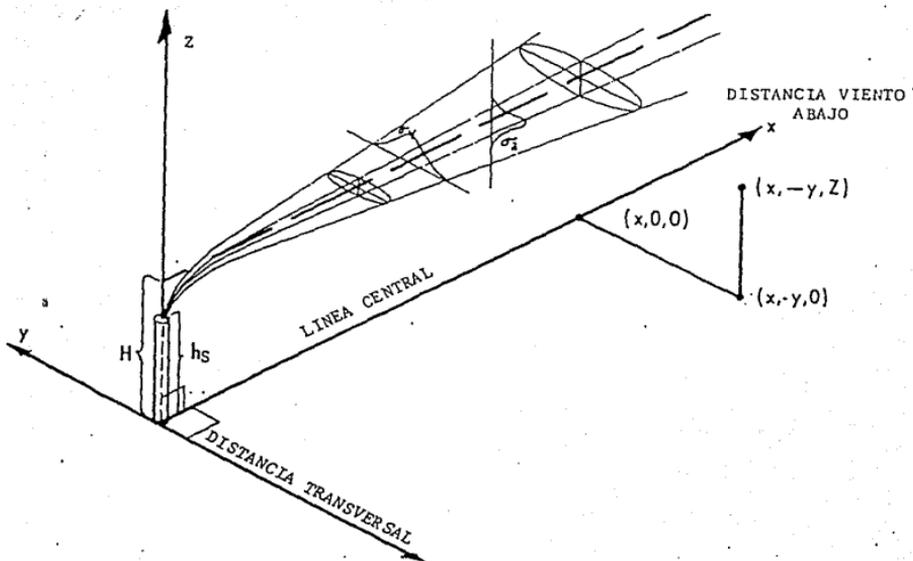


Figura 18.. Sistema de coordenadas gausiano.

Cuando se requiere calcular la concentración a lo largo de la línea central de la pluma ( $y=0$ ), y también sobre el nivel del suelo, la ecuación (3) es ahora:

$$\chi(x, 0, 0; H) = \frac{Q}{\pi \sigma_y \sigma_z u} \left[ \exp - \frac{1}{2} \left[ \frac{H}{\sigma_z} \right]^2 \right] \quad (5)$$

Para el caso de una fuente emisora con altura efectiva de emisión al nivel del piso:

$$\chi(x, 0, 0; 0) = \frac{Q}{\pi \sigma_y \sigma_z u} \quad (6)$$

Las ecuaciones (3), (4), (5) y (6) se aplican cuando existen condiciones de mezclado vertical ilimitado (altura de mezcla muy elevada).

Para el caso de condiciones de clase inestable o neutra, en donde  $\sigma z$  sea mayor a  $1.6 \cdot L$  ( $L$  es la altura de la capa de mezcla en metros), se utiliza:

$$\chi(x, y, 0; H) = \frac{Q}{u \sqrt{2\pi} \sigma y} \cdot \left[ \exp - \frac{1}{2} \left[ \frac{y}{\sigma y} \right]^2 \right] \cdot \frac{1}{L} \quad (7)$$

Cuando se tienen condiciones inestable o neutra, y en donde  $\sigma z$  sea menor a  $1.6 \cdot L$ , se utiliza la ecuación (8):

$$\chi(x, y, z; H) = \frac{Q}{u} \cdot \frac{\left[ \exp - \frac{1}{2} \left[ \frac{y}{\sigma y} \right]^2 \right]}{\sqrt{2\pi} \sigma y} \cdot \frac{G}{\sqrt{2\pi} \sigma z} \quad (8)$$

en donde:

$$G = \sum_{N=-4}^4 \exp - \frac{1}{2} \left[ \frac{z-H + 2NL}{\sigma z} \right]^2 + \exp - \frac{1}{2} \left[ \frac{z+H + 2NL}{\sigma z} \right]^2 \quad (9)$$

siempre y cuando  $H$  y  $z$  sean menores a  $L$ .

Finalmente, si se requiere la ecuación de dispersión (8) para la estimación al nivel del suelo ( $z=0$ ):

$$G = \sum_{N=-4}^4 \exp - \frac{1}{2} \left[ \frac{-H + 2NL}{\sigma z} \right]^2 + \exp - \frac{1}{2} \left[ \frac{H + 2NL}{\sigma z} \right]^2 \quad (10)$$

### 3.c Factores de dispersión $\sigma y$ y $\sigma z$

Los parámetros o factores de dispersión  $\sigma y$  y  $\sigma z$  varían con la estructura turbulenta de la atmósfera, la altura de sobre la superficie, el tipo de topografía, el tiempo promedio sobre el cual se hará la estimación, la intensidad del viento y la distancia a partir de la fuente. Estos factores, ya han sido determinados experimentalmente y correlacionados con diversas observaciones típicas realizadas en estaciones meteorológicas, como la intensidad y dirección del viento (medido a 10 m sobre la superficie), radiación solar incidente y cantidad o fracción de cielo cubierto (Pasquill, 1961).

La Tabla XXVII presenta la clasificación de los diferentes tipos de estabilidad atmosférica (Turner, 1970).

Tabla XXVII. Categorías de estabilidad de acuerdo a Pasquill

Intensidad de viento (a 10 m)  m/seg	Día			Noche	
	Radiación solar incidente			Cielo poco cubierto por nubes ó 1/4/8 de nubes bajas	Cielo ≥ 3/8 de nubes
	Fuerte	Moderada	Débil		
<2	A	A-B	B	E	E
2-3	A-B	B	C	E	F
3-5	B	B-C	C	D	E
5-6	C	C-D	D	D	D
>6	C	D	D	D	D

nota: se deberá suponer una estabilidad neutral clase "D" para condiciones de cielo cubierto total durante el día o durante la noche con vientos de calma (<2 m/seg)

clave: A = muy inestable  
 B = inestable  
 C = ligeramente inestable  
 D = neutral  
 E = estable  
 F = muy estable

Los parámetros de dispersión también están relacionados con la distancia viento abajo y su valor puede estimarse por medio de ajustes matemáticos. La Tabla XXVIII presenta estos métodos matemáticos (Wu, 1982; Stern, 1984).

### 3.d Altura efectiva de emisión

La altura efectiva es la suma de la altura física de la chimenea (o fuente) más la elevación de la pluma, hasta donde se encuentre en un nivel horizontal paralelo al suelo. La estimación de la altura efectiva de emisión, puede realizarse por diversos procedimientos. El método de Briggs es el más utilizado (Rau y Wooten, 1980). Este método se basa en el parámetro conocido como flujo boyante, F:

$$F = 2.45 \cdot V_s \cdot d^2 \cdot (T_s - T) / T_s \quad (11)$$

donde:

$V_s$  = velocidad de salida de los gases, m/seg  
 $T_s$  = temperatura de salida de los gases, °K  
 $T$  = temperatura ambiente, °K  
 $d$  = diámetro de la chimenea, m  
 $F$  = parámetro de boyancia,  $m^4/seg^3$

Tabla XXVIII. Procedimientos matemáticos para estimar factores de dispersión (Wu, 1982; Stern, 1984)

-----  
 1. Método para cálculo de  $\sigma_y$  (dispersión horizontal)  
 -----

Estabilidad	Parámetro, T
A	$T = 24.167 - 2.5334 \ln X$
B	$T = 18.333 - 1.8096 \ln X$
C	$T = 12.5 - 1.0857 \ln X$
D	$T = 8.333 - 0.7238 \ln X$
E	$T = 6.25 - 0.5428 \ln X$
F	$T = 4.1666 - 0.3619 \ln X$

$$\sigma_y = 465.116 X \tan T$$

donde: X = distancia viento abajo, Km  
 -----

2. Método para cálculo de  $\sigma_z$  (dispersión vertical)  
 -----

Estabilidad	$\sigma_z$
A	$\sigma_z = \exp [6.12678 + N^*(2.21445 + N^*(-0.041129 + N^*(-0.379863 + N^*(-0.099597))))]$
	cuando $X \leq 4.5$ Km
	$\sigma_z = 500 X^2$ ; cuando $X \geq 4.5$ Km
B	$\sigma_z = \exp [4.686302 + N^*(1.06255 + N^*(0.018771))]$
C	$\sigma_z = 61.141032 X^{(0.914651)}$
D	$\sigma_z = \exp [3.416367 + N^*(0.729577 + N^*(-0.031207))]$
E	$\sigma_z = \exp [3.057629 + N^*(0.67089 + N^*(-0.044892))]$
F	$\sigma_z = \exp [2.625488 + N^*(0.658866 + N^*(-0.054137))]$

donde: N = ln X

X = distancia viento abajo, Km  
 -----

El parámetro F, es utilizado en varias ecuaciones empíricas que están a su vez en función del tipo de estabilidad atmosférica y de otro factor,  $X^*$ , que es la distancia horizontal en Km, y es el punto en el que la boyancia ha dejado de dominar en el mecanismo de elevación de la pluma, pasando a ser la turbulencia el mecanismo promotor del ascenso (Briggs, 1965).

$$X^* = 14 F^{5/8} \quad , \quad \text{m (cuando } F < 55) \quad (12)$$

$$X^* = 34 F^{2/5} \quad , \quad \text{m (cuando } F > 55) \quad (13)$$

ahora, si:  $X/X^* \leq 3.5$  . entonces:

$$\Delta h = \frac{1.6 F^{1/3} X^{2/3}}{\bar{u}} \quad (14)$$

y si:  $X/X^* \geq 3.5$  . entonces:

$$\Delta h = \frac{1.6 F^{1/3} (3.5 X)^{2/3}}{\bar{u}} \quad (15)$$

donde:  $X$  = distancia a partir de la fuente al receptor, m  
 $\bar{u}$  = intensidad promedio del viento en la boca de la chimenea, m/seg  
 $\Delta h$  = altura de la pluma sobre la chimenea, m

En el caso en el que la estabilidad sea tipo E (estable), se requiere del parámetro,  $S$ :

$$S = g \frac{\delta\theta/\delta z}{T} \quad (16)$$

donde:  $g = 9.8 \text{ m/seg}^2$   
 $\delta\theta/\delta z$  = gradiente térmico atmosférico, °K/m  
 $T$  = temperatura ambiente, °K

Por aproximación, se pueden establecer dos condiciones. Para estabilidad tipo E (estable),  $\delta\theta/\delta z = 0.02 \text{ °K/m}$ ; y para estabilidad tipo F (inestable),  $\delta\theta/\delta z = 0.035 \text{ °K/m}$

Una vez obtenido el factor ,  $S$ . se estima el valor  $\Delta h$  con:

$$\Delta h = 2.6 \left[ \frac{F}{\bar{u} S} \right]^{1/3} \quad (17)$$

Para estimar,  $\bar{u}$ , a la altura de la boca de la chimenea se pueden utilizar los exponentes de DeMarris y su ecuación (1959):

Estabilidad	A	B	C	D	E	F
Exponente (p)	0.10	0.15	0.20	0.25	0.25	0.25

$$\bar{u}(z) = u(z/z_0)^P \quad (18)$$

donde:  $\bar{u}$  = intensidad de viento promedio en la boca de la chimenea, m  
 $u(z)$  = intensidad de viento medida a 10 m de la superficie, m  
 (10)  $z$  = altura a la boca de la chimenea, m  
 $z_0$  = 10 m

Finalmente, la altura efectiva es:

$$H = \Delta h + h \quad (19)$$

donde:  $H$  = altura efectiva de emisión, m  
 $h$  = altura física de la chimenea, m  
 $\Delta h$  = altura de la pluma sobre la chimenea, m

### 3.e Sistema de coordenadas en modelos de dispersión

Para estimar concentraciones de más de una fuente, muchas veces es conveniente el utilizar un plano de coordenadas para la localización tanto de las fuentes como de los receptores. Así, Así, dadas las coordenadas  $R, S$  en un sistema Este-Norte, la distancia viento abajo,  $X$ , y la distancia transversal  $Y$ , de una fuente puntual a partir de un receptor (caso inverso) esta dada por:

$$X = (S_F - S_R) \cos \theta + (R_F - R_R) \sin \theta \quad (20)$$

$$Y = (S_F - S_R) \sin \theta + (R_F - R_R) \cos \theta \quad (21)$$

donde:  $R_F, S_F$  = coordenadas de la fuente

$R_R, S_R$  = coordenadas del receptor

$\theta$  = dirección de donde sopla el viento

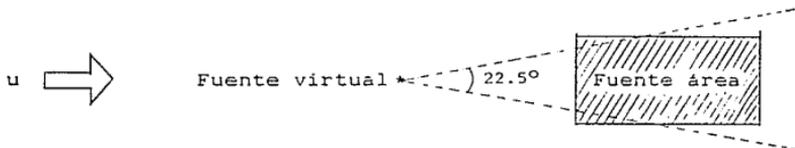
Wu (1982), propone el siguiente sistema de ecuaciones para un sistema con origen en (0,0), con la fuente localizada en  $(r, \theta)$  y con un receptor localizado en  $(R, \phi)$ , y con el viento soplando de la dirección  $\Omega$ :

$$X = (((r \sin \theta) - (R \sin \phi)) \cos \Omega - 90^\circ) - (((r \cos \theta) - (R \cos \phi)) \sin \Omega - 90^\circ) \quad (22)$$

$$Y = (((r \cos \theta) - (R \cos \phi)) \cos \Omega - 90^\circ) + (((r \sin \theta) - (R \sin \phi)) \sin \Omega - 90^\circ) \quad (23)$$

### 3.f Otras consideraciones

En la practica se recomienda que, en el caso que se tenga un grupo o conglomerado de fuentes, se considere como si existiera una sola fuente virtual y se denomina a esto una fuente área. Es decir, se considera un área que incluya todo el conglomerado y se supone que la intensidad total de emisión es la suma de todas las emisiones confinadas dentro de esta área, suponiéndose además que existe una fuente virtual puntual localizada en un ángulo de  $22.5^\circ$  viento arriba de la fuente área con una altura promedio, H, obtenida a partir de todas las fuentes:



### 4. Criterios generales de aplicación de modelo a Minatitlán

La concentración de fondo debe ser considerada al modelar la calidad del aire de una zona de interés. Esta concentración es aquella que no es debida a la emisión de las fuentes en estudio, sino que es acarreada ya por el viento que llega a la región. El procedimiento para considerar este factor es sumar el valor de la concentración de fondo a la concentración pronosticada:

$$C_{\text{fondo}} + C_{\text{modelo}} = C_{\text{real}}$$

La falta de disponibilidad de información técnica respecto a dimensiones físicas y número exacto de componentes de proceso, gastos reales de flujo, localización exacta en el espacio y temperaturas de gases de chimenea por citar varios ejemplos, limita la aplicación directa de la metodología ya discutida.

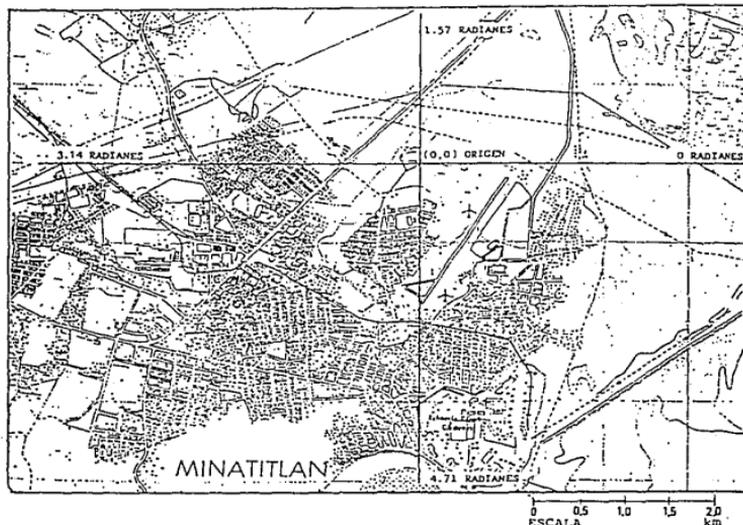
Sin embargo, es posible aplicar criterios que permiten aproximarse a las condiciones reales. Los criterios pueden ser, similitud con plantas similares o datos reportados en la literatura, o bien, considerar un área de proceso como fuente área en base a procedimientos especiales. Para el caso de la Refinería de Minatitlán, se utilizó la información disponible para esa misma y de otras refinerías de Pemex con procesos similares. Este caso puede ejemplificarse con la obtención de información de calderas y datos fisicoquímicos de los gases de salida de las mismas, a partir de datos de la Refinería de Azcapotzalco (Pemex, 1972), y aplicando procedimientos de cálculo de altura de chimeneas presentados por Fryling et al. (1967) y Servens et al. (1976).

Para otras industrias, se consideró que la calderas y las torres de enfriamiento podrían suponerse como de tamaño estándar común.

Las dimensiones de las diversas áreas de proceso y las distancias relativas entre las fuentes fueron obtenidas de los planos 1, 2 y 3; de documentos y planos de la Secretaría de Programación y Presupuesto; así como de fotografías aéreas de la Compañía Aerofoto S.A.

Para la localización de las fuentes emisoras consideradas en este estudio, se empleó el sistema polar de coordenadas. El origen de este sistema quedó ubicado en el extremo Norte del antiguo aeropuerto de Minatitlán, por conveniencia para la aplicación del modelo de dispersión (Bravo, 1988) (Plano 4). Las coordenadas para cada punto se expresan como:

- $r$  = magnitud de la distancia respecto al origen, m
- $\phi$  = ángulo en radianes para un punto X,Y respecto al origen



Plano 4. Origen y sistema de coordenadas polares empleado para la localización de las diversas fuentes de emisión en el modelo de fuentes múltiples en Minatitlán.

Se consideró una temperatura atmosférica promedio de 25.5°C, la cual es la temperatura promedio anual.

Finalmente, para evaluar en forma preliminar el modelo desarrollado, se utilizaron resultados de monitoreo atmosférico de HCT y datos de meteorología de un estudio de contaminación atmosférica realizado en 1981 por Bravo *et al.* A partir de esta misma información se obtiene la concentración de fondo.

## VII. RESULTADOS

### 1. Inventario de emisiones

El inventario de emisiones de HC, COV y HCT (HC + COV), así como de partículas tipo POM para fuentes industriales localizadas en la Minatitlán se presenta en la Tabla C-1 del Apéndice C. En esta tabla se presentan datos como: punto de estimación de emisión, y tipo de fuente emisora. Cabe señalar que en este inventario, los compuestos aromáticos fueron considerados como COV.

En la Tabla C-2 (Apéndice C), se presenta información referente a aspectos como: punto de localización de las fuentes estudiadas respecto al plano de referencia propuesto (Plano 4), altura de chimenea o emisión, altura efectiva observada (cuando se conocía este dato) o boyancia calculada, distancia virtual calculada (en los casos de fuentes área) y clasificación del tipo de fuente, todos estos datos requeridos para la aplicación del modelo de pronóstico de dispersión. La clasificación del tipo de fuente es de la siguiente forma: fuente puntual, fuente puntual agrupada (varias fuentes similares en dimensiones y emisión) y fuente área.

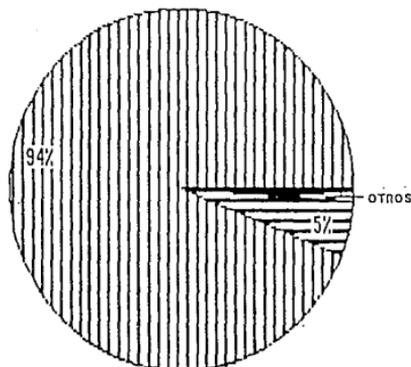
El resultado del inventario de emisiones para HC, COV, POM y partículas de urea, se presenta en la Tabla XXIX.

Tabla XXIX. Total de emisiones estimadas de HC, COV, POM y partículas de urea de origen industrial en Minatitlán, Ver.

Grupo de emisión	Emisión g/seg
<b>Hidrocarburos</b>	
C1 a C5 y trazas de aromáticos	569.32
<b>Compuestos Orgánicos Volátiles</b>	
Aldehidos, acroleina, fenoles y aromáticos	223.15
<b>Material Particulado Orgánico Policíclico</b>	
Benzopirenos, fenantrenos y otros	0.07
<b>Partículas de urea</b>	66.29

El porcentaje de contribución por industria a las emisiones de HC, COV, HCT y POM en Minatitlán, se presenta en las Figuras 19, 20 y 21.

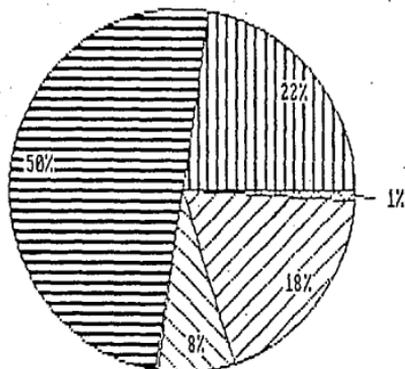
CONTRIBUCION DE HC EMITIDOS



PLANTA

- ▨ REF. MINATITLAN (532.49 g/SEG)
- ▨ C. COSOLEACAQUE (29.63 g/SEG)
- ▨ FERTIMEX (3.06 g/SEG)
- ▨ CELANESE (3.379 g/SEG)
- ▨ FENOQUIMIA (0.230 g/SEG)
- ▨ ALBAMEX (0.520 g/SEG)

CONTRIBUCION DE COV EMITIDOS

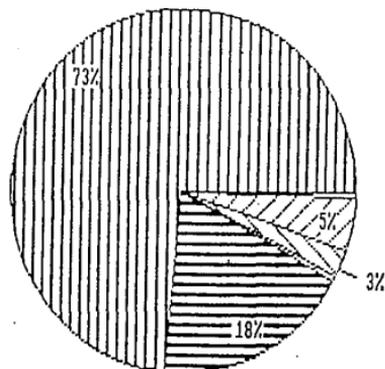


PLANTA

- ▨ REF. MINATITLAN (49.69 g/SEG)
- ▨ C. COSOLEACAQUE (111.66 g/SEG)
- ▨ FERTIMEX ( 0.48 g/SEG)
- ▨ CELANESE ( 17.84 g/SEG)
- ▨ FENOQUIMIA (41.13 g/SEG)
- ▨ ALBAMEX (2.34 g/SEG)

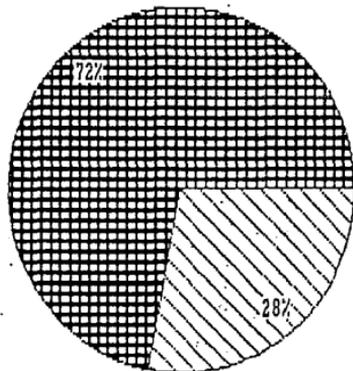
Figura 19. Porcentaje de contribución y estimación de emisiones de hidrocarburos y compuestos orgánicos volátiles por planta industrial en Minatitlán Veracruz.

CONTRIBUCION DE HCI (HC + COV)



- PLANTA
- REF. MINATITLAN (582.19 g/seg)
  - C. COSOLECAQUE (141.29 g/seg)
  - FERTIMEX (5.540 g/seg)
  - CELANESE (21.21 g/seg)
  - FENOQUIMIA (41.36 g/seg)
  - ALBAMEX (2.86 g/seg)

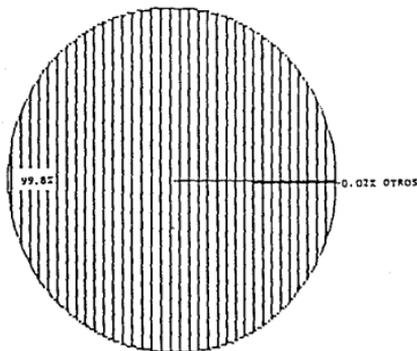
CONTRIBUCION POR COMPUESTO



- HIDROCARBUROS (569.319 G/SEG)
- COMP. ORGANICOS VOL. (223.148 G/SEG)

Figura 20. Porcentaje de contribución y estimación de emisiones de hidrocarburos totales (HC + COV) por planta industrial y por grupo en Minatitlán Veracruz.

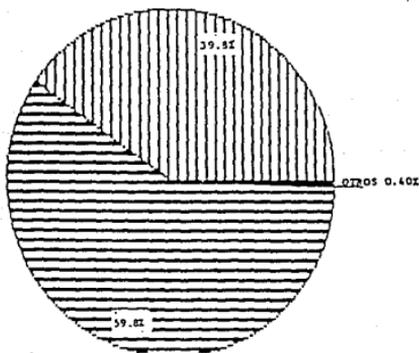
CONTRIBUCION DE POM EMITIDO



PLANTA

-  REF. MINATITLÁN ( $6.9 \times 10^{-2}$  g/seg)
-  C. COSOLEACAQUE ( $1.1 \times 10^{-4}$  g/seg)
-  FERTIMEX ( $1.65 \times 10^{-5}$  g/seg)
-  CELANESE ( $2.29 \times 10^{-6}$  g/seg)
-  FENOQUINIA ( $1.62 \times 10^{-8}$  g/seg)
-  ALBAMEX ( $3.3 \times 10^{-2}$  g/seg)

ORIGEN DE EMISIONES DE POM



OPERACION

-  UNIDAD T.C.C. ( $2.79 \times 10^{-2}$  g/seg)
-  UNIDAD F.C.C. ( $4.19 \times 10^{-2}$  g/seg)
-  CALDERAS, HORNOS, QUEMADORES ( $0.02 \times 10^{-2}$  g/seg)

Figura 21. Porcentaje de contribución y estimación de emisiones de material particulado policíclico orgánico (POM) por planta y operación en Minatitlán Veracruz.

## 2. Modelo de dispersión

El modelo de dispersión de contaminantes para emisiones de fuentes múltiples desarrollado en el presente trabajo, permite pronosticar la concentración promedio horaria para una red de receptores a nivel del piso, localizados en un sistema de coordenadas polares. El modelo permite variar los datos meteorológicos como intensidad y dirección del viento, altura de capa de mezcla y tipo de estabilidad atmosférica, así como el sector angular ( $0^\circ$  a  $360^\circ$ ) y distancia radial de barrido relativos a un plano de referencia preestablecido, ha incrementos tan finos como sean requeridos.

El modelo ha sido estructurado en BASIC y está basado en datos, conceptos y recomendaciones de Turner (1970), Wu (1982) y Stern (1984), así como en aspectos técnicos discutidos en el Capítulo VI de este trabajo. La estructura general del programa se presenta en las Figuras C-1 y C-2.

El listado del programa con los datos utilizados para modelar hidrocarburos se presenta en el Apéndice D.

## 3. Pronóstico de dispersión de contaminantes

Para la aplicación del modelo a la base de datos de emisión resultante se consideraron tres grupos por separado: HC, COV y POM. Para cada corrida, se fijó el barrido de los receptores desde un ángulo de  $0^\circ$  a  $360^\circ$  con incrementos de  $4.5^\circ$ , así como un barrido radial desde 0 hasta 7 Km con incrementos de 0.25 Km respecto al punto de referencia preestablecido. Para el trazado de las isolinéas de concentración se siguió un procedimiento computacional alterno no incluido en este trabajo.

Las condiciones meteorológicas empleadas en las corridas individuales fueron aquellas que presentan mayor potencial de impacto al área urbana de Minatitlán, de acuerdo a las recomendaciones de Bravo y Torres (1985), y Sosa (1987). La Tabla C-3 indica el cuadro de la selección de las condiciones meteorológicas usadas en las corridas incluidas en este trabajo.

Las Figuras 22, 23 y 24 presentan el resultado de las isolinéas de concentración por la aplicación del modelo a las bases de datos de hidrocarburos, compuestos orgánicos volátiles y materia particulada POM respectivamente, para las condiciones meteorológicas de mayor potencial de impacto (Tabla C-3).

Las concentraciones de fondo (background) empleadas en la aplicación del modelo para cada grupo de datos, fueron obtenidas de Bravo et. al. (1981), para el caso de HC, y del U.S. Department of Health, Education and Welfare (1969, 1970), para el caso de los COV y POM. La Tabla C-4 resume los datos de concentración de fondo.

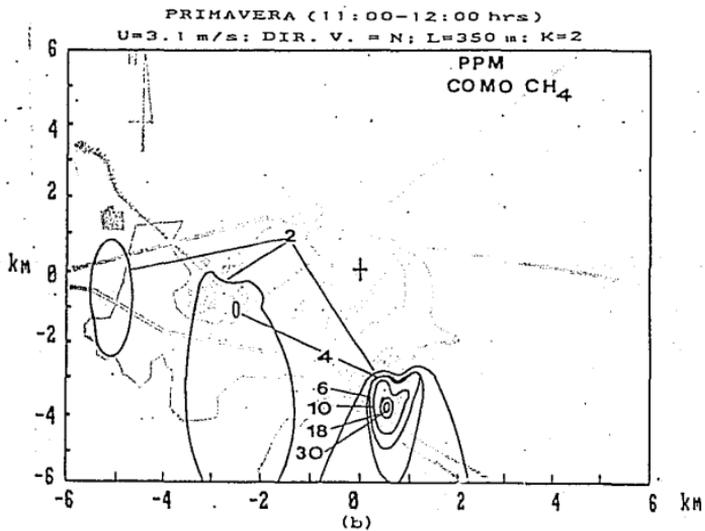
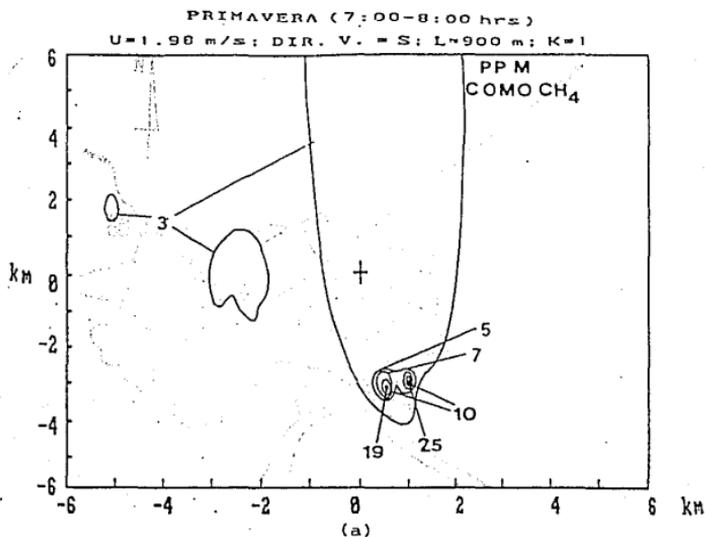


Figura 22. Pronóstico de las isoclinas de concentración de hidrocarburos de origen industrial en Minatitlán.

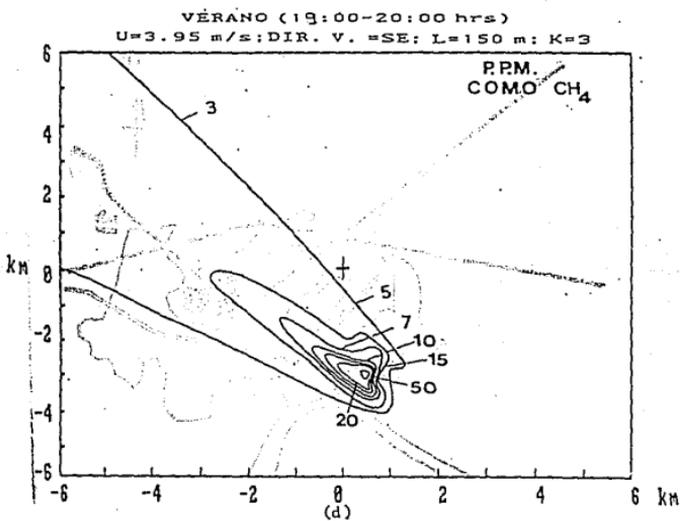
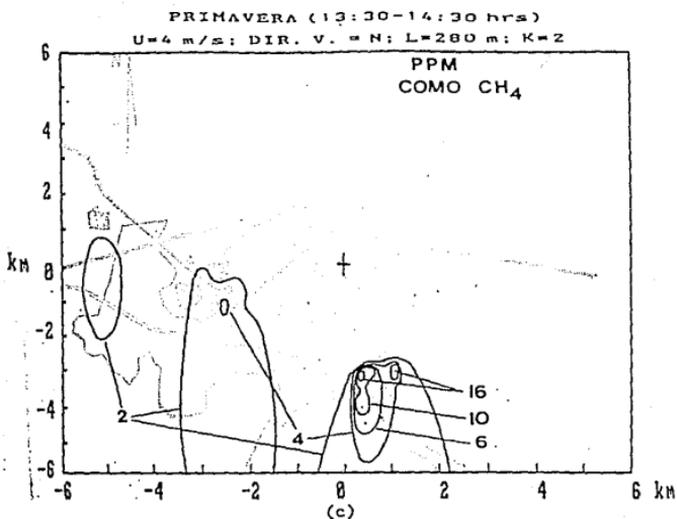
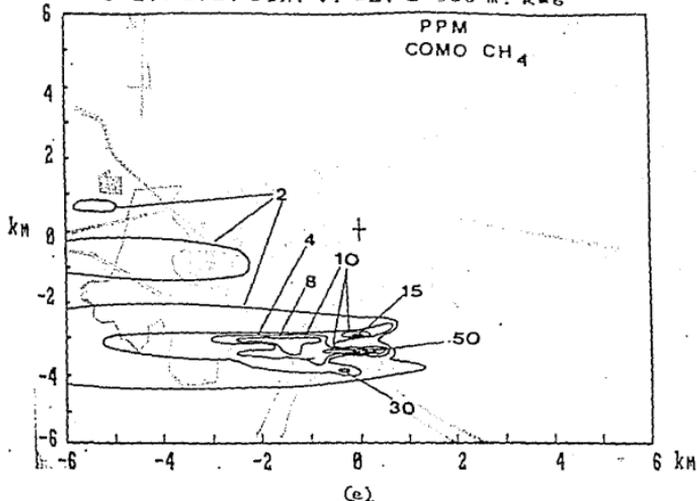


Figura 22. Pronóstico de las isolneas de concentración de hidrocarburos .....continuación.

PRIMAVERA (ENTRE 22:00 Y 24:00 hrs )  
 PORCENTAJE DE OCURRENCIA BAJO  
 U=2.7 m/s; DIR. V. = E; L=900 m; K=6



PRIMAVERA (7:00-8:00 hrs; DIAS NUBLADOS)  
 U=3 m/s; DIR. V. = S; L=900 m; K=4

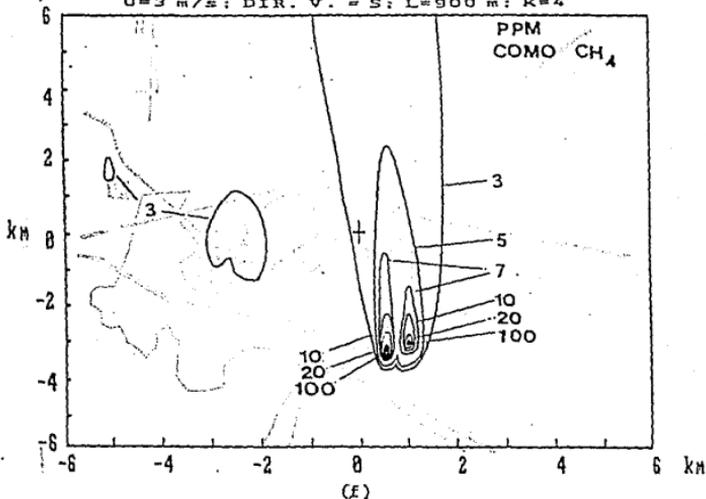
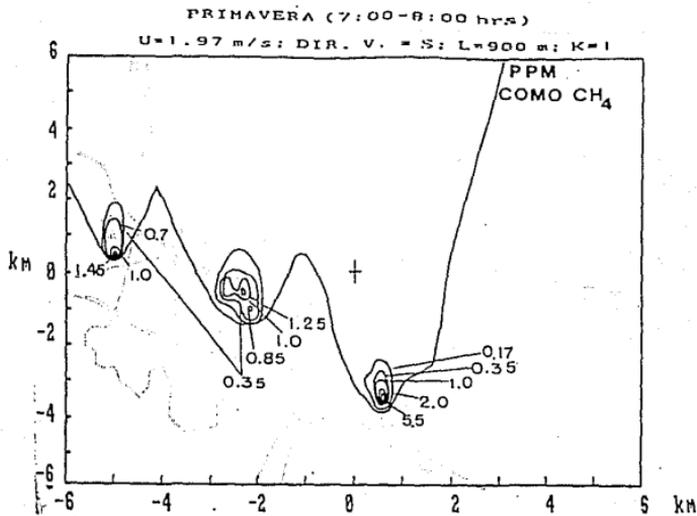
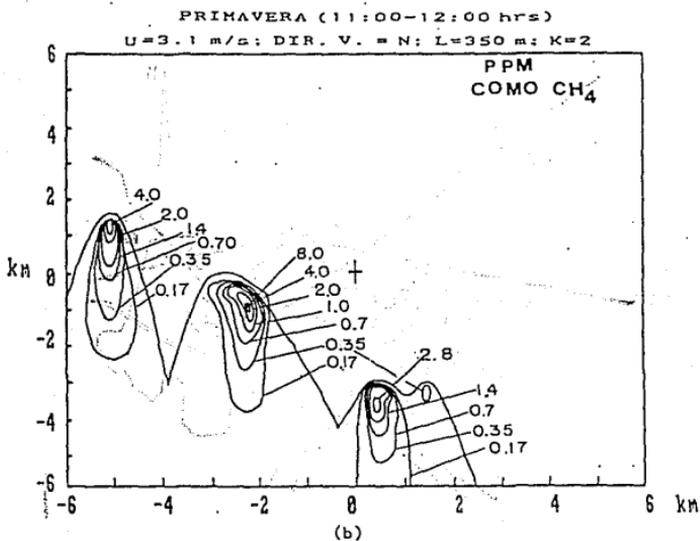


Figura 22. Pronóstico de las isoclinas de concentración de hidrocarburos .....continuación.



(a)



(b)

Figura 23. Pronóstico de las isolneas de concentración de COV de origen industrial en Minatitlán.

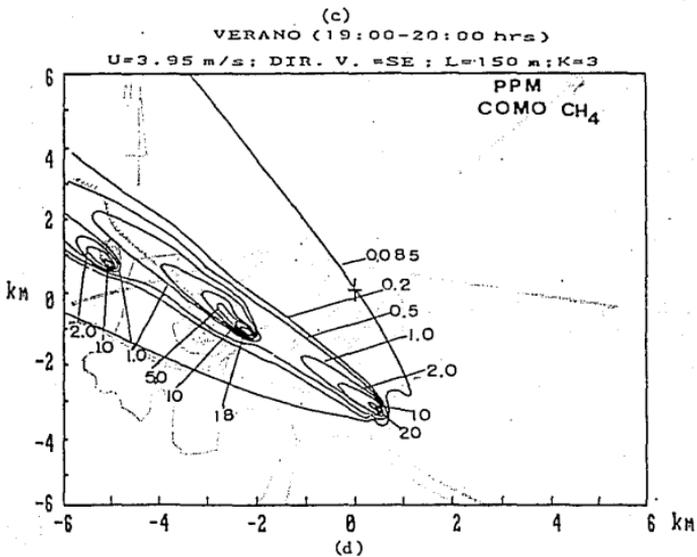
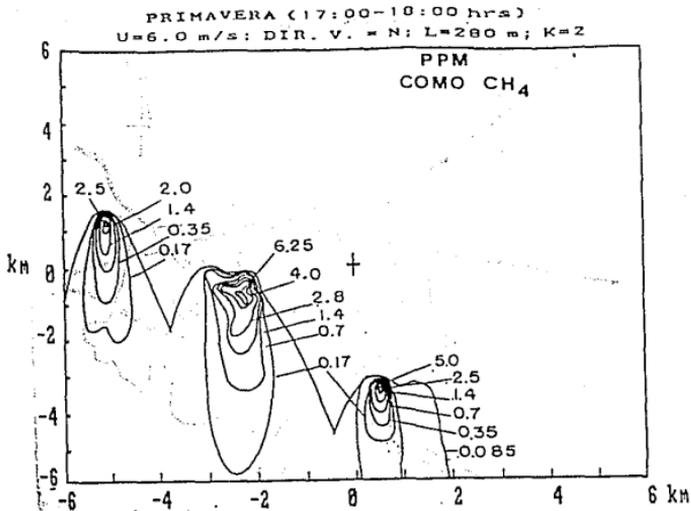


Figura 23. Pronóstico de las isolneas de concentración de COV .....continuación.

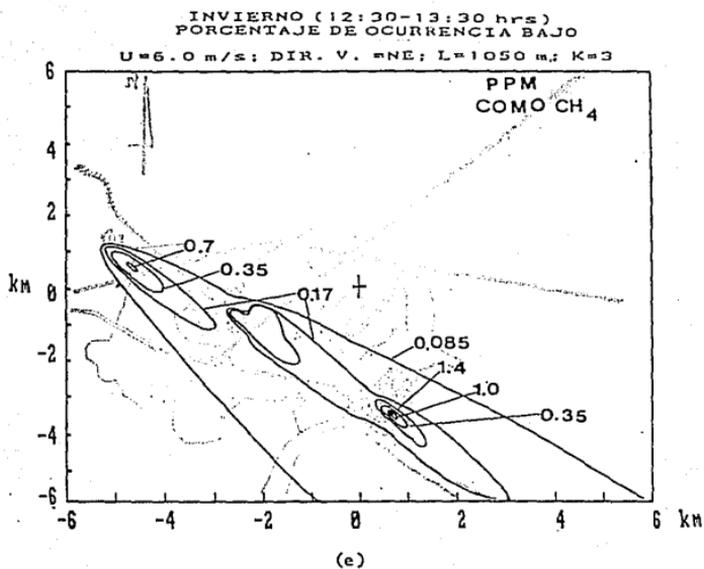


Figura 23. Pronóstico de las isoclinas de concentración de COV .....continuación.

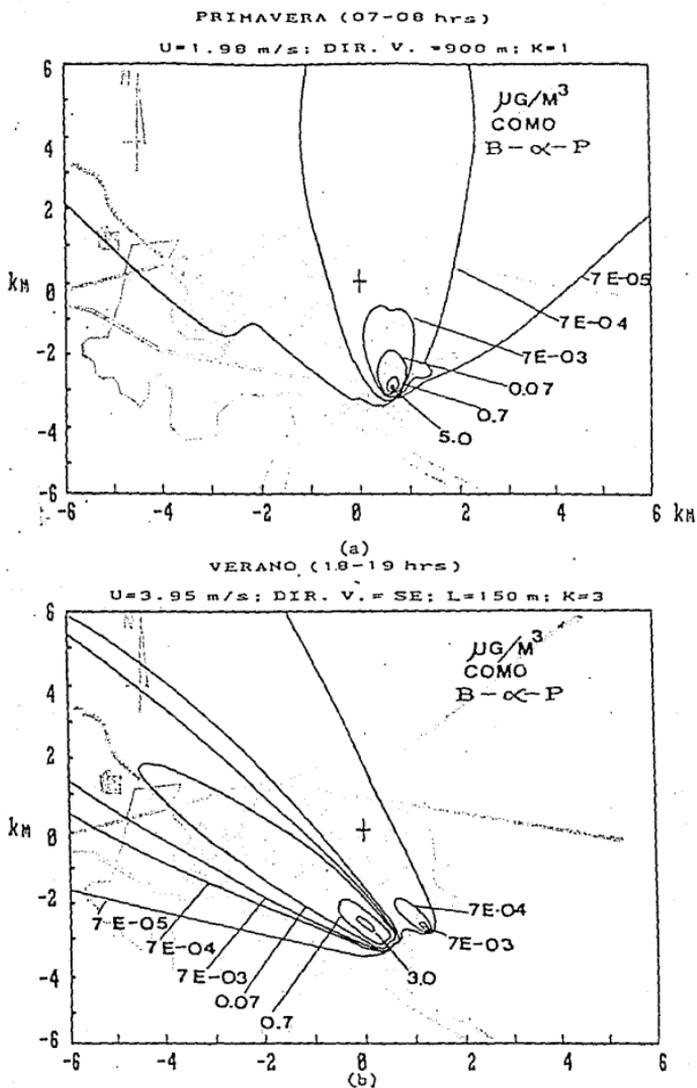


Figura 24. Pronóstico de las isolíneas de concentración de POM de origen industrial en Minatitlán.

Es importante indicar que, siguiendo una recomendación de la U.S. Department of Health, Education and Welfare (1970), se transforman los resultados de concentración de gases a partes por millón como metano (1 ppm de CH<sub>4</sub> = 655 ug/m<sup>3</sup>), por la razón de que la mayoría de los instrumentos de monitoreo automático de hidrocarburos totales dan como respuesta de medición el equivalente a CH<sub>4</sub>.

#### 4. Comprobación del modelo de pronóstico

Con el fin de comprobar la representatividad del modelo desarrollado, se aplicó el método de regresión lineal a datos resultantes del pronóstico a datos de monitoreo obtenidos en un estudio experimental realizado por la Sección de Contaminación Ambiental del Centro de Ciencias de la Atmósfera, en Minatitlán en Septiembre de 1981 (Bravo et al., 1981).

Los datos meteorológicos alimentados al modelo correspondieron a los registrados para ese mismo período de monitoreo por el observatorio de Coatzacoalcos Ver. Se consideró que la altura de la capa de mezcla para esas fechas es similar a la obtenida teóricamente para la estación de Verano para esa región. Los datos de monitoreo seleccionados corresponden al 20 de Septiembre de 1981, siendo el criterio de selección el que, los cambios de dirección e intensidad de viento fueron estables durante periodos relativamente extensos. El sitio en el cual se realizó el monitoreo fue la Facultad de Medicina de la U. Veracruzana, Unidad Minatitlán, localizada en las coordenadas R=4.23 Km y  $\theta = 3.82$  radianes respecto al plano de referencia de este trabajo. La Figura 25 presenta el comportamiento horario de los datos pronosticados y los datos de monitoreo.

La ecuación de correlación entre los datos del modelo y los de monitoreo fue:

$$Y = 0.2546 + 0.73 X \quad (24)$$

donde: Y = concentración pronosticada por el modelo para HCT (expresada en ppm de CH<sub>4</sub>)

X = concentración de monitoreo determinada con analizador automático (como ppm de CH<sub>4</sub>)

El coeficiente de correlación fue de,  $r^2 = 0.65$ .

Es justo mencionar que, en 1981, fecha de realización del estudio de monitoreo, aún no se encontraban en operación varios de los procesos que si fueron considerados en la modelación, sin embargo, estos datos de monitoreo son los únicos obtenidos hasta la fecha en Minatitlán con los cuales comparar.

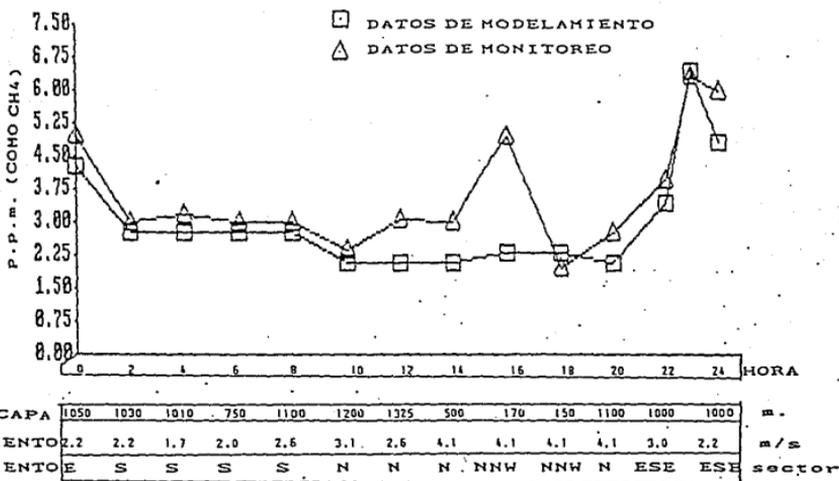


Figura 25. Representación gráfica de datos de monitoreo y datos pronosticados de HCT para un punto específico de Minatitlán Ver.

## VIII. DISCUSION Y CONCLUSIONES

La industria del petroleo y petroquímica establecida dentro y en los límites de Minatitlán, Ver., conforman una importante fuente de emisión de contaminantes atmosféricos como hidrocarburos, compuestos orgánicos volátiles y partículas de tipo orgánicas policíclicas. Los niveles de contaminación atmosférica pronosticados para estos compuestos, indican que existe un impacto negativo en la calidad del aire de esta microregion.

La Refinería es la principal fuente de emisión de hidrocarburos alifáticos y alicíclicos (46 ton/día) en Minatitlán. De esta emisión, más del 35% son generados por la operación de las plantas de destilación primaria y secundaria, incluyéndose emisiones de equipo menor como bombas, compresores, bridas y conexiones, además de otras fugas, venteos y derrames. Un porcentaje similar es emitido en los sistemas de colección y separación de grasas y aceites del tratamiento primario de aguas residuales, como consecuencia de que estos sistemas no están cubiertos, permitiendo una fácil evaporación de hidrocarburos de presión de vapor baja. El almacenamiento de productos intermedios y combustibles, y su manipulación es otro factor importante de emisión.

Un factor director de las altas emisiones en los procesos de refinación es que, la materia prima y sus productos primarios están constituidos de hidrocarburos alifáticos de presión de vapor baja.

Los procesos de combustión en la Refinería de Minatitlán no representan un porcentaje de consideración en las emisiones de hidrocarburos, ya que el principal combustible consumido es gas natural o de refinería. Sin embargo, existe la posibilidad de que la estimación de los hidrocarburos emitidos por la operación de los quemadores de campo esté subestimada. Es posible apreciar en las instalaciones de la refinería, plumas de humo negro emergiendo de varios quemadores de campo, siendo esto indicativo de que la combustión que ahí se realiza es incompleta, esto es, emitiéndose gases como HC y COV, además de partículas tipo POM.

Las operaciones de craqueo catalítico generan una gran cantidad de hidrocarburos que no alcanzan a ser recuperados, por la propia naturaleza del proceso.

Las otras industrias de la zona presentan emisiones mínimas de hidrocarburos, principalmente por combustión.

Respecto a la emisión de compuestos orgánicos volátiles (aromáticos, fenoles, alcoholes, aldehídos y otros), se encontró que la operación de procesos petroquímicos en las diversas plantas localizadas en Minatitlán, son la principal fuente de estos compuestos. El conjunto de plantas del Complejo de Cosoleacaque, Albamex, Fenoquímica y Celanese, contribuyen

con un 78% del total de las emisiones de COV (15 ton/día). Las plantas petroquímicas de la Refinería de Minatitlán contribuyen con el 22% restante (4.23 ton/día).

Las emisiones de COV son generadas en los procesos en los que la materia prima y sus productos y subproductos están constituidos de estos compuestos. Los derrames y fugas en bombas, compresoras y conexiones diversas, así como venteos en las principales fuentes individuales emisoras y son reconocidas como "emisiones fugitivas".

Los procesos de combustión generan una cantidad mínima de compuestos de aldehídos, consecuencia también del uso de gas natural o de refinería. Otros procesos, como la operación de las plantas de craqueo catalítico y amoniaco, presentan emisiones propias de los procesos. Existen además plantas potencialmente emisoras de aromáticos, fenoles, alcoholes o acrilonitrilo, los cuales ya han sido considerados como "compuestos químicos orgánicos potencialmente peligrosos" por la agencia de Protección Ambiental de los EE.UU. y que son objeto de restricciones de emisión severas.

La planta industrial de Fertimex no es considerada emisora de COV a escala de consideración.

El balance total de emisiones señala que, como hidrocarburos totales (HC+COV) se envían a la atmósfera de la microregión de Minatitlán aproximadamente 68 ton/día, de las cuales 72% son hidrocarburos y el resto COV. Cabe señalar que las emisiones de las operaciones de la planta de Albamex son emisoras potenciales de compuestos orgánicos de olor muy desagradable, no necesariamente peligrosos, como el caso de los metil mercaptanos y la metionina.

El caso de otros compuestos potencialmente peligrosos como las partículas de material orgánico como los benzopirenos, está bien representada por las de las operaciones de craqueo catalítico de la Refinería de Minatitlán con poco más de 6 kg/día (99.95% del total) de compuestos de este tipo. Por combustión se generan cantidades mínimas y también como consecuencia del uso de gas natural o de refinería. Sin embargo, existe la posibilidad de una subestimación de las emisiones de los quemadores de campo de la Refinería, de acuerdo a las razones expuestas anteriormente por la presencia de humo negro en su operación.

Estos resultados de emisiones pueden ser muy aproximados. No obstante, la falta de disponibilidad de información técnica por las empresas de Minatitlán, los coloca como los únicos representativos de las condiciones actuales.

Por lo referente al desarrollo del modelo gaussiano de dispersión para fuentes múltiples y su implementación para computadora, se puede mencionar que se cumple con los requerimientos y condiciones señalados por la literatura especializada, quedando la confiabilidad de los resultados de dispersión en función

directa de la representatividad de los datos de alimentación, tanto para datos de las fuentes como para datos de la meteorología.

El aspecto de la información física de las fuentes fue cubierto a partir del poco material publicado y visitas técnicas a la Cd. de Minatitlán. Una situación similar se presenta en el caso de la meteorología de la microregión de Minatitlán. La falta de una estación meteorológica en esta Ciudad, limita hasta cierto grado el buen resultado del moldeamiento. Utilizando información del Observatorio climatológico de Coatzacoalcos y del Aeropuerto de Cánticas (15 km al Norte de Minatitlán) y procedimientos analíticos para el cómputo de la altura de la capa de mezclado, se obtuvieron resultados satisfactorios, aspecto discutido mas adelante.

El cuadro de datos de alimentación al modelo consideró tres grupos: HC, COV, y POM, además de condiciones meteorológicas de alto potencial de impacto en la calidad del aire en Minatitlán. El resultado del pronóstico de dispersión de contaminantes indica para estos tres casos impactos negativos. Las condiciones más desfavorables para la dispersión son: estabilidad tipo A (según Pasquill) y vientos cercanos a la calma; estabilidad tipo D (presencia de nublados) y alturas de mezclado menores a 300 m sobre la superficie. En general, cualquier procedencia de viento impacta a la Ciudad de Minatitlán, como consecuencia de que geográficamente todas las plantas industriales quedan en algún momento localizadas viento arriba de algún sector urbano.

En este trabajo, el modelos desarrollado no considera el efecto de remoción de lavado por lluvia de los compuestos en cuestión, ya que es condición restrictiva de la teoría gaussiana de dispersión, sin embargo, existen grandes evidencias de que exista un arrastre por lluvia de varios de estos compuestos (los mas solubles) hasta la superficie.

Los niveles de concentración pronosticados para periodos horarios señalan que existen zonas urbanas en los que es posible se alcancen niveles elevados de HC, COV y POM. Los hidrocarburos, como alifáticos y alicíclicos llegan a niveles atmosféricos de hasta 100 ppm de hidrocarburos como equivalentes a metano. De acuerdo al Banco Mundial, 500 ppm de hidrocarburos son peligrosos a la salud en un ambiente laboral, sin embargo, se tienen concentraciones varias veces mayores a lo reportado como ambiente no contaminado de 1.5 ppm. Una antigua norma de calidad del aire para NMHC de 0.24 ppm (durante 3 hr) establecida en EE.UU. para la prevención de la formación de oxidantes fotoquímicos se rebasa ampliamente, de acuerdo a los resultados del pronóstico de dispersión (NMHC = hidrocarburos distintos al metano).

Es difícil comparar los resultados con normas de tipo laboral debido a que no es posible diferenciar compuestos específicos en la estimación de las emisiones, que a la vez, proporcionan los datos de alimentación al modelo. Un caso típico ejemplo es

la emisión de vapores de gasolina.

Para los COV, los niveles pronosticados alcanzan hasta 10 ppm (como metano), que comparados con valores sugeridos por el Banco Mundial de 25 ppm de aromáticos, que equivalen a 122 ppm como metano, no parecen ser elevados; sin embargo, la norma es para ambientes laborales. En ambientes urbanos se reportan niveles que oscilan en 0.1 ppm de aromáticos (equivalentes a 0.48 ppm como metano), esto significa que los niveles esperados para Minatitlán representan un problema potencial a resolver.

Las partículas tipo POM alcanzan niveles pronosticados de hasta 5  $\mu\text{g}/\text{m}^3$  como benzo- $\alpha$ -pirano. Los niveles reportados en la literatura señalan que en ambientes urbanos, las concentraciones presentan una media de 0.1  $\mu\text{g}/\text{m}^3$ . Lo anterior indica otro serio problema de contaminación atmosférica.

Finalmente, la comprobación del modelo con datos de monitoreo en esa Ciudad indica buena aproximación entre los resultados, si se considera que sólo se manipularon emisiones industriales, y que las emisiones de tipo urbano y comercial, incluyendo estaciones de servicio podrían mejorar aun más o en su caso, justificar la regular correlación de  $r^2 = 0.65$  obtenida en los resultados de comprobación, aunque también una mejor información técnica de las fuentes emisoras y de la meteorología proporcionaría mayor representatividad al pronóstico.

Por todo lo anteriormente expuesto, se puede concluir que:

- 150 000 habitantes de la zona urbana de Minatitlán, Ver., son receptores potenciales de aproximadamente 68 ton/día de hidrocarburos totales (72 % HC y 28% COV) y de 6 Kg/día de partículas como benzopirenos.
- Las emisiones de HC, COV y POM deben ser controladas, acción que en otros países se ha considerado como primordial debido a los efectos potenciales que estos compuestos presentan a la salud.
- Las emisiones actuales de estos compuestos pueden ser transportadas por los vientos hacia las zonas agrícolas de la región, pudiendo llegar a ocasionar problemas de efectos en los cultivos, tanto por compuestos en forma gaseosa como en solución acuosa, cuando la lluvia los arrastra a la superficie.
- El problema de formación de oxidantes fotoquímicos está latente, debido a la gran cantidad de precursores emitidos, aunque probablemente los niveles elevados de oxidantes se presenten a varios kilómetros viento abajo de Minatitlán.
- El modelo de dispersión para fuentes múltiples y el programa de computación desarrollado, puede ser utilizado para otros propósitos de interés en estudios de contaminación atmosférica.

- Es necesario que las industrias en general, tanto paraestatales como privadas presenten una apertura de comunicación con todas aquellas instituciones involucradas con la solución de problemas de contaminación ambiental, ya que como se ha demostrado en este trabajo, se obtendría un mejor aprovechamiento de los resultados de estos estudios, para lograr acciones tendientes a resolver esta problemática nacional.

## IX. BIBLIOGRAFIA

1. Alcerreca V.S. (1965): "Análisis de regresión sobre la operación de una planta de reformación catalítica BTX". Tesis Profesional. ESIQUE. IPN, México.
2. Amores F.P. (1972): "Anteproyecto para la fabricación de acrilatos diversos en México". Tesis Profesional, Fac. Química. UNAM, México.
3. ANIQ (1975): Directorio y Producción de la Industria Química Mexicana, Asociación Nacional de la Industria Química, México.
4. ANIQ (1982): Directorio de Empresas, Servicios y Distribuidores de la Industria Química Mexicana. Asociación Nacional de la Industria Química, A.C., México.
5. Atmospheric Sciences Research Laboratory (1986): Ambient Air/Source Transport and Transformation Relationship for Selected Hazardous Air Pollutants, Office of Research and Development, U.S. Environmental Protection Agency, North Carolina.
6. Azuára C.P. (1970): "Acondicionamiento de la carga a la planta reformadora de nafta ligera para incrementar la producción de aromáticos en Minatitlán", Tesis Profesional, ESIQUE, IPN, México.
7. Banco Mundial (1978): Consideraciones ambientales para el sector de desarrollo industrial. The World Bank., Washington, D.C.
8. Barradas A.R. (1980): "Tratamiento de efluentes residuales de la planta de acrilonitrilo del Complejo de Cosoleacaque, Ver.", Tesis Profesional, Instituto Tecnológico de Minatitlán, Minatitlán, Veracruz.
9. Barradas V.M., H.P. Ortega, B.G. Pala, E.S. Narváez (1982): Aspectos climáticos y meteorológicos de la región., En: Estudio bioeconómico de la región del delta del Río Coatzacoalcos, SMA, México.
10. Bonfliglio O.D. (1967): Modificaciones al sistema de recuperación de gases ligeros de la planta T.C.C. de la Refinería de Minatitlán, Ver.", Tesis Profesional, ESIQUE, IPN, México.
11. Bravo H.A. (1978): "Contaminación del aire"., Simposium sobre Contaminación Ambiental, Colegio de Bachilleres, México.
12. Bravo H.A., M.C. Capetillo, M.I. Saavedra R., R. Torres J. (1981): Estudio de Monitoreo de la Calidad del Aire de Minatitlán, Coatzacoalcos, Nanchital y Jáltipan, Ver., Datos de la Sección de Contaminación Ambiental, Centro de Ciencias de la Atmósfera, UNAM, México.
13. Bravo H.A., R. Torres J. (1985): "Evaluación de la meteorología en la Zona Minatitlán-Coatzacoalcos y su importancia sobre la contaminación ambiental", 2do. Seminario sobre preservación del Medio Ambiente., Instituto Tecnológico de Minatitlán, Minatitlán, Veracruz.

14. Bravo H.A., M.I. Saavedra R., J. Rodriguez, D. Tirados S., R. Torres (1986): "Impacto en la calidad del aire inducido por la actividad industrial en la conurbación Coatzacoalcos-Minatitlán: 1a. Fase". En: Memorias del V Congreso de la Sociedad Mexicana de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, Puebla, Puebla.
15. Bravo H.A. (1988): comunicación personal, Sección de Contaminación Ambiental, Centro de Ciencias de la Atmósfera, UNAM, México.
16. Bravo H.A., R. Sosa E., R. Torres J., (1988): comunicación personal, Sección de Contaminación Ambiental, Centro de Ciencias de la Atmósfera, UNAM, México.
17. Briggs G.A. (1969): Plume Rise., U.S. Atomic Energy Commission, Oak Ridge Tennessee.
18. Cárdenas R.H. (1959): "Anteproyecto para la instalación de una planta de fenol y acetona en México", Tesis Profesional, Fac. Química, UNAM, México.
19. Carmona M.G. (1967): "Cálculo del sistema de refrigeración de la planta Alkar en la Refinería de Minatitlán, Ver." Tesis Profesional, ESIQUE, IPN, México.
20. Contreras R.G. (1977): "Análisis del sistema de vacío para una torre de destilación de residuos de petróleo", Tesis Profesional, Fac. Química, UNAM, México.
21. Corzo C.L. (1961): "Modificaciones al área de ligeros para producir tetramero en la Refinería de Minatitlán", Tesis Profesional, Fac. Química, UNAM, México.
22. Chemical Engineering, (1974), Vol.81, No.6, pág.91
23. Chemical Engineering Progress, (1962), 58 (4): 47-52
24. DeMarris G.A. (1959): "Wind Speed Profiles at Brookhaven National Laboratory", Journal Appl. Meteorology, 16: 181-189
25. Ellwood P. (1968): "Methanol speed profiles makes production possible in small plants" Chemical Engineering, 75 (4):104-107
26. Environmental Protection Agency (1972): Studies on aromatic hydrocarbons in flames. EPA-R3-72-020, Washington D.C.
27. ----- (1973a): Atmospheric emissions from the petroleum refining industry, EPA-650/2-73-017., Research Triangle Park, North Carolina
28. ----- (1973b): Air pollution engineering manual. 2a. Ed. Air Pollution Control District County of Los Angeles, Research Triangle Park, North Carolina.
29. ----- (1973c): Compilation of air pollution emission factors, AP-42., Research Triangle Park, North Carolina.
30. ----- (1974): Major organic products, point source category., EPA-440/1-74-009a., Washington D.C.
31. ----- (1976a): Guidelines for interpretation of air quality standards. Office of Air Quality Planning and Standards, Research Triangle Park, North Carolina.
32. ----- (1976b): Compilation of air pollutant emission factors, AP-42, Inserting Supplement., Research Triangle Park, North Carolina.

33. Environmental Protection Agency (1977a): Optimum site exposure criteria for SO2 monitoring., EPA-450/3-77-013., Research Triangle Park, North Carolina.
34. ----- (1977b): Compilation of air pollutant emission factors. AP-42, Inserting Supplement., Research Triangle Park, North Carolina.
35. ----- (1977c): Control of refinery vacuum producing systems, wastewater separators and process unit turn around., EPA-450/2-77-026, Research Triangle Park, North Carolina.
36. ----- (1980a): Introduction, compilation of air pollutant emission factors. AP-42, Inserting Supplement, Research Triangle Park, North Carolina.
37. ----- (1980b): VOC fugitive emissions in synthetic organic chemicals manufacturing industry-background information for proposed standards. EPA-450/3-80-033a., Research Triangle Park, North Carolina.
38. ----- (1981): Control of volatile organic compound leaks from natural gas/gasoline processing plant. Control Technology Guideline, Draft., Research Triangle Park, North Carolina.
39. ----- (1982): APTI Course SI:417, Controlling VOC emissions from leaking process equipment. EPA-450/2-82-015, Research Triangle Park, North Carolina.
40. ----- (1983): Compilation of air pollutant emission factors. AP-42, Inserting Supplement, Research Triangle Park, North Carolina.
41. ----- (1984a): Measuring the emission of organic compounds to the atmosphere. Course SI: 483A, Principles., EPA 450/2-84-005, Research Triangle Park, North Carolina
42. ----- (1984b): Evaluation of the efficiency of industrial flares: test results. Office of air quality planning and standards., EPA-600/2-84-095., Research Triangle Park, North Carolina.
43. ----- (1984c): Compilation of air pollutant emission factors. AP-42, Inserting supplement., Research Triangle Park, North Carolina.
44. ----- (1985): Compilation of air pollutant emission factors, Vol. I Stationary point and area sources. AP-42., 4a. Ed., Research Triangle Park, North Carolina.
45. ----- (1986): Handbook: Control technologies for hazardous air pollutants. EPA/625/6-86/014., Research Triangle Park, North Carolina.
46. ----- (1987): Location and estimating air emissions from sources of polycyclic organic matter (PCM). EPA-450/4-84-007p., Research Triangle Park, North Carolina.

47. Escobar C.E., M. Hernández (1984): "Consumo actual y futuro de catalizadores para la industria de refinación y petroquímica básica".. Presentado en: Foros del Programa Universitario de Energía, Hidrocarburos y Ciencias Básica y Aplicada. La catálisis en México. Publicación PUE/UNAM. México.. pp 181-203.
48. Etienne G., H. Manchaca (1975): El petróleo y la Petroquímica.. ANUIES. Editorial Edicol S.A., México.
49. Fac. Química (1985): Perfiles Químicos-Tecnológicos. Cuadernos de posgrado No. 18. 3era Edición.. División de Estudios de Posgrado, Facultad de Química UNAM, México.
50. Fertimex (1978): Fertilizantes Mexicanos. Unidad Industrial Minatitlán, Fertimex, México.
51. Fryling G.R., (1967): Combustion Engineering. Combustion Engineering Inc., New York
52. Galindo I., A. Chávez (1977): Estudio del clima solar en la República Mexicana.. Inst. de Geofísica/Dirección General del Servicio Meteorológico Nacional, Tacubaya, México.
53. Gárfias J. (1981): Comunicación personal con Dr. Humberto Bravo., México, D.F.
54. Gifford F.S. (1961): "Use of routine meteorological observations for estimating atmospheric dispersion", Nuclear Safety, 2(4):47-57
55. Goldstein B.D. (1983): "Toxic substances in the atmospheric environment. A critical review". Journal of the Air Poll. Cont. Assoc., 33(5):454-467
56. Groggins P.H. (1958): Unit Processes in Organic Synthesis. Fifth Edition. MacGraw-Hill Book Company, Tokyo.
57. Guerrero G.O. (1971): "Tratamiento y aprovechamiento de efluentes en la Planta de Acrilonitrilo de Cosoleacaque", Tesis profesional, Fac. Química UNAM, México.
58. Hart H., R. Shetz (1953): A short Course in Organic Chemistry.. Herman T. Briscoe Ed., Indiana University-Houghton Mifflin Company, Boston, Massachusetts
59. Hernández JJTT. (1981): nota periodística, "Cinco mil campesinos de la region afectados por la lluvia de residuos de hidrocarburos que se quemán.. Diario del Istmo, 4 de Septiembre de 1981, No.857., Coatzacoalcos, Veracruz.
60. Holtzworth G. (1967): "Mixing depth, wind speeds and air pollution potential in the U.S.". Journal of Appl. Meteorology, 6:1039-1044
61. Hosler C.R. (1961): "Low level inversion frequency in the contiguous U.S.". Monthly Weather Review, 89(9):319-339
62. Hydrocarbon Processsing (1951), 30(3):130-136
63. Hydrocarbon Processsing (1965), 44(11):172
64. Hydrocarbon Processsing (1968), 47(9):147
65. Hydrocarbon Processsing (1970a), 49(9):246
66. Hydrocarbon Processsing (1970b), 49(9):261
67. Hydrocarbon Processsing (1970c), 49(11):260
68. IMP (1968): Valoración de crudos. Campos Zona Sur.. Proyecto PY-01-102. Tomos I y II, Publicación No. 68 CI/033, Instituto Mexicano del Petróleo, México.
69. Jáuregui E.O. (1983): "Una primera estimación de las condiciones de difusión atmosférica en la República Mexicana". Boletín del Instituto de Geografía UNAM, 13:9-51

70. Jiménez J.R. (1973): "Operación, mantenimiento y seguridad de la planta de paraxileno del Complejo Petroquímico de Cosoleacaque", Tesis profesional, ESIOUIE IPN, México.
71. Juárez A.M. (1983): Curso introductorio a la protección ambiental. Gerencia de Protección Ecológica e Industrial, Petróleos Mexicanos, México.
72. Kerman B.R., R.E. Mickle, R.V. Portelli, N.B. Trivett, P.K. Misra (1982): "The Nanticoke shoreline diffusion experiment", Atmospheric Environment, 16(3):423-437
73. Kirk-Othmer, eds. (1978): Encyclopedia of Chemical Technology, Vol. 2, Third Edition, Interscience Division of John Wiley and Sons, New York.
74. Ludwig F.L. (1970): "Determination of Mixing Depths for use with Synoptic Model", Proceedings of Symposium of Multisource Urban Diffusion Models. Apéndice.
75. Mancke R.B. (1981): Mexican Oil and Natural Gas, Political Strategic and Economic Implications, Praeger Publishers, New York.
76. Mata A.M. (1969): "Estudio para modificar el sistema de enfriamiento a la salida por día del Complejo Petroquímico de Cosoleacaque, Ver.", Tesis profesional, ESIOUIE IPN, México.
77. Mathey F.E. (1967): "Modificación y diseño de la subestación de suministro de gas combustible a la Refinería de Minatitlán, Ver.", Tesis profesional, ESIOUIE IPN, México.
78. Moreno S.A. (1967): "Proyecto de un sistema para la separación del aceite pesado catalítico en la Planta TCC de Minatitlán", Tesis profesional, ESIOUIE IPN, México.
79. Morrison R.T., R.N. Boyd (1976): Química Orgánica. Fondo Educativo Interamericano, S.A., EE. UU.
80. Munn R.E., H. Rodhe (1965): Compendium of Meteorology. Volume II, Part 6. Air Chemistry and Air Pollution Meteorology. World Meteorological Organization No. 364, Geneva, Suiza.
81. Ochoa A.S., G. Halffter, R. Ibarra (1972): "Estudio de la Contaminación en el Bajo del Río Coatzacoalcos", Primer Seminario Sobre la Evaluación de la Contaminación Ambiental Instituto Mexicano de Recursos Naturales Renovables A.C. México.
82. OSHA (1982): Concentration Limits for Gases & Vapors.. 29-CFR/1910-OSHA Standars. Publicación de Analytical Instrument Development, Inc. Pennsylvania.
83. Pasquill F. (1961): "The estimation of the dispersion of wind borne material", Meteorol. Magazine, 90:33-49
84. Pavón L.G. (1971): "Anteproyecto para aumentar la capacidad de producción de aromáticos en la Refinería Lázaro Cárdenas", Tesis profesional, Fac. Química UNAM, México.
85. Pemex (1972): Informe Relativo al Reglamento para la Prevención y Control de la Contaminación Atmosférica por Humos y Polvos. Refinería "18 de Marzo", PA-I-14. México.
86. ----- (1976): Memorias de Labores Petróleos Mexicanos 1975. Instituto Mexicano del Petróleo/Subdirección de Desarrollo Profesional, División Editorial, México.

87. Pemex (1978): Descripción de las plantas Petroquímicas y complementarias que integran el Complejo Petroquímico La Cangrejera. Petróleos Mexicanos, México.
88. \_\_\_\_\_ (1985): Complejo Petroquímico Cosoleacaque. Publicación de la Superintendencia General del Complejo Petroquímico de Cosoleacaque. Petróleos Mexicanos, Cosoleacaque, Veracruz.
89. \_\_\_\_\_ (1986): Memorias de Labores Petróleos Mexicanos 1985. Instituto Mexicano del Petróleo, Subdirección de Desarrollo Profesional, División Editorial, México.
90. \_\_\_\_\_ (1987): Memorias de Labores Petróleos Mexicanos 1986. Instituto Mexicano del Petróleo, Subdirección de Desarrollo Profesional, División Editorial, México.
91. Perkins H.C. (1974): Air Pollution, McGraw Hill-Kogakusha LTD, Tokyo.
92. Perry R.P., C.H. Chilton (1973): Chemical Engineer's Handbook, 5a. Ed., McGraw-Hill Kogakusha LTD, Tokyo.
93. Petróleos Mexicanos (1971): El Petróleo. Publicación de la Dirección General, Biblioteca Central, Petróleos Mexicanos, México.
94. Pohl J.H. (1985): Combustion efficiency of flares., Energy and Environmental Research Corporation, Irvin, California.
95. Ramos H.C. (1968): "Recuperación de condensados contaminados de la planta de amoníaco de Minatitlán, Ver.", Tesis Profesional, ESQUIE, IPN, México.
96. Rau J.C., D.C. Wooten (1980): Environmental Impact Analysis Handbook. McGraw-Hill Inc., New York.
97. Rivera N.R. (1969): "Anteproyecto para abatir la contaminación atmosférica en la Refinería de Minatitlán, Ver.", Tesis Profesional, ESQUIE, IPN, México.
98. Rodríguez A.P. (1973): "Estudio técnico económico en la instalación de la unidad de xilenos del Complejo Petroquímico de Cosoleacaque Ver.", Tesis Profesional, ESQUIE, IPN, México.
99. Rodríguez H.P. (1973): "Obtención de asfaltos mejorados para carpetas asfálticas a partir de bases residuales de petróleo"., Tesis Profesional, Fac. Química, UNAM, México
100. SAHOP (1980): Ecoplan del Municipio de Minatitlán, Ver., Dirección General de Ecología Urbana, Secretaría de Asentamientos Humanos y Obras Públicas, México.
101. Sánchez J.A. (1966): "Diseño de las columnas agotadoras de nafta pesada de las plantas primarias 1 y 2 de la Refinería de Minatitlán, Ver.". Tesis Profesional, ESQUIE, IPN, México.
102. Sawicki E., W.Elbelt, T.W. Stanley, I.R. Hauser, F.T. Fox (1960): "The detection and determination of polynuclear aromatic hydrocarbons in urban airborne particulates, the benzopyrene fraction"., Int. Journal of Air Pollution, 2: 273-283.
103. SEDUE (1986): Informe sobre el estado del medio ambiente en México. Subsecretaría de Ecología, Secretaría de Desarrollo Urbano y Ecología, México.
104. Servens W.H., H.E. Degler, J.C. Miles (1976): La producción de energía mediante vapor de agua, aire y gases. Ed. Reverté Mexicana S.A., México.

105. Sosa R.E. (1987): "Evaluación del impacto en la calidad del aire inducido por el Complejo Petroquímico Pajaritos, Ver.", Tesis Profesional, Fac. Química, UNAM, Mexico.
106. Stern A.C. (1984): Fundamentals of air pollution. 2a. Ed. Academic Press Inc., London.
107. Thompson E.V., W. Ceckler (1979): Introducción a la ingeniería química, Editorial Mc-Graw Hill Latinoamericana S.A., Bogotá.
108. Tichenor B.A. (1985): "Flare efficiency: the influence of flare head and gas composition", Presentado en: 78th Annual Meeting and Exhibition of the Air Pollution Control Association., Detroit, Michigan.
109. Toscano H.B. (1965): "Determinación de la capacidad máxima de la planta estabilizadora de crudo enriquecido de la Refinería de Minatitlán, Ver.", Tesis Profesional, ESIOUIE, IPN, México.
110. Turner D.B. (1970): Workbook of atmospheric dispersion estimates, U.S. Environmental Protection Agency, Research Triangle Park, North Carolina.
111. U.S. Department of Health Education and Welfare (1959): Analysis of atmospheric organics, Course Manual, Air Pollution Training, Robert A. Taft, Sanitary Engineering Center, Cincinnati.
112. ----- (1969): Air Quality criteria for particulate matter, AP-49, National Air Pollution Control Administration, Washington D.C.
113. ----- (1970): Air quality criteria for hydrocarbons, AP-64, National Air Pollution Control Administration, Washington D.C.
114. U.S. Department of Energy (1980): Refinery siting workbook, Vol 1., DOE-RA-33001-01., Mittelhouser Corporation, El Toro, California.
115. Venktram A. (1967): "A model of internal boundary layer development", Boundary Layer Meteorology, 11:419-437.
116. Villalobos G. (1969): "Aumento de la capacidad de desulfuración de gasolinas utilizadas de Minatitlán, Ver.", Tesis Profesional, ESIOUIE, IPN, México.
117. Warner P.O. (1980): Análisis de los contaminantes del aire, Editorial Paraninfo S.A., Madrid.
118. Wendell E.H., L.E. Olsson (1967): "Lake effects on air pollution dispersion", Journal of the Air Poll. Cont. Assoc., 17(11):757-761
119. Wittcoff H.A., B.G. Reuben (1985): Productos químicos orgánicos industriales, Vol 1: Materias primas y fabricación. Editorial Limusa, S.A. de C.V., México.
120. Wu D.L. (1982): "In search of the worst: case meteorology and receptor in short-term multiple point sources modeling", Short Communication, Atmospheric Environment, 16(3):625-627

A P E N D I C E      A

INFORMACION METEOROLOGICA COMPLEMENTARIA

Tabla A-1. Promedios de tres horas de temperatura ambiente en la zona del Delta del Río Coatzacoalcos, en °C.

Estación	Horas del día							
	1-3	4-6	7-9	10-12	13-15	16-18	19-21	22-24
Primavera	25.7	24.6	26.1	29.2	30.7	29.5	27.4	26.8
Verano	25.7	24.9	26.2	28.6	29.9	29.7	27.7	26.5
Otoño	23.4	22.6	23.4	28.6	25.5	25.4	24.6	24.7
Invierno	21.0	20.4	20.9	23.3	24.3	23.6	22.1	21.5

Tabla A-2. Temperaturas de superficie media mensual, máxima y mínima para la zona del Delta del Río Coatzacoalcos.

Mes	Temperatura media, °C	Temperatura máxima, °C	Temperatura mínima, °C
Enero	21.0	32.0	14.0
Febrero	23.0	31.8	21.6
Marzo	25.0	36.5	15.8
Abril	28.0	33.0	20.5
Mayo	29.0	38.5	19.5
Junio	29.0	33.5	19.0
Julio	28.0	31.8	21.6
Agosto	28.0	37.0	21.0
Septiembre	29.0	33.0	17.5
Octubre	27.0	36.0	17.5
Noviembre	28.0	31.8	21.6
Diciembre	28.0	31.8	21.6

Tabla A-3. Radiación incidente para meses representativos en la Delta del Río Coatzacoalcos (Galindo y Chávez, 1976).

Mes (estación)	Radiación cal/Cm2/día	Días despejados	Días nublados	% nublados
Marzo (Primavera)	638	20	11	55
Junio (Verano)	800	17	13	43
Septiembre (Otoño)	600	12	18	60
Enero (Invierno)	513	12	19	61

Tabla A-4. Intensidad y dirección de viento (% de ocurrencia) en promedios de tres horas en la zona del Delta del Río Coatzacoalcos.

Estación	Horas	Intensidad m/seg	Dirección (por ciento de ocurrencia)	
PRIMAVERA	1-3	2.18	S(30) C(20) N(5)	* (45)
	4-6	1.67	C(30) S(19) N(11) NNW(10)	* (30)
	7-9	1.97	S(21) NNW(18) NW(10) C(10)	* (41)
	10-12	3.06	N(26) S(22) NNW(16) NW(10)	* (26)
	13-15	3.95	N(42) NE(22) S(14) NW(5)	* (17)
	16-18	4.23	N(42) NE(24) E(13) NNW(6)	* (15)
	19-21	3.61	N(48) NE(15) E(13) S(7)	* (17)
	22-24	2.69	N(31) W(12) NNW(11) C(10)	* (36)
VERANO	1-3	2.29	S(30) N(20) C(10)	* (40)
	4-6	1.74	S(30) N(14) C(14) E(9)	* (33)
	7-9	2.09	S(26) N(12) NNW(19) NE(9)	* (43)
	10-12	3.02	N(23) NNW(19) S(17) NW(11)	* (30)
	13-15	3.84	N(48) NNW(16) NE(10) NNE(6)	* (20)
	16-18	4.08	N(51) NE(15) NNW(15) NW(4)	* (15)
	19-21	3.66	N(56) NE(18) E(6) SE(4)	* (16)
	22-24	2.84	N(31) NE(15) S(11) E(9)	* (34)
OTOÑO	1-3	3.11	S(25) NNW(20) N(10) C(5)	* (40)
	4-6	2.78	S(23) NNW(23) N(21) C(11)	* (22)
	7-9	3.08	S(28) N(19) NNW(18) SW(8)	* (27)
	10-12	3.78	N(33) NNW(26) NW(12) S(10)	* (19)
	13-15	4.72	N(57) NNW(19) NE(11) NW(8)	* (5)
	16-18	4.80	N(58) NE(17) NNW(17) NW(3)	* (5)
	19-21	4.21	N(60) NE(17) NNW(11) E(4)	* (8)
	22-24	3.44	N(48) NNW(13) NE(10) S(7)	* (22)
INVIERNO	1-3	4.40	S(35) NW(17) C(10) N(5)	* (33)
	4-6	4.25	S(32) NW(21) C(12) N(11)	* (24)
	7-9	4.32	S(31) NW(22) NNW(13) N(11)	* (29)
	10-12	5.44	NW(23) S(22) N(28) NNW(15)	* (22)
	13-15	6.56	N(37) NNW(29) NE(14) S(6)	* (14)
	16-18	6.33	N(32) NNW(27) NE(14) ENE(10)	* (17)
	19-21	5.19	N(49) NNW(13) E(9) NE(7)	* (22)
	22-24	4.62	N(58) C(16) E(7) S(6)	* (13)

\* = otras direcciones

Tabla A-5. Precipitación pluvial para meses representativos en la zona del Delta del Río Coatzacoalcos en un periodo de 20 años (Barradas et al., 1982).

Mes (estación)	Precipitación pluvial media mensual mm	Precipitación pluvial máxima en 24 Hr mm
Abril (Primavera)	20	25
Julio (Verano)	60	250
Septiembre (Verano)	78	420
Noviembre (Otoño)	51	205
Enero (Invierno)	25	110
Febrero (Invierno)	30	60

Tabla A-6. Alturas de capas de mezcla matutina y vespertina para la zona el Delta del Río Coatzacoalcos.

Mes	Capa matutina Mts	Capa Vespertina Mts
Enero	750	800
Febrero	800	900
Marzo	400	850
Abril	300	1300
Mayo	400	1100
Junio	700	1250
Julio	800	1400
Agosto	750	1400 --
Septiembre	650	1500
Octubre	450	1200
Noviembre	700	1100
Diciembre	850	1000

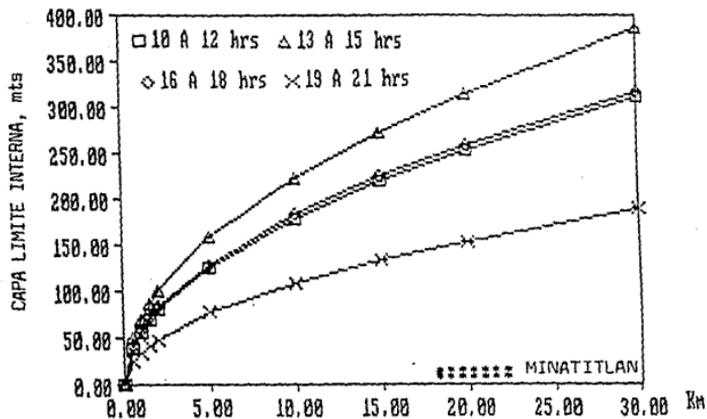


Figura A-1. Altura promedio estimada de la Capa Limite Interna en dirección recta desde la costa a la microregión de Minatitlán para Primavera.

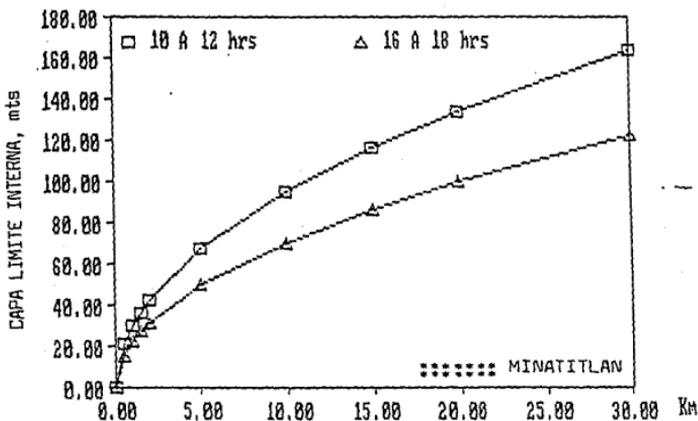


Figura A-2. Altura promedio estimada de la Capa Limite Interna en dirección recta desde la costa a la microregión de Minatitlán para Verano.

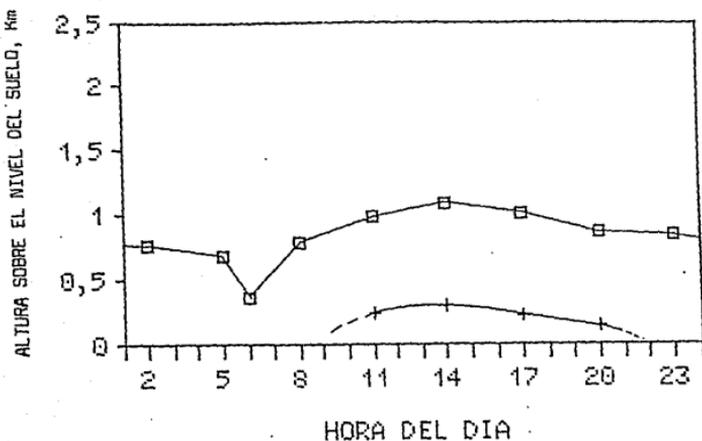


Figura A-3. Variación promedio de las alturas de capa de mezcla en función de la hora del día sobre la microregión de Minatitlán para Primavera.

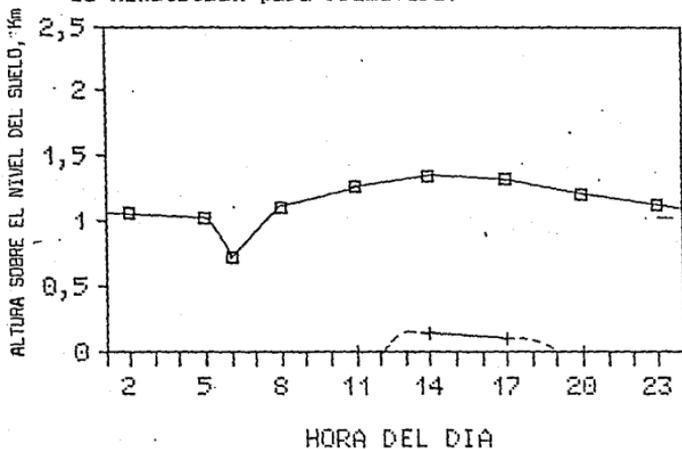


Figura A-4. Variación promedio de las alturas de capa de mezcla en función de la hora del día sobre la microregión de Minatitlán para Verano.

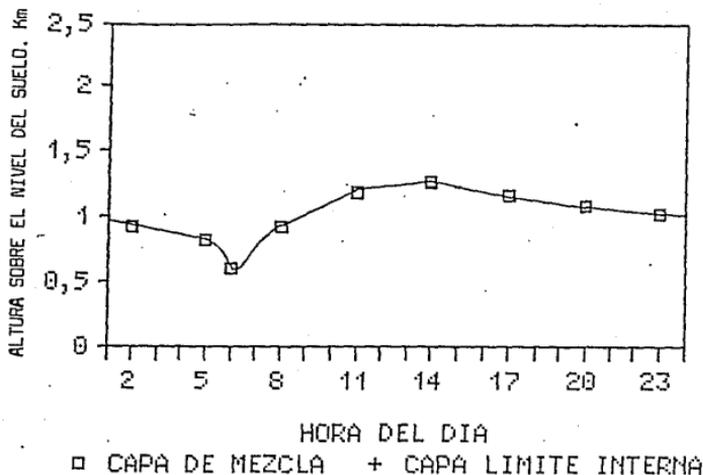


Figura A-5. Variación promedio de las alturas de capa de mezcla en función de la hora del día sobre la microregión de Minatitlán para Otoño.

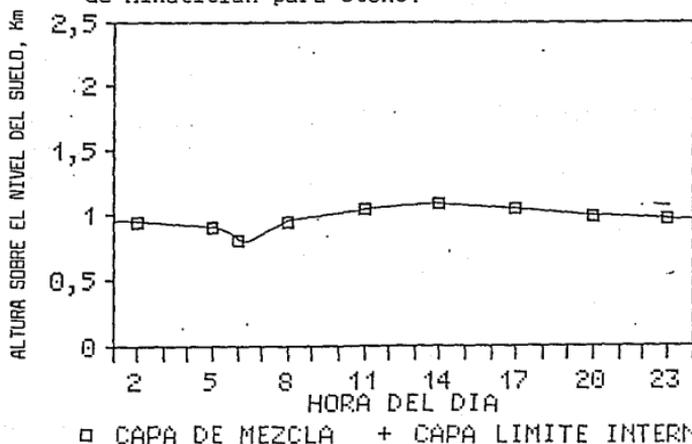


Figura A-6. Variación promedio de las alturas de capa de mezcla en función de la hora del día sobre la microregión de Minatitlán para Invierno.

A P E N D I C E      B

INFORMACION COMPLEMENTARIA DE LA DESCRIPCION DE PROCESOS

Tabla B-1. Características de los crudos típicos procesados en la Refinería de Minatitlán.

Pruebas	Crudo no ceroso	Crudo ceroso
Peso específico a 20/4°C, Kg/l	0.909	0.885
Gravedad API	23.62	28.49
Viscosidad Saybolt, seg		
a: 21.1 °C,	408.0	150.0
54.4 °C,	181.0	82.4
82.2 °C,	100.0	50.0
Punto de escurrimiento, °C	-32.0	-11.0
Presión de vapor Reid, lb/in2	5.0	3.8
Contenido de NaCl, lb/1000 B	32.0	612.0
Azufre total, % en peso	2.51	1.94
Metales, ppm		
Fierro	36.7	64.0
Cobre	1.2	1.3
Niquel	15.4	12.6
Vanadio	30.8	30.2
Destilación Hempel,		
T.I.E., °C	41.5	36.0
5% , °C	111.0	84.0
10% , °C	153.0	134.0
20% , °C	229.0	193.0
30% , °C	282.0	249.0
40% , °C	307.0	298.0
50% , °C	-	322.0
Rendimiento, %		
Gas hasta nC4	1.04	0.40
Gasolina debutanizada con 205°C de T.F.E.	15.42	20.48
Querosina con 300°C de T.F.E.	17.15	20.17
Diesel Nacional con 380°C de T.F.E.	16.82	14.10
Carga a desintegradora catalitica con 537°C de T.F.E.	16.14	8.74
Residuo agotado hasta 537°C de T.F.E.	31.24	30.43
Agua, % peso	-	2.25
Pérdidas, %	2.16	3.43

Tabla B-2. Composición en por ciento mol de la corriente típica de sintóleos recibida en las plantas de estabilización en la Refinería de Minatitlán.

Compuesto	sintóleo de Cd. Pemex	sintóleo de La Venta
	% mol	% mol
C2	0.22	0.95
C3	14.7	33.12
iC4	8.22	10.96
nC4	10.7	14.39
iC5	5.41	5.02
C6	7.17	2.97
C6 + Pesados	49.50	24.9

Tabla B-3. Relación de los equipos de generación de calor y energía mas importantes en la Refinería de Minatitlán

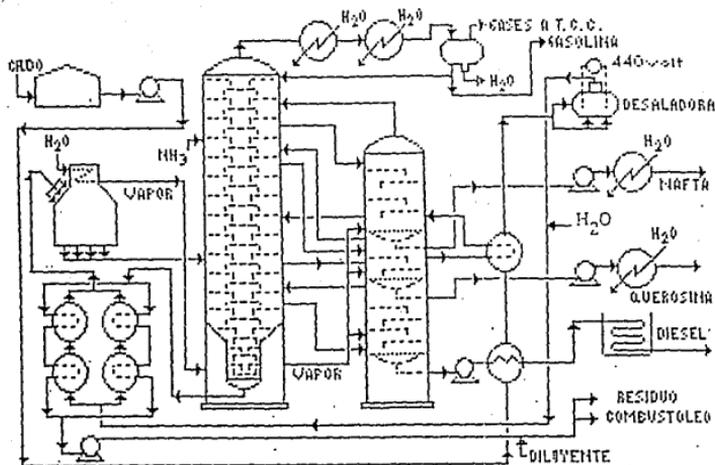
Sección	Equipo	Capacidad
Batería de calderas # 1	4 calderas Wickes	30 Kg/cm <sup>2</sup> ; c/u
Batería de calderas # 2	2 calderas B & W	30 Kg/cm <sup>2</sup> ; c/u
Batería de calderas # 3	3 calderas B & W	20 Kg/cm <sup>2</sup> ; c/u
Generación vapor (200 Ton)	1 caldera B & W	30 Kg/cm <sup>2</sup>
Generación vapor (200 Ton)	2 calderas B & W	60 Kg/cm <sup>2</sup> ; c/u
Planta eléctrica # 1	3 turbogeneradores/vapor	3 000 Kw; c/u
Planta eléctrica # 2	4 turbogeneradores/gas	5 000 Kw; c/u
Planta eléctrica s/n	1 turbogenerador/vapor	500 Kw
Planta eléctrica s/n	2 turbogeneradores/vapor	24 Mw; c/u
Primaria # 1	1 calentador fuego directo	64.2E06 BTU/hr
Primaria # 2	1 calentador fuego directo	61.0E06 BTU/hr
Primaria # 3	2 calentadores fuego directo	138 E06 BTU/hr
Primaria # 4	2 calentadores fuego directo	16.2E06 BTU/hr
Primaria # 5	2 calentadores fuego directo	135 E06 BTU/hr
T.C.C.	1 calentador (crudo reducido)	104 E06 BTU/hr
T.C.C.	1 calentador (carga líquida)	16.8E06 BTU/hr
T.C.C.	1 calentador (sep. alquitrán)	23.0E06 BTU/hr
T.C.C.	2 calentadores (aire/cataliz)	42.4E06 BTU/hr
F.C.C.	2 calentadores (rec. vapores)	211 E06 BTU/hr
Estabilizadoras 1 y 2	11 calentadores	319 E06 BTU/hr
UDEX	1 calentador (carga arcillas)	5.8E06 BTU/hr
Torre de Xileno	1 calentador (fondos)	13.5E06 BTU/hr
Torre de isómeros	1 calentador (fondos)	34.0E06 BTU/hr
Torre etilbenceno	1 calentador (fondos)	51.5E06 BTU/hr
Area BTX	3 calentadores	140 E06 BTU/hr
Despentanizadora BTX	1 calentador	42.4E06 BTU/hr
Area UDEX	5 calentadores	196 E06 BTU/hr
Area naftas pesadas	4 calentadores	156 E06 BTU/hr
Hidrodesulfuradoras	3 calentadoras	145 E06 BTU/hr
HYDEAL	1 calentador	153 E06 BTU/hr
F.C.C. (consume combustóleo)	1 calentador	

Tabla B-4. Composición típica de hidrocarburos venteados a la atmósfera en sistemas de producción de vacío.

Compuesto	% vol	% peso
Metano	23.0	7.8
Etano	10.5	6.7
Etileno	0.8	0.5
Propano	12.5	11.7
Butanos	26.1	32.3
Butenos	3.2	3.8
Pentanos	16.5	25.3
Pentenos	4.4	6.6
Hexanos	1.9	3.5
Hexenos	0.8	1.4
Benceno	0.2	0.3
Heptenos	0.1	0.1

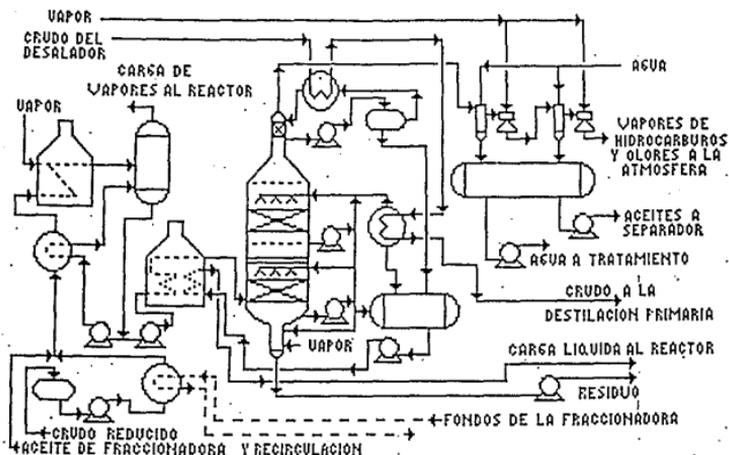
Tabla B-5. Consumo de agua por planta y capacidad de sistemas de enfriamiento en el Complejo Petroquímico de Cosoleacaque.

Planta	Consumo (lt/min)	Capacidad (lt/min)
acrilonitrilo	-----	45 400
xilenos y planta de H2	10 200	56 800
amoníaco 2	10 300	56 800
amoníaco 3	7 900	198 700
amoníaco 4	11 900	236 600
amoníaco 5	11 900	236 600
amoníaco 6	11 900	236 600
amoníaco 7	11 900	236 600
contra incendio	2 700	----
retrolavado de filtros	3 300	----



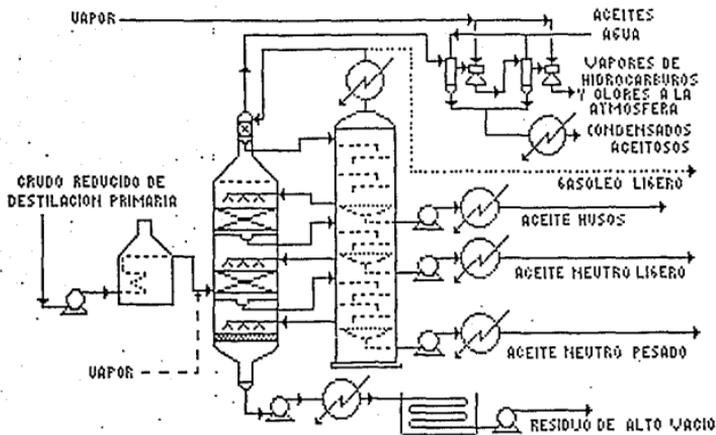
LA CARGA PROVIENE DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE 50000 B Y ES ENVIADA POR MEDIO DE BOMBAS, DESCARGANDO ESTAS A  $30 \text{ Kg/cm}^2$ . LA CORRIENTE LLEGA A  $14 \text{ Kg/cm}^2$  Y  $38^\circ\text{C}$ , SE LE INYECTA AGUA A  $90^\circ\text{C}$  CON UN EMULSIFICANTE (12 000 B/D) PASANDO TODA LA CARGA POR UN CAMBIADOR DE CALOR CONTRA DIESEL (CORAZA Y TUBOS RESPECTIVAMENTE) SALIENDO A  $80^\circ\text{C}$ . LA CARGA PASA POR OTRO CAMBIADOR DE CALOR CONTRA REFLUJO LATERAL (ZUFILLO CIRCULANTE DEL PLATO 11 Y CON RETORNO AL PLATO 14). LA CARGA SALE A  $125^\circ\text{C}$  Y PASA POR LA UNIDAD DE DESALADORA EN DONDE POR MEDIO DE UN DESALADO ELECTROSTATICO (D.C. 35 AMP., 440 V.) Y A UNA PRESION DE  $12 \text{ Kg/cm}^2$  SE SEPARA LA SAL JUNTO CON EL AGUA Y EL EMULSIFICANTE. LA CARGA A  $125^\circ\text{C}$  PASA POR OTRO BANCO DE CAMBIADORES DE CALOR CONTRA RESIDUO, NUEVAMENTE PASA A UN CALENTADOR DONDE LA CARGA A LA SALIDA LLEVA  $335^\circ\text{C}$  Y  $1 \text{ Kg/cm}^2$ . LA CARGA ENTRA EN LA SECCION VAPORIZADORA DE LA TORRE FRACCIONADORA (T.F.R.) ENTRE LOS PLATOS 4 Y 5. EN EL FONDO DE LA T.F.R. (ZONA DE AGOTAMIENTO) SE INYECTA VAPOR DE  $3.5 \text{ Kg/cm}^2$  A  $315^\circ\text{C}$  PARA AGOTAR EL CILINDRO REDUCIDO Y COMO UNA FORMA DE ARRASTRAR DE LOS VAPORES DE HIDROCARBUROS, PARA NEUTRALIZAR LOS COMPUESTOS ACIDOS SE INYECTA  $\text{NH}_3$  EN EL PLATO 24. POR EL FONDO DE LA TORRE Y A UNA PRESION DE  $585 \text{ mm}$  ( $0.8 \text{ Kg/cm}^2$ ), SE EXTRAE LA GASOLINA EN FORMA DE VAPORES A  $135^\circ\text{C}$  Y SE HACEN PASAR POR UN BANCO DE CAMBIADORES (ENFRIADORES CON AGUA). LA GASOLINA TIENE UNA T.F.E. DE  $300^\circ\text{C}$ . LA GASOLINA CONDENSADA ES ENVIADA A UN ACUMULADOR; LOS CASES INCONDENSABLES SALEN POR LA PARTE SUPERIOR DE AHI SON ENVIADOS A LA COMPRESORA DE GASES DE LA PLANTA CATALITICA, SEPARANDOSE POR EL FONDO EL AGUA CONDENSADA. DEL ACUMULADOR SE ENVA LA GASOLINA A ALMACENAMIENTO O COMO CARGA A LA PLANTA DESOLFURADORA DE GASOLINA. OTRA PARTE ES ENVIADA COMO REFLUJO FRIO QUE ENTRA POR EL PLATO 26. EN EL PLATO 21 SE REALIZA EL CORTE DE NAFTA PESADA (CONDENSADA QUE SALE A  $430^\circ\text{C}$ , QUE ES ENVIADA A UNA TORRE ACOTADORA DE VAPOR A  $3.5 \text{ Kg/cm}^2$  DE 4 PLATOS DE BUBBLEO, SALIENDO POR EL FONDO EL PRODUCTO LIGERO ARRASTRADO POR LA NAFTA, Y SE REGRESA A LA TORRE FRACCIONADORA ENTRE LOS PLATOS 22 Y 23. POR EL FONDO SALE NAFTA PESADA ESTABILIZADA O AGOTADA (T.F.E.  $223^\circ\text{C}$ ) QUE SE BOMBEA Y ENVA EN ENFRIADOR DE AGUA UNIENDOSE AL FLUJO DE NAFTA PESADA DE LA PRIMARIA 3. DEL PLATO 17 SE EXTRA UNA CORRIENTE PARA REFLUJO DE CIRCULANTE O LATERAL CON INTERCAMBIO DE CALOR CON LA CARGA Y SE RETORNA A LA T.F.R. EN EL PLATO 14. EN EL PLATO 9 SE EXTRA EL GASOLEO LIGERO (DIESEL) A  $285^\circ\text{C}$  QUE ES ENVIADO A LA TORRE DE AGOTAMIENTO; EL LIGERO SE RETORNA AL PLATO 10. POR EL FONDO ES EXTRAIDO EL GASOLEO LIGERO QUE ES BOMBEADO A UN CAMBIADOR PARA PRECALENTAR LA CARGA DE CRUDO. POSTERIORMENTE PASA POR UN BANCO DE CAMBIADORES DE TUBOS CONCENTRICOS PARA ENFRIARSE CON AGUA Y SE ENVA A TANQUES COMO DIESEL (PRODUCTO FINAL). POR EL FONDO DE LA T.F.R. SE EXTRA EL RESIDUO A  $315.5^\circ\text{C}$  QUE POR BOMBO SE HACE PASAR POR EL BANCO DE CAMBIADORES ANTERIOR. PARTE DE ESTE RESIDUO SE VA COMO CARGA A LA PLANTA CATALITICA (T.C.C.) Y PARTE COMO COMBUSTIBLE, ADICIONANDOLE COMO DILUYENTE NAFTA PESADA, SIENDO ENVIADO A ALMACENAMIENTO. (SANCHEZ, 1966).

Figura B-1. Proceso de destilación primaria



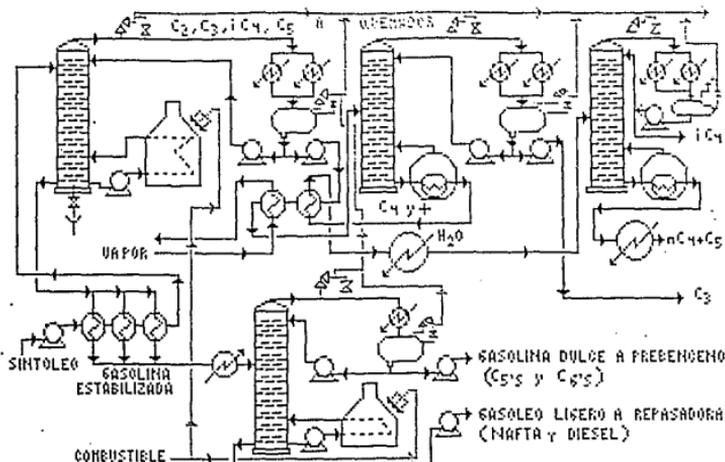
EL CRUDO REDUCIDO PROVENIENTE DE LAS UNIDADES DE DESTILACION PRIMARIA SE RECIBE EN UN TANQUE DE BALANCE, SE OBTIENE UN PRECALENTAMIENTO DE LA CARGA POR INTERCAMBIO DE CALOR DE LAS CORRIENTES DE ENFRIAMIENTO DE FONDOS DE LA FRACCIONADORA DE LA TCC Y DEL SEPARADOR DE ALQUITRANES. SE LE UNE A LA CARGA UNA CORRIENTE DE ACEITE DE RECIRCULACION PROVENIENTE DE LA COLUMNA FRACCIONADORA DE LA TCC Y SE CARGA LA MEZCLA AL CALENTADOR DEL SEPARADOR DE ALQUITRANES CONTROL DE FLEJO EN CUATRO CORRIENTES PARALELAS. A LA ENTRADA DE CADA UNO DE LOS SERPENTINES DEL CALENTADOR, SE AUMENTA VAPOR QUE FACILITA LA VAPORIZACION Y REDUCE LA FORMACION DEL COQUE. EL ACEITE DE RECIRCULACION SE AGREGA A LA CORRIENTE. LA CORRIENTE ENTRA AL SEPARADOR DE ALQUITRANES A 440°C. EN EL SE SEPARA UN GASOLEO LIGERO QUE FORMA LA "CARGA DE VAPORES" AL REACTOR; POR EL FONDO DEL SEPARADOR Y A 394°C SE OBTIENE UNA FRACCION PESADA QUE PASA A UN SERPENTIN DEL CALENTADOR DE CARGA A LA TORRE DE VACIO (F-201). CALENTANDOSE HASTA 405°C Y ENVIADA A LA TORRE DE VACIO. LA TORRE OPERA A 73 mmHg DE PRESION. DE LA TORRE DE VACIO SE OBTIENEN DOS CORRIENTES (GASOLEO LIGERO Y PESADO) A 277°C Y 311°C. PARA EFECTUAR EL VACIO EN LA TORRE SE EMPLEA UN EYECTOR DE VAPOR DE DOS ETAPAS CON CONDENSADORES BAREOMETRICOS. EN ESTE PUNTO SE PRESENTA UNA EMISION IMPORTANTE DE HIDROCARBUROS A LA ATMOSFERA. LOS DOS DESTILADOS DE LA TORRE DE VACIO SE ENTRAEN A CONTROL DE NIVEL PASANDO AL TANQUE DE BALANCE DE CARGA LIQUIDA EN LA TCC. DE AHÍ PASA AL CALENTADOR F201 POR OTRO SERPENTIN QUE CALIENTA NUEVAMENTE LA CARGA LIQUIDA PARA ENVIARLA AL REACTOR DE LA T.C.C. (470°C). EL FONDO DE LA TORRE ES RESIDUO QUE SE ENVIA A TANQUES DE ALMACENAMIENTO. EL CONDENSADOR BAREOMETRICO DEL SISTEMA DE VACIO DESCARGA A LA ATMOSFERA VAPORES CONSISTENTES DE NO CONDENSABLES, HIDROCARBUROS LIGEROS Y OLORES. (BONFICLIO, 1967; MORENO, 1967; CONTRERAS, 1977 U.S. DEPARTMENT OF ENERGY, 1980)

Figura B-2. Proceso de destilación secundaria (preparadora de carga)



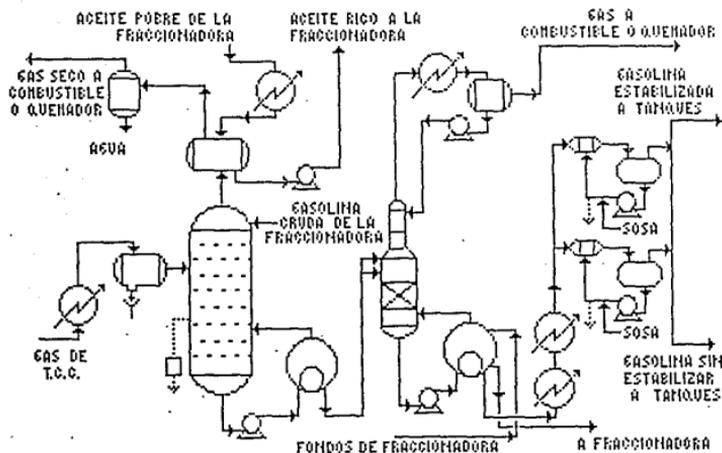
EL CRUDO REDUCIDO PROVENIENTE DE LA UNIDAD DE DESTILACION PRIMARIA (DE CRUDO CEROSO). LA CARGA INTERCAMBIA CALOR CON EL CRUDO DE ALIMENTACION DE LA TORRE DE DESTILACION, SUFRE OTRO CALENTAMIENTO (DE 260 a 395°C) AL INYECTARSE VAPOR PARA LLEVAR LA CARGA A 397°C, ENTRA A LA TORRE DE DESTILACION DONDE A LAS CONDICIONES DE 386 °C Y 80 mmHg EN EL FONDO Y 120°C Y 65 mmHg EN EL DOMO. POR EL DOMO SE SEPARAN CONDENSADOS ACEITOSOS. LAS TRES CORRIENTES PRINCIPALES SEPARADAS SON LUBRICANTES EN FORMA DE ACEITES LIGEROS (HUSOS) ACEITE MEDIO (NEUTRO) Y ACEITE PESADO (NEUTRO PESADO) Y UN RESIDUO DE VACIO. EL VACIO SE REALIZA CON EYECTORES DE VAPOR, SIENDO ESTE TAMBIEN OTRO PUNTO IMPORTANTE GENERADOR POTENCIAL DE VAPORES DE HIDROCARBUROS A LA ATMOSFERA (CONTRERAS, 1977; RODRIGUEZ, 1973).

Figura B-3. Proceso de destilación al alto vacío



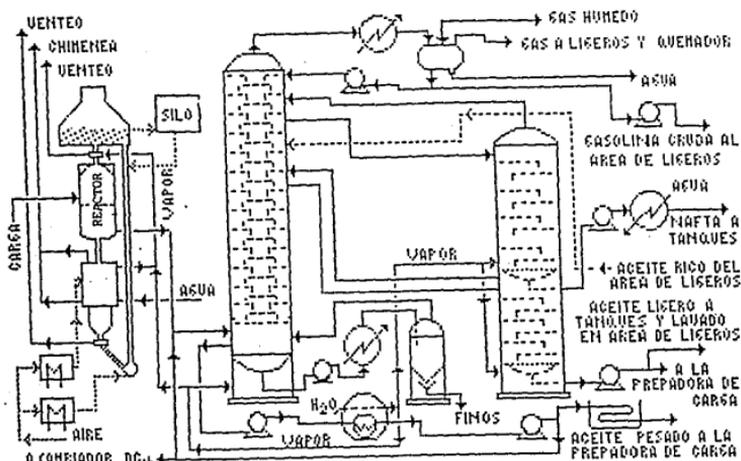
LAS BOMBAS DE CARGA SUCCIONAN EL CRUDO ESTABILIZADO A LA PLANTA ESTABILIZADORA A 26°C, LA CARGA PASA POR CAMBIADORES DE CALOR DE TRES NUCLEOS COLOCADOS EN SERIE EN DONDE INTERCAMBIA CALOR CON LOS FONDOS DE LA DESBUTANIZADORA. EL SINTOLEO A 120°C ENTRA EN LA TORRE DESBUTANIZADORA (8.4 atm). ESTA TORRE TIENE EN EL FONDO UNA RECIRCULACION QUE SE ENVIA AL CALENTADOR Y-501 DE DONDE LOS FONDOS SON RETORNADOS A 187°C. EL CALENTADOR UTILIZA GAS O COMBUSTIBLE. LOS FONDOS DE LA TORRE DESBUTANIZADORA YA COMO CRUDO ESTABILIZADO, SALEN DEL FONDO DE LA TORRE Y PASAN A INTERCAMBIAR CALOR CON LA CARGA EN CAMBIADORES Y SON ENVIADOS A LA TORRE PREFRACCIONADORA DONDE SE OBTIENEN DOS CORTES; EL PRODUCTO DEL FONDO, GASOLINA DULCE (MEZCLA DE PENTANOS) QUE ES CARGA PARA LA COLUMNA FREBENSENO DONDE ES DESPENTANIZADA Y POR LOS FONDOS GASOLEO LIGERO QUE ES CARGA PARA LA REPASADORA. POR EL FONDO DE LA DESBUTANIZADORA SALEN A 51°C VAPORES DE  $C_2$ ,  $C_3$ ,  $IC_4$  Y  $nC_5$  QUE SON CONDENSADOS Y ACUMULADOS. UNA CORRIENTE CONDENSADA ES ENVIADA A REFLUJO Y OTRA ES CARGA A LA TORRE DESPROPANIZADORA. ESTA CORRIENTE CAMBIA CALOR CON LOS FONDOS Y CON VAPOR Y ENTRA EN LA TORRE (3.4 atm). LA TORRE TIENE UNA RECIRCULACION DE FONDOS HACIA UN REHERVADOR (E-907) DE TIPO KETTLE CON VAPOR SATURADO QUE MANTIENE LOS FONDOS A 90°C. LOS FONDOS DE LA DESPROPANIZADORA INTERCAMBIAN CALOR CON LA CARGA A LA TORRE Y DE AHI PASAN A ENFRIARSE CON AGUA PARA SALIR A TANQUES O COMO CARGA A LA TORRE DESISOBUTANIZADORA, SIENDO LA CORRIENTE UNA MEZCLA DE BUTANOS PRINCIPALMENTE ( $C_3$ ,  $IC_4$ ,  $nC_4$ ,  $IC_3$  Y  $nC_3$ ). POR EL FONDO DE LA TORRE DESPROPANIZADORA SALEN A 40°C VAPORES DE PROPANO PRINCIPALMENTE CON  $C_2$ ,  $IC_4$  Y  $nC_4$  EN CANTIDADES MINIMAS, QUE PASAN A CONDENSARSE EN LOS ENFRIADORES Y A ACUMULARSE. DE AQUI SALEN DOS LINEAS, UNA DE REFLUJO Y OTRA DE PROPANO A TANQUES. LA DESISOBUTANIZADORA SEPARA ISOBUTANO DEL n-BUTANO. EN LAS TORRES EXISTEN SISTEMAS DE VALVULAS DE SEGURIDAD DE PRESION QUE DESFOCAN A QUEMADORES EN CUALQUIER AUMENTO DE PRESION (TOSCANO, 1965; AZUARA, 1970).

Figura B-4. Proceso de estabilización y prefraccionación



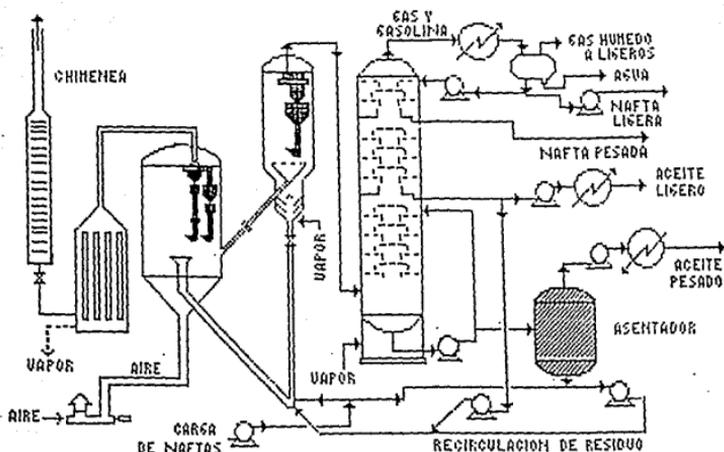
LOS GASES LIGEROS PROVENIENTES DE LA FRACCIONADORA DE LA T.C.C., A 176°C PASAN POR UN CAMBIADOR DE CALOR QUE BAJA SU TEMPERATURA HASTA 38°C. LOS GASES SE RECIBEN EN UN TANQUE DE ACUMULACION (14 acm), Y DE AHÍ LA CORRIENTE ES ENVIADA A LA CARGA DE LA TORRE DESETANIZADORA EN DONDE SE ENCUENTRA A CONTRACORRIENTE CON GASOLINA CRUDA PROVENIENTE DE LA TORRE FRACCIONADORA DE LA T.C.C.; LA TORRE DESETANIZADORA OPERA A 14 acm. EN ESTA TORRE SE ABSORBEN LOS HIDROCARBUROS MAS PESADOS HASTA PROPANO. POR EL DOMO DE LA TORRE Y A 44°C SE OBTIENEN LOS GASES MAS LIGEROS COMO METANO, ETANO E HIDROGENO. ESTOS GASES SE MEZCLAN CON UNA CORRIENTE DE ACEITE POBRE DE LA FRACCIONADORA PARA SALIR DE ESTE TANQUE DE NECLADO UNA CORRIENTE DE ACEITE RICO QUE ES ENVIADA DE RETORNO A LA FRACCIONADORA Y OTRA DE GASES QUE, DESPUES DE PASAR POR UN SECADOR ES ENVIADA A GAS COMBUSTIBLE O A QUEMADOR. DEL FONDO DE LA DESETANIZADORA SE OBTIENE UNA GASOLINA CRUDA QUE SE ALIMENTA A LA TORRE DESBUTANIZADORA A 122°C, PARA SU ESTABILIZACION. DE LA TORRE DESBUTANIZADORA SE OBTIENE, POR EL DOMO Y A 39°C UNA CORRIENTE DE GAS PROPANO-BUTANO QUE ES ENVIADA, DESPUES DE PASAR POR UN CAMBIADOR DE CALOR, A UN TANQUE ACUMULADOR (14.5°C , 9.7 acm), DONDE SE OBTIENEN GASES GASES QUE SON ENVIADOS A TANQUES Y CONDENSADOS QUE SON RECICLADOS. POR EL FONDO Y A 180°C SE OBTIENE GASOLINA ESTABILIZADA QUE PASA A INTERCAMBIAR CALOR CON LOS FONDOS DE LA FRACCIONADORA, PARA RECICLARSE UNA PARTE A 189°C. A LA OTRA CORRIENTE SE LE BAJA LA TEMPERATURA HASTA 84°C Y ES PASADA POR TANQUES EN DONDE SE LE INYECTA UNA SOLUCION DE SOSA, PARA ELIMINAR LAS POSIBLES TRAZAS DE ACIDES. LA GASOLINA ESTABILIZADA Y DULCE ES ENVIADA A TANQUES DE ALMACENAMIENTO (BONFLICIO, 1965; MORENO, 1967).

Figura B-5. Proceso de fraccionación de ligeros (planta T.C.C.)



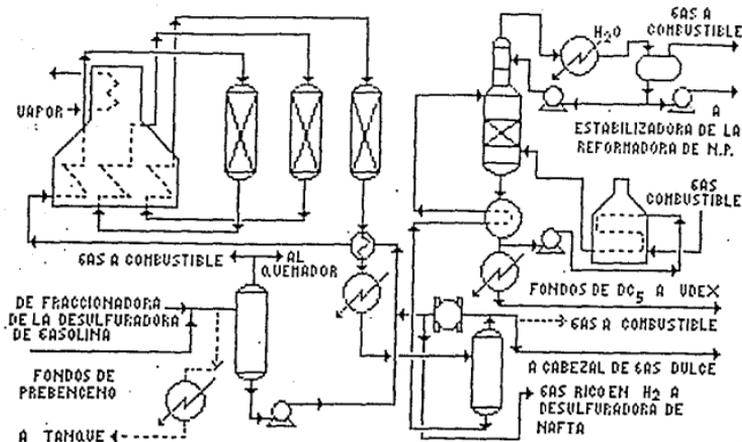
LA UNIDAD T.C.C. ES UN PROCESO THERMOFOR CONTINUO QUE EMPLEA CATALIZADOR CON : 70% SILICE, 20% ALUMINA Y 10% DE OTROS OXIDOS EN PELLETS DE UNOS 4 mm DE DIAMETRO. LA "CARGA DE VAPORES" Y LA "CARGA LIQUIDA" ENTAN MEZCLADAS AL REACTOR, EN DONDE SE LLEVA A CABO LA DESINTEGRACION CATALITICA A UNA TEMPERATURA DE 460 A 480°C Y 0.90 atm. EL CATALIZADOR SE HACE LLEGAR POR MEDIO DE AIRE A LA PARTE SUPERIOR DEL REACTOR Y LA CARGA SE INTRODUCE POR LA PARTE MEDIA, DE TAL FORMA QUE, LA CARGA Y CATALIZADOR SE ENCUENTRAN A CONTRACORRIENTE. POR EL FONDO DEL REACTOR SALEN EL CATALIZADOR Y LOS PRODUCTOS DE LA DESINTEGRACION, SIENDO ENTONCES INTRODUCIDO EL CATALIZADOR AL REGENERADOR. LA REGENERACION SE LLEVA A CABO CON AIRE CALIENTE A 370°C. EL CATALIZADOR REGENERADO SE INTRODUCE NUEVAMENTE AL REACTOR POR LA PARTE SUPERIOR. LOS PRODUCTOS QUE SE OBTIENEN DESPUES DE SU SEPARACION DEL CATALIZADOR SE ALIMENTAN A LA PLANTA FRACCIONADORA (13.5 atm) SEPARANDOSE POR LA PARTE SUPERIOR DE LA TORRE DE FRACCIONAMIENTO A 109°C GASES LIGEROS Y GASOLINA; EN OTRO CORTE A 196°C SE OBTIENE UNA NAFTA LA CUAL SE AGOTA CON VAPOR Y SE SOBREA A TANQUES. OTRA FRACCION COMPUESTA DE ACEITES SE SEPARA A 246°C. Y EL ULTIMO CORTE A 288°C Y POR EL FONDO DE LA TORRE SE OBTIENE UN RESIDUO PESADO. LOS FINOS O POLVOS DE CATALIZADOR ARRASTRADOS POR LOS VAPORES DEL REACTOR SE ELIMINAN POR ASENTAMIENTO EN UN RECIPIENTE DE FONDO CONICO, EL CUAL RECIBE UNA CORRIENTE PROVENIENTE DEL FONDO DE LA TORRE. LOS GASES LIGEROS Y LA GASOLINA OBTENIDOS POR EL FONDO DE LA TORRE FRACCIONADORA SE CONDENSAN Y PASAN A UN ACNULATOR, EN DONDE SE SEPARAN LOS GASES LIGEROS COMPRIMIDOS Y SE ENVIAN A LA PLANTA DE LICIEROS PARA SU TRATAMIENTO. EL VAPOR UTILIZADO ES DE 3.5 kg/cm<sup>2</sup> (BONFICILIO, 1967; MORENO, 1967).

Figura B-6. Proceso de desintegración catalítica T.C.C.



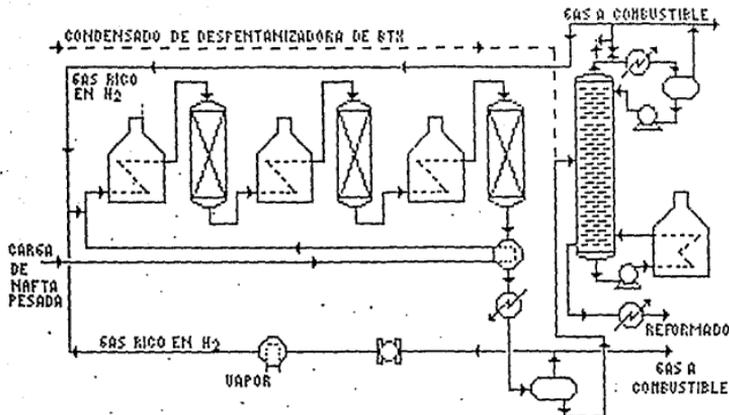
LA UNIDAD F.C.C. (FLUIDIZED CATALYTIC CRACKING) DISEÑADA POR UOP, CONSTA DE UN REACTOR Y DE UN REGENERADOR DE CATALIZADOR SEPARADOS (LA CHIHENEA ESTA APARTE), ADENAS DE UN REGENERADOR DE VAPOR QUE UTILIZA LOS GASES DE COMBUSTION PARA ESTE OBJETO. LA CARGA SON NAFTAS QUE SE MEZCLAN CON EL CATALIZADOR RECIEEN REGENERADO Y CALIENTE Y ENTRAN AL REACTOR. EN ESENCIA EL PROCESO CONSISTE EN PONER EN CONTACTO HIDROCARBUROS DE PESO MOLECULAR RELATIVAMENTE ALTO CON UN CATALIZADOR SOLIDO (SILICE-ALUMINA) A TEMPERATURAS ENTRE 470-525°C. EL CATALIZADOR Y LA CARGA DESINTEGRADA SE SEPARAN EN UN CICLON (EN EL INTERIOR DEL REACTOR), ENVIANDO LOS HIDROCARBUROS A UNA COLUMNA ADYACENTE DE DESTILACION, DONDE SE SEPARAN DIVERSAS FRACCIONES. PARTE DEL RESIDUO SE RECIRCULA. EL CATALIZADOR ES LIBERADO DE LOS HIDROCARBUROS CON VAPOR DE AGUA Y LUEGO ES ENVIADO AL REGENERADOR DONDE SE QUEMAN LOS DEPOSITOS DE COQUE. AQUI TAMBIEN SE SEPARAN LOS GASES DEL CATALIZADOR POR MEDIO DE UNA SERIE DE CICLONES. LA UNIDAD ESTA DISEÑADA DE TAL MANERA QUE EL CALOR NECESARIO PARA REALIZAR LA REACCION ENDOTERMICA DE DESINTEGRACION ES PROPORCIONADO POR LA COMBUSTION DEL COQUE DEPOSITADO EN EL CATALIZADOR. EN LA REALIDAD EL REACTOR ESTA COLOCADO SOBRE EL REGENERADOR. LAS PERDIDAS DE CATALIZADOR VARIAN ENTRE 0.05 Y 0.1 lb/B DE ALIMENTACION FRESCA, MIENTRAS QUE LA TAZA DE ALIMENTACION ES DE 0.15 A 0.25 lb/B. LAS PERDIDAS A LA ATMOSFERA SON COMO PARTICULAS FINAS. OTROS COMPUESTOS EMITIDOS POR VENTOS Y CHIHENEA SON: HIDROCARBUROS, ALDEHIDOS, SO<sub>2</sub>, CO, NH<sub>3</sub> Y NO<sub>x</sub>. LAS PARTICULAS FINAS ACTUAN COMO SOPORTES DE POLICICLICOS (HYDROCARBON PROCESSING, VOL. 30, NO. 3, 1951; HYDROCARBON PROCESSING VOL. 47, NO. 9, 1968; ESCOBAR Y HERNANDEZ, 1984).

Figura B-7. Proceso de desintegración catalítica F.C.C.



EL DISEÑO ES DE UOP Y LOS SERVICIOS DE INGENIERIA DE FLUOR ENGINEERING & CONSTRUCTION CO. EN LA UNIDAD SE PROCESA ENFOCOTE DE C<sub>6</sub>-C<sub>8</sub>, ENRIQUECIENDO SU CONTENIDO DE AROMATICOS Y PRODUCIENDO H<sub>2</sub>. EL PRODUCTO PRINCIPAL, ES UNA CORRIENTE RICA EN AROMATICOS Y LIBRE DE PENTANOS QUE SIRVE DE CARGA A LA UNIDAD DE EXTRACCION UDEX. EL CATALIZADOR ES DE Pt. LA CARGA, PROCEDENTE DEL FONDO DE LA TORRE PREBENCENO DE LA FRACCIONADORA DE GASOLINA NATURAL Y DEL DOÑO DE LA DESULFURADORA DE GASOLINA PASA AL TANQUE DE BALANCE. LOS EXCESOS PASAN AL ENTRIADOR DE EXCEDENTES Y DE AHÍ A TANQUES. EL TANQUE DE CARGA SE MANTIENE PRESIONADO CON GAS DULCE A 2.8 kg/cm<sup>2</sup>. UN PAR DE BOMBAS, Toman LA CARGA DEL TANQUE DE BALANCE Y LA ENVIAN A UN CABEZAL DEL CUAL SALÉN DOS LINEAS. CADA LINEA DE CARGA RECIBE UNA CORRIENTE DE GAS RICO EN H<sub>2</sub> PROCEDENTE DE LA DESCARGA DEL COMPRESOR DE RECIRCULACION; LA CARGA MEZCLADA ENTRA A UN PRECALENTADOR EN DONDE ALCANZA UNOS 429°C. LA CARGA COMBINADA PRECALENTADA ENTRA AL CALENTADOR DEL PRIMER REACTOR (EL CUAL FORMA PARTE DE UNA UNIDAD QUE ALOJA A LOS CALENTADORES DE LOS TRES REACTORES) PARA SALIR A 524°C Y ENTRAR EN EL PRIMER REACTOR. LA RELACION H<sub>2</sub>/HC NUNCA ES MENOR DE 6.0; LAS REACCIONES SON ENDOTERMICAS POR LO QUE ES NECESARIO RECALENTAR EL PRODUCTO PARCIALMENTE REFORMADO (SALÉ A 462°C), PARA ENVIARLO AL SEGUNDO REACTOR (A 524°C). OCURRE LO MISMO A LA CORRIENTE SIGUIENTE QUE SALE A 498°C Y TAMBIEN ES CALENTADA A 524°C. LOS PRODUCTOS DE REFORMACION DEL TERCER REACTOR (515°C) INTERCAMBIAN CALOR EN EL PRECALENTADOR DE CARGA PARA ENFRIARSE HASTA 138°C Y SER ENVIADA AL CONDENSADOR DE PRODUCTOS DONDE SALE A 38°C Y ENTRAN AL SEPARADOR DE PRODUCTOS DEL REACTOR. EL GAS SEPARADO SE ENVIJA A LA LINEA DE SUCCION DEL COMPRESOR DE RECIRCULACION O BIEN A UN CABEZAL DE DISTRIBUCION DE LA PLANTA. EL COMPRESOR DE RECIRCULACION CONFINE H<sub>2</sub> E HIDROCARBUROS DE 22.1 kg/cm<sup>2</sup> A 33 kg/cm<sup>2</sup>. LOS CASES DE LA DESCARGA DEL COMPRESOR SE UNEN A LOS HIDROCARBUROS DE CARGA, PARA ASI CONSTITUIR LA CARGA COMBINADA A LOS REACTORES. LOS HIDROCARBUROS LIQUIDOS DEL SEPARADOR INTERCAMBIAN CALOR CON EL PRODUCTO DEL FONDO DE LA TORRE DESPENTANIZADORA, PARA ALIMENTARSE A ESTA EN EL PLATO 16 A 121°C. LA TORRE TIENE 30 PLATOS (90°C EN EL DOÑO Y 190°C EN FONDO); 9.7 kg/cm<sup>2</sup> PRESION DOÑO Y 10 kg/cm<sup>2</sup> PRESION FONDO. LOS VAPORES RECIBEN INYECCION DE INHIBIDOR DE CORROSION Y PASAN A UN CONDENSADOR. EL CONDENSADO SE COLECTA EN UN ACUMULADOR DE DOÑE DOS BOMBAS LO ENVIAN, UNA A REFLEJO Y OTRA A CONTROL DE NIVEL AL ACUMULADOR DE LA REFORMADORA DE NAFTA PESADA. EL REFORMADO DESPENTANIZADO SE OBTIENE POR EL FONDO DE LA COLUMNA Y DESPUES DE CAMBIAR CALOR CON LA CARGA SE ENVIJA A LA UNIDAD UDEX. EXISTEN ALGUNAS CORRIENTES DE CASES QUE VAN A QUEHADOR O A GAS COMBUSTIBLE (ALCARECA, 1965; FAVON, 1972).

Figura B-8. Proceso de reformación B.T.X.

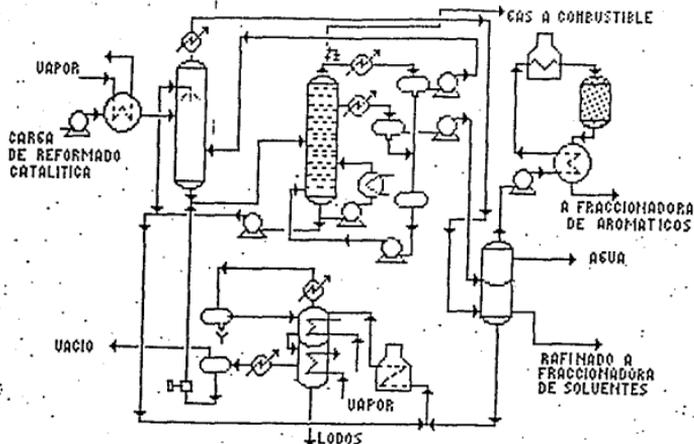


EL PROCESO PLATFORMING PARA NAFTAS PESADAS CONSISTE EN TRES CALENTADORES Y TRES REACTORES POR DONDE SE RECICLA LA CARGA MEZCLADA CON HIDROGENO. LAS CARGAS USUALMENTE CONSISTEN EN FRACCIONES CUYA TEMPERATURA INICIAL DE EBULLICION ES DE ALREDEDOR DE 80°C Y LA TEMPERATURA FINAL DE EBULLICION PUEDE VARIAR DESDE 150°C HASTA UN MAXIMO DE 205°C. BAJO CONDICIONES DISTINTAS DE SEVERIDAD SE PUEDEN OBTENER GASOLINAS DE DISTINTO OCTANAJE. LA MEZCLA GASEOSA QUE SE OBTIENE SE ENFRIA Y FLUYE A UN TANQUE SEPARADOR DE GASES, LOS CUALES SE COMPRIMEN Y SE ENFRIAN, SEPARANDOSE EL HIDROGENO QUE SE COMPRIME Y RECICLA. LOS LIQUIDOS SEPARABLES FLUYEN A LA COLUMNA ESTABILIZADORA, LA CUAL DESTILA UNA MEZCLA DE HIDROCARBUROS LIGEROS (C<sub>4</sub> Y LIGEROS). POR EL FONDO SE EXTRAHE EL REFORMADO.

GENERALMENTE, LA DISMINUCION DE LA PRESION O DE LA RELACION H<sub>2</sub>/CARGA INCREMENTA EL OCTANAJE Y CASI NO ALTERA EL RENDIMIENTO, PERO AUMENTA LA PRODUCCION DE COQUE, POR LO QUE SE UTILIZA UNA CONCENTRACION MINIMA DE H<sub>2</sub>. INDEPENDIENTEMENTE DE LAS REACCIONES DE ISOMERIZACION Y DE DESINTEGRACION QUE AUMENTAN EL OCTANAJE, SE PUEDE PRONOSTICAR EL % DE AROMATICOS PRODUCIDOS CONTRA EL OCTANAJE DEL PRODUCTO.

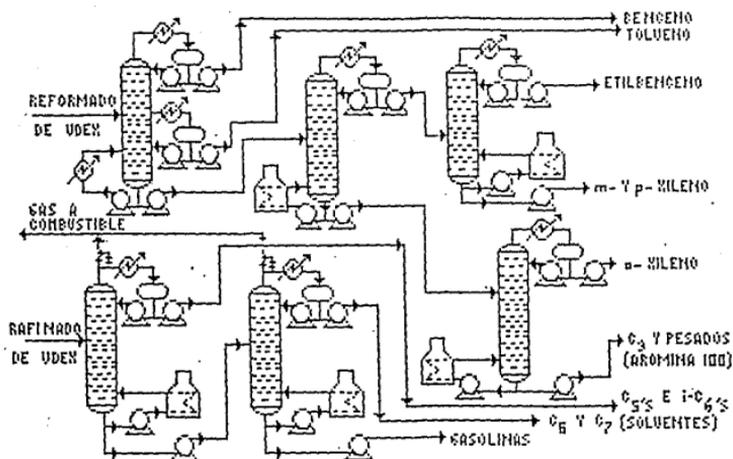
LAS GASOLINAS REFORMADAS SE MEZCLAN CON GASOLINAS PARAFINICAS DE BAJA CALIDAD (ETIENNE Y VENEZUELA, 1975).

Figura B-9. Proceso de reformación de naftas pesadas



EL PROCESO UDEX SE EMPLEA PARA SEPARAR AROMATICOS DE ALTA PUREZA DE MEZCLAS DE HIDROCARBUROS. LA CARGA ES EL PRODUCTO RESULTANTE DE LA PLANTA BTX, QUE ES UNA MEZCLA DE BENZENO, TOLUENO, XILENOS Y OTROS. EL PROCESO EMPLEA UNA COLUMNA MULTITAPAS DE EXTRACCION A CONTRACORRIENTE. SE UTILIZA UNA MEZCLA DE GLICOLIOS Y AGUA COMO SOLVENTES. EL SOLVENTE ES ALIMENTADO POR LA PARTE SUPERIOR DE LA COLUMNA, LA CARGA DE HIDROCARBUROS POR LA PARTE MEDIA Y UN REFLUJO POR EL FONDO. EL SOLVENTE RICO SE ENVIA A UNA COLUMNA ACOTADORA DE SOLVENTE, EN DONDE LOS AROMATICOS DISUELTOS SON SEPARADOS DEL SOLVENTE. EL SOLVENTE ES RECIRCULADO A LA COLUMNA DE EXTRACCION. LOS VAPORES DE ESTA COLUMNA SON CONDENSADOS Y SEPARADOS EN DOS FASES, LA FASE ACUOSA SE UTILIZA PARA LAVAR LAS TRAZAS DE GLICOLIOS DISUELTOS DEL REFINADO, EL RESTO SE REGRESA AL ACOTADOR. LA FASE DE HIDROCARBUROS DEL TANQUE RECIDOR ES UNA MEZCLA DE AROMATICOS Y ES PASADA POR UN TRATAMIENTO DE ARZILLA. POSTERIORMENTE, LA MEZCLA DE BENZENO, TOLUENO Y UNA FRACCION DE ETIL-BENZENO SE SEPARA POR DESTILACION. EN LOS FONDOS QUEDA UNA FRACCION DE AROMATICOS PESADOS Y COMPUESTOS DE  $C_9$  (AROMINA 100). EN LA SUPERFRACCIONADORA SE SEPARAN ETILBENZENO, UNA MEZCLA DE m Y p-XILENOS Y o-XILENO. EL SOLVENTE SEPARADO ES RECUPERADO POR DESTILACION Y RECICLADO AL PROCESO, MIENTRAS QUE LOS LODOS GENERADOS SON LLEVADOS A SITIOS ESPECIALES (HYDROCARBON PROCESSING, 1970; MITTCOFF Y REUBEN, 1985).

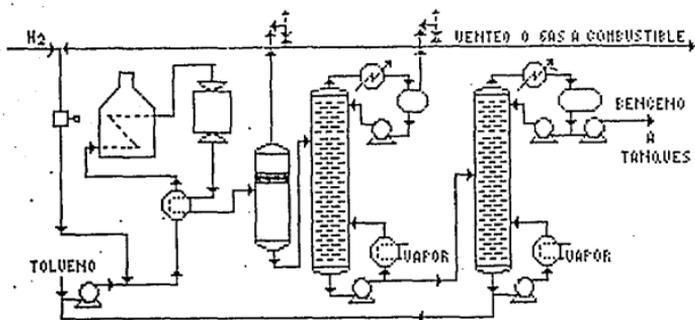
Figura B-10. Proceso de separación UDEX



LA CORRIENTE DE REFORMADO SE ALIMENTA A LA FRACCIONADORA DE REFORMADO, DESTILANDO UNA MEZCLA DE AROMATICOS (XILENOS, ETILBENCENO,  $C_3$  Y PESADOS), BENCENO Y TOLUENO. LAS TEMPERATURAS DE DESTILACION SON: BENCENO,  $80.1^{\circ}\text{C}$ ; TOLUENO,  $110.6^{\circ}\text{C}$ ;  $m$ -XILENO,  $139.1^{\circ}\text{C}$ ;  $p$ -XILENO,  $138.3^{\circ}\text{C}$ ; ETILBENCENO,  $136.2^{\circ}\text{C}$  Y  $o$ -XILENO,  $144.4^{\circ}\text{C}$ . LOS FONDOS, QUE SON UNA MEZCLA DE ETILBENCENO, XILENOS Y PESADOS, SON ENVIADOS A LA TORRE DE XILENOS. POR EL DOMO SE OBTIENE UNA MEZCLA DE ETILBENCENO Y  $m$ - Y  $p$ -XILENOS, QUE ES ENVIADA A LA TORRE DE ETILBENCENO EN DONDE SE SEPARAN ETILBENCENO Y LOS  $m$ - Y  $p$ -XILENOS, SIENDO ESTOS ULTIMOS ENVIADOS A CRISTALIZACION. DEL FONDO SE FLUYE LA CORRIENTE A LA TORRE DE ORTOXILENO. DE ESTA TORRE SE OBTIENE POR EL DOMO  $o$ -XILENO Y POR LOS FONDOS COMPUESTOS DE  $C_3$  Y AROMATICOS MAS PESADOS (AROMATOS).

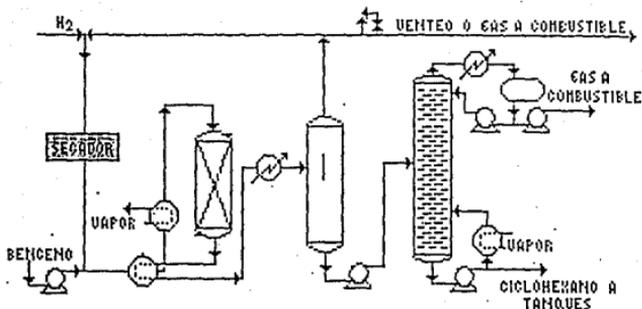
EL RAFINADO, PROCEDENTE DE LA PLANTA DE EXTRACCION UDEX, FLUYE A LA COLUMNA DESISOHEXANIZADORA, EN LA CUAL SE DESTILA EL HEXANO (Y PENTANOS) Y LOS FONDOS SE ALIMENTAN A LA COLUMNA DESHEPTANIZADORA LA CUAL PRODUCE HEPTANO POR EL DOMO Y GASOLINAS POR LOS FONDOS (MATHÉY, 1967; FEMEX, 1978).

Figura B-11. Proceso de fraccionación de aromáticos y solventes.



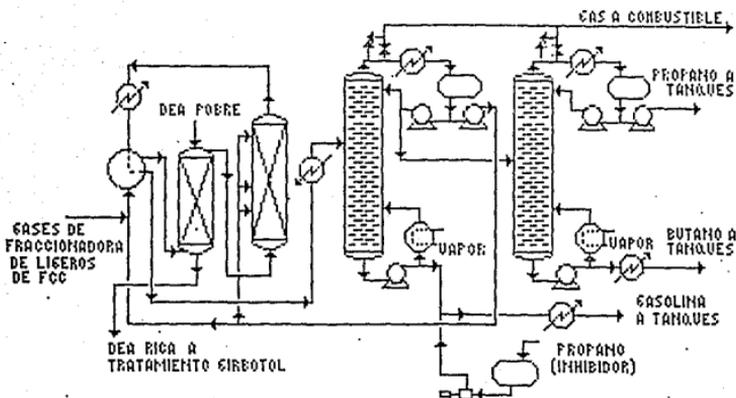
LA CARGA (TOLUENO) PROVENIENTE DE LA PLANTA FRACCIONADORA DE AROMATICOS ES CALENTADA A APROXIMADAMENTE 500°C Y SE ALIMENTAN AL REACTOR CATALITICO DE LECHO FIJO, DONDE OCURRE UNA DESINTEGRACION TERMICA CATALITICA. UNA CORRIENTE DE H<sub>2</sub> DE REPUESTO ES UNIDA CON H<sub>2</sub> GENERADO EN EL REACTOR Y UNIDA ADEMÁS A LA CORRIENTE DE ALIMENTACION. EL EFLUENTE SE ENFRIA Y PASA A UN SEPARADOR. LOS GASES SEPARADOS SE DIVIDEN EN DOS, UNA PARTE SE COMPRIE Y SE ENVIA A LA CORRIENTE DE ALIMENTACION Y LA OTRA ES ENVIADA A GAS COMBUSTIBLE. EN EL REACTOR SE PRODUCEN BENCENO, HIDROGENO Y METANO. LA MEZCLA LIQUIDA FLUYE A UNA COLUMNA ESTABILIZADORA DONDE SE DESTILAN LOS HIDROCARBUROS LIGEROS Y POR EL FONDO SE OBTIENEN AROMATICOS QUE SE ENVIAN A LA COLUMNA DE BENCENO, DONDE SE OBTIENE POR EL FONDO C<sub>6</sub>H<sub>6</sub> Y LOS FONDOS SE RECIRCULAN A LA ALIMENTACION (CHEM. ENG. PROGRESS, 1962).

Figura B-12. Proceso de hidrodesalquilación de benceno HYDEAL



LA REACCION SE LLEVA A CABO EN FASE LIQUIDA A 110°C Y 3 ATM EN PRESENCIA DE NIQUEL COMO CATALIZADOR. EL BENCENO (CARGA DE ALIMENTACION) ES COMBINADO CON HIDROGENO DE REPOSICION Y RECIRCULADO Y PRECALENTADO PARA LLEGAR A LA TEMPERATURA DE REACCION, PRIMERO CON UN CAMBIADOR DE CALOR (CON UN EFLENTE DEL MISMO REACTOR), Y DESPUES CON VAPOR. EL EFLENTE DEL REACTOR ES ENFRIADO Y FLASHADO. PARTE DEL VAPOR ES USADO PARA RECICLAR HIDROGENO, MIENTRAS QUE EL GAS DE VIENTO ES CONGELADO POR REFRIGERACION PARA MINIMIZAR LAS PERDIDAS Y ADEMAS PARA QUE ESTE DISPONIBLE COMO COMBUSTIBLE PRESURIZADO, EN EL MEJOR DE LOS CASOS. EL LIQUIDO SEPARADO ES ENVIADO A UNA COLUMNA DONDE LAS IMPUREZAS DE LIGEROS SON DESPUNTADAS (U.S. DEPARTMENT OF ENERGY, 1980 ; CHEMICAL ENG., 1974).

Figura B-13. Proceso de hidrogenación de benceno (ciclohexano)



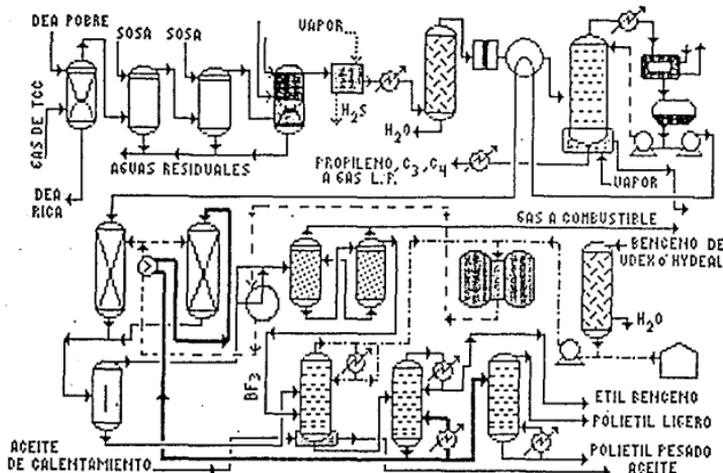
LA SECCION DE TRATAMIENTO DE LA CARGA CONSTA DE UNA UNIDAD CIBROTOL EN LA QUE SE ELIMINAN  $H_2S$  Y MERCAPTANOS QUE PUEDEN ACOMPAÑAR AL GAS PROVENIENTE DE LA UNIDAD FCC (SECCION DE FRACCIONAMIENTO). LA PLANTA CIBROTOL TIENE UNA CAPACIDAD DE 1500 B/D.

LA CARGA ES ALIMENTADA AL REACTOR DE POLIMERIZACION, EN DONDE SE HACEN REACCIONAR LOS HIDROCARBUROS OLEFINICOS PRESENTES EN LOS GASES. SE UTILIZA COMO CATALIZADOR ACIDO FOSFORICO EMBEDIDO EN TIERRA Kieselgur.

LOS PRODUCTOS QUE SE OBTIENEN DESPUES DE EFECTUADA LA REACCION SON: PROPANO, BUTANO, PEQUEÑAS CANTIDADES DE PROPILENO Y BUTILENO Y UNA GASOLINA DE POLIMERIZACION. LOS PRODUCTOS SON ENVIADOS A UNA ESTABILIZADORA. POR EL DOMO DE ESTA SE OBTIENEN LIGEROS QUE SON ENVIADOS A UNA COLUMNA DESPROPIONIZADORA, Y POR LOS FONDOS, SE OBTIENE GASOLINA ESTABILIZADA DE POLIMERIZACION.

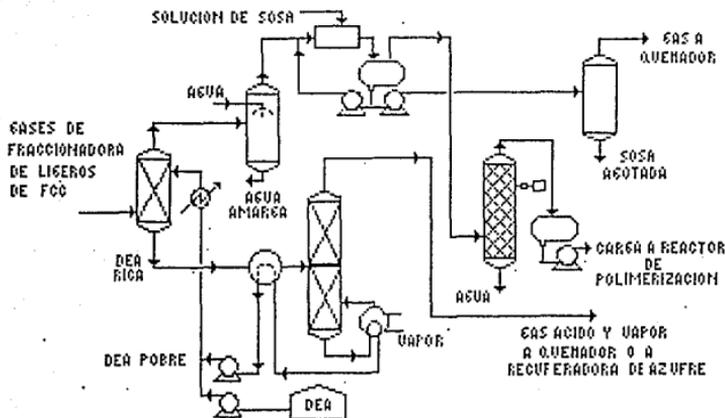
EN LA COLUMNA DESPROPIONIZADORA SE OBTIENEN, POR EL DOMO PROPANO QUE ES ENVIADO A TANQUES, Y POR EL FONDO BUTANO, QUE TAMBIEN ES ENVIADA A ALMACENAMIENTO (CORZO, 1961)

Figura B-14. Proceso de polimerización de gasolinas



EL GAS PROVENIENTE DE LA TCC ES ENVIADO POR MEDIO DE UNA COMPRESORA AL ABSORBEDOR CON DIETANOLAMINA (DEA). EL DEA ELIMINA EL  $H_2S$  Y EL  $CO_2$ . EL GAS SALE DE UN ABSORBEDOR Y ENTRA A UN LAVADOR CAUSTICO QUE ELIMINA TRAZAS MENORES DE  $H_2S$ . DESPUES EN UN SEGUNDO LAVADOR SE ELIMINAN MERCAPTANOS. EL GAS FLUYE A UNA COLUMNA LAVADORA DE DOS ETAPAS. EN LA PRIMERA, EL GAS SE ENCUENTRA A CONTRACORRIENTE CON AGUA CON  $pH=6$  Y EN LA SEGUNDA CON AGUA DE  $pH=4$  PARA ELIMINAR COMPUESTOS DE NITROGENO. LA CORRIENTE PASA A UNA CAMARA DE PROTECCION PARA ELIMINAR TRAZAS (ppm) DE  $H_2S$ , ENVIANDOSE A LA UNIDAD DE SECADO DONDE SE ELIMINA AGUA. LA CORRIENTE SE ENFRIA POR ABAJO DEL PUNTO DE ROCIO EN EL SECADOR, PASA POR FILTROS Y SE ENFRIA PARA INTRODUCIRLO A LA TORRE DESTANTADORA. EN LA TORRE SE SEPARAN LOS HIDROCARBUROS PESADOS  $C_3$ ,  $C_4$  Y PROPILENO QUE SALEN POR LA PRESION DEL RESERVOIR DE VAPOR Y VAN A UN ENFRIADOR Y ALMACENAMIENTO DE GAS L.F.; LOS GASES DE ETILENO Y MAS LIGEROS SALEN POR EL DOMO Y FLUYEN A UN CONDENSADOR REFRIGERADO PARA CONTINUAR A UN ACMULATOR DE DESTILADO. EL FLUJO SE INTRODUCE AL PLATO 9. LA OTRA PARTE DEL ACMULATOR INTERCAMBIA CALOR CON LAS CORRIENTES QUE VAN A LA DESTANTADORA Y LLEGA COMO CARGA AL REACTOR DE ALQUILACION. POR OTRO LADO, EL BENCIENO DE UDEX, HYDEAL O TANQUES FLUYE A UN SECADOR Y SE UNE CON BENCIENO DE RECIRCULACION PARA PASAR A UN TRATAMIENTO DE ALUMINA. EL BENCIENO DE RECIRCULACION LLEVA  $BF_3$  DESACTIVADO Y EN LA ALUMINA SE ACTIVA. EL BENCIENO CON  $BF_3$ /ALUMINA FLUYE A UN CAMBIADOR DE CALOR Y ADQUIERE LA TEMPERATURA DE REACCION, PARA ENTRAR AL REACTOR DE ALQUILACION (UNOS  $95^\circ C$ ). EL EFLUYENTE (BENCIENO + ETILBENCIENO + POLIALQUILENOS +  $BF_3$ ) SE UNE AL EFLUYENTE DEL REACTOR DE TRANSALQUILACION (ETILBENCIENO + POLIALQUILENOS +  $BF_3$ ) PARA LLEGAR A UNA TORRE DE FLASHEO, DONDE SE OBTIENEN DOS CORRIENTES: POR EL DOMO SALEN GASES LIGEROS MAS ALGO DE  $BF_3$  EVAPORADO QUE, INTERCAMBIA CALOR CON EL BENCIENO DE ALIMENTACION AL REACTOR Y FLUYE A UN ABSORBEDOR DE  $BF_3$  A CONTRACORRIENTE CON EL ACEITE ABSORBENTE (MEZCLA DE DIMETILBENCIENO Y POLIETILBENCIENO); POR EL DOMO DEL ABSORBEDOR SALEN GASES LIGEROS A COMBUSTIBLE ( $H_2$ ,  $C_1$ ,  $C_2$ ), EL ACEITE ENRIQUECIDO SALE POR EL FONDO DEL ABSORBEDOR Y VA A LA PARTE SUPERIOR DEL AGOTADOR DE  $BF_3$ . DESPUES DE SEPARACION POR CALENTAMIENTO, EL  $BF_3$  ES RECIRCULADO: LOS FONDOS DE LA COLUMNA DE FLASHEO FLUYEN A LA COLUMNA DE BENCIENO A FRACCIONAMIENTO. POR EL DOMO SALE BENCIENO QUE NO REACCIONA CON  $BF_3$  Y POR LOS FONDOS SALE LA MEZCLA DE ETILBENCIENO Y POLIETILBENCENOS, QUE ES ENVIADO A LA COLUMNA DE ETILBENCIENO, LA CUAL ES CALENTADA CON ACEITE. EL  $BF_3$  DEL AGOTADOR DEL CATALIZADOR SE INTRODUCE EN ESTA COLUMNA PARA ARRASTRAR A LOS HIDRATOS DE BORO FORMADOS. LA CORRIENTE DEL DOMO ES RECIRCULADA AL TRATAMIENTO DE ALUMINA, PARA LLEGAR A LA COLUMNA DE ETILBENCIENO. POR EL DOMO, AHI SE OBTIENE ETILBENCIENO QUE VA A TANQUES, Y LOS FONDOS SON DIVIDIDOS EN DOS: UNA ES RECIRCULADA AL SEGUNDO REACTOR JUNTO CON BENCIENO (EL EFLUYENTE DE ESTE SE UNE AL PRODUCTO DEL PRIMER REACTOR); LA OTRA CORRIENTE DE POLIALQUILADOS VA A LA COLUMNA REDESTILADORA DE POLIALQUILADO, DONDE SE FRACCIONAN POLIETILBENCENOS PARA VENTAS (HYD. PROCES., 1965; CARMONA, 1967; ESCOBAR Y HERNANDEZ, 1984).

Figura B-15. Proceso de alquilación de aromáticos ALKAR



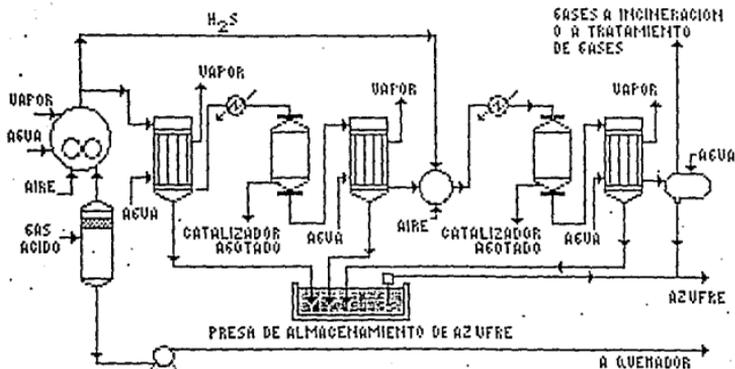
LOS GASES EFLUENTES DE LA SECCION DE FRACCIONACION DE LIGEROS DE LA DESINTEGRADORA CATALITICA FCC FLUYEN A CONTRACORRIENTE EN LA SOLUCION ABSORBENTE DE LA COLUMNA DE ABSORCION (DIETANOLAMINA POBRE A 45°C). LA SOLUCION ES DE UN 10-20% EN PESO DE DEA EN AGUA. LOS GASES TRATADOS SALEN POR EL FONDO DEL ABSORBEDOR Y SON ENVIADAS A UN LAVADOR DE AGUA. DE AHI PASAN A UN MEZCLADOR DONDE SON LAVADOS CON UNA SOLUCION DE SOSA A 42°C. EL EFLUENTE ENTRA A UN TANQUE QUE SEPARA LOS GASES (HIDROCARBUROS) DEL LIQUIDO CON SOSA ACOTADA. UNA PARTE DEL LIQUIDO ES RECIRCULADO Y LA OTRA ES ENVIADA A UN SEPARADOR DE SOSA ACOTADA Y GASES; ESTOS ULTIMOS SON ENVIADOS A QUENADOR, LOS HIDROCARBUROS SON PASADOS POR UN SECADOR, COMPRIMIDOS Y ASI SON ENVIADOS COMO CARGA AL REACTOR DE POLIMERIZACION.

LA AMINA RICA SALE POR EL FONDO DE LA PRIMERA COLUMNA ABSORBEDORA, PASAN POR UN CAMBIADOR DE CALOR QUE AUMENTA SU TEMPERATURA Y ENTRAN A LA COLUMNA AGOTADORA DE DEA.

POR EL FONDO SALE DEA POBRE. UNA PARTE ES RECIRCULADA Y OTRA FLUYE A CEDER CALOR CON LA DEA RICA Y ES ENVIADA NUEVAMENTE A LA COLUMNA ABSORBEDORA, DESPUES DE SER ENFRIADA.

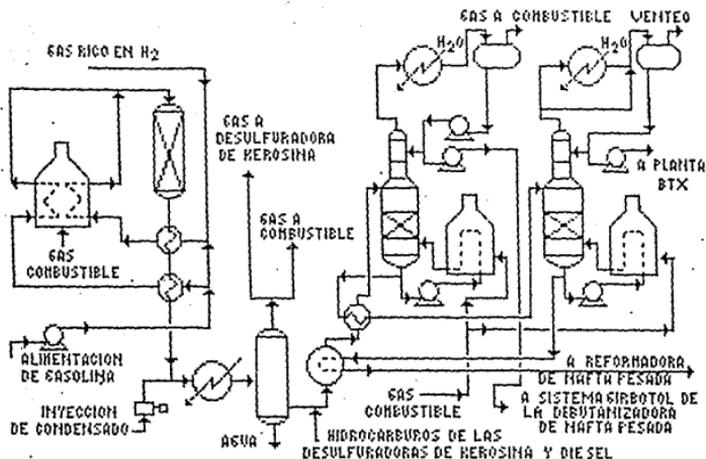
POR EL FONDO DE LA COLUMNA AGOTADORA DE DEA SALE GAS ACIDO Y VAPOR A 104°C QUE PUEDE SER ENVIADA A QUENADOR O A LA PLANTA RECUPERADORA DE AZUFRE (CORZO, 1961).

Figura B-16. Proceso de remoción de azufre GIBOTOL



EL GAS ACIDO CONTENIENDO  $H_2S$ ,  $CO_2$ , AGUA Y CANTIDADES MINIMAS DE HIDROCARBUROS, ES ENVIADO A UN TANQUE DE AMORTIGUAMIENTO DONDE SE ELIMINA CUALQUIER LIQUIDO CONDENSADO Y ENTONCES ES ENVIADO AL HORNO DE DOS ETAPAS. LA PRIMERA ETAPA ES UN HORNO DE REACCION Y EL SEGUNDO ES UN HERVIDOR DE GASES DE COMBUSTION. EN EL HORNO, UNA PORCION DE  $H_2S$  (30%) ES CONVERTIDO EN  $SO_2$ . COMO CONSECUENCIA DE QUE HAY PRESENTES ALTAS TEMPERATURAS, EL  $H_2S$  REMANENTE Y EL  $SO_2$  FORMADO REACCIONAN PARA FORMAR AZUFRE ( EL  $H_2S$  CONVERTIDO ES 55%). DESPUES LOS GASES SON ENFRIADOS PARA REMOVER EL AZUFRE ELEMENTAL FORMADO Y UNA VEZ REMOVIDO SE RECALENTAN LOS GASES NUEVAMENTE. EL  $H_2S$  REMANENTE ES ALIMENTADO AL REACTOR DONDE REACCIONA CON  $SO_2$  EN PRESENCIA DE CATALIZADOR (ALUMINA) A UNOS 260-316°C PARA PRODUCIR AZUFRE DE ACUERDO A:  $2H_2S + SO_2 \rightarrow 3S + 2H_2O$ . YA QUE ESTA ES UNA REACCION REVERSIBLE, LOS REQUERIMIENTOS DEL EQUILIBRIO LIMITAN LA CONVERSION. EL EFLUENTE ENTRA A OTRO CONDENSADOR DE AZUFRE DONDE SE SEPARA S Y LOS GASES QUE AUN CONTIENEN  $H_2S$  SON RECALENTADOS Y ENVIADOS A OTRO REACTOR, SIGUIENDO UNA SECUENCIA DE VARIAS ETAPAS. FINALMENTE, LOS GASES COLA REMANENTES SON INTRODUCIDOS EN UN SEPARADOR EN EL QUE SE SEPARAN LOS GASES DEL AZUFRE ARRASTRADO. LOS GASES COLA SON ENVIADOS A QUEMADOR (EPA, 1973; ESCOBAR Y HERNANDEZ, 1984; EPA, 1985).

Figura B-17. Proceso de recuperación de azufre CLAU S



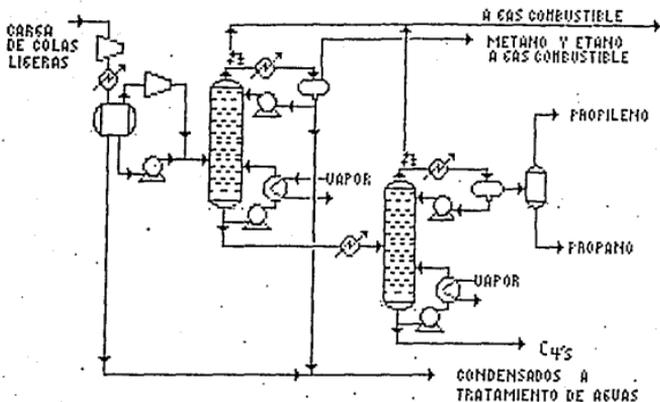
LA PLANTA TIENE COMO OBJETO ELIMINAR LOS COMPUESTOS DARINOS AL CATALIZADOR DE LAS PLANTAS REFORMADORAS DE NAFTA PESADA Y LA PLANTA BTX. LOS COMPUESTOS DARINOS AL REACCIONAR CON  $H_2$  PRODUCEN COMPUESTOS RELATIVAMENTE FACILES DE ELIMINAR ( $H_2S$ ,  $H_2O$ ,  $HNCl$  &  $NH_3$ ).

EL DISEÑO ES DE  $UOP$ . LAS REACCIONES OCURREN A  $20 \text{ Kg/cm}^2$  Y  $320^\circ\text{C}$  CON UNA RELACION MOLAR DE  $H_2/HC \approx 10^{1/2}$ .

LA CAPACIDAD ES DE 21000 B/D DE GASOLINA DE PRIMARIAS A LA CARGA A LA DESULFURADORA SE LE INYECTA GAS RICO EN HIDROGENO. LAS CARGAS MEZCLADAS PASAN POR PRECALENTADORES DE CARGA EN PARALELO. LA CARGA SALE A  $251^\circ\text{C}$  Y ENTRA AL CALENTADOR DE CARGA EN DONDE SE VAORIZA TOTALMENTE A  $340^\circ\text{C}$  Y ENTRA A LA PARTE SUPERIOR DEL REACTOR QUE USA COMO CATALIZADOR "HIDROBON TIPO 5-6" ( $NI, CO, NA$ ). LOS PRODUCTOS PASAN A TUBOS PRECALENTADORES DE CARGA Y SALEN A  $135^\circ\text{C}$  A UNA LINEA DONDE SE LE INYECTA CONDENSADO CON OBJETO DE MANTENER DISUELTO EL  $HNCl$  PRODUCIDO. PASAN POR UN ENFRIADOR (SALEN A  $40^\circ\text{C}$ ) Y ENTRAN AL SEPARADOR DONDE LA CORRIENTE DE GAS RICO EN  $H_2$  ES SEPARADA Y ENVIADA A LA DESULFURADORA DE KEROSENA. LOS PRODUCTOS DEL FONDO RECIBEN HIDROCARBUROS PROCEDENTES DEL FONDO DE LOS ACOTADORES DE KEROSENA Y DIESEL Y ENTRAN AL PRECALENTADOR DE CARGA A INTERCAMBIAR CALOR CON LOS FONDOS DE LA TORRES FRACCIONADORA (SALEN A  $118^\circ\text{C}$ ) Y LUEGO AL CALENTADOR DE CARGA. LA CARGA ENTRA A LA TORRE ESTABILIZADORA DONDE SON ELIMINADOS LOS COMPUESTOS LIGEROS DE  $Cl$  A 3-metilpentano que OBSTRUEN LA ACTIVIDAD DEL CATALIZADOR DE LAS REFORMADORAS. LOS VAPORES DE LA ESTABILIZADORA RECIBEN ANTICORROSIVO, PASAN POR DOS CONDENSADORES Y SE RECIBEN EN EL ACUMULADOR DONDE PARTE SE REFLEJA Y EL PRODUCTO NETO SE ENVA A LA PLANTA REFORMADORA DE NAFTA PESADA. EL FONDO DE LA ESTABILIZADORA CAMBIA CALOR CON LA CARGA Y ENTRA A LA FRACCIONADORA. LOS VAPORES DEL FONDO SE CONDENSAN Y SE RECIBEN EN UN ACUMULADOR. PARTE SE REFLEJA EN LA TORRE Y EL RESTO ES ENVIADO A LA PLANTA REFORMADORA BTX COMO UNA PARTE DE SU CARGA ( $C_6-C_{10}$ ). LOS FONDOS ( $C_6$ -ADELANTE) SON ENVIADOS A UN PRECALENTADOR DE CARGA Y PARTE A UN CALENTADOR DE CALOR DONDE SE ENFRIA A UNOS  $93^\circ\text{C}$  Y DE AHI A LA PLANTA REFORMADORA DE NAFTA PESADA COMO PARTE DE SUS CARGAS (VILLALDROS, 1969).

Figura B-18. Proceso de desulfurización de gasolina

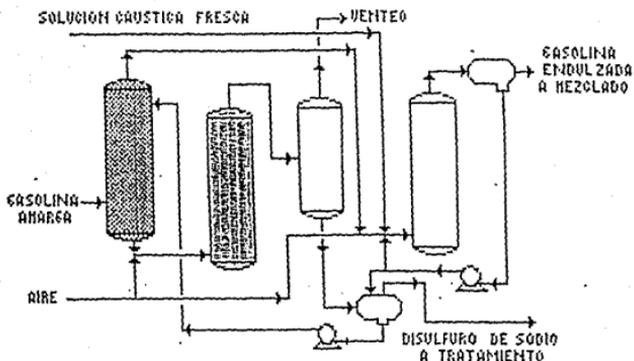




LA ALIMENTACION SON GASES COLA DESULFURIZADOS QUE HAN SIDO RECOLECTADOS DE DIVERSOS PROCESOS EN LA REFINERIA. LOS GASES SON PRIMERO LICUADOS POR COMPRESION Y ENFRIADOS A TEMPERATURAS CRIOGENICAS PARA LOGRAR LA SEPARACION POR DESTILACION. UNA VEZ ENFRIADOS, LOS GASES SON ENVIADOS A UN TANQUE SEPARADOR PRESURIZADO PARA ELIMINAR CUALQUIER HUNEDAD CONDENSADA. LA MEZCLA ES ENVIADA A UNA COLUMNA DESETANIZADORA DONDE EL METANO Y ETANO SON SEPARADOS DE LA MEZCLA Y RECUPERADOS PARA GAS COMBUSTIBLE. LOS FONDOS DE LA DESETANIZADORA SON ENVIADOS A LA DESPROPENIZADORA DONDE, POR EL DOMO SON SEPARADOS EL PROPILENO Y EL PROPANO.

EL PROPILENO ES ENVIADO A LA UNIDAD DE POLIMERIZACION O A LA UNIDAD ALKAR; EL PROPANO ES ENVIADO A ALMACENAMIENTO COMO GAS LPG. LOS FONDOS SON BUTANOS QUE PUEDEN SER RECUPERADOS (U.S. DEPARTMENT OF ENERGY, 1980).

Figura B-20. Proceso de fraccionación de propano/propileno



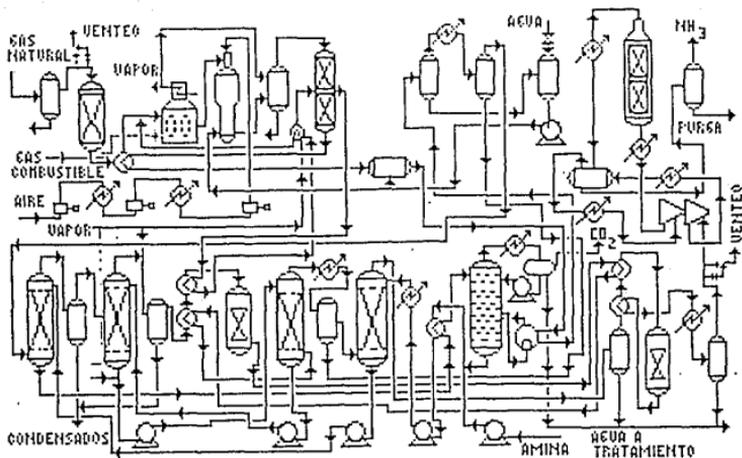
EL PROCESO SE LLEVA A CABO A TEMPERATURA AMBIENTE Y PRESIONES BAJAS (14-16 kg/cm<sup>2</sup>). LA GASOLINA AMARCA ES ALIMENTADA AL EXTRACTOR DONDE SE PONE EN CONTACTO CON SOLUCION CAUSTICA RECICLADA Y REGENERADA. LAS DOS CORRIENTES SON INMISCIBLES Y LOS MERCAPTANOS SON REMOVIDOS POR MEDIO DE UNA EXTRACCION LIQUIDO-LIQUIDO. SIN EMBARGO, SOLA UNA PORCION DEL MERCAPTANO ES REMOVIDA EN LA COLUMNA DE EXTRACCION Y LA GASOLINA PARCIALMENTE EMULSIFICADA FLUYE DESDE EL FONDO DE LA COLUMNA HASTA EL EMULSIFICADOR, DONDE ENTRA EN CONTACTO CON MAS SOSA CAUSTICA Y AIRE. EN EL EMULSIFICADOR, EL MERCAPTANO REMANENTE ES OXIDADO A DISULFURO. ESTE DISULFURO ES ARRASTRADO CON LA GASOLINA TRATADA.

LA SOLUCION CAUSTICA ES SEPARADA DE LA GASOLINA TRATADA EN LA SOLUCION DEL ASENTADOR Y ES RECICLADA AL EMULSIFICADOR.

LOS FONDOS DE LA COLUMNA DE EXTRACCION, CONTIENIENDO MERCAPTANO DISUELTOS EN FORMA DE MERCAPTANO DE SODIO, SE MEZCLAN CON AIRE Y SON ENVIADOS AL OXIDADOR. EN ESTA COLUMNA EL MERCAPTANO ES OXIDADO A DISULFURO Y LA SOLUCION DE SODIO ES RENOVADA A NaOH. LA MEZCLA FLUYE DEL SEPARADOR DE AIRE AL SEPARADOR DE DISULFURO.

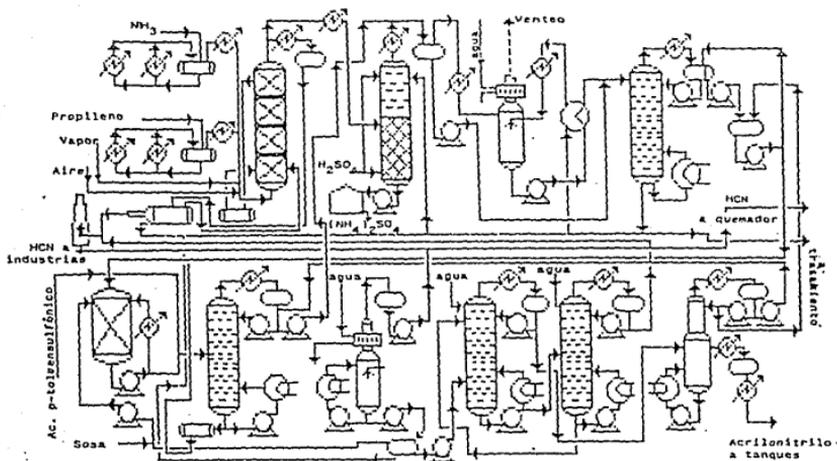
LA CAPA DE DISULFURO ES INSOLUBLE Y ES DRENADA DEL SISTEMA. LA SOLUCION CAUSTICA REGENERADA ES RECICLADA AL EXTRACTOR (U.S. DEPARTMENT OF ENERGY, 1960).

Figura B-21. Proceso de tratamiento cáustico de gasolina



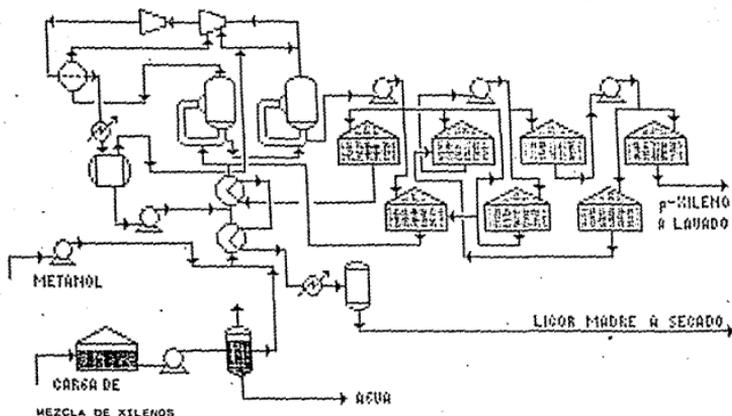
EL GAS NATURAL PROVIENTE DE CO. FINES (1424/cm<sup>3</sup>) ENTRA A UN SEPARADOR DONDE SE ELIMINAN LIQUIDOS QUE FUDIERA CARBONAR. EL GAS EFLENTE PLETE HACIA LAS TORRES DE CARBON Y H<sub>2</sub>. ESTAS ESTAN PROVISTAS DE DOS CANAS, UNA DE GELIO DE EDC Y LA OTRA DE CARBON ACTIVADO. EL PROPOSITO ES ELIMINAR TRAZAS DE METANOL Y H<sub>2</sub>S, QUE SON ENVENENADORES DEL CATALIZADOR DE LOS REFORMADORES. LAS TORRES OPERAN EN PARALELO (UNA MANDA LA CALZA Y LA OTRA EN AL GENERAL). LA REGENERACION DEL CARBON ES CON VAPOR DEL OXIDO DE HIERRO (NO ES RECUPERABLE). EL GAS NATURAL PURIFICADO, CARRERA CALOR CON UN PERFORADOR Y SE DIVIDE EN DOS FLUJOS: UNO A CADA REFORMADOR. EL VAPOR DE AGUA TAMBIEN ES RECUPERADO CON EL EFLENTE DEL PRIMER MUTADOR. EL VAPOR SARRIER SE DIVIDE EN DOS FLUJOS, UNO A CADA REFORMADOR Y SE MEZCLA CON EL GAS NATURAL Y ENTRAN A LOS HORNO DE REFORMACION PRIMARIA DE FUEGO DIRECTO CON CATALIZADOR DE GELIO DE NIQUEL (100-300°C Y 40 Kg/cm<sup>2</sup>). TERMINADA LA REFORMACION PRIMARIA EL FLUIDO GASEOSO ENTRA A LOS REFORMADORES SECUNDARIOS. LOS GASES DE COMBUSTION DEL HIERRO SON AFINADOS PARA CUBRIR VAPOR DE 14 kg/cm<sup>2</sup> Y SON ENVUADOS DEPUES A LA ATMOSFERA. EN LOS REFORMADORES SECUNDARIOS SE REQUIERE DE ALIJE DE 10 kg/cm<sup>2</sup> ENVUADO POR COMBUSTION, PARA SUBMITIRAR EL H<sub>2</sub>. EN ESTA ETAPA SE ROMPE LA MOLECULA DEL METANO EN CARBONO E HIDROGENO, Y EL GELIO DEL VAPOR DE AGUA Y DEL ALIJE FORMAN CO<sub>2</sub> Y CO, EN UNA REACCION PARCIAL DE COMBUSTION. LA COEXISTE PLETE A 1100°C A LA CARA DEL CATALIZADOR (Ni, Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, ALUMINA) Y SALEN A 800°C, SON ENVUADOS POR ASORCION DIRECTA DE AGUA EN EL FONDO DE REFORMADORES SECUNDARIO. LOS GASES PLETE AL PRIMER MUTADOR VAPOR ANTES A UN SEPARADOR DONDE SE ELIMINAN COMBUSTOS, ASI NISMO SE MEZCLA VAPOR DE 14 kg/cm<sup>2</sup>. LA MEZCLA DE VAPOR Y GAS ENTRA A 410°C A LA PARTE SUPERIOR DE LA PRIMER TORRE MUTADOR (CATALIZADOR Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub>) Y ASI SE PRESENTA LA REACCION. LOS GASES SALEN, INTERCAMBIAN CALOR Y A 310°C ENTRAN A LA SEGUNDA TORRE MUTADOR. SE EFECTUA LA SIGUIENTE REACCION DE MUTACION (CATALIZADOR Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub>) EL OBJETIVO DE LOS MUTADORES ES ELIMINAR OXIDOS DE CARBONO QUE SON VENENOSOS PARA EL CATALIZADOR DE LA SINTESIS DE AMONIAO. TRANSFORMANDOLO EN CO<sub>2</sub> PARA SU POSTERIOR ELIMINACION. LOS GASES SALEN A 380°C. LOS GASES SE EFECTUAN PASAPULOSOS CON CAMBIADOR DE CALOR. UN SATURADOR, UN RESECAO Y FINALMENTE UN CONDENSADOR. LA TEMPERATURA FINAL ES 39°C LOS GASES ENTRAN EN CONTACTO CON CATALIZARA EN EL PRIMER CONTACTOR (CARBONATO DE POTASIO), CON ELLO SE ABSORBE LA MAYOR PARTE DEL CO<sub>2</sub>. EL EFLENTE PASE A UN SATURADOR, PREVIA SEPARACION DEL CONDENSADO QUE LLEVA EL GAS POR EL BOMO DEL SATURADOR SALLA LA COEXISTE A 130°C Y SE MEZCLA CON VAPOR DE 14 kg/cm<sup>2</sup>, CUALQUIERA ABASTE DE LIQUIDO EL DENSADO SE OTRO SEPARADOR. A FIN DE QUE LA MEZCLA VAPOR GAS TENGA 130°C A LA ENTRADA DEL SEGUNDO MUTADOR. LOS GASES SALEN DE ESTE MUTADOR A 380°C. A CONTINUACION DE RESECAO CALOR EN EL PRECALEFADOR DEL METANOL. CAMBIADOR DEL SEGUNDO MUTADOR. CALEFADOR DE AGUA Y UN CONDENSADOR. LA TEMPERATURA ES 35°C. EL GAS ENTRA A LA TORRE A ABSORCION DE CO<sub>2</sub> A TRAVES DE UN SEPARADOR DONDE SE ELIMINAN COMBUSTOS. EN EL SIGUIENTE PASO, METANOLACION, SE ELIMINAN CO Y CO<sub>2</sub> TRAZAS POR MEDIO DE UNA REACCION DE INTERACCION CON AGUA PARA FORMAR METANO A 314°C EN PRESENCIA DE CATALIZADORES (NIQUEL). EL EFLENTE ES H<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, CH<sub>4</sub>, AGUA. LOS GASES SON ENVUADOS Y LOS VAPORES CONDENSADOS Y SEPARADOS. EL GAS ESTA EN CONDICIONES PARA ENTRAN EN LA SECCION DE SINTESIS (H<sub>2</sub> Y N<sub>2</sub>). EXISTE UN CONTROL DE PRESION QUE VENITA A LA ATMOSFERA ANTES DE LA SECCION DE SINTESIS Y MANTIENE LA PRESION DEL GAS A 20-30 kg/cm<sup>2</sup>. LA UNION DE H<sub>2</sub> CON N<sub>2</sub> SE LLEVA A CABO EN EL REACTOR DE SINTESIS (3 UNIDADES EN PARALELO A 500°C Y 210-230 Kg/cm<sup>2</sup>) PASANDO LA COEXISTE CALOR POR CATALIZADOR DE Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>. EL PRODUCTO ES CONDENSADO (AMONIAO) A -10°C GASES NO CONDENSADOS SON RECHICADOS. LOS DRETES QUE ENTRAN CON LA CARGA PRESICA SE ACUMULAN EN EL SISTEMA Y SON ELIMINADOS POR PURGAS. LOS VAPORES DE AMONIAO PRESENTES EN PURGAS SON FILTRADOS POR ABSORCION CON AGUA Y POSTERIORMENTE RECUPERADO DE ESA SOLUCION POR AGOTAMIENTO. LA SOLUCION CATABASA DEL PRIMER CONTACTOR ES ENVUADO AL AGOTADO DONDE SE AGOTADO EL CO<sub>2</sub> Y SALE ESTE RECHICADO CON VAPOR. EL VAPOR SE CONDENSADO Y EL CO<sub>2</sub> SE ENTRA A LA ATMOSFERA O A LA INDUSTRIA DE OTRA CLASE. 1949; ECOMAR Y MENANDEL, 1984, EPA, 1985).

Figura B-22. Proceso de obtención de amoníaco



LA MEZCLA DE GASES ENTRA A LOS REACTORES A UNA PRESION DE  $1 \text{ kg/cm}^2$  Y  $31.6^\circ\text{C}$ . SE AÑADE VAPOR PORQUE LA MEZCLA ES EXPLOSIVA Y CON EL VAPOR SE ALEJA DE LA ZONA EXPLOSIVA. LOS REACTORES CONSTAN DE CINCO CANALES DE DISTINTA CONCENTRACION CATALIZADOR-DILUYENTE. LA PRIMERA CANA CONTIENE 4% VOL. DE CATALIZADOR Y 5% DE DILUYENTE, LA SEGUNDA 5% Y 4%, LA TERCERA 1% Y 1% RESPECTIVAMENTE, Y LA ULTIMA POR 100% DE CATALIZADOR. CON LAS CINCO CANALES SE EVITAN INCREMENTOS DE TEMPERATURA Y ASI SE PROTEGE AL CATALIZADOR. LOS PRODUCTOS PRINCIPALES SON ACRILONITRILLO, ACIDO CIANAMIDICO, ACETONITRILLO, ACRILENA Y CANTIDADES MENORES DE ACIDO ACETILICO, OXIDO DE CARBONO, ACETALDEHIDO, METANO, ACETONA Y OTROS. LAS REACCIONES SON IDENTIFICADAS POR LO QUE LOS REACTORES CONSTAN CON UN SISTEMA DE METRITOS DE SODIO Y POTASIO DE TRANSFERENCIA DE CALOR; LA SAL FUNDIDA ES RECIBIDA POR LA CORONA DEL REACTOR, Y ES EMPUJADA EN CALDERILLAS. LA SECCION DE REACTORES SON A REACTORES. EL EFLUENTE CALIENTE SALE A  $470^\circ\text{C}$  Y SON EMPUJADOS A  $100^\circ$ . EL APROXIMADO MOMENTANEAMENTE SE ELIMINA EN UNA TORRE DE LAVADO Y DONDE, ABANDONADO EL PH, EN UNA SOLUCION ACUOSA DE  $\text{O}_2$ ,  $\text{H}_2\text{SO}_4$  Y  $\text{H}_2\text{O}$ . AÑADIENDO AGUA SE MANTIENE LA CONCENTRACION. ESTA TORRE ES DE LAVADO ACIDO, DEL FONDO SALE UNA SOLUCION A TANQUES Y LOS GASES SALEN POR EL FONDO A  $90^\circ\text{C}$ . PASAN A CONDENSADORES DE VAPOR, ASI COMO EL AGUA FORMADA EN LAS REACCIONES, LOS GASES OBTENIDOS NO CONDENSADOS SE ABORRAN EN OTRA TORRE ABANDONADA QUE ESTA ANEXADA EN LA PARTE SUPERIOR DONDE HAY UN CONDENSADOR DE AGUA. POSTERIORMENTE CON PROPIENO SE SEPARA EL ETILENTE. A LA ATMOSFERA SE ENVIA  $\text{CO}_2$ ,  $\text{SO}_2$ ,  $\text{H}_2$ ,  $\text{A}_2$ ,  $\text{H}_2$  Y OTROS ADELANTADOS CON EL AGUA DE PROCESO. POR EL FONDO DE LA TORRE SALEN ORGANICOS EN EXCESO DE AGUA. PARA ELIMINAR EL CICLO DE AGUA, LA CONDENSATE PASA A UNA TORRE ACOTONADA, LA OPERACION DE LA TORRE ES  $104^\circ\text{C}$  Y  $0.2 \text{ kg/cm}^2$ . LOS VAPORES SALEN POR EL FONDO Y SON CONDENSADOS Y PASAN A UN CONDENSADOR EN EL CUAL SE SEPARA LA FASE ORGANICA DE LA AGUA. LA ORGANICA SE EMPUJA A ADELANTADOS DE ACRILONITRILLO CIEUDO, Y LA PARTE AGUOSA SE RECIBULA A LA TORRE. LOS FONDOS SE DIVIDEN EN TRES, UNA VA A LA TORRE DE LAVADO ACIDO, OTRA A LA TORRE DE LAVADO ACIDO, Y LA ULTIMA A TRANSFERIR DE ETILENTE. EL ACRILONITRILLO CIEUDO SE EMPUJA A PURIFICACION YA QUE LLEVA COMO IMPUREZAS ACRILENA, ACIDO CIANAMIDICO, ACETONITRILLO Y AGUA. PARA ELIMINAR LAS IMPUREZAS LA REACCION QUIMICA ENTRE LA ACRILENA Y EL AC. CIANAMIDICO  $\text{CH}_2=\text{CH}-\text{CN} + \text{HCN} \rightarrow \text{CH}_2=\text{CH}-\text{C}(\text{CN})_2$ , ADELANTANDO EL PH CON PAOR EN EL REACTOR DE ADELANTADA DEL PRODUCTO EN SUCCINONITRILLO. PARA SEPARAR LA ACRILENA/ACRILENA SE EMPUJA AC. P-TOLUENESULFONICO. LA DESTILACION SE EFECTUA EN LA TORRE DE ACRILENA. EL FONDO CONTIENE SALES DE ESTE ACIDO Y DE CIANURO QUE SON EMPUJADOS A TANQUES Y DESTILADORES. LOS GASES DEL FONDO SON CONDENSADOS Y PASAN A UN TANQUE ADELANTADO DE POMEI SE ADELANTA A LA TORRE DE ACIDO CIANAMIDICO DONDE ESTE SEBA DESTILADO. LA TORRE CONSTA DE DOS SECCIONES. LA PRIMERA SECCION ES DE ADELANTADO Y LA SEGUNDA ES DE RECTIFICACION. LA TORRE TIENE UN CONDENSADOR DE AGUA EN LA PARTE SUPERIOR. EL MCH (9%) DEL FONDO NO ES CONDENSADO Y ALMACENADO O SE CONVIERTE AL "WALLEY". EL PRODUCTO DEL FONDO CON 50 Y 150 ppm DE MCH SE EMPUJA A TANQUE Y TRATAMIENTO. EL ACRILONITRILLO RESULTANTE ES LA EMULSION (FORMA UNA MEZCLA AZOTOUSICA CON EL ACRILONITRILLO) Y SE SEPARA POR DESTILACION SUBDESTILATIVA EN LA TORRE DE ACETO SE BUDO. EL PRODUCTO DEL FONDO DE CONDENSEA Y SE CONVIERTE Y ENVIJA A PURIFICACION FINAL. LOS FONDOS DE EMPUJA A LA TORRE DE ADELANTADO PARA ADELTA LA SOLUCION SIGA EN ADELANTADO. DE LA TORRE DE ADELANTADO, SE ENVIA UNA SOLUCION ACUOSA QUE VA A TRATAMIENTO Y GASES QUE SE CONDENSAN Y ADELANTAN PARA SU DESTRUCCION. LA CONDENSATE EMPUJADA A PURIFICACION FINAL SE ADELANTA A LA TORRE PURIFICADORA. DE ENTRADA UNA CONDENSATE EN EL PLATO 1 QUE SE CONDENSEA Y ADELANTA. ESTE ES EL ACRILONITRILLO FINAL. LOS GASES DEL FONDO DE CONDENSEAN (CON ACRILONITRILLO CON MCH, ACRILENA, METANO, Y AGUA EN TRES) Y SE RECIBULAN EN EL PROCESO. LOS FONDOS DE LA TORRE (ACRILONITRILLO CON AGUA) SON TAMBIEN RECIBULADOS EN EL PROCESO (GUTERBACH, 1971; BARBARA, 1973; FOMEX, 1983).

Figura B-23. Proceso de obtencion de acrilonitrilo

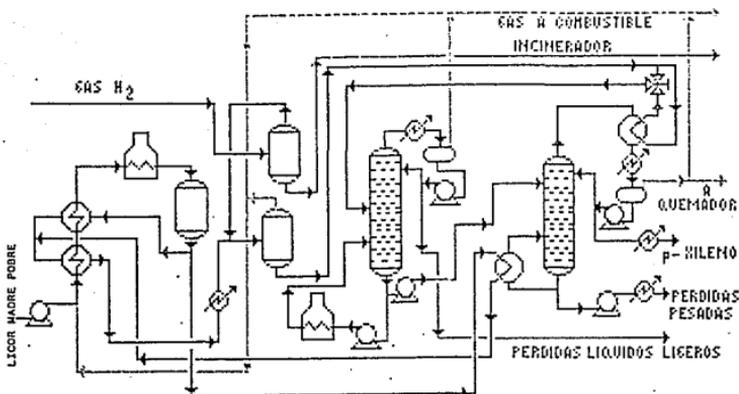


LA MEZCLA DE XILENOS ES BOMBEEADA A UN TANQUE SEPARADOR PARA ELIMINARLE EL AGUA. SE LE INYECTA UNA PEQUENA CANTIDAD DE METANOL PARA EVITAR LA FORMACION DE HIDRATOS (HIELO) EN LOS CAMBIADORES DE CALOR O EN EL CRISTALIZADOR. LA CORRIENTE SALE DEL CAMBIADOR A  $-29^{\circ}\text{C}$ . SE LE INYECTA AHORA  $\text{CO}_2$  A  $-21^{\circ}\text{C}$ . EL  $\text{CO}_2$  SE VAPORIZARA POSTERIORMENTE EN LOS CRISTALIZADORES DE BAJA PRESION, PROPORCIONANDO MAS ENFRIAMIENTO PARA LA CRISTALIZACION DEL p-XILENO EN LA SOLUCION. SE LE UNE OTRA CORRIENTE DE RECIRCULACION RICA EN p-XILENO Y ENTRAN AL CRISTALIZADOR, EVITANDOSE LA LLEGADA DE CRISTALES FINOS. LA VAPORIZACION DE  $\text{CO}_2$  EN LOS CRISTALIZADORES DE ALTA Y BAJA PRESION ( $25 \text{ kg/cm}^2$  Y  $0.40 \text{ kg/cm}^2$  RESPECTIVAMENTE) ENFRIA LA SOLUCION CRISTALIZANDO EL p-XILENO. LA TRANSFERENCIA DE LA SOLUCION DEL CRISTALIZADOR DE PRESION AL CRISTALIZADOR DE VACIO FUNCIONA DE UNA MANERA SIMILAR AL CRISTALIZADOR DE PRESION.

CON UN SISTEMA DE CENTRIFUGACION DE 3 PASOS, SE OBTIENE EL p-XILENO CON UN 99.51. LAS CENTRIFUGAS OPERAN PARA OBTENER UNA TORTA CON 201 O MENOS DE LICOR MADRE. LAS SUBSECUENTES COMPRESORAS ENRIQUECEN LA TORTA.

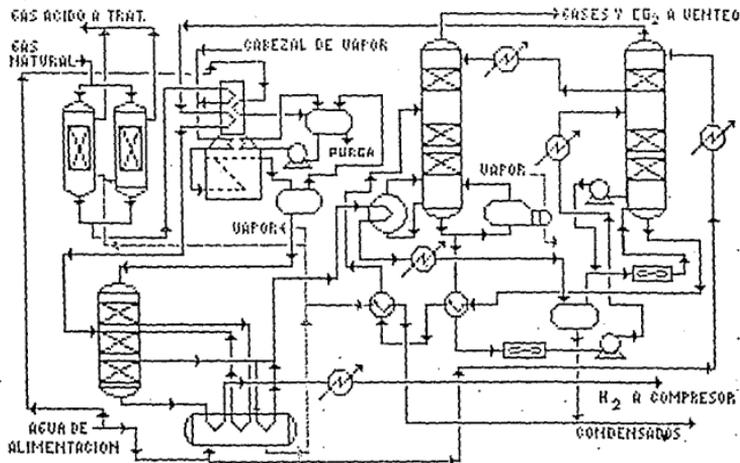
EL LICOR MADRE OBTENIDO EN LOS DISTINTOS PASOS (LIQUIDO DESPRENDIDO EN LA CENTRIFUGACION), ES RECICLADO UNA PARTE Y LA OTRA ES LLEVADA A UNA SECCION DE SECAO, PARA POSTERIORMENTE SER DESTILADO Y ENVIADO A LA PLANTA DE ISOMERIZACION (RODRIGUEZ, 1973).

Figura B-24. Proceso de cristalización de xilenos



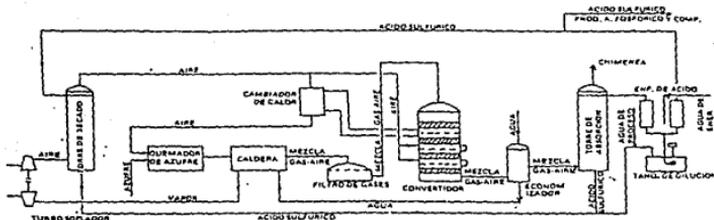
LA CARGA CONSTITUIDA POR *m*-XILENO PRINCIPALMENTE SE BOMBEA Y SE MEZCLA CON UNA CORRIENTE DE H<sub>2</sub> DE RECIRCULACION DEL COMPRESOR DE RECIRCULACION DE HIDROGENO. LA MEZCLA SE PRECALIENTA Y PASA AL CALENTADOR DE CARGA DEL REACTOR (FUEGO DIRECTO) EN DONDE SE CALENTARA HASTA LA TEMPERATURA DE REACCION (482°C). LA CORRIENTE FLUYE AL REACTOR EN DONDE SE LLEVA A CABO LA REACCION CATALIZADA CON PLATINO. LA CORRIENTE SE DIVIDE EN DOS FLUJOS PARALELOS. UNA CORRIENTE VA A RECALENTADORES DE LA COLUMNA FRACCIONADORA. LA OTRA, PRECALIENTA LA CARGA. POSTERIORMENTE SE JUNTAN NUEVAMENTE, SALEN DEL PRECALENTADOR DE CARGA Y SE ENVIAN AL CONDENSADOR DE SALIDA, QUE TRABAJA CON AGUA. DE AQUI, LA CORRIENTE PASA A UN SEPARADOR, EN DONDE SE SEPARAN VAPORES DEL LIQUIDO. LOS VAPORES SALEN POR EL DOMO RECIRCULANDOSE CON EL COMPRESOR DE RECIRCULACION DE H<sub>2</sub>. EXISTE GAS DE REPOSICION (H<sub>2</sub>) DE FUERA DE LA PLANTA, Y PASA A UN TAMBOR AGOTADOR DE H<sub>2</sub>. LOS CONDENSADOS SE ENVIAN AL QUEMADOR. EL CONDENSADO DEL SEPARADOR SE ENVIA A LA COLUMNA ESTABILIZADORA A 45°C. ESTA CORRIENTE SE PRECALIENTA HASTA 148°C Y ENTRAN A LA ESTABILIZADORA. LOS VAPORES SOBRECALENTADOS QUE SALEN POR EL DOMO SE CONDENSAN PARCIALMENTE (CON AGUA DE ENFRIAMIENTO), RECIRCULANDOSE UNA PARTE Y ENVIANDOSE FUERA DE PROCESO UN PRODUCTO LIGERO (PURGA). LA TEMPERATURA EN EL FONDO DE LA COLUMNA SE MANTIENE CON UN RESERVOIR DE RECIRCULACION (285°C). DEL FONDO DE LA ESTABILIZADORA SE ENVIA LA CARGA A LA COLUMNA FRACCIONADORA (T40 PLATOS), Y AQUI SE SEPARAN EL RESIDUO "PESADO" Y LOS "AROMATICOS DE C<sub>8</sub>" RICOS EN *p*-XILENO. LOS VAPORES DEL DOMO DE LA FRACCIONADORA SE CONDENSAN, INTERCAMBIANDO CALOR PRIMERO Y DESPUES CON AGUA DE ENFRIAMIENTO. PARTE DEL CONDENSADO ES RECUPERADO Y OTRA PARTE SE ENFRIA COMO *p*-XILENO PRODUCTO. LA FRACCION MADURA SE CALIENTA RECIBIENDO CALOR DEL EFLUENTE CALIENTE DEL FONDO DEL REACTOR. EL PRODUCTO OBTENIDO DEL FONDO ES LA "FRACCION PESADA" QUE SE CONSIDERAN PERDIDAS. ESTA CORRIENTE ES ENFRIADA (60°C) Y ENVIADA A ALMACENAMIENTO (JIMENEZ, 1973).

Figura B-25. Proceso de isomerización de xilenos

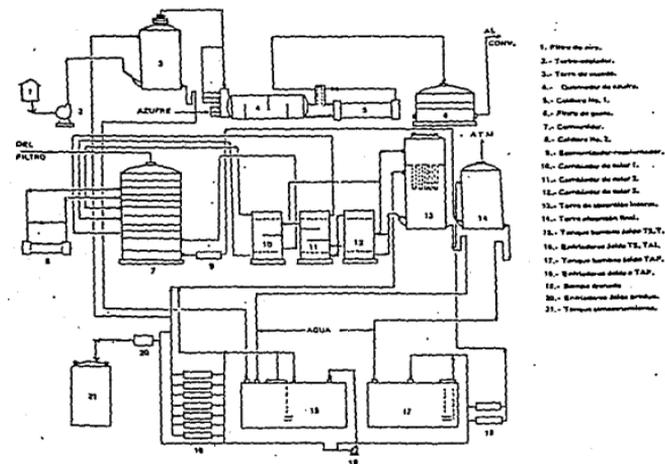


LA ALIMENTACION A LA PLANTA (GAS NATURAL), CONTIENE TRAZAS DE AZUFRE QUE DEBEN SER REMOVIDAS POR ABSORCION EN CARBON ACTIVADO. EL AZUFRE ENVENENA AL CATALIZADOR. NORMALMENTE SE EMPLEAN DOS CANAS EN PARALELO OPERANDO EN FORMA ALTERNATA; MIENTRAS UNA OPERA LA OTRA SE RECARGA POR CALENTAMIENTO CON VAPOR; EL VAPOR ES CONDENSADO Y ENVIADO A TRATAMIENTO. EL GAS LIBRE DE AZUFRE ES PRECALENTADO EN LA PARTE SUPERIOR DE UN HORNO REFORMADOR Y ENTONCES ES MEZCLADO CON VAPOR DE ALTA TEMPERATURA. LA MEZCLA GASEOSA FLUYE A TRAVES DE LOS TUBOS LLENOS DE CATALIZADOR (CaO; NiO/ ALUMINATO DE CALCIO), EN LA PARTE BAJA DEL REFORMADOR EN DONDE EL VAPOR REACCIONA CON METANO Y OTROS PARA PRODUCIR HIDROGENO, MONOXIDO DE CARBONO Y DIOXIDO DE CARBONO. EL GAS SALE A ALTA TEMPERATURA DEL REFORMADOR Y FLUYE A TRAVES DE UN HERVIDOR DE RECUPERACION DE CALOR, EL CUAL PRODUCE UN VAPOR DE ALTA QUE ES MEZCLADO CON VAPOR FRESCO. CASI TRES CUARTAS PARTES DEL HIDROGENO TOTAL PRODUCIDO EN LA PLANTA SE GENERA EN EL REFORMADOR. LA MEZCLA FLUYE A REACTORES MUTADORES. EN ESTOS, EL CO Y EL H<sub>2</sub>O REACCIONAN CATALITICAMENTE PARA FORMAR CO<sub>2</sub> E HIDROGENO. LA REACCION ES ALTAMENTE EXOTERMICA. EL CATALIZADOR DEL PRIMER REACTOR ES UN CATALIZADOR DE ALTA TEMPERATURA (Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>). EL CALOR EN EXCESO GENERADO ES REMOVIDO DEL PRODUCTO PRODUCIENDO VAPOR DE BAJA TEMPERATURA. EN LA OTRA ETAPA DE MUTACION SE EMPLEA UN CATALIZADOR DE BAJA TEMPERATURA (Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub>). EL H<sub>2</sub> CRUDO DEL PRIMER MUTADOR ES ENFRIADO Y PASADO POR UN TANQUE AMORTIGUADOR. DE AQUI SE ENVIA AL SISTEMA DE ABSORCION DE CO<sub>2</sub>. PREVIA MEZCLA CON UNA PORCION DE CATAKARB. LA SOLUCION ABSORBEDORA DE CO<sub>2</sub> ES ENVIADA A LA TORRE AGOTADORA. LA CORRIENTE DE H<sub>2</sub> PASA A TOMAR CALOR CON CASES DE COMBUSTION DEL HORNO REFORMADOR Y LLEGA AL METANADOR. LA METANACION ES UN PROCESO CATALITICO A ALTA TEMPERATURA, EL CUAL CONVIERTE EL CO REMANENTE Y CO<sub>2</sub> A METANO (CATALIZADOR DE NiO/ALUMINA). DESPUES DE LA METANACION, EL H<sub>2</sub> ES COMPRIMIDO Y ENVIADO FUERA DE LA PLANTA (U.S. DEPARTMENT OF ENERGY, 1980; ESCOBAR Y HERNANDEZ, 1984).

Figura B-26. Proceso de obtención de hidrógeno

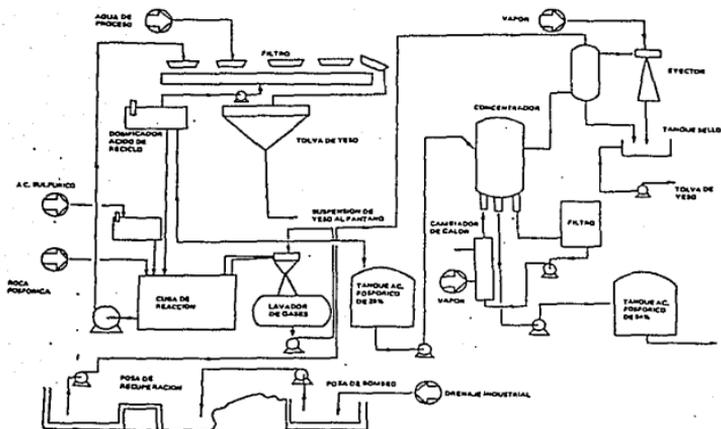


PROCESO C & I GIEDLER INTERNATIONAL DE CONTACTO DE LA PANAMERICAN SULFUR BURNING, DOS PLANTAS CON EL MISMO PROCESO Y CAPACIDAD.



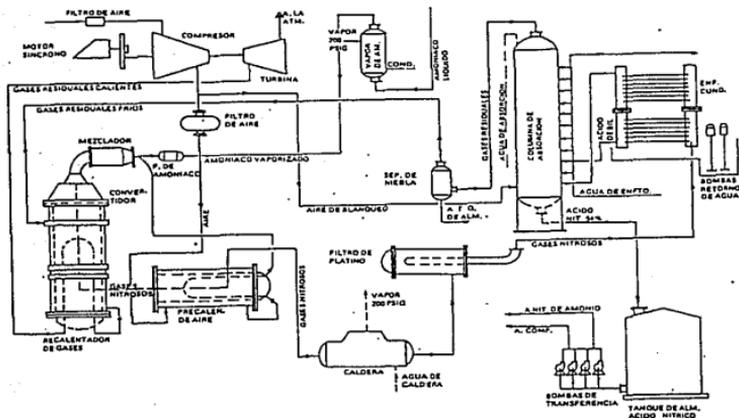
PROCESO PANAMERICAN CONSULTING INTERNATIONAL (PROCESO DE CONTACTO MONSANTO SISTEMA DE DOBLE ABSORCION )

Figura 27. Procesos de obtención de ácido sulfúrico



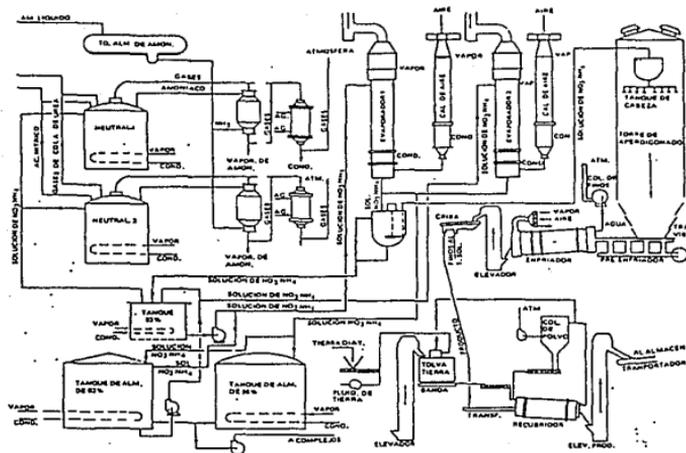
SE ALIMENTA ROCA FOSFORICA A UN SISTEMA DE MOLIENDA QUE CLASIFICA LA ROCA MOLIDA A UNA FINURA CONVENIENTE QUE PROPORCIONA UNA BUENA EFICIENCIA EN LA DIGESTION. EN LA DIGESTION, QUE SE LLEVA A CABO EN UNA CUBA UNICA, SE ALIMENTAN  $H_2SO_4$ ,  $H_3PO_4$  Y LA ROCA FOSFORICA Y SON VIGOROSAMENTE AGITADOS FORMANDO UNA MEZCLA DE ACIDO FOSFORICO, SULFATO DE CALCIO Y GASES DE ACIDO FLUORHIDRICO. LA SEPARACION DEL  $H_3PO_4$  DEL YESO FORMADO SE LLEVA A CABO CON FILTROS, LOS CUALES OPERAN AL VACIO CON LAVADOS A CONTRACORRIENTE. EL  $H_3PO_4$  AL 29% RESULTANTE ES ENVIADO A UN CONCENTRADOR EN DONDE SE EVAPORA EL AGUA, ENVIANDOSE EL PRODUCTO A ALMACENAMIENTO (FERTIMEX, 1978).

Figura B-28. Proceso de obtención de ácido fosfórico



EL AMONIACO ES VAPORIZADO Y MEZCLADO CON AIRE CALIENTE Y ASI ENTRAN AL REACTOR EN DONDE SE LLEVA A CABO LA REACCION DE OXIDACION CON CATALIZADOR. SIRVE PARA PRECALENTAR EL AIRE Y PARA GENERAR VAPOR. ESTOS GASES NITROSOS PASAN ATRAVES DE UN FILTRO DE PLATINO DONDE SE RECUPERAN LAS PARTICULAS DEL CATALIZADOR. LOS GASES NITROSOS PASAN POR UN CONDENSADOR/ENFRIADOR PARA POSTERIORMENTE LLEGAR AL SISTEMA DE ABSORCION. EL ACIDO ASI OBTENIDO ES ENVIADO A TANQUES DE ALMACENAMIENTO PARA DESPUES UTILIZARLO EN LA PLANTA DE NITRATO DE AMONIO (FERTIMEX, 1978).

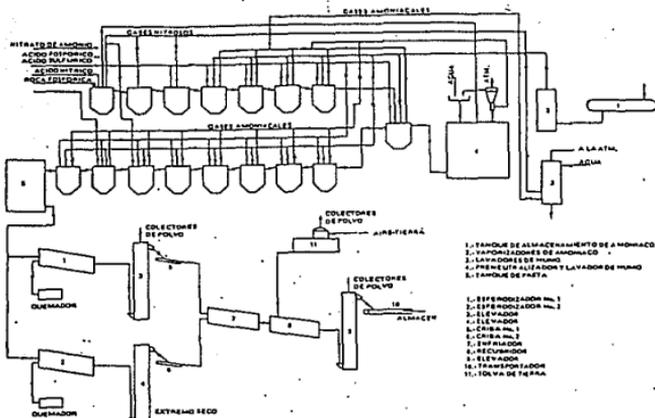
Figura B-29. Proceso de obtención de ácido nítrico



EN LA SECCION HUMEDA DEL PROCESO SE LLEVA A CABO LA NEUTRALIZACION, CONCENTRACION Y SOLIDIFICACION; LA NEUTRALIZACION EN TANQUES VERTICALES, LA CONCENTRACION EN EVAPORADORES DE TIPO PELICULA Y LA SOLIDIFICACION EN LA TORRE DE PRILADO A CONTRACORRIENTE CON AIRE. EN LA SECCION SECA DEL PROCESO SE ENFRIA, SE CLASIFICA Y SE RECUBRE CON TIERRA DIATOMEACEA. TANTO EL ENFRIAMIENTO COMO EL RECUBRIMIENTO SE LLEVAN A CABO EN TAMBORES ROTATORIOS. EL PRODUCTO SALE CON UN CONTENIDO DE 33.5% DE NITROGENO.

LA NEUTRALIZACION DEL ACIDO DE 54% DE CONCENTRACION SE LLEVA A CABO CON AMONIACO VAPORIZADO QUE PROVIENE DE AMONIACO LIQUIDO DE TANQUES O BIEN DE GASES COLA PROVENIENTES DE LA PLANTA DE UREA CON UN CONTENIDO DE  $\text{NH}_3$  DEL 30%. LA REACCION GLOBAL ES:  $\text{HNO}_3 + \text{NH}_3 \rightleftharpoons \text{NH}_4\text{NO}_3$ . LA REACCION ES EXOTERMICA (FERTIMEX, 1978)

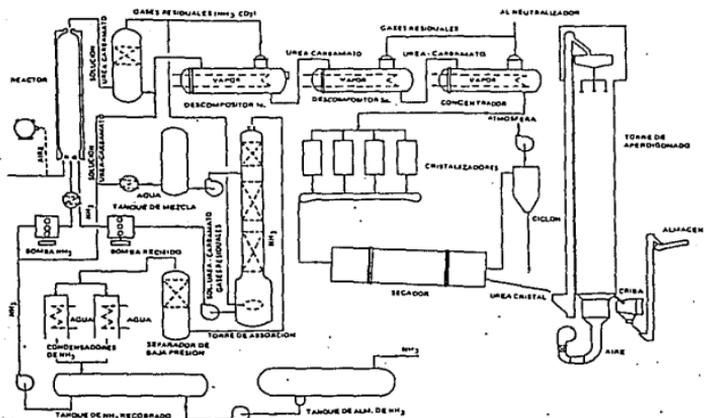
Figura B-30. Proceso de nitrato de amonio



LA PLANTA ESTA DIVIDIDA EN DOS SECCIONES : HEDEDA Y SECA; LA PRIMERA ESTA FORMADA POR 16 REACTORES QUE OPERAN EN SERIE Y EN LOS QUE TIENE LUGAR LA FORMACION DE UNA PASTA CON EL PORCENTAJE DE NUTRIENTES DESEADO; LAS FORMULACIONES SE LLEVAN A CABO MEDIANTE LA ALIMENTACION DE REACTANTES PARA FORMAR FOSFATOS DIAMONICOS Y SULFATO DE AMONIO, COMPLEMENTANDOSE, CUANDO ASI SE REQUIERE CON SOLUCION DE NITRATO DE AMONIO O UREA, ASI COMO SALES DE POTASIO (CLORURO O SULFATO).

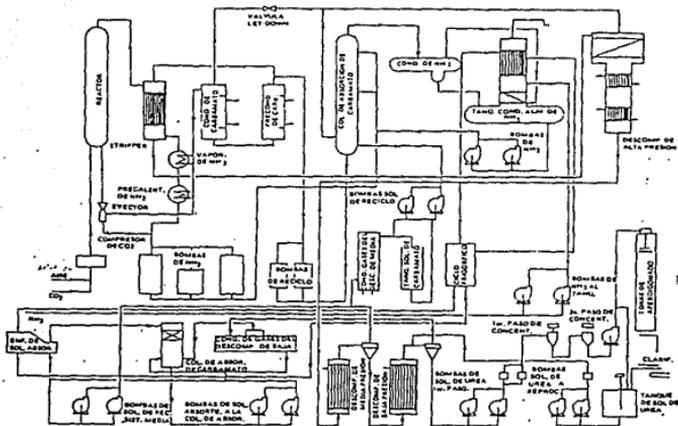
EL SEGUNDO PASO (SECO) ESTA FORMADO POR DOS ESFERODIZADORES, DOS CRINAS CLASIFICADORAS, UN ENFRIADOR ROTATORIO Y UN RECUBRIDOR. LA PASTA OBTENIDA EN LA REACCION SE ATOMIZA SOBRE UNA CORTINA DE PRODUCTO FINO DENTRO DEL ESFERODIZADOR, QUE ES UN GRANULADOR SECADOR CON CORRIENTES PARALELAS DE GASES CALIENTES Y PRODUCTO. EL PRODUCTO GRANULADO SE CLASIFICA EN CRINAS QUE RETORNAN EL PRODUCTO FINO AL ESFERODIZADOR Y LOS GRUESOS A LOS MOLINOS; EL PRODUCTO DE TAMAÑO ADECUADO SE ENFRIA Y SE RECUBRE CON TIERRA DIATOMEACEA PARA SER ENVIADA AL ALMACEN (VERTIMEX, 1978).

Figura B-31. Proceso de obtención de fertilizantes NPK



PROCESO TOYO KOATSU. LA SINTESIS DE UREA SE LLEVA A CABO EN UN REACTOR DE ACERO TENSADO. EL  $\text{NH}_3$  Y EL  $\text{CO}_2$  SE INTRODUCEN A  $250 \text{ kg/cm}^2$ . LA TEMPERATURA DEL REACTOR ES DE  $190^\circ\text{C}$ . LA SOLUCIÓN DE CARBAMATO SE RECIRCULA EN EL PROCESO. LOS EFLUENTES DE LA REACCIÓN CONSISTENTES EN COMPUESTOS DE UREA, CARBAMATO Y AGUA SON ENVIADOS A UN SEPARADOR DONDE SE SEPARAN EL  $\text{CO}_2$  Y EL  $\text{NH}_3$  QUE NO HAN REACCIONADO Y QUE SON ENVIADOS AL FONDO DE UNA TORRE DE ABSORCIÓN A CONTRACORRIENTE CON SOLUCIÓN DE CARBAMATO, LA QUE DEL FONDO DE LA TORRE ES RECIRCULADA AL REACTOR. OTRA PARTE DE LA SOLUCIÓN DEL SEPARADOR ES ENVIADA A DOS DESCOMPOSITORES EN SERIE, DONDE SE DESCOMPONE EL CARBAMATO EN UREA Y AGUA A  $18 \text{ kg/cm}^2$  Y  $140^\circ\text{C}$  USANDO VAPOR DE  $15 \text{ kg/cm}^2$ . LOS GASES RESIDUALES ( $\text{NH}_3$  Y  $\text{CO}_2$ ) SE ENVIAN A UN NEUTRALIZADOR DE LA PLANTA DE NITRATO DE AMONIO, LA UREA DE 70% PASA AL CONCENTRADOR. LA SOLUCIÓN DE UREA SE MEZCLA CON UNA CORRIENTE DE AIRE Y CALOR SUFICIENTE PARA VAPORIZAR EL AGUA. EL EFLUENTE SE ENVA A CRISTALIZACIÓN Y POSTERIORMENTE A UN SECADOR - ROTATORIO SALIENDO EL PRODUCTO CON UNA CONCENTRACIÓN DEL 99.8% . LOS GASES DEL SECADOR SE ENVIAN A UN SECADOR DONDE ALGUNOS POLVOS SON RECUPERADOS, LOS FINOS SON RECICLADOS. LA UREA CRISTAL ES ENVIADA A UNA TORRE DE APERDIGONADO, EN DONDE, PREVIO A UNA FUNDICIÓN SE PASA LA UREA A UNA ASPERSIONAMIENTO CON AIRE FRIO A CONTRACORRIENTE, EN DONDE SE SOLIDIFICA EN PEQUEÑOS PERDIGONES; SE PASA A UN CRIBADO Y SE ENVA ALMACEN (FERTIMEX, 1978).

Figura B-32. Proceso de obtención de urea TOYO KOATSU



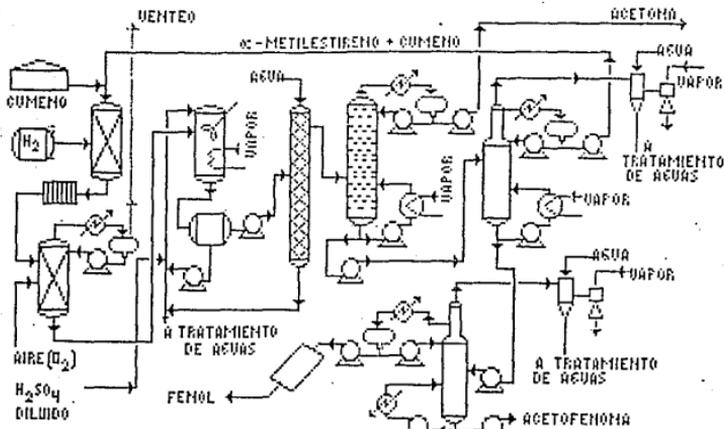
PROCESO SNAM PROGETTI. LA SINTESIS DE LA UREA SE LLEVA A CABO EN UN REACTOR A  $185^{\circ}\text{C}$  Y  $155 \text{ kg/cm}^2$ . EL  $\text{CO}_2$  ENTRA AL REACTOR DONDE SE MEZCLA CON AMONIACO LIQUIDO QUE ES BOMBEO A UNA PRESION DE  $242 \text{ kg/cm}^2$  Y QUE SIRVE DE FLUIDO MOTOR A UN EYECTOR PARA INTRODUCIR AL REACTOR EL CARBAMATO PROCEDENTE DE LOS CONDENSADORES. LAS REACCIONES SON REVERSIBLES; LA FORMACION DEL CARBAMATO ES EXOTERMICA Y LA FORMACION DE UREA ES ENDOTERMICA.

DEL REACTOR SALE UN EFLENTE LIQUIDO (UREA-CARBAMATO-AMONIACO-AGUA) QUE FLUYE AL AGOTADOR (STRIPPER). EL  $\text{CO}_2$  LIBERADO EN LA DESCOMPOSICION DEL EFLENTE ES AGOTADO POR UN FLEJO DE  $\text{NH}_3$  DE AGOTAMIENTO. LOS GASES EFLENTE DEL AGOTADOR ( $\text{NH}_3$ ,  $\text{CO}_2$  E INERTES) SE UNEN A LA SOLUCION DEL CARBAMATO DE RECICLO QUE PROVIENE DE LA COLUMNA DE ABSORCION DONDE REACCIONAN FORMANDO CARBAMATO DE AMONIO EN LOS CONDENSADORES, ESTE CARBAMATO SE REALIMENTA AL REACTOR POR EL INYECTOR. DEL SEGUNDO CONDENSADOR SE DESCARGAN LOS INCONDENSABLES A LA COLUMNA DE ABSORCION. LA PURIFICACION DE LA UREA SE EFECTUA EN TRES ETAPAS. LA PRIMERA A  $18.6 \text{ kg/cm}^2$ ; LA SEGUNDA A  $4.64 \text{ kg/cm}^2$  Y LA TERCERA A  $0.82 \text{ kg/cm}^2$ .

LOS GASES DE LOS DESCOMPOSITORES (RICOS EN  $\text{NH}_3$  Y  $\text{CO}_2$ ) SON ENVIADOS A UNA COLUMNA DE RECUPERACION EN DONDE SE ABSORBE EL  $\text{CO}_2$ ; EL AMONIACO ES DESCARGADO EN UN REFRIGERANTE Y LOS INERTES A LA ATMOSFERA.

LA SOLUCION EFLENTE DEL SEGUNDO COMPOSITOR ES EXPANSIONADA A LA PRESION DE  $0.82 \text{ kg/cm}^2$  Y ENTRA AL TERCER DESCOMPOSITOR CON VAPOR. EL EFLENTE LIQUIDO FLUYE A UN SEPARADOR. EL LIQUIDO CONTIENE UREA AL 76% Y SE ENVIA A LA SECCION DE CONCENTRACION Y LOS GASES A RECUPERACION POR CONDENSACION, ABSORCION Y REFRIGERACION. LA UREA SE CONCENTRA AL VACIO AL 99.8% (FERTIMEX, 1978).

Figura B-33. Proceso de obtención de urea SNAM PROGETTI



EL CUMENO FRESCO SE MEZCLA CON CUMENO DE RECIRCULACION (RELACION 4/1 MOLES) Y LA MEZCLA SE HIDROGENA. EL CUMENO DE RECIRCULACION CONTIENE ALREDEDOR DE 1% DE  $\alpha$ -METIL-ESTIRENO Y DEBE ELIMINARSE EN UN REACTOR EN EL CUAL SE MEZCLAN  $H_2$  Y LA MEZCLA. EL CATALIZADOR ES DE NI SUSPENDIDO A UNA TEMPERATURA DE  $100^\circ C$ . EL CUMENO ES ASI PURIFICADO. POSTERIORMENTE SE DECANTA Y SE FILTRA PARA RECUPERAR EL CATALIZADOR Y SE PASA AL REACTOR DE OXIDACION. EL OXIDADOR ES UN RECIPIENTE CON UNA EMULSION DE ACEITES EN AGUA QUE MANTIENE UNA TEMPERATURA DE  $130^\circ C$ . SE LE INYECTA AIRE Y EXCESO DE CUMENO Y SE FORMA HIDROPEROXIDO DE CUMENO. POR LA PARTE SUPERIOR AL REACTOR SE SEPARA UNA CORRIENTE CASEOSA QUE ES CONDENSADA Y RECIRCULADA. LOS CASES INERTES SON VENTEAADOS. EL EFLUENTE DEL REACTOR ES ENVIADO AL REACTOR DE HIDROLISIS EN EL CUAL SE PARTE LA MOLECULA, DESCOMPONIENDOSE EL PEROXIDO EN PRESENCIA DE  $H_2SO_4$ . LA MEZCLA RESULTANTE PASA A UN SEPARADOR EN EL QUE SE SEPARA LA CAPA ACEITOSA O FENOL CRUDO DE LA CAPA ACUOSA Y SE RECIRCULA ESTA AL REACTOR.

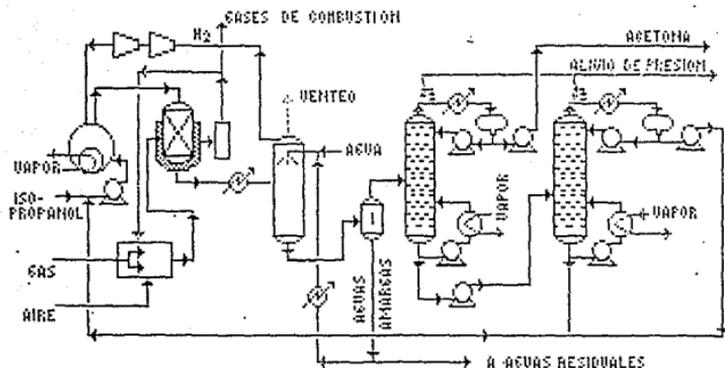
LA CAPA ACEITOSA PASA A UNA COLUMNA EMPACADA DONDE SE ARRASTRA CON AGUA EL ACIDO RESIDUAL. EL ACEITE TIENE UNA COMPOSICION DE: ACETONA, 8% (PESO); CUMENO, 70%;  $\alpha$ -M-EST, 12%; ACETOFENONA, 12%; FENOL, 14%. EL FENOL CRUDO DEPURADO VA A UNA COLUMNA DE DESTILACION A PRESION ATMOSFERICA DE ACETONA.

EL DESTILADO ES ACETONA AL 99.52%. EL RESIDUO PASA A LA TORRE DE CUMENO AL VACIO Y SE ELIMINA POR DESTILACION EL CUMENO Y EL  $\alpha$ -M-EST. ESTOS SE RECIRCULAN AL HIDROGENADOR. EL RESIDUO DE LA COLUMNA DE CUMENO CONTIENE 6% DE ACETOFENONA Y 94% DE FENOL, Y PASA A LA TORRE DE FENOL TAMBIEN AL VACIO. DESTILANDO EL FENOL CADA EN SU TOTALIDAD QUE SE CONDENSA A  $48-50^\circ C$  Y SE CRISTALIZA EN UN RECIPIENTE ESPECIAL.

EL RESIDUO DE LA TORRE LLEVA 15% FENOL Y EL RESTO ES ACETOFENONA, PRINCIPALMENTE.

EL PRODUCTO FINAL ES ENVIADO AL ALMACENAMIENTO (CARDENAS, 1959; EPA, 1974).

Figura B-34. Proceso de obtención de fenol/acetona



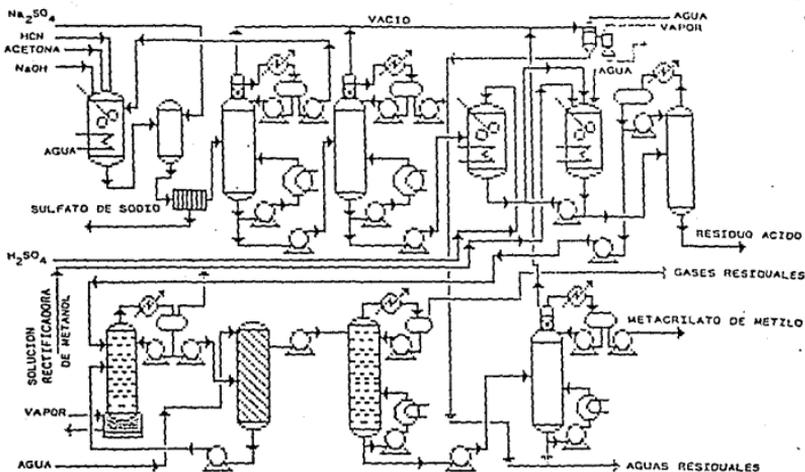
EL ISOPROPANOL FRESCO Y EL DE RECIRCULACION SON VAPORIZADOS EN UN VAPORIZADOR EN EL CUAL SE MEZCLA HIDROGENO CON EL ALCOHOL SECO Y SALIEN A UNA TEMPERATURA EN LA QUE EL H<sub>2</sub> ESTA EN UN VOLUMEN IGUAL AL DEL VAPOR DEL ALCOHOL. LOS VAPORES MEZCLADOS PASAN A LA CAMARA DE REACCION CATALITICA QUE CONSISTE DE TUBOS ORDENADOS EN FILAS, DE TAL FORMA QUE PUEDEN CIRCULAR POR AFUERA DE ELLOS GASES DE COMBUSTION A GRAN VELOCIDAD. LOS GASES DE COMBUSTION SON CIRCULADOS POR UN VENTILADOR, EL EXCESO Y LOS GASES DE SALIDA SON ENVIADOS A LA ATMOSFERA. LOS TUBOS-CONTIENEN OXIDO DE ZINC COMO CATALIZADOR. LOS VAPORES PASAN Y ALCANZAN UNA TEMPERATURA DE 450-550°C, OBTENIENDOSE UN 98% DE LA CONVERSION DEL ALCOHOL ALIMENTADO. LOS VAPORES INTERCAMBIAN CALOR Y SON ENVIADOS A UNA TORRE DE ABSORCION PARA ELIMINAR EL HIDROGENO PRODUCIDO.

LA TORRE EMPACADA ES A CONTRA-CORRIENTE DE UN FLUJO DE AGUA. EL H<sub>2</sub> SEPARADO ES RECICLADO AL VAPORIZADOR. EL FLUJO DE AGUA ES EL QUE DA UNA CONCENTRACION FINAL DE ACETONA DEL 20% EN AGUA.

EL GAS DEL DOMO CONTIENE 99% DE H<sub>2</sub>; 0.5% DE OTROS COMO PROPILENO. EL EFLENTE LIQUIDO ES "FLASHADO" PARA SEPARAR LO MAS POSIBLE DE ACETONA DEL AGUA DE LAVADO. EL PRODUCTO ES ENVIADO A UNA COLUMNA DE DESTILACION, EN LA QUE POR EL DOMO SE OBTIENE ACETONA Y POR EL FONDO AGUA CON IMPUREZAS COMO ISOPROPANOL.

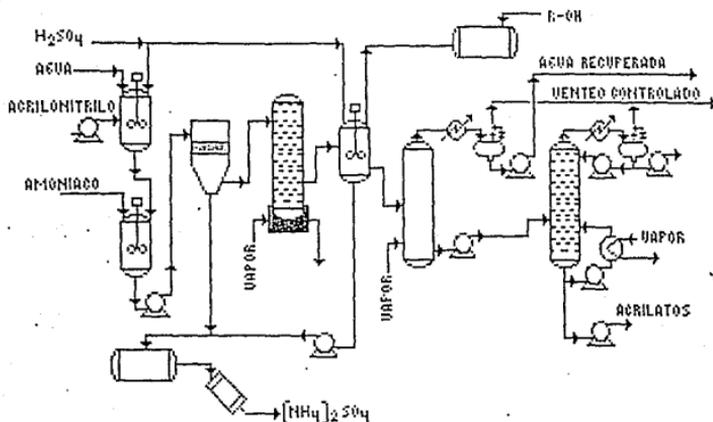
SE PASA ESTA CORRIENTE POR OTRA COLUMNA DE DESTILACION Y SE SEPARA ISOPROPANOL QUE ES RECICLADO, ASI COMO LAS AGUAS AMARCAS QUE SON ENVIADAS A TRATAMIENTO (CROGGINS, 1958; EPA, 1974).

Figura B-35. Proceso de obtención de acetona.



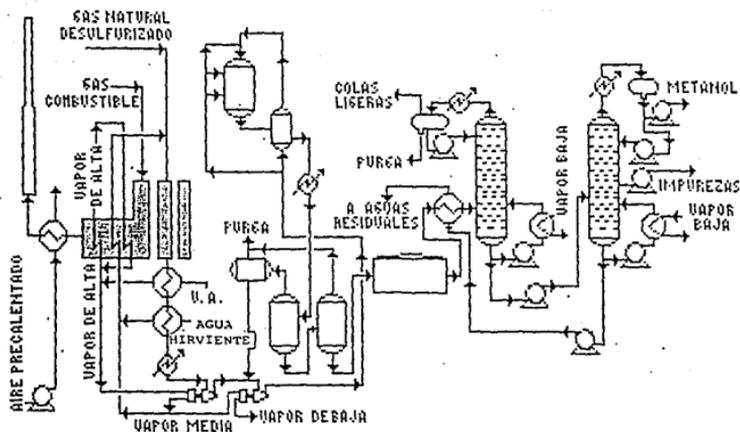
LA ACETOCIANHIDRINA ES PRODUCIDA POR LA REACCION DE ACIDO CIANHIDRICO Y ACETONA CON UN CATALIZADOR ALCALINO EN UN REACTOR ENFRIADO. EL EXCESO DEL CATALIZADOR ES NEUTRALIZADO Y LA ACETOCIANHIDRINA ES ENVIADA A TANQUES DE CONTENCION. LA SAL FORMADA POR LA NEUTRALIZACION DEL CATALIZADOR ES REMOVIDA EN UN FILTRO PREENSA ANTES DE QUE LA ACETOCIANHIDRINA SEA ALIMENTADA A UNA UNIDAD DE DESTILACION DE DOS ETAPAS. GRAN PARTE DEL AGUA Y DEL ACETONA SON REMOVIDAS Y RECICLADAS POR EL DOMO DE LA PRIMERA COLUMNA Y EL RESTO DEL AGUA QUE LOGRA PASAR A LA SEGUNDA COLUMNA ES REMOVIDA AL ALTO VACIO. LA CARGA DE ACETOCIANHIDRINA (98% DE PUREZA) ES ENVIADA A UN REACTOR ENFRIADO AL QUE SE AGRAGA  $H_2SO_4$  (1.35 DE EQUIVALENCIA MOLAR) Y SE LLEVA A CABO LA HIDROLISIS, MANTENIENDOSE LA TEMPERATURA DE REACCION EN  $60^{\circ}C$ . TAN PRONTO COMO SE HA AGREGADO EL ACIDO SULFURICO, SE CALIENTA EL REACTOR HASTA  $128^{\circ}C$  PARA ASEGURAR QUE LA REACCION SEA COMPLETA (DESHIDRATACION E HIDROLISIS DEL SULFATO DE METACRILAMIDA). LA AMIDA ES TRANSFERIDA A UN TANQUE CON AGITADOR DE SILICONA/HIERRO Y SE HACE REACCIONAR CONTINUAMENTE CON METANOL, ASI COMO AGUA PARA MANTENER LA TEMPERATURA EN  $80^{\circ}C$ . SE MANTIENE UN ENFRIAMIENTO REFLUJANDO METANOL. SE AGREGAN ALGUNOS INHIBIDORES PARA PREVENIR LA POLIMERIZACION EN VARIOS PUNTOS DEL PROCESO. LA CORRIENTE ES ENVIADA A LA COLUMNA DE AGOTAMIENTO DE ACIDO, DE DONDE EL RESIDUO ACIDO, CONSISTENTE DE  $H_2SO_4$  (40% EN PESO), SULFATO DE AMONIO (38%), AGUA (20%) Y ORGANICOS (20%) SE ENVA A LA UNIDAD RECUPERADORA DE ACIDOS. EL  $H_2SO_4$  RECUPERADO ES RECICLADO AL PROCESO. LA CORRIENTE DEL DOMO DE LA COLUMNA DE ACIDO ES DESTILADA CON VAPOR PARA REMOVER EL METACRILATO DE METILO, Y EL METANOL QUE NO REACCIONO ES RECICLADO. LAS ULTIMAS TRAZAS DE METANOL EN EL METACRILATO DE METILO SON ELIMINADAS POR MEDIO DE UNA EXTRACCION CON AGUA QUE ES ENVIADA A LA DESTILACION CON VAPOR. LA CORRIENTE DEL DOMO ES ENVIADA A OTRA COLUMNA REPASADORA, DONDE LOS COMPONENTES DE EBULLICION MAYORES AL METACRILATO SON SEPARADOS POR EL DOMO. LA CORRIENTE DEL FONDO ES ENVIADA A OTRA CORRIENTE REPASADORA (AL VACIO, 300 mm) DE DONDE SE OBTIENE METACRILATO DE METILO PURO POR EL DOMO Y AGUAS RESIDUALES POR EL FONDO (CROGGINS, 1958; EFA, 1974).

Figura B-36. Proceso de obtención de metacrilato de metilo



EL ACRILONITRILLO SE HIDROLIZA AGREGANDO LENTAMENTE ESTE AL ACIDO. LA REACCION ES EXOTERMICA Y SE COMPLETA EN UN PERIODO DE UNA HORA A 90-100°C. ES NECESARIO AGREGAR INHIBIDORES DE POLIMERIZACION TALES COMO, SALES DE COBRE Y HIERRO, LA DILUCION DEL AGUA; DEL ACIDO SULFURICO Y EL ACRILONITRILLO DA UN COMPUESTO ACRILAMIDA-ACIDO SULFURICO ( $\text{CH}_2=\text{CH}-\underset{\text{O}}{\text{C}}-\text{NH}_2-\text{H}_2\text{SO}_4$ ), POR LO QUE SE DEBE DESPLAZAR EL ACIDO SULFURICO MEDIANTE LA ADICION DE UNA BASE QUE ES EL AMONIACO, EN UNA REACCION DE NEUTRALIZACION FORMANDO UNA SAL INSOLUBLE EN AGUA. LA SAL SE REMUEVE POR CENTRIFUGACION Y EL LICOR MADRE CON ACRILAMIDA ES ENVIADA A UNA CALANDRIA EN DONDE SE CRISTALIZA LA MAYOR PARTE DE LA ACRILAMIDA. EL EFLENTE ES ENVIADO A UN REACTOR ACILADO, EN DONDE SE HACEN REACCIONAR LA ACRILAMIDA CON ACIDO SULFURICO Y CON EL ALCOHOL CORRESPONDIENTE. LA MEZCLA RESULTANTE DE LA REACCION ES ENVIADA A UNA COLUMNA DE ABSORCION DE VAPOR, EN DONDE SE SEPARA EL ALCOHOL QUE NO REACCIONO. EL ACRILONITRILLO CORRESPONDIENTE ES ENVIADO A UNA TORRE DE DESTILACION PARA SU PURIFICACION. POR EL FONDO SE OBTIENE EL ACILATO. LAS COLAS LIGERAS SON ENVIADAS EN ALGUNOS CASOS A QUEMADOR. DEL SEPARADOR CENTRIFUGO Y DEL REACTOR DE ACILATOS SE OBTIENE UN SUBPRODUCTO IMPORTANTE COMERCIALMENTE QUE ES EL SULFATO DE AMONIO EN FORMA HUMEDA. ESTE SULFATO ES ENVIADO A UN TANQUE DE ALMACENAMIENTO PARA SU ENVIO POSTERIOR A UN SECADOR ROTATORIO PARA SU RECUPERACION (ANORES, 1972).

Figura B-37. Proceso de obtención de acrilatos



EL PROCESO ES A BAJA PRESION. EN EL REFORMADOR SE MEZCLAN EL VAPOR SOBRECALENTADO DE MEDIA Y GAS NATURAL. LA MEZCLA SE Pasa POR UN CATALIZADOR EN BASE DE COBRE, PARA PRODUCIR EL GAS DE SINTESIS.

DEL REFORMADOR SE Pasa A UN COMPRESOR QUE ELEVA A  $50.5 \text{ kg/cm}^2$  LA PRESION. UNA PARTE ES RECICLADA Y OTRA ES ENVIADA AL CONVERTIDOR DE METANOL, PREVIO CALENTAMIENTO DE UNA PARTE A  $200^\circ\text{C}$ . EL GAS SALE DEL CONVERTIDOR Y FLUYE AL CONDENSADOR, DESPUES DE PASAR POR EL INTERCAMBIADOR.

EN EL CONDENSADOR SE RECUPERA EL METANOL CRUDO. DEL SEPARADOR SE SEPARA EL METANOL Y EL GAS SE RECICLA. EL METANO ACUMULADO EN EL SEPARADOR Y LOS INERTES SON PURGADOS DEL "LOOP" DEL SEPARADOR Y SE ENVIAN A QUEMADOR. LOS EFLUENTES CON METANOL SON ENVIADOS A UN TANQUE DE FLASHEO EN EL CUAL SE SEPARAN INERTES O MAS LIGEROS QUE TAMBIEN SON ENVIADOS A QUEMADOR.

EL METANOL CRUDO ES ENVIADO A TANQUES DE ALMACENAMIENTO INTERMEDIO. EL METANOL CRUDO SE ENVI A LA COLUMNA DESPUNTADORA QUE OPERA A PRESION ATMOSFERICA. EN ESTA COLUMNA SE ELIMINAN IMPUREZAS VOLATILES (DIETILETER, ESTERES, CETONAS Y CARBONILOS).

EL METANOL ES PURIFICADO EN FORMA ADICIONAL EN UNA COLUMNA DE DESTILACION, EN DONDE LAS IMPUREZAS DE ALTA TEMPERATURA DE EBULICION SON ELIMINADAS, ASI COMO EL AGUA RESIDUAL QUE DESPUES DE INTERCAMBIAR CALOR SON ENVIADOS AL DRENAGE RESIDUAL (ELLMOOD, 1968).

Figura B-38. Proceso de obtención de metanol

A P E N D I C E      C

RESULTADOS DEL INVENTARIO DE EMISIONES Y DATOS DE APOYO PARA LA  
APLICACION DEL MODELO DE PRONOSTICO DE DISPERSION

Tabla C-1. Inventario de emisiones de HC y COV por actividad industrial en Minatitlán Ver.

NOMBRE DE FUENTE	PROCESO (PLANTA)	PUNTO (SITUACION)	HC (COMPUUESTOS PRINCIPALES) G/SECO	COV (COMPUUESTOS PRINCIPALES) G/SECO	HCF (HC+COV) G/SECO	PARTICULAS (CLASE) G/SECO	TIPO DE FUENTE
1	Dest. Primaria # 1 (RM)	Hornos (FE)	0.29 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , otros)	0.029 (aldehidos)	0.319	4.26x10 <sup>-7</sup> (PM)	F
2	Dest. Primaria # 1 (RM)	Desfogueo, ventosas, sellas (FE)	23.11 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , C <sub>3</sub> , C <sub>4</sub> , C <sub>5</sub> , C <sub>6</sub> )	---	23.11	---	A
3	Dest. Primaria # 2 (RM)	Hornos (FE)	0.29 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , otros)	0.029 (aldehidos)	0.319	4.26x10 <sup>-7</sup> (PM)	F
4	Dest. Primaria # 2 (RM)	Desfogueo, ventosas, sellas (FE)	23.11 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , C <sub>3</sub> , C <sub>4</sub> , C <sub>5</sub> , C <sub>6</sub> )	---	23.11	---	A
5	Dest. Primaria # 3 (RM)	Hornos (FE)	0.822 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , otros)	0.082 (aldehidos)	0.904	0.13x10 <sup>-7</sup> (PM)	F
6	Dest. Primaria # 3 (RM)	Desfogueo, ventosas, sellas (FE)	20.43 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , C <sub>3</sub> , C <sub>4</sub> , C <sub>5</sub> , C <sub>6</sub> )	---	20.43	---	A
7	Dest. Primaria # 4 (RM)	Hornos (FE)	0.073 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , otros)	0.0073 (aldehidos)	0.0803	1.03x10 <sup>-7</sup> (PM)	F
8	Dest. Primaria # 4 (RM)	Desfogueo, ventosas, sellas (FE)	2.09 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , C <sub>3</sub> , C <sub>4</sub> , C <sub>5</sub> , C <sub>6</sub> )	---	2.09	---	A
9	Dest. Primaria # 4 (RM)	Sistema de vacío (FE)	0.266 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , C <sub>3</sub> , C <sub>4</sub> , C <sub>5</sub> , C <sub>6</sub> )	---	0.266	---	F
10	Preparadora de carga #1 (RM)	Horno (FE)	0.0487 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , otros)	0.0048 (aldehidos)	0.052	7.16x10 <sup>-7</sup> (PM)	F
11	Preparadora de carga #1 (RM)	Sistema de vacío (FE)	7.33 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , C <sub>3</sub> , C <sub>4</sub> , C <sub>5</sub> , C <sub>6</sub> )	---	7.33	---	F
12	Estabilizadoras #1 y #2 (RM)	Hornos (FE)	1.042 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , otros)	0.0104 (aldehidos)	1.0524	1.53x10 <sup>-8</sup> (PM)	PA
13	Estabilizadoras #1 y #2 (RM)	Desfogueo, ventosas, sellas (FE)	4.71 (C <sub>2</sub> , C <sub>3</sub> , C <sub>4</sub> , C <sub>5</sub> , C <sub>6</sub> )	1.81 (alco)	6.52	---	A
14	Dest. Primaria # 5 (RM)	Hornos (FE)	0.618 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , otros)	0.0610 (aldehidos)	0.680	3.4x10 <sup>-8</sup> (PM)	F
15	Dest. Primaria # 5 (RM)	Desfogueo, ventosas, sellas (FE)	20.043 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , C <sub>3</sub> , C <sub>4</sub> , C <sub>5</sub> , C <sub>6</sub> )	---	20.043	---	A
16	Dest. Primaria # 5 (RM)	Destilación de vacío (FE)	3.88 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , C <sub>3</sub> , C <sub>4</sub> , C <sub>5</sub> , C <sub>6</sub> )	---	3.88	---	F
17	T.C.C. (RM)	Calentadora (FE)	0.694 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , otros)	0.0694 (aldehidos)	0.76	3.81x10 <sup>-8</sup> (PM)	PA
18	T.C.C. (RM)	Operación planta (FE)	28.07 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , C <sub>3</sub> , C <sub>4</sub> , C <sub>5</sub> , C <sub>6</sub> , gases)	3.63 (aldehidos)	30.0	0.0278 (PM)	F
19	F.C.C. (RM)	Operación planta (FE)	7.30 (C <sub>2</sub> , C <sub>3</sub> , C <sub>4</sub> , C <sub>5</sub> , C <sub>6</sub> )	1.07 (aldehidos)	1.07	0.04194 (PM)	F
20	Desulfurizadora gasolina (RM)	Hornos (FE)	0.34 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , otros)	0.034 (aldehidos)	0.384	7.92x10 <sup>-7</sup> (PM)	PA
21	Desulfurizadora Kerosina (RM)	Hornos (FE)	0.342 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , otros)	0.034 (aldehidos)	0.378	5.03x10 <sup>-7</sup> (PM)	PA
22	Desulfurizadora Diesel (RM)	Hornos (FE)	0.147 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , otros)	0.0147 (aldehidos)	0.1617	2.07x10 <sup>-7</sup> (PM)	PA
23	Desulfurizadora Gasolina Kerosina y Diesel	Operación planta (Horno de "A" FE)	2.33 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> )	---	2.33	---	A
24	Hiperdesulfuradora de Naftas (RM)	Operación planta (Horno de "B" FE)	3.227 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> )	1.263 (aromáticos)	4.49	---	A
25	Estabilizadora de Naftas (RM)	Hornos (FE)	0.143 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , otros)	0.0143 (aldehidos)	0.1593	2.13x10 <sup>-7</sup> (PM)	PA
26	Estabilizadora de Naftas (RM)	Operación (Horno de "A" FE)	2.333 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , C <sub>3</sub> )	0.914 (aromáticos)	3.289	---	A
27	Refinadora Naftas ligeras (RM)	Calentadora (FE)	0.833 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , otros)	0.0433 (aldehidos)	0.478	8.39x10 <sup>-7</sup> (PM)	PA

Tabla C-1. Inventario de emisiones de HC y COV por actividad industrial en Minatitlán Ver. . . . continuación.

NUMERO DE UNIDAD	PROCESO (PLANTA)	PUNTO (ESTACION)	HC (COMPUESTOS PRINCIPALES) G/SEG	COV (COMPUESTOS PRINCIPALES) G/SEG	HC/(HC+COV) G/SEG	PARTICULAS (CLASE) G/SEG	TIPO DE FUENTE
29	Refinería de Naftas ligeras (RM)	Operación planta (nafta "A" FE)	2,355 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> )	0,914 (aromáticos)	3,269	---	A
30	Poliesterización catalítica (RM)	Hornos (FE)	0,794 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , otros)	0,076 (alcoholes)	0,869	1,133x10 <sup>-6</sup> (PM)	PA
30	Poliesterización catalítica (RM)	Operación planta (nafta "A" FE)	2,38 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , C <sub>3</sub> , C <sub>4</sub> , C <sub>5</sub> )	0,81 (aromáticos)	3,17	---	A
31	Hidrodesulfuración (RM)	Hornos (FE)	0,145 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , otros)	0,0145 (alcoholes)	0,1595	2,13x10 <sup>-7</sup> (PM)	P
32	Hidrodesulfuración (RM)	Operación Planta (FE)	---	5,43 (C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> , aromáticos)	5,43	---	A
33	Refinería de Naftas pesadas (RM)	Calentador (FE)	0,435 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , otros)	0,0435 (alcoholes)	0,478	6,28x10 <sup>-7</sup> (PM)	PA
34	Refinería de Naftas pesadas (RM)	Operación planta (nafta ligera)	2,355 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , C <sub>3</sub> , C <sub>4</sub> , C <sub>5</sub> , C <sub>6</sub> )	0,914 (aromáticos)	3,269	---	A
35	UDER (RM)	Hornos (FE)	0,391(C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , otros)	0,058 (alcoholes)	0,449	5,72x10 <sup>-7</sup> (PM)	PA
36	UDER (RM)	Operación planta (con factor esp. cal)	---	17,19 (C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> , aromáticos)	17,19	---	A
37	Ciclohexano (RM)	Operación planta (FE)	---	3,36 (Ciclohexanobenceno)	3,36	---	A
38	ALKAR (RM)	Operación planta (FE)	---	2,13 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , C <sub>3</sub> , C <sub>4</sub> , aromáticos)	2,13	---	A
39	Fracc. Xileno y aromáticos (RM)	Hornos (FE)	1,145(C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , otros)	0,145(alcoholes)	1,2915	1,67x10 <sup>-6</sup> (PM)	PA
40	Fracc. Xileno y aromáticos (RM)	Operación planta (FE)	---	0,14 (Xileno)	0,14	---	A
41	Fracc. Xileno y aromáticos (RM)	Operación planta (FE)	---	1,72 (aromáticos)	1,72	---	A
42	Acupiración de azufre (RM)	Horno (FE)	0,118 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , otros)	0,0118 (alcoholes)	0,1298	8,45x10 <sup>-7</sup> (PM)	P
43	Calderas Wicks (RM)	Calderas (FE)	0,8303(C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , otros)	0,083 (alcoholes)	0,913	4,09x10 <sup>-6</sup> (PM)	PA
44	Calderas Babcock-Wilcox (RM)	Calderas (FE)	1,7605 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , C <sub>3</sub> , otros)	0,176 (alcoholes)	1,937	8,74x10 <sup>-6</sup> (PM)	PA
45	Calderas Babcock-Wilcox (RM)	Calderas (FE)	1,688 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , otros)	0,168 (alcoholes)	1,856	9,16x10 <sup>-6</sup> (PM)	PA
46	Calderas (comunitarias) (RM)	Calderas (FE)	0,86(C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , otros)	0,085 (alcoholes)	0,895	2,77x10 <sup>-6</sup> (PM)	PA
47	Quemador oriente (RM)	Quemador (FE gas refinaria)	2,73(C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , C <sub>3</sub> )	0,275 (alcoholes, ac. orgánicos)	3,025	4,04x10 <sup>-6</sup> (PM)	PA
48	Quemador poniente (RM)	Quemador (FE gas refinaria)	5,87(C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , C <sub>3</sub> )	0,587 (alcoholes, ac. orgánicos)	6,457	2,23x10 <sup>-5</sup> (PM)	PA
49	Planta de fuerza (RM)	Calderas (FD)	1,08(C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , otros)	0,108 (alcoholes)	1,188	5,84x10 <sup>-6</sup> (PM)	PA
50	Torres de enfriamiento (RM)	Torres (FE)	20,34 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , C <sub>3</sub> , C <sub>4</sub> , Benceno)	---	20,34	---	A
51	Separadores drenas (RM)	Separador#1 (FE#18/100)	34,07 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , C <sub>3</sub> , aromáticos, nafteno)	---	34,07	---	A
52	Separadores drenas (RM)	Separador#2 (FE#16/100)	34,07 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , C <sub>3</sub> , aromáticos)	---	34,07	---	A
53	Separadores, Drenas (RM)	Separador#3 (FE# 10/100)	34,07 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , C <sub>3</sub> , aromáticos, nafteno)	---	34,07	---	A
54	Separadores, drenas (RM)	Separador#4 (FE#23/100)	73,4 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , C <sub>3</sub> , aromáticos, nafteno)	---	73,40	---	A
55	Separadores drenas (RM)	Separador#5 (FE#18/100)	34,07 (C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , C <sub>3</sub> , aromáticos, nafteno)	---	34,07	---	A
56	Lienaseras (RM)	Lienaseras (urbastina y gasolina) (FE#50/100)	25,11 (C <sub>3</sub> , C <sub>12</sub> , C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> , aromáticos)	---	25,11	---	PA
57	Almacenamiento de (RM)	Tanques de almacenamiento (FE# 100-201, 303, 216, 111, 114)	42,28 (C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> , C <sub>8</sub> H <sub>10</sub> , aromáticos)	---	42,28	---	A

Tabla C-1. Inventario de emisiones de HC y COV por actividad industrial en Minatitlán Ver. ....continuación.

NÚMERO DE FUENTE	PROCESO (PLANTA)	PUNTO (SITIO) DE EMISIÓN	HC (COMPUUESTOS PRINCIPALES) G/SEG	COV (COMPUUESTOS PRINCIPALES) G/SEG	HC (HC+COV) G/SEG	PARTÍCULAS (CLASE) G/SEG	TIPO DE FUENTE
38	Almacenamiento (RM)	Tanque gasolina (FE) clase: 40F	0.28 (C <sub>10</sub> <sup>+</sup> , C <sub>11</sub> <sup>+</sup> , C <sub>12</sub> <sup>+</sup> , aromáticos) ⊕	---	0.28	---	F
39	Almacenamiento (RM)	Tanque diesel (FE) clase: 30F, 40F	0.888 (C <sub>10</sub> <sup>+</sup> , C <sub>11</sub> <sup>+</sup> , aromáticos) ⊕	---	0.888	---	A
40	Almacenamiento (RM)	Tanque diesel (FE) clase: 30F	1.070 (C <sub>10</sub> <sup>+</sup> , C <sub>11</sub> <sup>+</sup> , aromáticos) ⊕	---	1.070	---	F
41	Almacenamiento (RM)	Tanque diesel (FE) clase: 310	1.070 (C <sub>10</sub> <sup>+</sup> , C <sub>11</sub> <sup>+</sup> , aromáticos) ⊕	---	1.070	---	F
42	Almacenamiento (RM)	Tanques diesel (FE) clase: 238, 308	1.075 (C <sub>10</sub> <sup>+</sup> , C <sub>11</sub> <sup>+</sup> , aromáticos) ⊕	---	1.075	---	A
43	Almacenamiento (RM)	Tanques turbotina (FE) clase: C9, C10	2.264 (C <sub>10</sub> <sup>+</sup> , C <sub>11</sub> <sup>+</sup> , aromáticos, C <sub>9</sub> H <sub>8</sub> ) ⊕	---	2.264	---	A
44	Almacenamiento (RM)	Tanques turbotina (FE) clase T20	1.268 (C <sub>10</sub> <sup>+</sup> , C <sub>11</sub> <sup>+</sup> , aromáticos, C <sub>9</sub> H <sub>8</sub> ) ⊕	---	1.268	---	F
45	Almacenamiento (RM)	Tanque crudo (FE)	0.311(C <sub>2</sub> a C <sub>13</sub> )	---	0.311	---	F
46	Almacenamiento (RM)	Tanque crudo (FE)	0.311(C <sub>2</sub> a C <sub>13</sub> )	---	0.311	---	F
47	Almacenamiento (RM)	Tanque crudo (FE)	0.311(C <sub>2</sub> a C <sub>13</sub> )	---	0.311	---	F
48	Almacenamiento (RM)	4 Tanques benceno (FE) y tolueno	---	0.018(Benceno y tolueno)	0.018	---	F
49	Amoniaco #2(CPC)	Refractor primario, regenerador metanador (FE)	---	11.889 (metanol y metilamina, CH <sub>3</sub> )	11.889	---	A
70	Amoniaco #3(CPC)	Refractor primario, regenerador metanador (FE)	---	10.751 (metanol y metilamina, CH <sub>3</sub> )	10.751	---	A
71	Amoniaco #4(CPC)	Refractor primario, regenerador metanador (FE)	---	16.178 (metanol, metilamina, CH <sub>3</sub> )	16.08	---	A
72	Amoniaco #5(CPC)	Refractor primario, regenerador metanador (FE)	---	16.178 (metanol, metilamina, CH <sub>3</sub> )	16.178	---	A
73	Amoniaco #6 (CPC)	Refractor metanador (FE)	---	16.178 (metanol, metilamina, CH <sub>3</sub> )	16.178	---	A
74	Amoniaco #7(CPC)	Refractor primario, regenerador metanador (FE)	---	16.178 (metanol, metilamina, CH <sub>3</sub> )	16.178	---	A
75	Xileno (CPC)	Operación planta (FE)	---	3.881(Xileno)	3.88	---	A
76	Xileno (CPC)	Ventosa, evaporación quemador (FE)	---	0.070(C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , aromáticos)	0.070	0.86x10 <sup>-7</sup> (PM <sub>10</sub> )	A
77	Xileno (CPC)	Torre de enfriamiento (FE)	---	0.06 (aromáticos)	0.06	---	F
78	Acrilonitrilo (CPC)	Operación planta (FE)	---	0.027(acrilonitrilo)	0.027	---	A
79	Acrilonitrilo (CPC)	Incinerador (FE)	0.02(C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> , C <sub>3</sub> )	0.02(dielécticos)	0.22	1.30x10 <sup>-7</sup> (PM <sub>10</sub> )	F
80	Acrilonitrilo (CPC)	Torre enfriamiento (FE)	5.33 (C <sub>4</sub> )	---	5.33	---	PA
81	Planta de hidrogeno (CPC)	Refractor primario, regenerador CO <sub>2</sub> , metanador (FE)	---	2.416(metanol, CH <sub>3</sub> )	2.414	---	A
82	Planta de hidrogeno (CPC)	Torre enfriamiento (FE)	0.411(C <sub>4</sub> )	---	0.412	---	PA

Tabla C-1. Inventario de emisiones de HC y COV por actividad industrial en Minatitlán Ver.....continuación.

NÚMERO DE FUENTE	PROCESO (PLANTA)	PUNTO ESTIMACION	HC (COMPUESTOS PRINCIPALES) G/SEG	COV (COMPUESTOS PRINCIPALES) G/SEG	HC+COV G/SEG	PARTICULAS (CLASE) G/SEG	TIPO DE FUENTE
83	Amenlace #1 y #2	Terra enfriamiento (10/100FE)	0.3363 (C <sub>2</sub> )	---	0.3363	---	PA
84	Amenlace #1 y #3	Terra enfriamiento (10/100FE)	0.4671(C <sub>2</sub> )	---	0.4671	---	PA
85	Amenlace #2	Terra enfriamiento(FO)	0.2234(C <sub>2</sub> )	---	0.2234	---	PA
86	Amenlace #3	Terra enfriamiento (10/100FE)	0.2201(C <sub>2</sub> )	---	0.2201	---	PA
87	Amenlace #1 (CPC)	Calderas BAH (FE)	0.334(C <sub>1</sub> ,C <sub>2</sub> , otros)	0.030(aldehidos)	0.364	1.83x10 <sup>-6</sup> (m)	PA
88	Amenlace #2 (CPC)	Calderas MPT (FE)	3.089(C <sub>1</sub> ,C <sub>2</sub> , otros)	0.3009(aldehidos)	3.429	1.80x10 <sup>-5</sup> (m)	PA
89	Amenlace #3 (CPC)	Calderas (FE)	3.089(C <sub>1</sub> ,C <sub>2</sub> , otros)	0.3009(aldehidos)	3.429	1.80x10 <sup>-5</sup> (m)	PA
90	Amenlace #4 (CPC)	Calderas (FE)	3.343 (C <sub>1</sub> ,C <sub>2</sub> , otros)	0.334(aldehidos)	3.689	1.95x10 <sup>-5</sup> (m)	PA
91	Amenlace #5 (CPC)	Calderas (FE)	3.343 (C <sub>1</sub> ,C <sub>2</sub> , otros)	0.334(aldehidos)	3.689	1.95x10 <sup>-5</sup> (m)	PA
92	Amenlace #6 (CPC)	Calderas (FE)	3.343 (C <sub>1</sub> ,C <sub>2</sub> , otros)	0.334(aldehidos)	3.689	1.95x10 <sup>-5</sup> (m)	PA
93	Amenlace #7 (CPC)	Calderas (FE)	3.343(C <sub>1</sub> ,C <sub>2</sub> , otros)	0.334(aldehidos)	3.689	1.95x10 <sup>-5</sup> (m)	PA
94	Amenlace #1 (CPC)	Compresoras (FE)	0.214(C <sub>1</sub> , otros)	---	0.214	---	A
95	Amenlace #2 (CPC)	Compresoras (FE)	0.178 (C <sub>1</sub> , otros)	---	0.178	---	A
96	Amenlace #3 (CPC)	Compresoras (FE)	0.102(C <sub>1</sub> , otros)	---	0.102	---	A
97	Amenlace #4 (CPC)	Compresoras (FE)	0.242 (C <sub>1</sub> , otros)	---	0.242	---	A
98	Amenlace #5 (CPC)	Compresoras (FE)	0.242 (C <sub>1</sub> , otros)	---	0.242	---	A
99	Amenlace #6 (CPC)	Compresoras (FE)	0.242 (C <sub>1</sub> , otros)	---	0.242	---	A
100	Amenlace #7 (CPC)	Compresoras (FE)	0.242 (C <sub>1</sub> , otros)	---	0.242	---	A
101	Urea #1 (FTX)	Formación, concentración, enfriamiento, enfriamiento, paquete (FE)	---	---	---	11.90 (Urea)	A
102	Urea #2 (FTX)	Formación, concentración, enfriamiento, enfriamiento, paquete (FE)	---	---	---	34.33 (Urea)	A
103	Servicios (FTX)	Calderas (FE)	3.069(C <sub>1</sub> ,C <sub>2</sub> , otros)	0.3009(aldehidos)	3.373	1.69x10 <sup>-5</sup> (PM <sub>10</sub> )	PA
104	Urea #1 y #2 (FTX)	Compresoras (FE)	---	0.176 (varios)	0.176	---	A
105	Nitrosina (ALMX)	Operación planta "mole A" (FE)	---	2.33 (varios)	2.33	---	A
106	Nitrosina (ALMX)	Calderas (FE) (paquete igual a la planta fenol)	0.048 (C <sub>1</sub> ,C <sub>2</sub> , otros)	0.004 (aldehidos)	0.052	3.31x10 <sup>-6</sup> (PM <sub>10</sub> )	PA
107	Fenol (PDHA)	Operación planta (FE)	---	27.99 (fenol)	27.99	---	A
108	Fenol (PDHA)	Calderas (FE)	0.006 (C <sub>1</sub> ,C <sub>2</sub> , otros)	0.004 (aldehidos)	0.002	3.31x10 <sup>-6</sup> (PM <sub>10</sub> )	PA
109	Fenol (PDHA)	Terra enfriamiento (FE)	---	1.342 (aromaticos)	1.342	---	PA
110	Fenol (PDHA)	Almacén planta (MD) Operación planta (FE)	---	2.33 (varios)	2.33	---	PA
111	Acetona (PDHA)	Calderas (FE)	0.11(C <sub>1</sub> ,C <sub>2</sub> , otros)	0.011 (aldehidos)	0.121	7.3x10 <sup>-6</sup> (PM <sub>10</sub> )	PA

Tabla C-1. Inventario de emisiones de HC y COV por actividad industrial en Minatitlán Ver.....continuación.

NÚMERO DE FUENTE	PROCESO (PLANTA)	PUNTO (ESTIMACIÓN)	HC (COMPUUESTOS PRINCIPALES) G/SEG	COV (COMPUUESTOS PRINCIPALES) G/SEG	HCE (HC+COV) G/SEG	PARTÍCULAS (CLASE) G/SEG	TIPO DE FUENTE
112	Acetona (FQMA)	Torre de enfriamiento (FE)	---	0.355 (acetona)	0.355	---	PA
	Acetona (FQMA)	Almacena- miento (ND)	---	---	---	---	PA
113	Metacrilato de metilo (FQMA)	Operación planta (FE)	---	8.13 (alcoholes, cetonas)	8.13	---	A
114	Metacrilato de metilo (FQMA)	Calderas (FE)	0.08(C, C <sub>2</sub> , otros)	0.088 (alcoholes)	0.088	1.45x10 <sup>-2</sup> (POM)	PA
115	Metacrilato de metilo (FQMA)	Torre de enfriamiento (FE)	---	0.98 (alcoholes, cetonas)	0.98	---	PA
	Metacrilato de metilo (FQMA)	Almacena- miento (ND)	---	---	---	---	PA
116	Acrilatos (CNS)	Operación planta (FE)	---	2.33 (alcoholes, acrilatos)	2.33	---	A
117	Acrilatos (CNS)	Calderas (FE)	1.37(C, C <sub>2</sub> , otros)	0.137 (alcoholes)	1.407	0.23x10 <sup>-2</sup> (POM)	PA
118	Acrilatos (CNS)	Almacena- miento (suponiendo 300 BL, FE)	---	0.0082 (metanol)	0.0082	---	P
119	Acrilatos (CNS)	Almacena- miento (suponiendo 300 BL, FE)	---	0.0017 (butanol)	0.0017	---	P
120	Acrilatos (CNS)	Almacena- miento (suponiendo 300 BL, FE)	---	0.002 (etanol)	0.002	---	P
121	Acrilatos (CNS)	Torre de enfriamiento (FE)	---	0.98 (alcoholes)	0.98	---	PA
122	Metanol (CNS)	Operación planta (FE)	---	8.73 (metanol)	8.73	---	A
123	Metanol (CNS)	Calderas	2.0(C, C <sub>2</sub> , otros)	0.2 (alcoholes)	2.2	1.38x10 <sup>-2</sup> (POM)	PA
124	Metanol (CNS)	Torre de enfriamiento (FE)	---	0.08 (alcoholes)	0.08	---	P

Abreviaturas: RM = Refinería Minatitlán  
 CPC = Complejo Petroquímico de Cosoleacaque  
 FTX = Unidad Minatitlán de Fertimex  
 ALMX = Albamex  
 FQMA = Fenoquimia  
 CNS = Celanese Mexicana

FE = Factor Emisión  
 ND = No Determinado

POM = Material Particulado Orgánico

P = Puntual  
 A = Area  
 PA = Puntual Agrupada

Ø = Emisión conjunta de HC y COV  
 ya que el factor de emisión no discrimina  
 entre las diferentes especies.

Tabla C-2. Coordenadas de localización de fuentes de emisión y datos adicionales para aplicación de modelo de dispersión en Minatitlán, Ver.

NUMERO DE FUENTE	PLANTA	PUNTO DE EMISION	DISTANCIA A PUNTO DE REFERENCIA km	ANGULO A PUNTO DE REFERENCIA radiantes	TIPO DE FUENTE	DISTANCIA VIRTUAL km	ALTURA CHIMENEA	BOYANCIA F 1/43	ALTURA EFECTIVA OBSERVADA m
1	Dest. Prim. # 1	hornos	3.480	4.860	P	NA	25	30.86	NA
2	Dest. Prim. # 1	varios	3.500	4.858	A	0.250	NA	NA	20.0
3	Dest. Prim. # 2	hornos	3.500	4.310	P	NA	23	29.36	NA
4	Dest. Prim. # 2	varios	3.320	4.817	A	0.250	NA	NA	20.0
5	Dest. Prim. # 3	hornos	3.153	4.867	P	NA	25	33.21	NA
6	Dest. Prim. # 3	varios	3.160	4.870	A	0.250	NA	NA	20.0
7	Dest. Prim. # 4	hornos	3.230	4.823	P	NA	20	20	NA
8	Dest. Prim. # 4	varios	3.250	4.825	A	0.250	NA	NA	15
9	Dest. Prim. # 4	sist. vacio	3.360	4.825	P	NA	25	51.82	25
10	Prep. Carga # 1	horno	3.460	4.820	P	NA	25	NA	NA
11	Prep. Carga # 1	Sist. vacio	3.500	4.825	P	NA	NA	NA	20
12	Estabilizadora #1 y #2	hornos	2.300	4.835	PA	NA	15	16.13	NA
13	Estabilizadora #1 y #2	varios	3.290	4.830	A	0.250	NA	25	65.8
14	Dest. Prim. # 5	hornos	3.190	4.886	P	NA	NA	NA	15
15	Dest. Prim. # 5	varios	3.150	4.880	A	0.250	NA	NA	15
16	Dest. Prim. # 5	sist. vacio	3.150	4.885	P	NA	NA	NA	15
17	T.C.C.	calentadores	3.460	4.325	PA	NA	35	73.0	NA
18	T.C.C.	operación	3.460	4.360	P	NA	NA	NA	20
19	F.C.C.	operación	3.231	4.920	P	NA	NA	NA	40
20	Desulf. Gasolina	hornos	3.240	4.860	PA	NA	15	16.13	NA
21	Desulf. Diesel	hornos	3.250	4.861	PA	NA	15	16.13	NA
22	Desulf. Diesel	hornos	3.260	4.862	PA	NA	15	16.13	NA
23	Desulf. Gasolina kerosina y diesel	operación	3.240	4.858	A	0.220	NA	NA	15
24	Hidrodesulf. Naftas	operación	3.370	4.820	A	0.250	NA	NA	15
25	Estabilizadora Naftas	hornos	3.300	4.821	P	NA	15	16.13	NA
26	Estabilizadora Naftas	operación	3.520	4.820	A	0.250	NA	NA	10
27	Reformad. Naftas Lig.	calentadores	3.530	4.825	P	NA	NA	46.29	NA
28	Reformad. Naftas Lig.	operación	3.530	4.820	A	0.200	NA	20	10
29	Folimeriz. Catalitica	hornos	3.530	4.834	PA	NA	15	60.00	NA
30	Folimeriz. Catalitica	operación	3.530	4.830	A	0.250	NA	NA	15
31	Hidrodesalquiladora	hornos	3.460	4.878	P	NA	15	16.13	NA
32	Hidrodesalquiladora	operación	3.460	4.870	A	0.150	NA	NA	10
33	Reformad. Naftas Pes.	calentadores	3.470	4.846	PA	NA	20	20.00	NA
34	Reformad. Naftas Pes.	operación	3.470	4.837	A	0.190	NA	NA	10
35	IDEX	hornos	3.490	4.860	PA	NA	20	20.00	NA
36	IDEX	operación	3.490	4.874	A	0.280	NA	NA	10
37	Ciclohexano	operación	3.360	4.840	A	0.250	NA	NA	15
38	Alkar	operación	3.390	4.845	A	0.250	NA	NA	15
39	Fracionadora Kil./Arom.	hornos	3.440	4.869	PA	NA	20	20.0	NA
40	Fracionadora Xileno	operación	3.460	4.865	A	0.150	NA	NA	25
41	Fracionadora Aromáticos	operación	3.460	4.869	P	0.150	NA	NA	15
42	Recuperación de Azufre	horno	3.423	4.988	P	NA	NA	NA	15
43	Calderas Wickes	calderas	3.530	4.560	PA	NA	20	30.0	NA
44	Calderas Babcock & Wilcox	calderas	3.211	4.860	PA	NA	20	30.0	NA
45	Calderas Babcock & Wilcox	calderas	3.130	4.886	PA	NA	20	30.0	NA
46	Calderas (sin identif.)	calderas	3.150	4.913	PA	NA	20	30.0	NA
47	Refinería Minatitlán	quemador	3.150	4.782	T	NA	NA	NA	20
48	Refinería Minatitlán	quemador	3.270	5.148	PA	NA	NA	NA	20
49	Planta Puerta Refiner.	calderas	3.670	4.776	PA	NA	25	20.0	NA
50	Refinería Minatitlán	torre enr.	3.220	4.921	A	0.500	NA	NA	0.0
51	Refinería Minatitlán	separador #1	3.770	4.886	A	0.100	NA	NA	0.0
52	Refinería Minatitlán	separador #2	3.530	4.860	A	0.100	NA	NA	0.0
53	Refinería Minatitlán	separador #3	3.700	4.945	A	0.100	NA	NA	0.0
54	Refinería Minatitlán	separador #4	3.920	5.026	A	0.200	NA	NA	0.0
55	Refinería Minatitlán	separador #5	3.978	4.840	A	0.100	NA	NA	0.0
56	Refinería Minatitlán	llenadoras	2.923	5.113	PA	NA	NA	NA	15
57	Refinería Minatitlán	tanques/gaso	3.930	4.913	A	0.500	NA	NA	13.5
58	Refinería Minatitlán	tanque/gasol	3.961	5.087	T	NA	NA	NA	15.5
59	Refinería Minatitlán	tanques/dies	3.750	4.921	A	0.100	NA	NA	13.5
60	Refinería Minatitlán	tanque/crudo	3.460	5.064	P	NA	NA	NA	13.5
61	Refinería Minatitlán	tanque/dies	3.000	5.051	T	NA	NA	NA	13.5
62	Refinería Minatitlán	tanque/dies	3.720	4.919	A	0.090	NA	NA	13.5
63	Refinería Minatitlán	tanque/turb	4.128	4.956	A	0.100	NA	NA	13.5
64	Refinería Minatitlán	tanques/curb	3.950	4.960	P	NA	NA	NA	13.5
65	Refinería Minatitlán	tanque/crudo	3.460	5.064	P	NA	NA	NA	13.5
66	Refinería Minatitlán	tanque/crudo	3.550	4.861	P	NA	NA	NA	13.5
67	Refinería Minatitlán	tanque/crudo	3.700	4.561	P	NA	NA	NA	13.5
68	Refinería Minatitlán	tanques/arom	3.269	4.921	PA	NA	NA	NA	13.5
69	Amonfaco # 2	operación	2.550	3.530	A	0.250	NA	NA	40
70	Amonfaco # 3	operación	2.430	3.644	A	0.250	NA	NA	40
71	Amonfaco # 4	operación	2.250	3.403	A	0.250	NA	NA	40
72	Amonfaco # 5	operación	2.450	3.412	A	0.250	NA	NA	40
73	Amonfaco # 6	operación	2.750	3.351	A	0.250	NA	NA	40
74	Amonfaco # 7	operación	2.430	3.361	A	0.250	NA	NA	40
75	Xileno	operación	2.832	3.359	A	0.250	NA	NA	20

Tabla C-2. Coordenadas de localización de fuentes de emisión y datos adicionales para aplicación de modelo de dispersión en Minatitlán, Ver.....continuación.

NUMERO DE FUENTE	PLANTA	PUNTO DE EMISION	DISTANCIA		TIPO DE FUENTE	DISTANCIA VIRTUAL	ALTURA CHIMENEAS	BOYANCIA F	ALTURA EFECTIVA
			A PUNTO REFERENCIA	A PUNTO REFERENCIA					
			km	radianes			m / 3	m	
76	Xilenos	venteos/otros	2.970	3.635	A	0.125	NA	NA	20
77	Xilenos	torre enfriam.	2.846	3.665	P	NA	25	20.5	NA
78	Acrilonitrilo	operación	2.650	3.595	A	0.100	NA	NA	20
79	Acrilonitrilo	incinerador	2.650	3.351	P	NA	NA	NA	20
80	Acrilonitrilo	torre enfriam.	2.800	3.600	PA	NA	15	20.5	NA
81	Hidrógeno	operación	2.700	3.621	A	0.100	NA	NA	35
82	Hidrógeno	torre enfriam.	2.832	3.630	P	NA	15	20.5	NA
83	Amoníaco #6 y #7	torre enfriam.	2.442	3.429	PA	NA	15	20.5	NA
84	Amoníaco #4 y #5	torre enfriam.	2.442	3.429	PA	NA	15	20.5	NA
85	Amoníaco #2	torre enfriam.	2.615	3.682	PA	NA	15	20.5	NA
86	Amoníaco #3	torre enfriam.	2.423	3.673	PA	NA	15	20.5	NA
87	Amoníaco #1	calderas	2.705	3.621	PA	NA	20	30	NA
88	Amoníaco #2	calderas	2.500	3.530	PA	NA	20	30	NA
89	Amoníaco #3	calderas	2.403	3.644	PA	NA	20	30	NA
90	Amoníaco #4	calderas	2.500	3.403	PA	NA	20	30	NA
91	Amoníaco #5	calderas	2.420	3.421	PA	NA	20	30	NA
92	Amoníaco #6	calderas	2.735	3.532	PA	NA	20	30	NA
93	Amoníaco #7	calderas	2.400	3.361	PA	NA	20	30	NA
94	Amoníaco #1	compresoras	2.700	3.621	A	0.100	NA	NA	5
95	Amoníaco #2	compresoras	2.550	3.630	A	0.250	NA	NA	5
96	Amoníaco #3	compresoras	2.430	3.644	A	0.250	NA	NA	5
97	Amoníaco #4	compresoras	2.730	3.403	A	0.250	NA	NA	5
98	Amoníaco #5	compresoras	2.450	3.412	A	0.250	NA	NA	5
99	Amoníaco #6	compresoras	2.750	3.351	A	0.250	NA	NA	5
100	Amoníaco #7	compresoras	2.450	3.361	A	0.250	NA	NA	5
101	Urea # 1	operación	3.140	3.360	A	0.150	NA	NA	15
102	Urea # 2	operación	3.090	3.374	A	0.150	NA	NA	15
103	Yertices/servicios	calderas	3.050	3.525	P	NA	20	15	NA
104	Urea # 1 y Urea # 2	compresoras	3.150	3.367	A	0.250	NA	NA	5
105	Metionina	operación	3.000	2.298	A	0.500	NA	NA	20
106	Metionina	calderas	3.000	2.298	P	NA	15	30	NA
107	Fenol	operación	5.150	2.984	A	0.500	NA	NA	20
108	Fenol	calderas	5.150	2.984	P	NA	20	30	NA
109	Fenol	torre enfriam.	5.140	2.975	PA	NA	20	20.5	NA
110	Acetona	operación	5.115	2.984	A	0.500	NA	NA	20
111	Acetona	calderas	5.000	2.984	PA	NA	20	30	NA
112	Acetona	torre enfriam.	5.060	2.975	PA	NA	20	20	NA
113	Metacrilato de Metilo	operación	5.070	2.984	A	0.500	NA	NA	20
114	Metacrilato de Metilo	calderas	5.050	2.984	PA?	NA	20	30	NA
115	Metacrilato de Metilo	torre enfriam.	5.010	2.975	PA	NA	20	20.5	NA
116	Acrilatos	operación	5.200	2.949	A	0.500	NA	NA	20
117	Acrilatos	calderas	5.200	2.949	PA	NA	20	30	NA
118	Acrilatos	tanque metanol	5.170	2.958	PA	NA	NA	NA	13.5
119	Acrilatos	tanque bucanol	5.150	2.958	PA	NA	NA	NA	13.5
120	Acrilatos	tanque etanol	5.130	2.958	PA	NA	NA	NA	13.5
121	Acrilatos	torre enfriam.	5.250	2.944	PA	NA	NA	NA	13.5
122	Metanol	operación	5.150	2.932	A	0.500	NA	NA	20
123	Metanol	calderas	5.140	2.932	PA	NA	20	30	NA
124	Metanol	torre enfriam.	5.150	2.940	PA	NA	20	20.5	NA

Abreviaturas: NA - No Aplicable  
A - Area  
P - Puntual  
PA - Puntual Agrupada

Tabla C-3. Condiciones climatológicas de mayor impacto potencial en la calidad del aire en Minatitlán

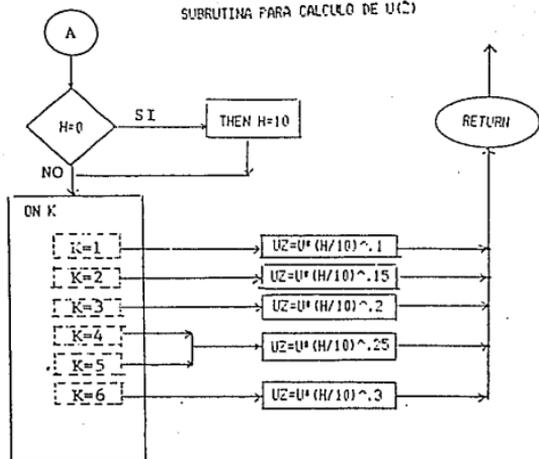
COMPUESTO	TEMPORADA	HORA	DIR. VIENTO H/S	INT. VIENTO M/S	ALTURA CAPA M	ESTABILIDAD	FRECUENCIA
Hidrocarburos	Primavera	7-8	S	1.98	900	1	21
Hidrocarburos	Primavera	11-12	N	8.1	350	2	26
Hidrocarburos	Primavera	13:30-14:30	N	4.0	280	2	42
Hidrocarburos	Verano	17-18	SE	3.95	150	3	4
Hidrocarburos	Primavera	22-24	E	2.7	900	6	10
Hidrocarburos	Primavera	7-8	S	3.0	900	4	12
C. orgánicos V.	Primavera	7-8	S	1.97	900	1	21
C. orgánicos V.	Primavera	11-12	N	3.1	350	2	26
C. orgánicos V.	Primavera	17-18	N	6.0	280	2	42
C. orgánicos V.	Verano	17-18	SE	3.95	150	3	4
C. orgánicos V.	Invierno	12:30-13:30	NE	6.0	1050	3	14
M.O. particulado	Primavera	7-8	S	1.98	900	1	21
M.O. particulado	Verano	18-19	S	3.95	150	3	4

Tabla C-4. Concentraciones de fondo "background" para HC, COV y POM aplicadas a Minatitlán.

Grupo	Concentración de fondo
HC	1.99 ppm (medidos como CH <sub>4</sub> ) para el caso de vientos provenientes del Norte
HC	2.88 ppm (medidos como CH <sub>4</sub> ) para el caso de vientos provenientes del Sur
COV	0.085 ppm (medidos como CH <sub>4</sub> )
POM	7.32 E-05 µg/m <sup>3</sup> (medidos como benzo-a-pireno)



SUBROUTINA PARA CALCULO DE U(Z)



REM SUBROUTINA PARA CALCULO DE sy Y sz

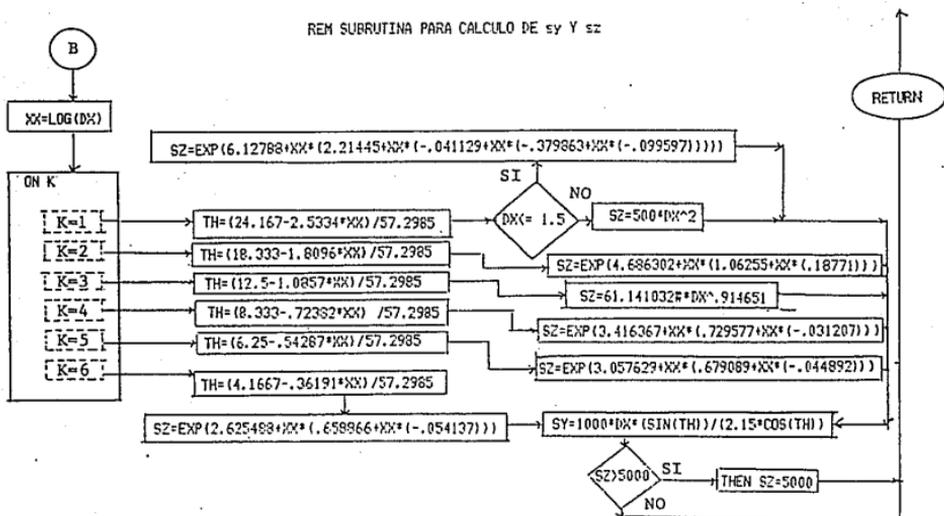


Figura C-2. Diagrama de flujo condensado de subrutinas para el programa de dispersión de contaminantes atmosféricos emitidos por fuentes múltiples

A P E N D I C E     D

LISTADO EN BASIC DEL PROGRAMA DE PRONOSTICO  
DE DISPERSION DE CONTAMINANTES ATMOSFERICOS  
PARA FUENTES MULTIPLES

```

5 REM *****
10 REM **
20 REM ** PROGRAMA PARA CALCULAR LA CONCENTRACION ESPERADA AL NIVEL DEL SUELO **
30 REM ** POR LA EMISION DE FUENTES MULTIPLES EN UN COMPLEJO INDUSTRIAL **
32 REM ** PARA UNA CONDICION METEOROLOGICA ESPECIFICA **
34 REM ** Y PARA UN TIEMPO DE MAXIMO UNA HORA **
36 REM **
38 REM **
40 REM **
42 REM ** RICARDO TORRES JARDON **
44 REM ** TESIS PROFESIONAL FAC. QUIMICA U.N.A.M. 1989 **
46 REM **
48 REM *****
50 REM
55 REM -----INICIA CON DECLARACION DE DATOS DE FUENTES EMISORAS-----
70 REM CON EL SIGUIENTE ORDEN:
74 REM R,P,H,Q,F,OH, TIPO$, DISREL
80 REM
82 REM DONDE: R = DISTANCIA DE LA FUENTE AL PUNTO DE REFERENCIA (km)
84 REM P = ANGULO DE LA FUENTE AL PUNTO DE REFERENCIA (radianes)
86 REM H = ALTURA DE CHIMENEA O PUNTO DE EMISION (m)
88 REM Q = INTENSIDAD DE EMISION (gm/seg)
90 REM F = FLUJO DE BOYANCIA (m4/seg3)
92 REM OH = ALTURA EFECTIVA OBSERVADA (m)
94 REM TIPO$ = TIPO DE FUENTE (A, P, PA)
96 REM DISREL = DISTANCIA RELATIVA PARA FUENTE VIRTUAL (km), solo fuentes area
97 REM -----
1380 DATA X.XXX,X.XXX,XX, X,XX.X,X,X$,X
1385 REM .....CONTROL DE LECTURA DE DATOS.....
1390 DATA 999,999,999,999,999,999,N,999
1391 T=293;SE=0:FUE=0
1395 REM -----
1420 REM -----INTRODUCCION DE LAS CONDICIONES ATMOSFERICAS DE INTERES-----
1422 INPUT "TEMPERATURA AMBIENTE (grados Kelvin) T = ";T
1430 INPUT "CONDICION DE ESTABILIDAD (SEGUN PASQUILL) K = ";K
1440 INPUT "INTENSIDAD DE VIENTO (m/s), u = ";U
1450 INPUT "DIRECCION DE VIENTO (radianes) = ";A
1455 DVGRAD=A*57.30
1460 INPUT "ALTURA DE LA CAPA DE MEZCLA (mts), L = ";L
1470 INPUT "CONCENTRACION DE FONDO (ug/m3), Background = ";BCK
1490 IF K=1 AND U<3 THEN 1560
1500 IF K=2 AND U<5 THEN 1560
1510 IF K=3 AND U<2 THEN 1560
1520 IF K=4 AND U<5 THEN 1560
1525 IF K=4 AND U<3 THEN 1560
1530 IF K=5 AND U<2 THEN 1560
1540 IF K=6 AND U<2 THEN 1560
1550 GOTO 1572
1560 PRINT"LA CONDICION ";K;" Y LA CONDICION ";U;" NO EXISTE"
1570 PRINT"PROGRAMA TERMINADO"
1571 END
1572 REM -----INTRODUCCION DE LOS SECTORES Y DISTANCIAS DE BARRIDO-----
1575 INPUT "ANGULO INICIAL DE BARRIDO (radianes) AAI = ";AAI
1576 INPUT "ANGULO FINAL DE BARRIDO (radianes) AAF = ";AAF
1577 INPUT "INCREMENTO ANGULAR DE BARRIDO (radianes) AAPAS = ";AAPAS
1578 INPUT "DISTANCIA INICIAL DE BARRIDO (km) RRI = ";RRI

```

```

1579 INPUT "DISTANCIA FINAL DE BARRIDO (km) DIST = ":DIST
1580 INPUT "INCREMENTO LINEAL DEE BARRIDO (km) RRPAS = ":RRPAS
1598 SCREEN 2:CLS
1599 REM -----INICIA LOOP DE BARRIDO DE DISTANCIA Y ANGULO-----
1600 LPRINT" POSICION EN COORDENADAS CARTESIANAS Y CONCENTRACION CALCULADA"
1601 LPRINT"-----"
1610 LPRINT"          X              Y          CONCENTRACION"
1630 LPRINT"          (km)              (km)          p.p.m."
1640 LPRINT"-----"
1642 REM -----FACTOR PARA DISTANCIA RELATIVA. AL -----
1645 AL=A-1.57
1650   FOR AA=AAI TO AAF STEP RRPAS
1660       FOR RR=RRI TO DIST STEP RRPAS
1672 REM -----LECTURA DE DATOS POR FUENTE-----
1680         READ R,P,H,Q,F,CH,TIPOS,DISREL
1690         IF R=999 THEN 2140
1694 REM ----CALCULO DE DISTANCIA EN "X" RELATIVA A DIRECCION DE VIENTO-----
1700         FUE=FUE+1
1710         DX={(R*SIN(P)-RR*SIN(AA))*COS(AL)}-(R*COS(P)-RR*COS(AA))*SIN(AL)
1720         DX=DISREL+DX
1730         IF DX >=.1 THEN 1770 ELSE 1680
1770 REM ----CALCULO DE ELEVACION DE PLUMA EN FUNCION A TIPO DE ESTABILIDAD --
1772         ON K GOTO 1780,1780,1780,1780,1990,2030
1774 REM ----COMENTARIO: SI F=0 TOMA EL VALOR OBSERVADO DE ALTURA EFECTIVA-----
1780         IF F=0 THEN 1830
1790         IF F<=5 THEN W=14 * (F*.625) ELSE W=34*(F*.4)
1800         GOSUB 2220
1810         IF (DX*1000)<=3.5*W THEN DH=(1.6*(F*.333)*((DX*1000)^.667))/UZ ELSE DH=1.6*(F*.333)*((3.5*W)^.66667)/UZ
1820         GOTO 1840
1830         DH=OH
1840         EH=H+DH
1845 REM ----CALCULO DE DISTANCIA EN "Y" RELATIVA A DIRECCION DE VIENTO-----
1850         DY={(R*COS(P)-RR*COS(AA))*COS(AL)}+(R*SIN(P)-RR*SIN(AA))*SIN(AL)
1860         GOSUB 2350
1870         IF L<=500 THEN 2110
1880         IF SZ >= 1.6*L THEN 1890 ELSE 1910
1884 REM ----CALCULO DE CONCENTRACION CONSIDERANDO CONDICION INESTABLE O NEUTRA CON sz<1.6 L ---
1890         CE=(Q/(U*(SQR(6.28318))*SY))*(EXP(-.5*(DY*1000/SY)^2))^(1/L)
1900         GOTO 2120
1904 REM ----inicia "loop" para constante G1 en el caso de sz<1.6 L ----
1910         G1=0
1920         FOR N=-4 TO 4 STEP 1
1921             PROD1=EXP(-0.5*((-H-(2*N*L))/SZ)^2))
1922             PROD2=EXP(-0.5*((H-(2*N*L))/SZ)^2))
1923             PROD3=EXP(-0.5*((-H+(2*N*L))/SZ)^2))
1924             PROD4=EXP(-0.5*((H+(2*N*L))/SZ)^2))
1925             PRODT=PROD1+PROD2+PROD3+PROD4
1940             G1=PRODT+G1
1950         NEXT N
1956 REM ---- CALCULO DE CONCENTRACION A CONDICIONES NEUTRA O INESTABLE CON sz<1.6 L ---
1970         CE=(Q/(2*3.1416*U*SZ*SY))*(EXP(-0.5*((DY*1000/SY)^2)))*((EXP(-0.5*((-H/SZ)^2)))+(EXP(-0.5*((H/SZ)^2)))+G1)
1980         GOTO 2120
1990         IF F=0 THEN 2070
2000         GOSUB 2220
2010         S=0.34216/T:DH=2.6*(F/(UZ*S))^.333
2020         GOTO 2080
2030         IF F=0 THEN 2070
2040         GOSUB 2220
2050         S=0.196123/T:DH=2.6*(F/(UZ*S))^.333

```

```

2060          GOTO 2080
2070          DH=OH
2080          EH=H+DH
2082 REM ----CALCULO DE DISTANCIA EN "Y" RELATIVA A LA VELOCIDAD DEL VIENTO-----
2090          DY=(R*COS(P)-RR*COS(AA))*COS(AL)+(R*SIN(P)-RR*SIN(AA))*SIN(AL)
2100          GOSUB 2350
2104 REM ----CALCULO DE LA CONCENTRACION A CONDICIONES ESTABLES CON L.500 mts ----
2110          CE=(0/(3.14159*SY*SZ*U)))*EXP(-.5*(DY*1000/SY)*2)*EXP(-.5*(EH/SZ)*2)
2114 REM ----SUMA DE LAS CONCENTRACIONES INDIVIDUALES-----
2120          SE=CE*SE
2130          GOTO 1680
2140          SE=SE*1000000!
2144 REM ----SUMA DEL TOTAL DE LA SUMA DE CONCENTRACIONES Y LA CONCENTRACION DE FONDO --
2150          CF=SE+BCK
2160 REM ----CONVERSION A P.P.M.-----
2170          CF=CF/655
2171 REM ----CONVERSION A COORDENADAS CARTESIANAS PARA IMPRESION DE RESULTADOS----
2172          X=INT(RR*COS(AA)*100+0.5)/100
2174          Y=INT(RR*SIN(AA)*100+0.5)/100
2176          C=CF
2178 REM ----IMPRESION DE RESULTADO PARA EL PUNTO (X,Y) EN ppm -----
2179          PRINT"----- REALIZANDO CALCULOS E IMPRIMIENDO RESULTADOS-----"
2180          LPRINT TAB(9):X;TAB(33):Y;TAB(48);C
2184 REM ----reinicia lectura y contadores auxiliares -----
2190          RESTORE:FUE=0:SE=0
2200          GOTO 2616
2210 REM ----SUBROUTINA PARA CALCULO DE U(Z)-----
2220          IF H=0 THEN H=10
2230          ON K GOTO 2240,2260,2280,2300,2300,2320
2240          UZ=U*(H/10)*.1
2250          GOTO 2330
2260          UZ=U*(H/10)*.15
2270          GOTO 2330
2280          UZ=U*(H/10)*.2
2290          GOTO 2330
2300          UZ=U*(H/10)*.25
2310          GOTO 2330
2320          UZ=U*(H/10)*.3
2330          RETURN
2340 REM ----SUBROUTINA PARA CALCULO DE sy Y sz -----
2350          XX=LOG(DX)
2360          ON K GOTO 2370,2430,2460,2490,2520,2550
2370          TH=(24.167-2.5334*XX)/57.2985
2380          IF DX= 1.5 THEN 2390 ELSE 2410
2390          SZ=EXP(6.12788+XX*(2.21445+XX*(-.041129+XX*(-.379863+XX*(-.099597))))))
2400          GOTO 2570
2410          SZ=500*DX*2
2420          GOTO 2570
2430          TH=(18.333-1.8096*XX)/57.2985
2440          SZ=EXP(4.686302+XX*(1.06255+XX*(.18771)))
2450          GOTO 2570
2460          TH=(12.5-1.0857*XX)/57.2985
2470          SZ=61.141032#*DX*.914651
2480          GOTO 2570
2490          TH=(8.333-.72382*XX) /57.2985
2500          SZ=EXP(3.416367+XX*(.729577+XX*(-.031207)))
2510          GOTO 2570
2520          TH=(6.25-.54287*XX)/57.2985
2530          SZ=EXP(3.057629+XX*(.679089+XX*(-.044892)))
2540          GOTO 2570

```

```

2550 TH=(4.1667-.36191*XX)/57.2985
2560 SZ=EXP(2.625488*XX*(.658866+XX*(-.054137)))
2570 SY=1000*DX*(SIN(TH))/(2.15*COS(TH))
2580 IF SZ>5000 THEN SZ=5000
2590 RETURN
2615 REM ---- PASA AL SIGUIENTE VALOR DE DISTANCIA RR -----
2616 NEXT RR
2618 REM ----reinicia contadores-----
2619 RESTORE:FUE=0:SE=0
2620 LPRINT"-----"
2624 REM ---- PASA AL SIGUIENTE VALOR DE ANGULO. AA -----
2630 NEXT AA
2634 REM ----IMPRIME CONDICIONES DE CALCULO -----
2640 LPRINT" CONDICIONES METEOROLOGICAS DE CALCULO ;"
2650 LPRINT" ESTABILIDAD K= ";K;" ; VEL. VIENTO u= ";U;" ;DIR. VIENTO = ";A
2660 LPRINT" ALTURA DE CAPA DE MEZCLA (mts) = ";L
2670 LPRINT" CONCENTRACION DE FONDO (ug/m3) = ";BCK
2675 PRINT "----- PROGRAMA TERMINADO -----"
2680 END

```